

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

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

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой «РПиР»

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

ЗАДАНИЕ
на бакалаврскую работу

Студент: Архарова Наталия Сергеевна

1. Тема: Модернизация реактора синтеза карбамида ОАО «КуйбышевАзот»
2. Срок сдачи студентом законченной бакалаврской работы 25.05.2016
3. Исходные данные к бакалаврской работе: технологический регламент цеха производства карбамида №4 ОАО «КуйбышевАзот», материалы литературно-патентного поиска.
4. Содержание бакалаврской работы:
 - анализ состояния производства карбамида и перспектив модернизации реакторов для его синтеза;
 - модернизация производства карбамида;
 - мероприятия в области охраны окружающей среды при производстве карбамида.
5. Дата выдачи задания: 01.03.2016

Руководитель бакалаврской работы

(подпись)

В.Ю. Зотов

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

(подпись)

Н.С. Архарова

(И.О. Фамилия)

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

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

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой «РПиР»

_____ М.В.Кравцова
(подпись) (И.О. Фамилия)

« _____ » _____ 20__ г.

КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы

Студента: Архаровой Наталии Сергеевны

по теме: Модернизация реактора синтеза карбамида ОАО «КуйбышевАзот»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	10.03.2016			
Анализ состояния производства карбамида и перспектив модернизации реакторов для его синтеза	17.03.2016			
Модернизация производства карбамида	10.04.2016			
Мероприятия в области охраны окружающей среды при производстве карбамида	24.05.2016			
Заключение	24.05.2016			

Руководитель бакалаврской работы _____

(подпись)

В.Ю. Зотов

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению _____

(подпись)

Н.С. Архарова

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Архарова Н.С.

Тема работы: Модернизация реактора синтеза карбамида ОАО «КуйбышевАзот».

Научный руководитель: Зотов В.Ю.

Цель бакалаврской работы - увеличение производственной мощности выпуска карбамида с соблюдением современных мер в области экологичности производства.

Пояснительная записка работы состоит из введения, трех глав, заключения, списка использованных источников.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи, объект и предмет исследования. В первой главе проанализированы: состояние производства карбамида, способы и кинетика протекания процесса его синтеза, анализ мировых мощностей производства карбамида, технологическая схема существующей технологии производства карбамида и перспективы ее модернизации. Во второй главе проведен термодинамический и кинетический анализ реактора синтеза, приведен расчет материального и теплового балансов реактора, подобраны и разработаны технологические и конструкционные решения по модернизации реактора синтеза карбамида. В третьей главе произведен анализ опасных и экологически вредных факторов в процессе синтеза карбамида на ОАО «КуйбышевАзот», пути их устранения.

Графическая часть работы содержит:

- реакция синтеза карбамида;
- схема технологическая производства карбамида;
- схема технологическая с точками КИП и А узла синтеза карбамида;
- сборочный чертёж модернизированного реактора синтеза карбамида с видами, разрезами на трех листах;
- материальный баланс синтеза карбамида;

- чертеж общего вида теплообменника на двух листах;
- спецификации на двух листах.

Объем пояснительной записки, к бакалаврской работе, включает: 68 страниц (6 рисунков, 17 таблиц, 62 источника использованной литературы). Графический материал выполнен на 11 листах (в том числе 2 листа спецификации).

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	8
ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СОСТОЯНИЯ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА И ПЕРСПЕКТИВ МОДЕРНИЗАЦИИ РЕАКТОРОВ ДЛЯ ЕГО СИНТЕЗА	10
1.1 Физико-химические свойства карбамида	10
1.2 Кинетика протекания процесса	11
1.3 Способы производства карбамида	14
1.4 Анализ промышленных способов производства карбамида	16
1.5 Анализ мировых мощностей производства карбамида	19
1.6 Описание технологической схемы производства карбамида на ОАО «КуйбышевАзот»	20
1.6.1 Отделение подачи жидкого аммиака в реактор	20
1.6.2 Отделение синтеза карбамида и дистилляции высокого давления	21
1.6.3 Отделение дистилляции среднего давления	23
1.6.4 Отделение дистилляции низкого давления	25
1.6.5 Отделение двухступенчатой вакуум-выпарки	26
1.6.6 Гранулирование карбамида и система обеспылевания воздуха	27
1.6.7 Очистка сточной воды	29
1.6.8 Контроль и автоматизация узла синтеза карбамида	32
ГЛАВА 2. МОДЕРНИЗАЦИЯ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА	34
2.1 Технологический расчет производства карбамида	34
2.1.1 Термодинамический и кинетический анализ реактора синтеза карбамида	34
2.1.2 Материальный баланс узла синтеза карбамида	42
2.1.3 Тепловой баланс узла синтеза карбамида	47
2.1.4 Прочностной расчет реактора синтеза карбамида	49
2.2 Расчет вспомогательного оборудования	52
ГЛАВА 3. МЕРОПРИЯТИЯ В ОБЛАСТИ ОХРАНЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ КАРБАМИДА	59

3.1 Идентификация опасных и вредных производственных факторов разрабатываемого объекта	59
3.2 Природоохранные мероприятия при производстве карбамида	60
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	62
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	63

ВВЕДЕНИЕ

Карбамид (мочевина) среди азотных удобрений занимает второе место по объему производства после аммиачной селитры. Рост производства карбамида обусловлен широкой сферой его применения. Наибольшее количество мочевины, применяемой для технических целей, используется при приготовлении продуктов ее конденсации с формальдегидом. Состав и свойства получаемых мочевиноформальдегидных полимеров (МФП), или карбамидных смол, характеризуются большим разнообразием, и зависит от условий синтеза.

Особенно широкое применение МФП нашли в промышленности пластмасс, наряду с этим значительное развитие получило производство высококачественных получаемых мочевиноформальдегидных клеев, используемых для получения многослойной фанеры. В лакокрасочной промышленности МФП применяют для изготовления мочевиновых лаков, а в текстильной – для обработки тканей с целью придания им эластичности, уменьшения сминаемости и повышения их прочности. В бумажной промышленности продукты конденсации мочевины с формальдегидом используются для увеличения механической прочности бумаги, придания ей прозрачности, а также водонепроницаемости. Некоторые типы МФП употребляются в деревообрабатывающей промышленности для пропитки дерева с целью придания ему большей стойкости, в кожевенной промышленности для дубления белых кож и т. д.

Мочевина нашла применение в фармацевтической промышленности для приготовления успокаивающих (адалин, бромурал), снотворных (веронал, люминал) и мочегонных средств, составов для заживления ран и др. Ее используют при изготовлении дезинфекционных средств, в качестве смягчителя в производстве косметических кремов, она входит в состав зубных паст и т. п.

Карбамид – высококонцентрированное легкоусвояемое азотное удобрение. В почве под действием почвенных бактерий быстро

превращаются в углекислый аммоний, который далее нитрифицируется, т. е. окисляется до азотнокислых соединений [15,23].

В этой связи мочевины можно рассматривать с агрохимической точки зрения как своего рода стабильную форму карбоната аммония.

Карбамид используется также в качестве добавки к кормам, содержащим недостаточное количество белков. Мочевина применяется в данном случае в качестве синтетического заменителя белка. Точнее, азот мочевины используется в качестве исходного компонента в биологическом процессе создания животного белка.

Поэтому мощности производства карбамида, как в нашей стране, так и во всем мире имеют устойчивую тенденцию к дальнейшему росту.

К настоящему времени накоплен такой научно-технический потенциал, эффективное использование которого может привести в ближайшие годы к качественным изменениям технико-экономических характеристик промышленных установок производства карбамида. Необходимость внимания к таким техническим решениям обусловлена тем, что при современных объемах выпуска карбамида даже незначительное усовершенствования, в масштабах отрасли, дают огромный народно-хозяйственный эффект. В связи с выше изложенным **целью данной работы является:** *увеличение производственной мощности выпуска карбамида с соблюдением современных мер в области экологичности производства.*

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие **задачи:**

- 1. Провести анализ существующих технологий и оборудования для синтеза карбамида в направлении повышения качества и объемов производства.*
- 2. Увеличить производительность процесса получения карбамида на ОАО «КуйбышевАзот».*
- 3. Предусмотреть необходимые экологические норм, и меры безопасности производства.*

Из выше изложенного следует, что тема данной работы: «Модернизация реактора синтеза карбамида» является актуальной.

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ СОСТОЯНИЯ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА И ПЕРСПЕКТИВ МОДЕРНИЗАЦИИ РЕАКТОРОВ ДЛЯ ЕГО СИНТЕЗА

1.1 Физико-химические свойства карбамида

Карбамид $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ (мочевина) или амид карбаминовой кислоты - кристаллическое вещество без запаха. Технический продукт представляет собой белые или желтоватые кристаллы, имеющие форму иглообразных или ромбических призм; плотность 1330 кг/м^3 . Чистый карбамид содержит 46,2% азота в амидной форме. Карбамид плавится под атмосферным давлением при температуре $132,7^\circ\text{C}$ [15,23,31,32].

Продукт отличается высокой растворимостью в воде, увеличивающейся с повышением температуры. Раствор карбамида в воде обладает слабощелочными свойствами.

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

Структурная формула:



Основные физико-химические свойства $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ приведены в таблице 1.1.

Таблица 1.1 - Физико-химические свойства $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$

Молекулярный вес	60,06
Истинная плотность при 20°C	$1,335 \text{ г/см}^3$
Насыпной вес гранулированного карбамида	$0,7-0,8 \text{ г/см}^3$
Температура плавления при атм. давлении	$132,7^\circ\text{C}$
Удельная теплоемкость при 20°C	$0,321 \text{ ккал/г}^\circ\text{C}$
Теплота плавления	57,8 ккал/г
Теплота образования $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ из простых веществ	79,6 ккал/моль
Вязкость при 150°C	2,16 сп
Теплота растворения в воде	57,80 ккал/г
Электропроводность (жидк.) при 135°C	$0,00346 \text{ 1/Ом} \times \text{см}$

При взаимодействии карбамида с кислотами образуются солеобразные соединения. Например, с азотной кислотой карбамид образует нитрат карбамида $\text{CO}(\text{NH}_2)_2\text{HNO}_3$ – малорастворимые в воде кристаллы, разлагающиеся при нагревании с взрывом [15,23,31,32].

При обработке карбамида фосфорной кислотой образуется фосфат карбамида $\text{CO}(\text{NH}_2)_2\text{H}_3\text{PO}_4$ – ромбические кристаллы, хорошо растворимые в воде, фосфат карбамида используется в производстве сложных удобрений.

С некоторыми солями карбамид образует комплексные соединения.

При смешении в определенных соотношениях с аммиачной селитрой карбамид образует комплексные соединения, более растворимые, нежели каждая соль в отдельности.

Так, в 100 г воды при 30 °С можно растворить 1567 г смеси 46% $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ и 54% NH_4NO_3 , занимающий объем примерно в 12 раз больший, чем начальный объем указанного количества воды [15,23,31,32].

Комплексные соединения карбамид образует с нормальными углеводородами и их производными. После фильтрования каждый компонент, входящий в полученный комплекс, выделяется количественно. Это свойство карбамида используется в нефтяной промышленности для очистки масел.

Реагируя с формальдегидом при нагревании в присутствии щелочи, карбамид образует различные высокомолекулярные продукты, которые применяются в промышленности для изготовления пластических масс.

Продукт, полученный путем конденсации карбамида с формальдегидом в кислой среде, представляет собой карбамидоформальдегидное удобрение, содержащее до 40% азота, большая часть которого находится в трудно растворимой, но полностью усвояемой растениями форме [36 стр. 5].

1.2 Кинетика протекания процесса

Реакция образования карбамата аммония при атмосферном давлении и обычной температуре идет довольно медленно. Ускорить этот процесс путем только повышения температуры процесса не представляется возможным, так

как карбамат аммония – нестойкое соединения и легко разлагается на NH_3 и CO_2 . Так, при 57-59 °С давление паров NH_3 и CO_2 над карбаматом аммония равно атмосферному, а при 175 °С оно составляет 17,5 МПа. Поэтому реакцию образования карбамата аммония необходимо вести при повышенных температуре и давлении. Так при давлении 18-20 МПа и температуре 160-170 °С эта реакция идет с большей скоростью и практически полностью [13 стр. 12].

Влияние температуры на степень конверсии карбамата аммония в карбамид представлена на (рис. 1.1)

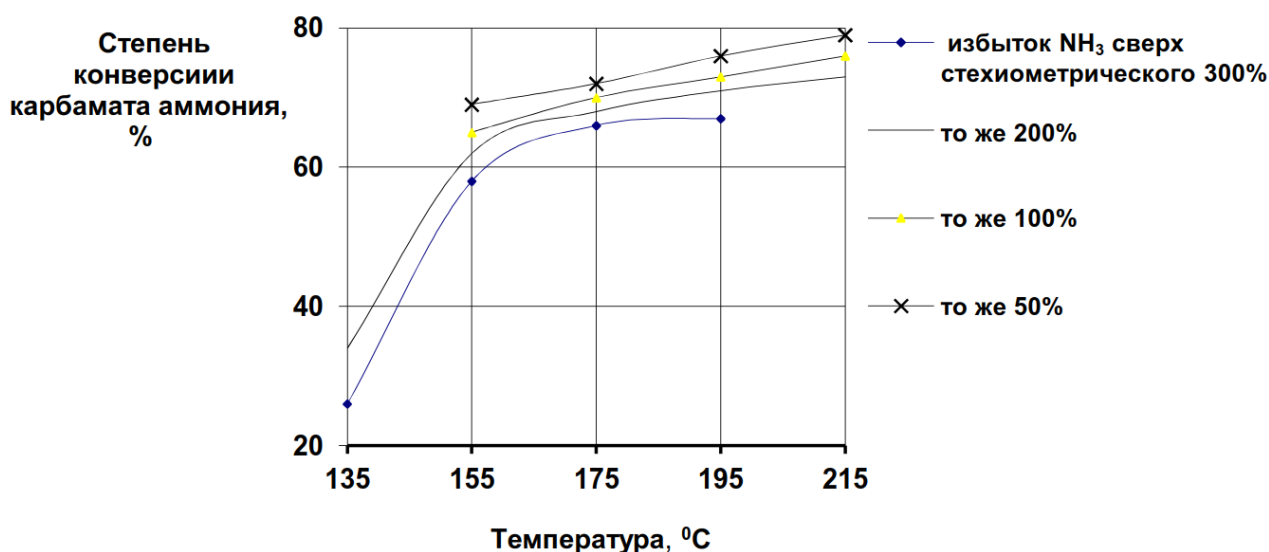


Рисунок 1.1 - Влияние температуры на степень конверсии карбамата аммония в карбамид

Аммиак обладает дегидратирующим свойством, т.е. он связывает реакционную воду, удаляя её из сферы реакции. Это смещает равновесие реакции в направлении образования карбамида. Следовательно, избыток NH_3 по сравнению со стехиометрическим его количеством повышает выход карбамида по CO_2 . Выход по аммиаку при этом соответственно уменьшается (рис. 1.2) [35,41].

С ростом давления в реакторе тоже увеличивается степень конверсии карбамата аммония, так как повышенное давление препятствует диссоциации карбамата аммония.

Реакция образования карбамида при нагревании твёрдого карбамата аммония протекает с низкой скоростью. Так как давление паров карбамида над его растворами мало, в газовой фазе карбамид практически не образуется. Наиболее интенсивно реакция проходит в жидкой фазе, поэтому факторы, способствующие увеличению количества жидкой фазы, ускоряют образование карбамида .

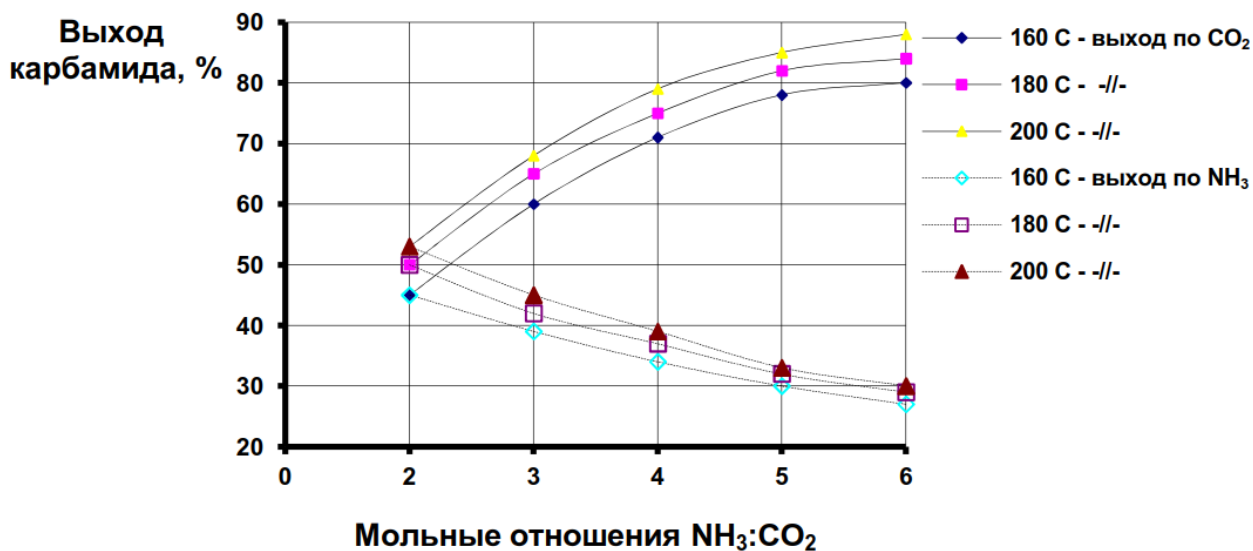


Рисунок 1.2 - Равновесный выход карбамида в зависимости от избытка аммиака при различных температурах

Совместное присутствие карбамата аммония и карбамида снижает температуру плавления каждого из этих соединений. Особенно большое влияние на температуру плавления смесей карбамата аммония и карбамида оказывает аммиак. Диаграмма состояния системы карбамат аммония–карбамид–аммиак показывает, что смесь этих трех компонентов в соотношении, получаемом в указанных выше оптимальных условиях синтеза карбамида, может образовывать жидкую фазу, которая будет находиться в равновесии с твердым карбаматом аммония при температуре 20 °C и выше [45-50].

Присутствие в реакционной смеси воды тоже способствует образованию жидкой фазы. Однако по мере накопления воды в системе наступает равновесное состояние и образование карбамида прекращается.

Поскольку карбамат аммония превращается в карбамид только в жидкой фазе, большое значение имеет степень заполнения реактора исходными реагентами. Выход карбамида при прочих равных условиях возрастает с увеличением степени заполнения реакционного объёма, так как, чем меньше свободный объём реактора, тем меньше количество карбамата аммония разлагается с выделением NH_3 и CO_2 в газовую фазу.

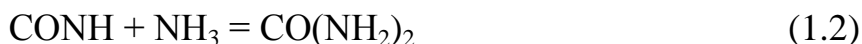
В карбамид превращается лишь часть поступающих NH_3 и CO_2 , в связи с этим в технологических схемах предусмотрено их выделение и возвращение в процесс. Такие схемы относятся к замкнутым. Существуют так же промежуточные схемы производства карбамида, называемые полужамкнутыми.

По открытой схеме карбамид получали на ранней стадии его производства. Поскольку синтез карбамида ведется в большом избытке аммиака, причем лишь 30-35% его перерабатывается в карбамид, то количество аммиака, не связанного в карбамид, очень велико и при его переработке в аммиачную селитру на каждую 1 т карбамида получали бы 5-7 т аммиачной селитры. При этом выработка гранулированной аммиачной селитры из ее 60 % - ных растворов связана с большим расходом пара и поэтому неэкономична. В этом случае в атмосферу выбрасывается CO_2 и не связанный карбамид. В связи с этим широко получили признание замкнутые схемы с полным возвратом в процесс не прореагировавших NH_3 и CO_2 .

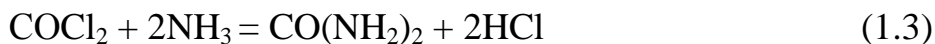
В настоящее время в промышленности широко применяются различные варианты замкнутых схем с полным возвратом в процесс не прореагировавших NH_3 и CO_2 – так называемые схемы с полным рециклом [13 стр. 35].

1.3 Способы производства карбамида

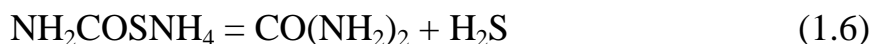
Разработано несколько способов производства карбамида. Карбамид может быть получен из аммиака и циановой кислоты:



и взаимодействием фосгена и аммиака, с одновременным получением хлорида аммония:



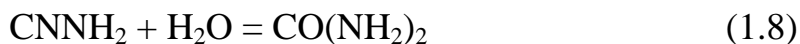
При взаимодействии аммиака с сероокисью углерода образуется тиокарбонат аммония, который при 100 °С, разлагаясь, образует карбамид и сероводород:



Цианомидный способ получения карбамида основан на разложении цианамиды кальция двуокисью углерода с образованием цианамиды:



В кислой среде при легком нагревании цианамид присоединяет воду, образуя карбамид:



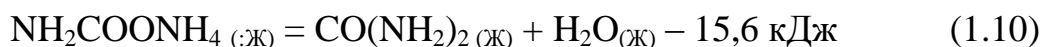
Однако эти способы не нашли промышленного применения вследствие своей не рентабельности и трудности осуществления.

Изучался также способ производства карбамида из окиси углерода, серы и аммиака. Разработан способ получения карбамида обработкой газообразным аммиаком газов пиролиза кислого гудрона, содержащих окись углерода и серу. Также проводились исследования фотохимических реакций взаимодействия окиси углерода с аммиаком [51,52].

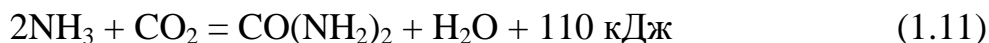
В настоящее время карбамид в промышленном масштабе производится только прямым синтезом из аммиака и двуокиси углерода. Синтез карбамида, впервые осуществленный А.И.Базаровым в 1870 г., протекает в две стадии: в первой стадии образуется карбамат аммония:



во второй стадии в результате отщепления воды образуется карбамид:



Суммарная реакция синтеза карбамида имеет вид:



Обе реакции обратимы; равновесные концентрации и скорости процессов определяются температурой, давлением, соотношением NH_3 , CO_2 и количеством H_2O в смеси [36 стр. 20].

Обе реакции обратимы, их равновесие зависит от температуры, давления и соотношения реагентов NH_3 , CO_2 , H_2O . Оптимальными условиями промышленного синтеза карбамида являются температура 185–200 °С, мольное отношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2:\text{H}_2\text{O} = (3,2-3,6):1:(0,5-0,7)$ давление до 200 ата.

1.4 Анализ промышленных способов производства карбамида

Мочевина открыта Руэлем в 1773 году и идентифицирована Праутом в 1818 году. Особое значение мочеvine в истории органической химии придали тот факт, что ее синтез Велером в 1828 году явился первым синтезом органического соединения из неорганического: Велер получил её нагревом цианата аммония, полученного взаимодействием цианата калия с сульфатом аммония [24,25,35].

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

Первые промышленные установки получения карбамида за рубежом появились в 1920-е годы на базе работ, проводившихся химиками Германии, США и Франции в начале 20 века. Эти установки работали по так называемой открытой схеме: плав карбамида дросселировали до атмосферного давления, при этом давлении отделяли не прореагировавшие газы и использовали содержащийся в них аммиак для производства аммонийных солей, а затем выпаривали раствор карбамида и получали карбамид в кристаллическом виде. Этот способ был крайне экономически невыгоден.

Поэтому в 1930-1940 годах были активизированы в разных странах исследовательские работы, которые были направлены к созданию более экономичных способов получения карбамида.

В СССР начало промышленного производства карбамида относится к 1935 году, когда на Чернореченском химическом заводе (г. Дзержинск) была пущена первая установка мощностью 240 килограмм в сутки.

К 1950-м годам в СССР действовали две промышленные установки получения карбамида на Новомосковском и Лисичанском химических комбинатах общей мощностью около 20 тыс. тонн в год, созданные на основании предвоенных работ ГИВД, г. Ленинград, и работавшие по открытой схеме. Научно-исследовательские работы в области совершенствования технологии производства карбамида проводились параллельно в нескольких направлениях; разрабатывались схемы синтеза карбамида с газовым, частичным и жидкостным рециклами. В это время был создан Научно-исследовательский и проектный институт карбамида (НИИК), который спроектировал в 1958-1959 годах и испытал в Сталиногорске (Новомосковск) в опытно-промышленном масштабе два процесса - процесс двухступенчатой дистилляции плава карбамида с конденсацией и рециркуляцией избыточного аммиака и процесс разделения газов дистилляции путем селективной абсорбции диоксида углерода раствором моноэтаноламина. Одновременно совместно с ЧХЗ был разработан и испытан процесс непрерывного выпаривания раствора карбамида и его кристаллизации в аппаратах шнекового типа. Эти работы послужили основой для проектов первых, считавшихся по тому времени многотоннажными, агрегатов карбамида мощностью 35 тыс. тонн в год с частичным рециклом аммиака (Новомосковск, Салават, Ангарск, Гродно, Кемерово) и полным газовым рециклом (Щекино) [4-6].

За рубежом в этот период фирмой Stamicarbon (Нидерланды) был разработан и в 1959 году доведен до промышленного воплощения процесс производства карбамида с полным рециклом не прореагировавших веществ в

виде водного раствора углеаммонийных солей - так называемый полный жидкостный рецикл - с получением гранулированного продукта путем разбрызгивания расплава карбамида в пустотелой башне навстречу восходящему потоку воздуха.

Позднее этот способ гранулирования получил название «приллирование». Одновременно со строительством в СССР упомянутых агрегатов мощностью 35 тыс. тонн в год были приобретены за рубежом несколько комплектов оборудования для агрегатов мощностью 90 тыс. тонн в год, работающих по технологии полного жидкостного рецикла фирмы Stamicarbon. Цехи введены в эксплуатацию в период 1963-1965 гг. на Щекинском и Северодонецком химических комбинатах, Чирчикском электрохимическом комбинате и на Салаватском нефтехимическом комбинате (цех № 24-1).

На базе опыта освоения этих агрегатов, в 1960-1970 годах были выполнены проекты более 25 агрегатов производства карбамида производительностью 90000 тонн в год по технологии полного жидкостного рецикла, включая проект переоборудования цеха с газовым рециклом в Щекино. Цехи с двумя агрегатами были пущены на Новомосковском, Невинномысском, Новгородском химических комбинатах, на Салаватском НКХ (цех № 24-П), Вахшском азотно-туковом заводе, ПО «Куйбышевазот», Гродненском ПО «Азот», Ионавском ЗАУ, Кировоканском и Руставском химических заводах, а также на ПО «Ангарскнефтеоргсинтез», Чернореченском ПО «Корунд», в г. Кохтла-Ярве и т.п. Всего по этому проекту за 1966-1972 годах введены в эксплуатацию 32 агрегата по выпуску карбамида.

В 1970 годах правительственным решением были закуплены комплекты оборудования агрегатов для производства карбамида производительностью 330000 и 450000 тонн в год по технологиям всех ведущих зарубежных фирм.

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) [62 стр.50].

Предприятия по производству карбамида расположены в семи странах бывшего СССР (Россия, Украина, Белоруссия, Узбекистан, Литва, Эстония, Таджикистан). На этих предприятиях применяется пять основных методов производства карбамида: полный жидкостной рецикл АК-70 (31 установка), стриппинг-процесс CO₂ Stamicarbon (13 установок), стриппинг-процесс аммиака Snamprogetti (3 установки), Tecnimont (три установки) и ТЕС (одна установка) (рис. 1.3) [1,5].

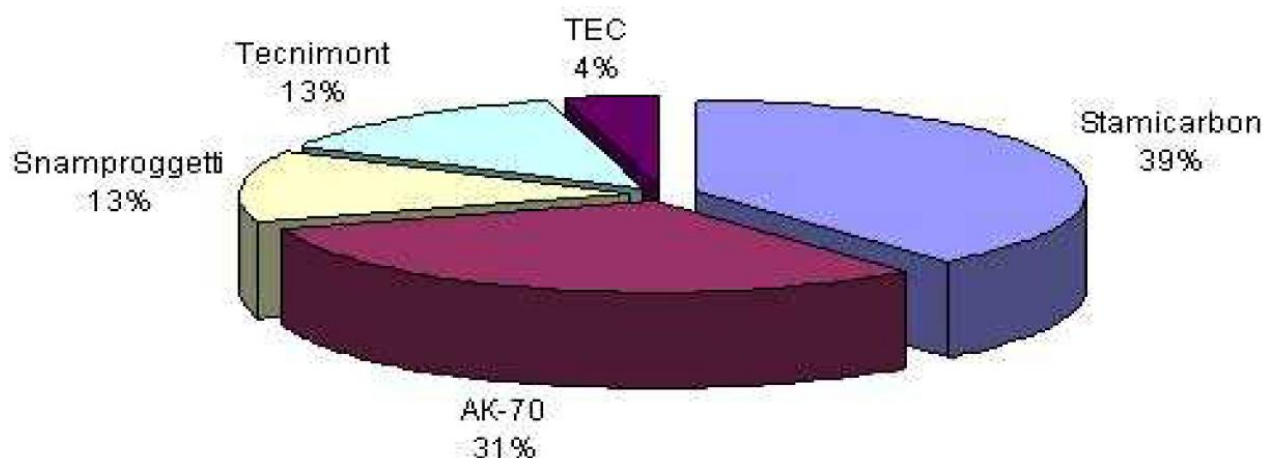


Рисунок 1.3 – Распределение применяемых технологий по производству карбамида в странах бывшего СССР

1.5 Анализ мировых мощностей производства карбамида

Мировые мощности по производству карбамида приведены в таблице 1.2.

Таблица 1.2 - Мировые мощности по производству карбамида

Производства удобрения	Годы				
	2007	2006	2005	2004	2003
Объем мирового производства Кармабида, млн. тонн	139	133,5	128,8	124,83	120,98

На данный момент строятся или рассматриваются проекты по строительству 45 заводов различной мощности. При условии их реализации,

к 2016 году мировые мощности по карбамиду возрастут на 22% (без учета выбытия существующих) и достигнут уровня в 158 млн. тонн.

Ввод крупных экспорт-ориентированных мощностей по карбамиду в 2007-2012 гг. представлен в таблице 1.3.

Таблица 1.3 - Ввод крупных экспорт-ориентированных мощностей по карбамиду

Страна	Компания	Мощность, тыс. тонн	Год запуска
Иран	NPC	600	2007
Египет	EFC	670	2007
Оман	SIUCI	1200	2008
Иран	NPC	1100	2009
Египет	MOPCO	600	2009
Катар	Qafco V	350	2010
Иран	NPC	1000	2011

Таким образом, к 2016 году объем потребления карбамида достигнет 178 млн. тонн [62 стр. 90].

1.6 Описание технологической схемы производства карбамида на ОАО «КуйбышевАзот»

В состав производства карбамида входят (см. приложение 2):

- отделение подачи жидкого аммиака в реактор;
- отделение синтеза карбамида и дистилляции высокого давления;
- отделение дистилляции среднего давления;
- отделение дистилляции низкого давления;
- отделение двухступенчатой вакуум – выпарки;
- гранулирование карбамида и система обеспылевания воздуха;
- очистка сточной воды.

1.6.1 Отделение подачи жидкого аммиака в реактор

Согласно приложению 2. Жидкий аммиак из изотермического хранилища с температурой минус (20 – 34 °С) поступает на всас центробежного насоса поз. Н6-7 и через теплообменник поз. К-4 подается в

сборник поз. Е-1. Проходя по трубам теплообменника аммиак, нагревается до температуры (минус 15 – плюс 15 °С) за счет тепла конденсации возвратного аммиака.

В сборнике свежий аммиак смешивается с возвратным и центробежным насосом поз. Н4-5 подается на всас насосов поз. Н1-3. Часть аммиака с нагнетания насоса Н4-5 подается на орошение промывной колонны поз. А4.

Трехплунжерными насосами поз. Н1-3 аммиак с давлением 16 – 24 МПа (160 – 240 кгс/см²) подается в эжектор карбамата поз. Э, где служит рабочим потоком для подачи карбамата из сепаратора поз. С1 в реактор поз. Р [59 стр. 10].

1.6.2 Отделение синтеза карбамида и дистилляции высокого давления

Согласно приложению 2. Двуокись углерода от компрессора поз. К1 и смесь аммиака с карбаматом аммония от эжектора поз. Э, вводятся в нижнюю часть реактора поз. Р. Реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, футерованный изнутри молибденистой нержавеющей сталью и снабженный четырнадцатью ситчатыми тарелками для перемешивания реакционной смеси. В реакторе при давлении 14,0 – 16,0 МПа (140 – 160 кгс/см²) и температуре 185-190 °С происходит образование карбамата аммония с последующей его дегидратацией и образованием карбамида. Время пребывания реакционной смеси в реакторе зависит от расхода СО₂ на агрегат (от 45 минут до 1 часа).

Тепло, выделяющееся при первой реакции, частично используется во второй реакции, оптимальное мольное отношение NH₃ : СО₂ : Н₂О = (3,2 – 3,6) : 1 : (0,5 – 0,7). Степень конверсии СО₂ в карбамид приблизительно 60%.

Продукты реакции, содержащие карбамид, карбамат аммония, избыточный аммиак, воду, с температурой 180-189 °С поступают в верхнюю часть отпарной колонны поз. КО.

Отпарная колонна представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник пленочного типа, футерованный по трубному пространству

титаном, имеющий кольцевой распределитель плава и патрубки с тангенциально расположенными боковыми отверстиями, служащими для создания равномерной пленки плава на стенке трубы.

При стекании плава по трубкам за счет массообмена с восходящими газами и тепла насыщенного пара среднего давления, подаваемого в межтрубное пространство, при температуре 185-210 °С происходит разложение карбамата аммония и отгонка CO₂, аммиака и воды.

Раствор карбамида из нижней части отпарной колонны отводится в колонну дистилляции среднего давления поз. КД1. Конденсат из кожуха отпарной колонны сливается в конденсатоотводчик. Пар, выделяющийся из конденсата, возвращается в отпарную колонну; часть конденсата подается в качестве теплоносителя в подогреватель колонны дистилляции поз. КД1, оставшаяся часть отводится в межтрубное пространство конденсаторы карбамата поз. К2,3.

Газы дистилляции из верхней части отпарной колонны поз. КО с температурой 185 – 200 °С направляются в смеситель поз. СМ1, где смешиваются с раствором углеаммонийных солей (далее УАС), подаваемым насосом поз. Н10-11 из промывной колонны поз. А4, после чего газожидкостная смесь поступает в трубное пространство конденсатора карбамата поз. К2, а затем в трубное пространство конденсатора карбамата поз. К3.

Конденсаторы представляют собой горизонтальные двухходовые кожухотрубные теплообменники. В трубках конденсаторов при температуре 155 – 165 °С происходит абсорбция газов в растворе УАС и их конденсация с образованием карбамата аммония.

Тепло абсорбции и конденсации используется для получения насыщенного пара давлением 0,33 – 0,45 МПа (3,3 – 4,5 кгс/см²).

Конденсат подается в конденсатор поз. К3, где происходит парообразование. Неиспарившаяся часть конденсата переливается через перегородку, обеспечивающую постоянный уровень в зоне труб и самотеком поступает в конденсатор поз. К2.

Образовавшийся в конденсаторах пар поступает в сеть пара низкого давления. Неиспарившийся конденсат через перегородку и сливной штуцер конденсатора поз. К2 отводится в сеть конденсата низкого давления.

Карбамат аммония из конденсатора поз. К3 направляется в сепаратор поз. С1, отделяется от газов и с температурой 150 – 160 °С эжектором поз. Э подается в реактор поз. Р [59 стр. 12].

1.6.3 Отделение дистилляции среднего давления

Согласно приложению 2. Плав карбамида с температурой 205-210 °С из отпарной колонны поз. КО после дросселирования до давления 17 кгс/см² поступает в верхнюю часть колонны дистилляции среднего давления поз. КД1, состоящую из трех частей:

- верхняя – сепарирующая часть заполнена кольцами Рашига и имеет кольцевой распределитель раствора с тангенциальным вводом;

- средняя часть – кожухотрубный теплообменник, представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник пленочного типа, каждая трубка которого имеет патрубок с тангенциально расположенными боковыми отверстиями, предназначен для разложения карбоната аммония;

- нижняя часть – сборник раствора предназначен для поддержания уровня в аппарате. Сюда также вводится поток газа с сепаратора С1.

В колонне дистилляции поз. КД1 при давлении 17 кгс/см² и температуре 150 – 155 °С разлагается карбонат аммония и отгоняются продукты разложения, за счет тепла парового конденсата, подаваемого из отпарной колонны поз. КО.

Газовая фаза с температурой 155 °С из колонны дистилляции среднего давления поступает в конденсатор поз. К12 кожухотрубного типа, где в межтрубном пространстве при температуре 84-87 °С частично абсорбируется раствором УАС (угле аммонийных солей), подаваемых насосом поз. Н13-14 из емкости поз. Е2. Теплота абсорбции снимается водой, подаваемой в трубное пространство аппарата поз. К12. Аппарат поз. К12 представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник, в трубки которого подается охлаждающая вода. В межтрубном пространстве конденсатора поз.

К12 при температуре 70 – 90 °С происходит частичная абсорбция в растворе УАС и конденсация газов дистилляции. Используемая в конденсаторе охлаждающая вода подается в воздушный холодильник поз. А1, где охлаждается до температуры не менее 35 °С, после чего центробежным насосом поз. Н12 вновь подается в конденсатор поз. К12.

Полученная газожидкостная смесь поступает в абсорбер поз. А4 колонного типа, снабженный колпачковыми тарелками, в котором происходит окончательная промывка газовой фазы от двуокиси углерода.

Орошения абсорбера аммиачной водой осуществляется насосами поз. Н8-9 из абсорбера аммиака поз. А4 и жидким аммиаком, подаваемым насосом поз. Н4-5 из сборника аммиака поз. Е1. абсорбция осуществляется при температуре 43-75 °С.

Газовая фаза, содержащая аммиак с примесью двуокиси углерода с температурой 43 °С из верхней части абсорбера поз. А4 направляется в аппарат воздушного охлаждения поз. А3, где конденсируется при температуре 35-40 °С. Сконденсированный жидкий аммиак направляется в сборник аммиака поз. Е1. Раствор УАС с температурой 65-75 °С из нижней части абсорбера поз. А4 подается в конденсаторы карбамата поз. К2,3.

Несконденсированный аммиак вместе с инертными газами из сборника аммиака поз. Е1 направляется в конденсатор аммиака поз. К4, где при температуре 0 °С конденсируется за счет холода свежего аммиака, подаваемого насосами поз. Н6-7 из заводской сети. Жидкий аммиак, из конденсатора аммиака поз. К4, направляется в сборник аммиака поз. Е1. газовая фаза содержащая инертные газы и не сконденсировавшийся аммиак с температурой 0 °С направляется в абсорбер аммиака среднего давления поз. А5, состоящий из двух частей:

- теплообменник пленочного типа;
- сепаратор, снабженный колпачковыми тарелками.

Абсорбция аммиака происходит при температуре 40°С конденсатом, стекающим в виде пленки внутри трубок теплообменника. Теплота абсорбции снимается водой, подаваемой в межтрубное пространство аппарата поз. А5. Аммиачная вода с температурой 40°С из нижней части аппарата поз. А5 насосом поз. Н8-9 подается на орошение абсорбера поз. А4.

Для обеспечения взрывобезопасной работы абсорбера аммиака поз. А5 в газовую фазу подается азот в количестве 350 – 700 м³/час (в зависимости от объемной доли горючих веществ в исходной двуокиси углерода) нм³/час компрессором поз. К6-7. Поток инертнов со следами аммиака сбрасывается на свечу [59 стр. 15].

1.6.4 Отделение дистилляции низкого давления

Согласно приложению 2. Процесс дистилляции раствора карбамида при низком давлении осуществляется в колонне дистилляции поз. КД2, аналогичной по устройству и принципу работы колонне дистилляции поз. КД1.

Раствор карбамида, выходящий из колонны дистилляции поз. КД1, дросселируется до давления 0,2 – 0,4 МПа (2 - 4 кгс/см²) и через распределитель вводится в верхнюю часть колонны дистилляции поз. КД2. Здесь из раствора отделяются газы, выделившиеся при дросселировании, а раствор вступает в тепло- и массообмен с восходящими газами и распределяется по трубкам подогревателя.

При стекании раствора по трубкам и температуре 138 – 145 °С за счет тепла пара 3,3 – 4,5 кгс/см², подаваемого в кожух подогревателя, и массообмена с восходящими газами происходит разложение остатков карбамата аммония и отгонка аммиака, СО₂ и воды.

Раствор карбамида, стекающий в сборнике поз. КД2 из трубок подогревателя, направляется в трубную часть теплообменника поз. КД2, подогревается до температуры 96 °С за счет тепла газов дистилляции и поступает в сепаратор поз. КД2, где, отделившись от газов центробежными насосами, подается в сепаратор I-ой ступени выпарки поз. С2.

Газы из верхней части колонны дистилляции с температурой 122 – 135 °С подаются в конденсатор низкого давления поз. К8, представляющий собой вертикальный кожухотрубный теплообменник. На входе в конденсатор газы орошаются раствором УАС.

В межтрубном пространстве при температуре 30 – 45 °С происходит абсорбция и конденсация газов с образованием раствора УАС. Тепло

абсорбции и конденсации снимается охлаждающей водой, подаваемой в трубки конденсатора из водооборотного цикла. Полученный в конденсаторе раствор УАС сливается в сборник поз. Е2, откуда центробежным насосом поз. Н13-14 подается в конденсатор среднего давления поз. К12. Часть раствора с нагнетания насоса подается на орошение конденсатора низкого давления поз. К8. Такой способ регулирования вследствие большого объема сборника позволяет увеличить инертность регулятора и тем самым стабилизировать подачу УАС в систему синтеза, способствуя улучшению режима работы реактора поз. Р.

Газообразный аммиак, выделяющийся из раствора УАС в сборнике поз. Е2, поступает в нижнюю часть абсорбера низкого давления поз. А6, аналогичного по устройству и принципу работы абсорбера среднего давления поз. А5. При восхождении газа по трубкам, а затем через тарелки при температуре 35 – 45 °С происходит абсорбция аммиака паровым конденсатом, подаваемым на верхнюю тарелку. Тепло абсорбции снимается охлаждающей водой, подаваемой в кожух теплообменника из водооборотного цикла. Полученная аммиачная вода сливается в емкость УАС поз. Е2, а инертные с остатками аммиака подаются в барботер для улавливания аммиака. Инертные, с незначительным количеством аммиака, выбрасываются в атмосферу [59 стр. 17].

1.6.5 Отделение двухступенчатой вакуум-выпарки

Согласно приложению 2. Раствор карбамида подается в испаритель I ступени выпарки поз. И1 представляющий собой вертикальный кожухотрубный теплообменник в кожух которого подается пар 0,33 – 0,45 МПа (3,3 – 4,5 кгс/см²).

Проходя по трубкам испарителя раствор карбамида нагревается до температуры 122 – 138 °С и поступает в сепаратор I ступени поз. С2. В сепараторе первой ступени при абсолютном давлении 0,3 – 0,5 ата происходит разделение жидкой и газовой фазы. Упаренный раствор карбамида из сепаратора первой ступени поз. С2 направляется в испаритель II ступени поз. И2, а соковый пар – в вакуум систему первой ступени поз.

BC2, состоящую из 16 параллельно работающих секций, объединенных в группы по 4 секции в каждой, имеющей по одному вентилятору на каждую группу. В вакуум системе первой ступени, при температуре 40 – 60 °С происходит конденсация сокового пара.

По устройству, испаритель II ступени выпарки поз. И2, аналогичен испарителю I ступени выпарки поз. И1, раствор карбамида нагревается до температуры 136 – 140 °С. Из испарителя парожидкостная смесь попадает в сепаратор второй ступени поз. С3, где при абсолютном давлении 0,03 – 0,05 ата из нее выделяется соковый пар. Плав карбамида стекает в сборник, смонтированный на нижнем фланце сепаратора, а из сборника поступает на всас центробежных насосов поз. Н15-16, подающими плав на гранулирование. Для увеличения прочности гранул и уменьшения слеживаемости, на всас насосов поз. Н15-16, предусмотрена подача раствора карбамидоформальдегидной смолы.

Соковый пар из сепаратора второй ступени поз. С3 подается в вакуум систему второй ступени поз BC1. Здесь он конденсируется при температуре 30 – 45 °С. Конденсат по барометрической трубе сливается в гидрозатвор сборника поз. Е4. Для несконденсированного сокового пара используется ряд пароструйных эжекторов и теплообменников. В качестве рабочего потока в эжекторах используется пар низкого давления 0,33 – 0,45 МПа (3,3 – 4,5 кгс/см²). Не сконденсированный газ сбрасывается в атмосферу.

Соковый конденсат из гидрозатвора через перегородку, обеспечивающую постоянный уровень в гидрозатворе, переливается непосредственно в сборник поз. Е4, откуда центробежным насосом поз. Н18-19 подается в систему очистки сточной воды [59 стр. 19].

1.6.6 Гранулирование карбамида и система обеспылевания воздуха

Согласно приложению 2. Плав карбамида с температурой 134 – 140 °С от насоса поз. Н15-16 поступает в корзину гранулятора и за счет вращения корзины равномерно разбрызгивается по всему сечению грануляционной башни. Капли плава, падая в восходящем потоке воздуха, кристаллизуется в форме гранул размером 1-4 мм. Охлажденные гранулы падают на ленты

транспортеров поз. К11, которыми доставляются к транспортеру поз. К12. Транспортером поз. К12 продукт доставляется к весам.

В летних условиях предусмотрена установка охлаждения гранул карбамида в кипящем слое (аэроохладителе) и очистка отходящих газов. Установка охлаждения карбамида в кипящем слое обеспечивает снижение температуры гранул карбамида с 70 – 60 °С до 40 – 30 °С за счет подачи воздуха в количестве 100 – 120 тыс. нм³/час. В этом случае гранулированный карбамид из под гранбашни при помощи транспортера подается на перфорированную рабочую решетку с диаметром отверстий 4 мм, где за счет подачи атмосферного воздуха от двух вентиляторов, через распределительную решетку с диаметром отверстий 20 мм, карбамид постепенно охлаждается и движется от начала аппарата «кипящего слоя» до выхода из него в течение 10 минут. Затем уже охлажденный карбамид через распределительный шибер подается на станцию погрузки или на склад.

Воздух для охлаждения гранул забирается из атмосферы через окна в нижней части ствола гранбашни. Регулирование количества воздуха производится вручную с помощью жалюзей. Охлаждающий воздух, загрязненный пылью карбамида, отсасывается из ствола гранбашни 123-мя форсунками - эжекторами, расположенными равномерно по окружности. Рабочим потоком для форсунок служит слабый раствор карбамида, подаваемый центробежными насосами поз. Н24,25 из кольцевой ванны системы обеспылевания. Пыль карбамида, содержащаяся в воздухе, растворяется в потоке впрыскиваемого раствора. Воздушно-жидкостная смесь от форсунок направляется вниз к кольцевой ванне. При прохождении над ванной поток изменяет направление, при этом капли раствора карбамида оседают в ванне, а воздух уходит вверх, проходит дополнительную очистку в кольцевом фильтре и выбрасывается в атмосферу. Кольцевой фильтр, состоящий из 12 секций по 12 элементов в каждой. Каждая секция промывается в течение 15 минут 1 раз в три часа. Для поддержания постоянной концентрации карбамида в циркулирующем растворе осуществляется постоянная подача охлажденной сточной воды в ванну и сброс раствора из ванны в емкость раствора мочевины поз. Е5. Для

поддержания температуры циркулирующего раствора не менее 25 °С в холодный период года предусмотрена подача пара в систему. При остановке системы обеспыливания охлаждающий воздух вытягивается из ствола гранбашни за счет естественной тяги через проемы в верхней части, закрываемые в период нормальной работы двухстворчатыми дверьми.

Воздух с пылью карбамида из пунктов пересыпки готового продукта очищается в системе обеспыливания, состоящей из циклона, вентилятора, напорного и дозирочного баков. За счет тяги вентилятора загрязненный воздух направляется в диффузор, где орошается циркулирующим из дозирочного бака через 6 тангенциальных форсунок. Пыль карбамида растворяется в каплях раствора. Сепарирование воздушно-жидкостной смеси происходит в циклоне, очищенный воздух отсюда вентилятором выбрасывается в атмосферу, а раствор сливается в напорный бак. Из напорного бака раствор через сифонную трубку переливается в дозирочный бак, откуда распределяется к форсункам. Для поддержания постоянной концентрации карбамида в циркулирующем растворе производится постоянная подача охлажденной сточной воды в напорный бак и сброс раствора из напорного бака в безнапорный, в котором происходит растворение некондиционного продукта слабым раствором карбамида, поступающим из пылеудаляющего устройства гранбашни. Сюда также поступают дренируемые из технологических аппаратов растворы, содержащие карбамид. В баке установлена мешалка и погружные насосы.

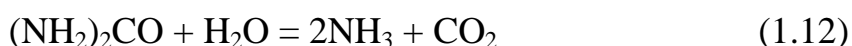
Раствор карбамида от погружного насоса фильтруется от механических примесей в фильтре и подается в емкость раствора мочевины поз. Е5. Из емкости раствор карбамида забирается центробежным насосом поз. Н22-23 и подается на упаривание в испаритель I ступени выпарки поз. И1. Регулирование подачи раствора производится вручную, в зависимости от нагрузки на систему выпарки и концентрации раствора [59 стр. 21].

1.6.7 Очистка сточной воды

Согласно приложению 2. Соковый конденсат, поступающий в сборник поз. Е3 из конденсаторов выпарки, очищается от аммиака в колонне

дистилляции поз. К-9 и от карбамида – в гидролизере поз. Г1. Из сборника поз. Е4 соковый конденсат центробежным насосом поз. Н18-19 через теплообменники поз. Т1 и Т2 подается в гидролизер поз. Г1. Проходя последовательно через трубки горизонтального двухходового, двухсекционного теплообменника поз. Т1, а затем через трубки аналогичного теплообменника поз. Т2 соковый конденсат нагревается до температуры не менее 170 °С за счет тепла сточной воды, выходящей из колонны дистилляции поз. К9, и сокового конденсата выходящего из гидролизера поз. Г1, подаваемых в кожухи теплообменников.

Гидролизер поз. Г1 представляет собой горизонтальный сосуд со встроенным двухходовым подогревателем, имеющий перегородку для поддержания постоянного уровня в зоне подогревателя. Здесь при давлении 1,6 – 1,9 МПа (16 – 19 кгс/см²) и температуре 190 – 210 °С при времени пребывания 1 час, за счет тепла пара 2,4 – 2,7 МПа (24 – 27 кгс/см²), подаваемого в подогреватель, происходит разложение карбамида по суммарной реакции:



Из гидролизера соковый конденсат с содержанием карбамида не более 350 мг/л через межтрубное пространство теплообменника поз. Т1 направляется в верхнюю часть колонны дистилляции поз. К9. Колонна дистилляции представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат, оборудованный 55-ю клапанными тарелками (в нижней и средней части аппарата расположены 2 глухие тарелки) и выносным кипятильником – горизонтальным двухходовым кожухотрубным теплообменником. Сокровый конденсат, подаваемый на 47,49,51 тарелки, стекая вниз, вступает в тепло- и массообмен с восходящими газами, отдавая аммиак и СО₂. Скопившийся на глухой тарелке, находящейся в средней части колонны дистилляции, соковый конденсат поступает в трубное пространство кожухотрубного подогревателя поз. Т5, где конденсат нагревается до 197 °С и поступает в верхнюю и среднюю часть вертикальной тарельчатой колонны дистилляции поз. К9.

Из нижней тарелки колонны дистилляции поз. К9 соковый конденсат направляется в подогреватель поз. Т4, где при температуре 125 – 135 °С за

счет тепла пара среднего давления, подаваемого в трубки, продолжается процесс десорбции аммиака и CO_2 . Из подогревателя газожидкостная смесь поступает под нижнюю тарелку десорбера (в куб), где при давлении 0,2 – 0,3 МПа (2 - 3 кгс/см²) за счет тепла конденсата, подаваемого в куб из кипятильника, завершается процесс десорбции и происходит сепарирование смеси. Сточная вода с содержанием аммиака не более 150 мг/л через теплообменник поз. Т2 подается к насосу поз. Н20-21, а газы направляются вверх колонны дистилляции.

Участвуя в процессе тепло- и массообмена, газы дополнительно насыщаются аммиаком и CO_2 и из верха колонны дистилляции поз. К9 температурой не более 125 °С подаются в конденсатор поз. К5. В кожухе конденсатора поз. К5 при температуре 30-45 °С происходит конденсация газов гидролиза и десорбции с образованием раствора УАС. Тепло конденсации снимается охлаждающей водой, подаваемой в трубки из водооборотного цикла. Полученный в конденсаторе раствор УАС сливается в сборник поз. Е3, откуда центробежным насосом поз. Н17 перекачивается в конденсатор низкого давления поз. К8.

Охлажденная до температуры не более 75 °С сточная вода из теплообменника поз. Т2, при помощи насосов поз. Н20-21, подается в аппарат воздушного охлаждения поз. А2. Часть воды подается на промывку кольцевого фильтра системы обеспылевания гранбашни, а также к следующим системам:

- к системе обеспылевания гранбашни;
- к системе обеспылевания транспортерного оборудования гранбашни;
- к системе обеспылевания транспортерного оборудования склада готового продукта;
- в сборник конденсата поз. Е4;

Оставшаяся часть сточной воды сбрасывается в канализацию [59 стр. 25].

1.6.8 Контроль и автоматизация узла синтеза карбамида

Согласно приложению 3. Управление технологическим процессом осуществляется из ЦПУ (центральный пункт управления), куда выведены приборы, измеряющие температуру, давление, количество и концентрацию в соответствующих узлах производства. Предусмотрены дистанционное регулирование необходимых параметров технологического процесса, пуск и остановка производства из ЦПУ, а также сигнализация отклонений от заданных значений технологических параметров и блокировки, отключающие подачу тех или иных компонентов и останавливающие, соответствующие узлы производства при возникновении аварийных ситуаций.

Давление углекислого газа на нагнетании компрессора контролируется по месту с помощью манометра и периодически на пульте ЦПУ с помощью датчиков давления, а также регистрируется на щите КИП. Минимальное давление сигнализируется на световом табло на щите КИП в ЦПУ.

Температура углекислого газа на нагнетании компрессора периодически контролируется на пульте ЦПУ, непрерывно регистрируется на щите КИП в ЦПУ с помощью термопары.

Расход углекислого газа на нагнетании компрессора регистрируется на щите КИП в ЦПУ.

При отклонении давления углекислого газа на входе в реактор от нормы происходит автоматическая остановка узла синтеза, автоматическая остановка насосов подающих аммиак высокого давления в эжектор перед реактором, закрытие клапанов на линии углекислого газа в реактор, на подачи карбамата в эжектор и сигнализируется на световом табло на щите КИП в ЦПУ и звуковой сигнализацией.

Давление аммиака в трубопроводе перед эжектором контролируется по месту с помощью манометра и периодически на пульте ЦПУ с помощью датчиков давления, а также непрерывно регистрируется на щите КИП в ЦПУ.

Температура аммиака на выходе из пусковой линии контролируется периодически на пульте ЦПУ с помощью термопары.

Температура смеси карбамата и аммиака на выходе из эжектора контролируется периодически на пульте в ЦПУ с помощью термопары.

Давление плава карбамида внизу колонны непрерывно регистрируется на щите в ЦПУ с помощью датчика давления [27].

Температура плава карбамида внизу колонны контролируется периодически на пульте в ЦПУ с помощью термопары и непрерывно регистрируется на щите КИП в ЦПУ с помощью термопары.

Температура плава карбамида в середине колонны контролируется периодически на пульте в ЦПУ с помощью термопары и непрерывно регистрируется на щите КИП в ЦПУ с помощью термопары.

Температура плава карбамида вверху колонны контролируется периодически на пульте в ЦПУ с помощью термопары и непрерывно регистрируется на щите КИП в ЦПУ с помощью термопары.

Температура плава на выходе из колонны контролируется периодически на пульте в ЦПУ с помощью термопары [59 стр. 30].

ГЛАВА 2. МОДЕРНИЗАЦИЯ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА

2.1 Технологический расчет производства карбамида

2.1.1 Термодинамический и кинетический анализ реактора синтеза карбамида

Эффективность реактора синтеза карбамида, наряду с термодинамическими и кинетическими факторами, в значительной мере определяются гидродинамическим режимом, поскольку характер движения и фазовая структура потока реагентов влияют на распределение времени пребывания частиц в реакторе и, следовательно, на степень превращения сырья в конечный продукт. Кроме осевого смещения другими факторами, которые отклоняют режим работы полого реактора от модели идеального вытеснения и усложняют оценку гидродинамической обстановки, являются: градиент скорости и градиент температур. Распределение скорости потока по сечению реактора зависит от отношения площади поперечного сечения реактора (F) к площади сечения ввода исходных реагентов (F_0) – NH_3 и CO_2 в реактор [13 стр. 50].

Рассмотрим вышеуказанный параметр для реактора синтеза карбамида.

Исходные данные для расчета:

Диаметр реактора $D_{\text{ВН}} = 2,30$ м;

Диаметр входного штуцера жидкого аммиака $D_{\text{NH}_3} = 0,20$ м;

Диаметр входного штуцера диоксида углерода $D_{\text{CO}_2} = 0,10$ м;

Площадь поперечного сечения реактора поз. Р равна:

$$F = S_{\text{РЕАКТОРА}} = 0,785 \cdot D_{\text{ВН}}^2 = 0,785 \cdot 2,30^2 = 4,152 \text{ м}^2, \quad (2.1)$$

где $D_{\text{ВН}}$ – диаметр реактора, м.

Площадь поперечного сечения входного штуцера жидкого аммиака (аналогично уравнению 2.1) равна:

$$S_{\text{NH}_3} = 0,785 \cdot 0,20^2 = 0,0314 \text{ м}^2 \quad (2.2)$$

Площадь поперечного сечения входного штуцера диоксида углерода (аналогично уравнению 2.1) равна:

$$S_{\text{CO}_2} = 0,785 \cdot 0,10^2 = 0,00785 \text{ м}^2 \quad (2.3)$$

Суммарная площадь входных штуцеров:

$$F_0 = S_{\text{NH}_3} + S_{\text{CO}_2} = 0,0314 + 0,00785 = 0,03925 \text{ м}^2, \quad (2.4)$$

где S_{NH_3} - площадь поперечного сечения входного штуцера жидкого аммиака, м^2 ;

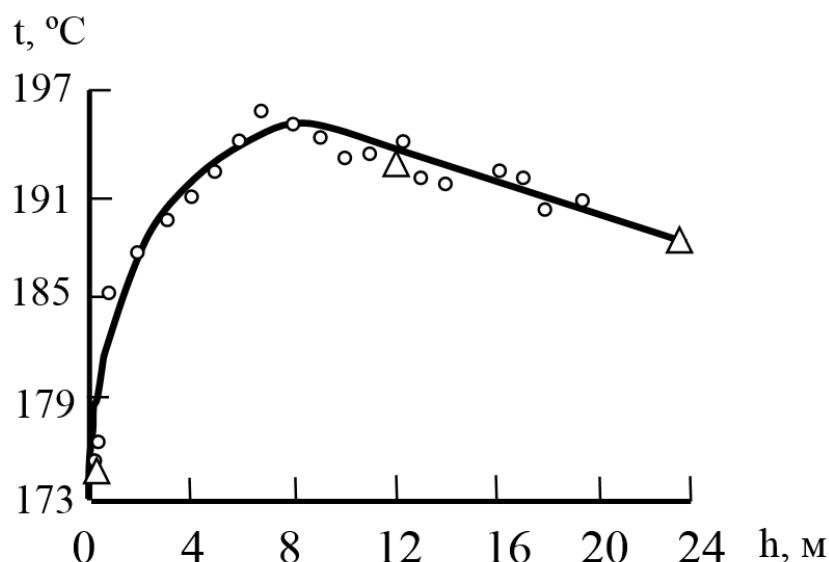
Отношение площади поперечного сечения реактора к площади сечения ввода исходных реагентов равно [13 стр. 70]:

$$F_1 = F/F_0 = 4,152 / 0,03925 = 105,783 > 3, \quad (2.5)$$

где F - площадь поперечного сечения реактора поз. Р, м^2 ;

F_0 - суммарная площадь входных штуцеров, м^2 .

Во всей случаях, когда $F/F_0 > 3$ скорости потока распределяются не равномерно. Один из важных критериев для оценки гидродинамического режима реактора – распределение температур по высоте аппарата. Кривая распределения температур для промышленного аппарата приведена на (рис. 2.1) [7,8].



(Δ) – наружная поверхность реактора; (0) - внутренняя поверхность реактора

Рисунок 2.1 - Распределение температур по высоте реактора синтеза карбамида

Как видно из рисунка 2.1 [13 стр. 70] температурный максимум расположен на высоте 6-10 метров при общей высоте аппарата 24 метра. Установленный факт существования температурного максимума свидетельствует об отклонении режима от модели идеального смешения. Это связано с тем, что скорость осевого перемешивания меньше скорости

процесса образования карбамата аммония (испарение NH_3 из исходной реакционной смеси, затем растворение газообразных NH_3 и CO_2 и реакция образования карбамата аммония). Из анализа кривой распределения температур также следует, что процесс образования карбамида в реакторе синтеза протекает не мгновенно, и для его завершения требуется достаточно много времени. Таким образом, исследования особенностей этого процесса, поиск путей его интенсификации и разработка средств оптимизации температурного режима ректора синтеза карбамида, представляет весьма актуальную задачу [13 стр. 55].

Проведем аналитический расчет существующего реактора синтеза карбамида.

Материальный баланс, выполненный в соответствии с существующей технологической схемой производства карбамида мощностью 480 тыс. т/год, представлен в таблицах 2.1, 2.2.

Таблица 2.1 - Вход реагентов

Вход реагентов			
Наименование веществ	Формула вещества	Мольная масса, кг/моль	Поток, кг/ч
Аммиак	NH_3	17	35249,17
Диоксид углерода	CO_2	44	78454,2

Таблица 2.2 - Выход продуктов

Наименование веществ	Формула вещества	Мольная масса, кг/моль	Поток, кг/ч
Карбамид	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	60	59701,54
Вода	H_2O	18	18661,33
Диоксид углерода	CO_2	44	32837,69
Аммиак	NH_3	17	2502,81

Средняя плотность смеси в реакторе, равная [42, стр.13]:

$$\rho_{\text{см}} = y_1 \cdot \rho_1 + y_2 \cdot \rho_2 = 0,397 \cdot 238 + 0,602 \cdot 783 = 565,852 \text{ кг/м}^3 = 0,565852 \text{ г/см}^3, \quad (2.6)$$

где y_1 – объемная доля компонентов смеси потока №1 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

y_2 – объемная доля компонентов смеси потока №2 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

ρ_1 – плотность компонентов смеси потока №1 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

ρ_2 – плотность компонентов смеси потока №2 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

W – количество молей воды, принятое на основании аналитических данных равным 0,5, в диапазоне 0 – 1,5 [13, табл.11.2];

Минимальное количество молей аммиака [13, стр.58]:

$$\begin{aligned} L_{\text{MIN}} = & -0,11744 \cdot t + 10^{-4} \cdot 3,6715 \cdot t^2 - 3,9043 \cdot \rho_{\text{CM}} - 0,10327 \cdot \rho_{\text{CM}}^{-1} + \\ & + 1,9739 \cdot \rho_{\text{CM}}^2 + 0,9071 \cdot W - 0,20308 \cdot W^2 + 13,665 = -0,11744 \cdot 190 + \\ & + 10^{-4} \cdot 3,6715 \cdot 190^2 - 3,9043 \cdot 0,565852 - 0,10327 \cdot 0,565852^{-1} + \\ & + 1,9739 \cdot 0,565852^2 + 0,9071 \cdot 0,5 - 0,20308 \cdot 0,5^2 + 13,665 = 3,249, \end{aligned} \quad (2.7)$$

где L – количество молей аммиака, в диапазоне 2 – 5 и принятое равным 3,50 на основании неравенства $L > L_{\text{MIN}}$, $3,50 > 3,249$ [13, стр.58],

Степень превращения всего исходного количества диоксида углерода CO_2 в карбамид $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ [13, стр.57]:

$$\begin{aligned} x^* = & 0,0413 \cdot t - 14,07 \cdot \rho_{\text{CM}} - 11,206 \cdot L - 16,33 \cdot W + \\ & 0,02372 \cdot L \cdot t - 6,218 \cdot \rho_{\text{CM}}^{-1} + \\ & + 44,48 \cdot \ln L + 7,340 \cdot L \cdot \rho_{\text{CM}} + 30,60 = \\ & 0,0413 \cdot 190 - 14,07 \cdot 0,565852 - \\ & - 11,206 \cdot 3,50 - 16,33 \cdot 0,5 + 0,02372 \cdot 3,50 \cdot 190 - \\ & 6,218 \cdot 0,565852^{-1} + \\ & + 44,48 \cdot \ln 3,5 + 7,340 \cdot 3,5 \cdot 0,565852 + 30,60 = 58,144 \%, \end{aligned} \quad (2.8)$$

где t – температура смеси, равная 190 °С

ρ_{CM} - средняя плотность смеси в реакторе, г/см³;

L – количество молей аммиака, м

что составляет $58,144/100 = 0,58144$ (долей).

Значение константы скорости в зависимости от температуры по графику [13, стр. 66], для этого определим значение коэффициента $(1/t) \cdot 10^3$,

$$K^{-1} = (1/t) \cdot 10^{-3}, K = (1/(273+190)) \cdot 10^{-3} = 2,309.$$

Согласно графику $\text{Lg } \kappa_C = 1,259$, откуда $\kappa_C = 18,155$.

Давление в колонне синтеза $P_C = 16$ МПа [12, приложение 1]

Равновесное значение давления в колонне синтеза равно [13, стр.58]:

$$\begin{aligned} P &= -1,5810 \cdot t + 10^{-3} \cdot 5,1730 \cdot t^2 + 3,5030 \cdot p_{CM} + \\ &+ 1,669 \cdot L - 0,4565 \cdot W - 0,98165 \cdot W^2 + 120,98 = \\ &-1,5810 \cdot 190 + 10^{-3} \cdot 5,1730 \cdot 190^2 + 3,5030 \cdot 0,565852 + \\ &1,669 \cdot 3,5 - 0,4565 \cdot 0,5 - 0,98165 \cdot 0,5^2 + 120,98 = 14,6853 \text{ МПа} \end{aligned} \quad (2.9)$$

Диаметр колонны синтеза $D_C = 2,3$ м;

Высота реакционной части $H_C = 39$ м;

Рабочий объем колонны синтеза равен:

$$V_P = 0,785 \cdot D_C^2 \cdot H = 0,785 \cdot 2,3^2 \cdot 39 = 161,95 \text{ м}^3 \quad (2.10)$$

Расход диоксида углерод, по материальному балансу с учетом конверсии, на производительность 480 тыс. т/год равен: $m_{CO_2} = 78454,2$ кг/час.

Удельная нагрузка реактора синтеза карбамида по диоксиду углерода равна:

$$q_{CO_2} = m_{CO_2} / V_P = 78454,2 / 161,95 = 484,4251 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \quad (2.11)$$

Время протекания реакции в колонне синтеза карбамида составляет [13, стр.67]:

$$\begin{aligned} \tau_{II} &= p_{CM} / (q_{CO_2} \cdot (1 + 17 \cdot L / 44 + 18 \cdot W / 44)) = \\ &0,565852 / (484,4251 \cdot (1 + 17 \cdot 3,5 / 44 + \\ &18 \cdot 0,5 / 44)) = 0,456 \text{ часа.} \end{aligned} \quad (2.12)$$

Степень превращения исходных веществ в карбамид [13, стр.79]:

$$\begin{aligned} x_B &= (-1 - Z_1) / (2 \cdot A \cdot Z_1) + (((1 + Z_1)^2 / 4 \cdot A^2 \cdot Z_1^2) + 1/A)^{0,5} = \\ &(-1 - 9,82) / (2 \cdot 1,238 \cdot 9,82) + (((1 + 9,82)^2 / 4 \cdot 1,238^2 \cdot 9,82^2) \\ &+ 1/1,238)^{0,5} = \end{aligned} \quad (2.13)$$

0,5578 (долей), что составляет $0,5578 \cdot 100 = 55,78$ %.

где коэффициенты [13, стр.79]:

$$\begin{aligned} Z_1 &= (\kappa_C \cdot p_{CM} \cdot P_C) / (q_{CO_2} \cdot (1 + 0,386 \cdot L) \cdot P) = \\ &(18,155 \cdot 0,565852 \cdot 16) / (484,4251 \cdot (1 + 0,386 \cdot 3,5) \cdot 14,6853) = 9,82 \end{aligned} \quad (2.14)$$

$$A = (1 - x) / x^2 = (1 - 0,58144) / 0,58144^2 = 1,238 \quad (2.15)$$

Удельная производительность колонны синтеза по карбамиду равна [13, стр.77]:

$$P_{уд} = 0,01364 \cdot x_B \cdot q_{CO_2} = 0,01364 \cdot 55,78 \cdot 484,4251 = 368,6308 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \quad (2.16)$$

Производительность колонны синтеза карбамида равна:

$$P_{КС} = P_{уд} \cdot V_P = 368,6308 \cdot 161,95 = \mathbf{59701,54} \text{ кг/час, что составляет}$$

$$\mathbf{59701,54 \text{ кг/час} \cdot 24 \text{ (часа)} \cdot 335 \text{ (суток/год)} / 100000 = 480 \text{ тыс. т/год.} \quad (2.17)$$

Проведем анализ работы реактора по двум переменным параметрам, оказывающим основное воздействие на производительность реактора и степень превращения – температуре и давлению.

В первом случае, за переменную функцию примем температуру в реакторе синтеза карбамида.

Для анализа работы реактора в зависимости от температуры, зададим температурный предел от 100 °С до 240 °С.

Подставляя заданную температуру в расчетные формулы, найдем значения производительности колонны синтеза карбамида ($P_{КС}$, кг/ч) и степень превращения исходных веществ в карбамид (x_B). Полученные результаты сведем в таблицу 2.3.

Таблица 2.3 – Сводные данные

№ п/п	t, °С	ПКС, т/ч	x _B , %
1	100	58,758	44,34
2	120	60,000	47,74
3	140	60,824	50,76
4	160	60,898	53,25
5	170	60,675	54,27
6	180	60,276	55,12
7	200	58,954	56,26
8	220	56,967	56,64
9	240	54,393	56,26

исходя из этого сделаем график (рис. 2.2) зависимости производительности колонны и степени превращения от температуры.

Из полученных результатов можно сделать вывод, что оптимальная температура проведения процесса в реакторе синтеза карбамида равна 170°С (максимальный выход продукта ($P_{КС}$) – 58,291 т/ч, при оптимальной степени превращения (x_B) – 54,32 %.

Во втором случае, за переменную функцию прием давление в реакторе синтеза карбамида.

Для анализа работы реактора в зависимости от давления, зададим предел изменения давления от 14 МПа до 22 МПа

Подставляя заданное значение давления в расчетные формулы, найдем значения производительности колонны синтез карбамида ($P_{КС}$, кг/ч) и степень превращения исходных веществ в карбамид (x_B). Полученные результаты сведем в таблицу 2.4.



Рисунок 2.2 - График зависимости производительности колонны и степени превращения от температуры

Таблица 2.4 - Производительность колонны синтез карбамида

№ п/п	РС, МПа	ПКС, т/ч	xB, %
1	14	59,353	55,46
2	15	59,538	55,63
3	16	59,701	55,78
4	17	59,845	55,92
5	18	59,974	56,04
6	19	60,089	56,15
7	20	60,193	56,25
8	21	60,288	56,33
9	22	60,374	56,41

Исходя из этого сделаем график (рис. 2.3) зависимости производительности колонны и степени превращения от давления.

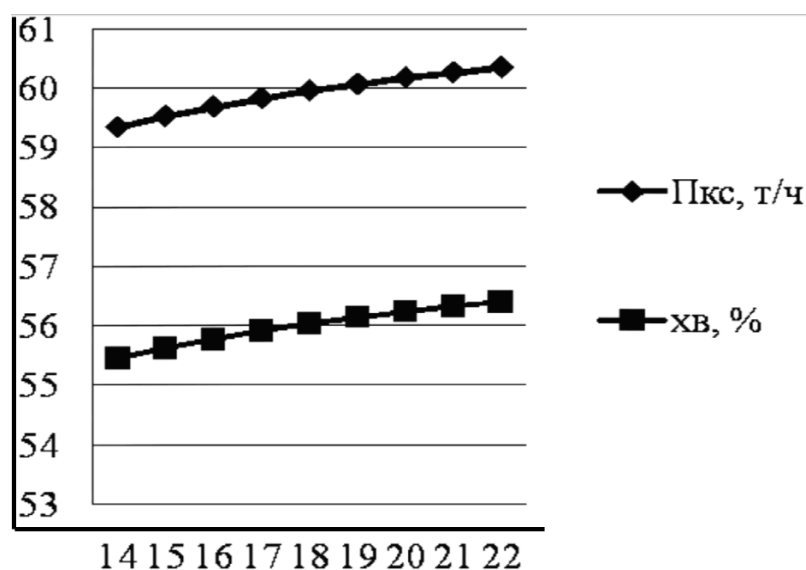


Рисунок 2.3 - График зависимости производительности колонны и степени превращения от давления

Из проведенного анализа полученных результатов расчета можно сделать вывод, что максимальное увеличение выхода карбамида и степени превращения исходных веществ в карбамид, происходит до значения давления в реакторе 20 МПа, свыше указанного давления наблюдается менее интенсивный рост.

Оптимальное давление в реакторе синтеза карбамида равно 20 МПа (максимальный выход продукта ($P_{кс}$) - 58,573 т/ч, при оптимальной степени превращения (x_B) - 54,59 %).

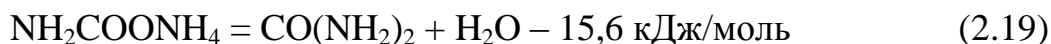
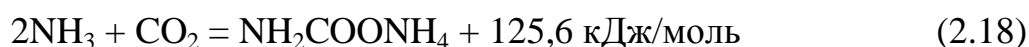
Из проведенного анализа можно сделать вывод, что для интенсификации процесса образования продукта (карбамид), необходимо следующие изменения в основных параметрах проведения процесса:

1. температуру в реакторе необходимо снизить до **170 °С**, данный показатель можно достичь подачей диоксида углерода в реактор с более низкой температурой.

2. давление в реакторе необходимо увеличить до значения **20 МПа**, в связи с тем, что существующий реактор рассчитан на давление 16 МПа - необходимо пересчитать реактор на оптимальное давление.

2.1.2 Материальный баланс узла синтеза карбамида

Образование карбамата аммония с последующей его гидратацией и образованием карбамида протекает по следующим основным реакциям:



Равновесие экзотермической реакции образования карбамата сдвинуто вправо повышенным давлением и избытком аммиака. Реакция превращения карбамата в карбамид – эндотермическая, в целом же процесс превращения аммиака и двуокиси углерода в карбамид экзотермический, т.е происходит выделение тепла [28,33,55].

Для расчета материального баланса карбамида воспользуемся суммарной реакцией:



Материальный баланс рассчитываем на производительность карбамида по реакции, равную 62204,42 кг/час. Мольные массы веществ представлены в таблице 2.5.

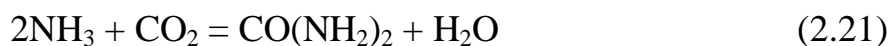
Таблица 2.5 - Мольные массы входящих в реакции веществ

M_{NH_3}	= 17	КГ/МОЛЬ
M_{CO_2}	= 44	КГ/МОЛЬ
$M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2}$	= 60	КГ/МОЛЬ
$M_{\text{H}_2\text{O}}$	= 18	КГ/МОЛЬ

Температура реакции $t = 170 \text{ }^\circ\text{C}$;

Давление $P_C = 20 \text{ МПа}$;

Стехиометрический расход аммиака (NH_3) и диоксида углерода CO_2 на 62204,42 кг/ч карбамида определяем по суммарной реакции:



Количество аммиака:

$$\begin{aligned} m_{\text{NH}_3} &= n \cdot M_{\text{NH}_3} \cdot m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} / M_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = \\ &= 2 \cdot 17 \cdot 62204,42 / 60 = 35249,17 \text{ кг/ч}, \end{aligned} \quad (2.22)$$

где n – стехиометрический коэффициент, M_{NH_3} – мольная масса аммиака,

$m_{\text{CO(NH}_2)_2}$ – расход карбамида, $M_{\text{CO(NH}_2)_2}$ – молярная масса карбамида;

Количество диоксида углерода:

$$\begin{aligned} m_{\text{CO}_2} &= M_{\text{CO}_2} \cdot m_{\text{CO(NH}_2)_2} / M_{\text{CO(NH}_2)_2} = 44 \cdot 62204,42 / 60 = \\ &= 45616,572 \text{ кг/ч,} \end{aligned} \quad (2.23)$$

где M_{CO_2} – молярная масса диоксида углерода, $m_{\text{CO(NH}_2)_2}$ – расход карбамида,

$M_{\text{CO(NH}_2)_2}$ – молярная масса карбамида;

Количество воды:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot m_{\text{CO(NH}_2)_2} / M_{\text{CO(NH}_2)_2} = 18 \cdot 62204,42 / 60 = 18661,33 \text{ кг/ч,} \quad (2.24)$$

где $M_{\text{H}_2\text{O}}$ – молярная масса воды, $m_{\text{CO(NH}_2)_2}$ – расход карбамида, $M_{\text{CO(NH}_2)_2}$ – молярная масса карбамида;

Найдем степень превращения всего исходного количества диоксида углерода CO_2 в карбамид $\text{CO(NH}_2)_2$ [13, стр.57]:

$$\begin{aligned} X^* &= 0,0413 \cdot t - 14,07 \cdot p_{\text{CM}} - 11,206 \cdot L - 16,33 \cdot W + \\ &\quad 0,02372 \cdot L \cdot t - 6,218 \cdot p_{\text{CM}}^{-1} \\ &\quad + 44,48 \cdot \ln L + 7,340 \cdot L \cdot p_{\text{CM}} + 30,60 = 0,0413 \cdot 170 - \\ &\quad 14,07 \cdot 0,57264 - 11,206 \cdot 3,50 - 16,33 \cdot 0,5 + 0,02372 \cdot 3,50 \cdot 170 - \\ &\quad 6,218 \cdot 0,57264^{-1} + 44,48 \cdot \ln 3,5 + 7,340 \cdot 3,5 \cdot 0,57264 + 30,60 = 55,866 \%, \text{ что} \\ &\quad \text{составляет } 55,866/100 = 0,55866 \text{ (долей),} \end{aligned} \quad (2.25)$$

где t – температура реакционной смеси, равная 170°C ;

p_{CM} – средняя плотность смеси в реакторе, равная [42, стр.13]:

$$\begin{aligned} p_{\text{CM}} &= y_1 \cdot p_1 + y_2 \cdot p_2 = 0,397 \cdot 246 + 0,602 \cdot 789 = 572,640 \text{ кг/м}^3 = \\ &\quad 0,57264 \text{ г/см}^3 \end{aligned} \quad (2.26)$$

где y_1 – объемная доля компонентов смеси потока №1 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

y_2 – объемная доля компонентов смеси потока №2 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

p_1 – плотность компонентов смеси потока №1 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

p_2 – плотность компонентов смеси потока №2 на входе в реактор синтеза карбамида [12, приложение 1];

W – количество молей воды, принятое на основании аналитических данных равным 0,5, в диапазоне 0 – 1,5 [13, табл.11.2];

L – количество молей аммиака, в диапазоне 2 – 5 и принятое равным 3,50 на основании неравенства $L > L_{\text{MIN}}$, $3,50 > 3,249$ [13, стр.58]:

где

$$L_{\text{MIN}} = -0,11744 \cdot t + 10^{-4} \cdot 3,6715 \cdot t^2 - 3,9043 \cdot p_{\text{CM}} - 0,10327 \cdot p_{\text{CM}}^{-1} + 1,9739 \cdot p_{\text{CM}}^2 + 0,9071 \cdot W - 0,20308 \cdot W^2 + 13,665 = -0,11744 \cdot 170 + 10^{-4} \cdot 3,6715 \cdot 170^2 - 3,9043 \cdot 0,57264 - 0,10327 \cdot 0,57264^{-1} + 1,9739 \cdot 0,57264^2 + 0,9071 \cdot 0,5 - 0,20308 \cdot 0,5^2 + 13,665 = 2,945 \quad (2.27)$$

Следовательно 55,866 % CO_2 участвует в реакции образования карбамида.

Найдем необходимое количество диоксида углерода CO_2 , с учетом степени превращения:

$$m_{\text{CO}_2} = m_{1\text{CO}_2} \cdot 100 / X = 45616,572 \cdot 100 / 55,866 = 81653,549 \text{ кг/ч} \quad (2.28)$$

из них количество вступившего в реакцию:

$$m_{\text{P}} = m_{\text{CO}_2} \cdot X / 100 = 81653,549 \cdot 55,866 / 100 = 45616,57 \text{ кг/ч} \quad (2.29)$$

количество не прореагировавшего:

$$m_{\text{H}} = m_{\text{CO}_2} - m_{\text{P}} = 81653,549 - 45616,57 = 36036,979 \text{ кг/ч} \quad (2.30)$$

Суммарный приход веществ в реактор:

$$m_{\text{BX}} = m_{\text{NH}_3} + m_{\text{CO}_2} = 35249,17 + 81653,549 = 116902,719 \text{ кг/ч} \quad (2.31)$$

Значение константы скорости в зависимости от температуры по графику [13, стр. 66], для этого определим значение коэффициента

$$(1/t) \cdot 10^3, \text{ K}^{-1} = (1/t) \cdot 10^{-3}, \text{ K} = (1/(273+170)) \cdot 10^{-3} = 2,257$$

Согласно графику

$$\text{Lg } k_{\text{C}} = 1,252, \text{ откуда } k_{\text{C}} = 17,864 \quad (2.32)$$

Равновесное значение давления [13, стр.58]:

$$P^* = -1,5810 \cdot t + 10^{-3} \cdot 5,1730 \cdot t^2 + 3,5030 \cdot p_{\text{CM}} + 1,669 \cdot L - 0,4565 \cdot W - 0,98165 \cdot W^2 + 120,98 = -1,5810 \cdot 170 + 10^{-3} \cdot 5,1730 \cdot 170^2 + 3,5030 \cdot 0,57264 + 1,669 \cdot 3,5 - 0,4565 \cdot 0,5 - 0,98165 \cdot 0,5^2 + 120,98 = 9,083 \text{ МПа} \quad (2.33)$$

Удельная нагрузка реактора синтеза карбамида по диоксиду углерода равна:

$$q_{\text{CO}_2} = m_{\text{CO}_2} / V_{\text{P}} = 81653,549 / 161,95 = 504,189 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \quad (2.34)$$

Время протекания реакции в колонне синтеза карбамида составляет [13, стр.67]:

$$\begin{aligned} \tau_{\text{П}} &= p_{\text{СМ}} / (q_{\text{CO}_2} \cdot (1 + 17 \cdot L / 44 + 18 \cdot W / 44)) = \\ &= 0,57264 / (504,189 \cdot (1 + 17 \cdot 3,5 / 44 + \\ &= 18 \cdot 0,5 / 44)) = 0,444 \text{ часа} \end{aligned} \quad (2.35)$$

Степень превращения исходных веществ в карбамид [13, стр.79]:

$$\begin{aligned} x_{\text{В}} &= (-1 - Z_1) / (2 \cdot A \cdot Z_1) + (((1 + Z_1)^2 / 4 \cdot A^2 \cdot Z_1^2) + 1/A)^{0,5} = \\ &= (-1 - 19,00325) / (2 \cdot 1,414 \cdot 19,00325) + \\ &= (((1 + 19,00325)^2 / 4 \cdot 1,414^2 \cdot 19,00325^2) + \\ &= 1/1,414)^{0,5} = 0,5474 \text{ (долей)}, \\ &\text{что составляет } 0,5474 \cdot 100 = 54,74 \%, \end{aligned} \quad (2.36)$$

где коэффициенты [13, стр.79]:

$$\begin{aligned} Z_1 &= (k_{\text{С}} \cdot p_{\text{СМ}} \cdot P_{\text{С}}) / (q_{\text{CO}_2} \cdot (1 + 0,386 \cdot L) \cdot P) = \\ &= (17,864 \cdot 0,57264 \cdot 20) / (504,189 \cdot (1 + 0,386 \cdot 3,5) \cdot 9,083) = 19,00325 \end{aligned} \quad (2.37)$$

$$A = (1 - x) / x^2 = (1 - 0,55866) / 0,55866^2 = 1,414 \quad (2.38)$$

Удельная производительность колонны синтеза по карбамиду равна [13, стр.77]:

$$P_{\text{УД}} = 0,01364 \cdot x_{\text{В}} \cdot q_{\text{CO}_2} = 0,01364 \cdot 54,74 \cdot 504,189 = 376,4646 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \quad (2.39)$$

Производительность колонны синтеза карбамида равна:

$$P_{\text{КС}} = P_{\text{УД}} \cdot V_{\text{Р}} = 376,4646 \cdot 161,95 = \mathbf{60969,71 \text{ кг/час}}, \quad (2.40)$$

что составляет $60969,71 \text{ кг/час} \cdot 24 \text{ (часа)} \cdot 335 \text{ (суток/год)} / 100000 = \mathbf{490,196 \text{ тыс. т/год}}$

Расход аммиака, с учетом выхода карбамида:

$$m_{\text{NH}_3} = n \cdot M_{\text{NH}_3} \cdot P_{\text{КС}} / M_{\text{CO(NH}_2)_2} = 2 \cdot 17 \cdot 60969,71 / 60 = 34549,502 \text{ кг/час} \quad (2.41)$$

Количество не прореагировавшего аммиака:

$$m_{\text{NH}_3} = m_{1\text{NH}_3} - m_{2\text{NH}_3} = 35249,17 - 34549,502 = 699,668 \text{ кг/час} \quad (2.42)$$

Суммарный расход веществ из реактора:

$$\begin{aligned} m_{\text{ВЫХ}} &= m_{\text{CO(NH}_2)_2} + m_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{H}} + m_{\text{NH}_3} = 60969,71 + \\ &= 18661,33 + 36036,979 + \\ &= 699,668 = 116367,687 \text{ кг/ч} \end{aligned} \quad (2.43)$$

В виду не значительного количества воды в потоке, направляющемся в реактор из эжектора поз. Э, для расчета материального баланса реактора

карбамида поз Р использовалась двухкомпонентная система $\text{NH}_3^\Sigma - \text{CO}_2^\Sigma$, присутствие воды в системе обусловлено лишь протеканием реакции синтезакарбамида [58,60].

Процентное содержание реагентов % (вес.):

Суммарный приход веществ в реактор составляет 116902,719 кг/ч

Количество аммиака: (2.44)

$$m_{\text{ВХ}} - 100 \%$$

$$m_{\text{NH}_3} - x1 \%, \quad x1 = 35249,17 \cdot 100 / 116902,719 = 30,15 \% (\text{вес.})$$

Количество диоксида углерода: (2.45)

$$m_{\text{ВХ}} - 100 \%$$

$$m_{\text{CO}_2} - x2 \%, \quad x2 = 81653,549 \cdot 100 / 116902,719 = 69,85 \% (\text{вес.})$$

Суммарный выход веществ из реактора составляет 116367,687 кг/ч

Количество карбамида: (2.46)

$$m_{\text{ВЫХ}} - 100 \%$$

$$m_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} - x3 \%, \quad x3 = 60969,71 \cdot 100 / 116367,687 = 52,394 (\text{вес.})$$

Количество воды: (2.47)

$$m_{\text{ВЫХ}} - 100 \%$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} - x4 \%, \quad x4 = 18661,33 \cdot 100 / 116367,687 = 16,036 \% (\text{вес.})$$

Количество не прореагировавшего диоксида углерода: (2.48)

$$m_{\text{ВЫХ}} - 100 \%$$

$$m_{\text{H}} - x5 \%, \quad x5 = 36036,979 \cdot 100 / 116367,687 = 30,968 \% (\text{вес.})$$

Количество не прореагировавшего аммиака: (2.49)

$$m_{\text{ВЫХ}} - 100 \%$$

$$m_{\text{NH}_3} - x5 \%, \quad x6 = 699,668 \cdot 100 / 116367,687 = 0,602 \% (\text{вес.})$$

Сводная таблица полученных в результате расчета данных в таблицах 26, 2.7.

Таблица 2.6 - Вход реагентов

Наименование веществ	Формула вещества	Мольная масса, кг/моль	Состав, % (вес.)	Поток, кг/ч
Аммиак	NH_3	17	30,15	35249,17
Диоксид углерода	CO_2	44	69,85	81653,549
Суммарный расход ($Q_{\text{ВХ}}$)			100	116902,719

Таблица 2.7 - Выход продукта

Наименование веществ	Формула вещества	Мольная масса, кг/моль	Состав, % (вес.)	Поток, кг/ч
Карбамид	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	60	52,394	60969,71
Вода	H_2O	18	16,036	18661,33
Диоксид углерода(изб.)	CO_2	44	30,968	36036,979
Аммиак	NH_3	17	0,602	699,668
Суммарный расход ($Q_{\text{ВЫХ}}$)			100	116367,687

Расчет отклонения в материальном балансе синтеза карбамида:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= ((Q_{\text{ВХ}} - Q_{\text{ВЫХ}}) / Q_{\text{ВХ}}) \cdot 100 \% = \\ &= ((116902,719 - 116367,687) / 116902,719) \cdot 100 = 0,45 \% \end{aligned} \quad (2.50)$$

2.1.3 Тепловой баланс узла синтеза карбамида

Количество теплоты рассчитываем по формуле:

$$Q = c \cdot m \cdot T, \quad (2.51)$$

где Q – количество теплоты, кДж/ч;

c – удельная теплоемкость вещества, кДж/кг·°К;

T – температура вещества, °К;

m – расход вещества, кг/ч

Температура исходной смеси на входе в реактор синтеза карбамида равна 160 °С, $160 + 273 = 433$ °К.

Свойства поступающих в реактор веществ, при расчетной температуре $T_{\text{P1}} = 433$ °К и давлении $P_{\text{C}} = 20$ МПа:

Удельная теплоемкость аммиака $C_{\text{NH}_3} = 2,1156$ кДж/кг·°К [36, стр. 86]

Удельная теплоемкость диоксида углерода $C_{\text{CO}_2} = 1,846$ кДж/кг·°К [42, табл. 27]

Количество теплоты, поступающее с реагентами:

Количество теплоты, поступающее с аммиаком

$$Q_{\text{NH}_3} = C_{\text{NH}_3} \cdot m_{\text{NH}_3} \cdot T_{\text{P1}} = 2,1156 \cdot 35249,17 \cdot 433 = 32290171,37 \text{ кДж/ч} \quad (2.52)$$

Количество теплоты, поступающее с диоксидом углерода

$$Q_{\text{CO}_2} = C_{\text{CO}_2} \cdot m_{\text{CO}_2} \cdot T_{\text{P1}} = 1,846 \cdot 81653,549 \cdot 433 = 65267151,47 \text{ кДж/ч} \quad (2.53)$$

Общее количество теплоты поступающей с реагентами

$$Q_{\text{ВХ}} = Q_{\text{NH}_3} + Q_{\text{CO}_2} = 32290171,37 + 65267151,47 = 97557322,84 \text{ кДж/ч} \quad (2.54)$$

Температура исходной смеси на выходе из реактора синтеза карбамида равна 170 °С, $273 + 170 = 443$ °К.

Свойства выходящих из реактора веществ, при расчетной температуре $T_{\text{P2}} = 443$ °К и давлении $P_{\text{C}} = 20$ МПа:

Количество теплоты, уходящее с продуктами реакции:

Удельная теплоемкость карбамида [13, стр. 285]:

$$C_{\text{CO(NH}_2)_2} = 2,132 \text{ кДж/кг}\cdot\text{°К}$$

Удельная теплоемкость воды [42, стр. 11]:

$$C_{\text{H}_2\text{O}} = 1,675 \text{ кДж/кг}\cdot\text{°К}$$

Удельная теплоемкость диоксида углерода [36, стр. 86]:

$$C_{\text{CO}_2} = 1,8812 \text{ кДж/кг}\cdot\text{°К}$$

Удельная теплоемкость аммиака [36, стр. 86]:

$$C_{\text{NH}_3} = 2,1258 \text{ кДж/кг}\cdot\text{°К}$$

Количество теплоты, уходящее с карбамидом:

$$\begin{aligned} Q_{\text{CO(NH}_2)_2} &= C_{\text{CO(NH}_2)_2} \cdot m_{\text{CO(NH}_2)_2} \cdot T_{\text{P2}} = \\ &= 2,132 \cdot 60969,71 \cdot 443 = 57584427,82 \text{ кДж/ч} \end{aligned} \quad (2.55)$$

Количество теплоты, уходящее с водой:

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= C_{\text{H}_2\text{O}} \cdot m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot T_{\text{P2}} = 1,675 \cdot 18661,33 \cdot 443 = \\ &= 13847173,39 \text{ кДж/ч} \end{aligned} \quad (2.56)$$

Количество теплоты, уходящее с диоксидом углерода:

$$Q_{\text{CO}_2} = C_{\text{CO}_2} \cdot m_{\text{CO}_2} \cdot T_{\text{P2}} = 1,8812 \cdot 36036,979 \cdot 443 = 30032194,84 \text{ кДж/ч} \quad (2.57)$$

Количество теплоты, уходящее с аммиаком:

$$Q_{\text{NH}_3} = C_{\text{NH}_3} \cdot m_{\text{NH}_3} \cdot T_{\text{P2}} = 2,1258 \cdot 699,668 \cdot 443 = 658897,92 \text{ кДж/ч} \quad (2.58)$$

Реакция экзотермическая и протекает с выделением тепла в количестве 110 кДж/моль карбамида, что составляет:

$$Q_{\text{P}} = 110 \cdot n_{\text{CO(NH}_2)_2} = 110 \cdot 1016,16 = 111777,6 \text{ кДж/ч} \quad (2.59)$$

где количество молей карбамида равно:

$$n_{\text{CO(NH}_2)_2} = m_{\text{CO(NH}_2)_2} / M_{\text{CO(NH}_2)_2} = 60969,71 / 60 = 1016,16 \text{ моль/ч} \quad (2.60)$$

Количество теплоты, уходящее с продуктами реакции:

$$Q_{\text{ВЫХ}} = Q_{\text{CO(NH}_2)_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{NH}_3} + Q_{\text{P}} = 57584427,82 + 13847173,39 + 30032194,84 + 658897,92 + 111777,6 = 102234471,57 \text{ кДж.} \quad (2.61)$$

Сводная таблица полученных в результате расчета данных в таблицах 2.8, 2.9

Таблица 2.8 – Вход реагентов

Наименование веществ	Формула вещества	Температура, °С	уд. тепл. кДж/кг·°К	Поток, кг/ч	Количество теплоты, кДж
Аммиак	NH ₃	160	2,1156	35249,17	32290171,37
Диоксид углерода	CO ₂	160	1,846	81653,549	65267151,47
Сумма					97557322,84

Таблица 2.9 – Выход продуктов

Наименование веществ	Формула вещества	Температура, °С	уд. тепл. кДж/кг·°К	Поток, кг/ч	Количество теплоты, кДж
Карбамид	CO(NH ₂) ₂	170	2,132	60969,71	57584427,82
Вода	H ₂ O	170	1,675	18661,33	13847173,39
Диоксид углерода	CO ₂	170	1,8812	36036,979	30032194,84
Аммиак	NH ₃	170	2,1258	699,668	658897,92
Теплота реакции					111777,6
Сумма					102234471,57

Расчет отклонения в тепловом балансе синтеза карбамида:

$$\xi = ((Q_{\text{ВЫХ}} - Q_{\text{ВХ}}) / Q_{\text{ВЫХ}}) \cdot 100 \% = ((102234471,57 - 97557322,84) / 102234471,57) \cdot 100 = 4,57 \% \quad (2.62)$$

2.1.4 Прочностной расчет реактора синтеза карбамида

В качестве материала для изготовления реактора применяем Сталь 12Х18Н10Т, характеристики конструктивных элементов реактора приведены в таблицах 2.10, 2.11 [16-21,43,54].

Таблица 2.10 - Характеристики конструктивных элементов реактора

Материал	Конструктивные элементы	Допускаемые напряжения, МПа		[σ] ₂₀ / [σ] _t
		[σ] ₂₀	[σ] _t	
Сталь 12X18H10T	обечайка корпуса, днища, люки, фланцы, патрубки	184	172	1,070
сталь 12X18H10T	болты, гайки	184	172	1,070

Таблица 2.11 – Технические характеристики проектируемого реактора

Давление:	
- расчетное, Р	22 МПа
- расчетное в условиях испытания, Р _{исп}	29,5 МПа
Внутренний диаметр аппарата, D	2300 мм
Допускаемое напряжение [14,стр.165]:	
- при 20 °С, [σ] ₂₀	184 МПа
- при рабочих условиях, [σ]	172 МПа
Коэффициент прочности цилиндрической стенки в продольном направлении, φ	1

Определение величины пробного гидравлического давления

Расчетное давление Р = 22 МПа;

Расчетная температура среды Т = 170 °С

Величина пробного давления [14,стр.425]:

$$P_{\text{пр}} = 1,25 \cdot P \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]} = 1,25 \cdot 22 \cdot 1,070 = 29,425 \text{ МПа} \quad (2.63)$$

Отношение [σ]₂₀ / [σ]_t принимается для материала, применяемого в аппарате, для которого оно является наименьшим.

Величину пробного давления испытания принимаем: Р_{пр} = 29,5 МПа.

Расчет обечайки нагруженной внутренним избыточным давлением

Материал обечайки – сталь 12X18H10T

Температура расчетная – Т_{расч.} = 170 °С

Прибавка на коррозию, эрозию с учетом срока службы аппарата и минусовой допуск по толщине листа равна:

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \quad (2.64)$$

где

C_1 – прибавка на коррозию, исходя из условий разъедания материала стенки средой и срока службы аппарата, $C_1 = 1$ мм;

C_2 – прибавка на эрозию, если таковая имеет место при работе аппарата, $C_2 = 0,8$ мм;

C_3 – прибавка на минусовой допуск по толщине листа, из которого изготавливается обечайка, $C_3 = 0,0$ мм.

$$C = 1 + 0,8 + 0,0 = 1,8 \text{ мм}$$

Расчетная толщина стенки:

Расчетная толщина цилиндрической стенки S_p , подверженной внутреннему давлению P , при заданном внутреннем диаметре, определяется по формуле [14, стр.415]:

$$S_p = \frac{P \cdot D}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - P} = \frac{22 \cdot 2300}{2 \cdot 172 \cdot 1 - 22} = 157,1426 \text{ мм} \quad (2.65)$$

Режим испытания [14, стр.417]:

При условии $P_{\text{исп}} < P \cdot 1,35 \cdot \frac{[\sigma]_{20}}{[\sigma]_t}$ – расчет на режим испытания не требуется.

Расчет на испытание не требуется так, как условие выполняется.

Исполнительная толщина стенки аппарата [14, стр. 415]:

$$S = S_p + C = 157,1426 + 1,8 = 158,9426 \text{ мм} \quad (2.66)$$

Принимаем толщину стенки реактора равной 230 мм.

Рассчитаем допускаемое внутреннее избыточное давление в аппарате [14, стр. 414]:

$$[P] = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot (S - C)}{D + (S - C)} = \frac{2 \cdot 172 \cdot 1 \cdot (230 - 1,8)}{2300 + (230 - 1,8)} = 31,05 \text{ МПа} \quad (2.67)$$

Условия применения расчетных формул для обечаек и труб ≥ 200 мм:

$$\frac{S - C}{D} \leq 0,1; \frac{230 - 1,8}{2300} = 0,0992 < 0,1 - \text{условия выполняется} \quad (2.68)$$

Расчетный диаметр одиночного отверстия, не требующего дополнительного укрепления, в месте врезки штуцеров в цилиндрическую обечайку. Сводные данные приведены в таблице 2.12

Таблица 2.12 - Технические характеристики проектируемого реактора

Материал обечайки	сталь 12X18H10T
Внутренний диаметр аппарата $D = D_p$	2300 мм
Допускаемое напряжение [14,стр.165] $[\sigma]$	172 МПа
Давление расчетное P	22 МПа
Прибавка на коррозию, эрозию C	1,8 мм
Коэффициент прочности цилиндрической стенки в продольном направлении, φ	1,0
Толщина стенки S	230 мм

Расчетный диаметр одиночного отверстия, не требующего укрепления [14, стр.186]:

$$d_o = 2 * \left(\frac{S - C}{S_p} - 0,8 \right) * \sqrt{D_p * (S - C)} \quad (2.69)$$

$$= 2 * \left(\frac{230 - 1,8}{157,1426} - 0,8 \right) * \sqrt{2300 * (230 - 1,8)} = 944,9787 \text{ мм}$$

Для штуцеров с $d_p < d_o$ дальнейший расчет укрепления отверстий не требуется.

Условия применения расчетных формул:

$$\frac{S - C}{D} \leq 0,1; \frac{230 - 1,8}{2300} = 0,0992 < 0,1 - \text{условие выполняется} \quad (2.70)$$

2.2 Расчет вспомогательного оборудования

В качестве вспомогательного оборудования рассчитаем теплообменник подогрева дополнительного количества диоксида углерода подаваемого в реактор синтеза карбамида. В качестве теплоносителя применим теплофикационную воду [2,3,9-11,26].

Исходные данные для расчета приведены в таблице 2.13.

Таблица 2.13 - Исходные данные для расчета теплообменника

Параметры диоксида углерода			
Расход продукта (CO_2)	G1	3199,349	кг/ч
Начальная температура	t_{1H}	5	°C
Конечная температура	t_{1K}	45	°C

Продолжение таблицы 2.13

Давление	P_1	2,5	ата
Коэффициент загрязнения	κ_1	2800	$\text{Вт/м}^2 \cdot \text{К}$
Параметры конденсата			
Начальная температура	$T_{2Н}$	90	$^{\circ}\text{С}$
Конечная температура	$T_{2К}$	80	$^{\circ}\text{С}$
Давление	P_2	3,5	ата
Коэффициент загрязнения	κ_2	2400	$\text{Вт/м}^2 \cdot \text{К}$

Расчет вспомогательных величин

Схема процесса теплопередачи [42, стр.233]:

$$\frac{\begin{cases} 5 \rightarrow 45 \\ 90 \rightarrow 80 \end{cases}}{\Delta t_B = 85 \quad \Delta t_M = 35} \quad (2.71)$$

где Δt_B , Δt_M – большая и меньшая разности температур системы.

Средняя разность температур [42, стр.169]:

$$\Delta t_{CP} = \frac{\Delta t_B - \Delta t_M}{2,3 * \lg \left(\frac{\Delta t_B}{\Delta t_M} \right)} = \frac{85 - 35}{2,3 * \lg \left(\frac{85}{35} \right)} = 56,4139 \text{ } ^{\circ}\text{С} = 56,4139 \text{ } ^{\circ}\text{К} \quad (2.72)$$

Средняя температура диоксида углерода [42, стр.233]:

$$t_1 = \frac{t_{1К} + t_{1Н}}{2} = \frac{45 + 5}{2} = 25^{\circ}\text{С} \quad (2.73)$$

Средняя температура теплоносителя [42, стр.233]:

$$t_2 = t_1 + \Delta t_{CP} = 25 + 56,4139 = 81,4139 \text{ } ^{\circ}\text{С} \quad (2.74)$$

Количество теплоты, необходимое для нагрева диоксида углерода [1, стр.233]:

Теплоемкость диоксида углерода при средней температуре [1, стр.562]:

$$C_1 = 2568 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} * \text{К}} \quad (2.75)$$

$$Q = \frac{G_1}{3600} \cdot C_1 \cdot (t_{1К} + t_{1Н}) = \frac{3199,349}{3600} \cdot 2568 \cdot (45 - 5) = 91288,09147 \text{ Вт} \quad (2.76)$$

Расход конденсата [42, стр.233]:

Теплоемкость теплоносителя при средней температуре [42, стр.537]:

$$G_2 = 4230 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$$

$$G_2 \frac{Q}{C_2 * (t_{2H} - t_{2K})} = \frac{91288,09147}{4230 * (90 - 80)} = 2,1581 \text{ кг/сек} \quad (2.77)$$

Определение максимальной величины площади поверхности теплообмена.

В случае поперечного обтекания воздухом пучка труб, расположенных в шахматном порядке коэффициент теплопередачи равен [1, стр.171]

$$K_{\text{MIN}} = 70 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$$

$$F_{\text{MAX}} = \frac{Q}{K_{\text{MIN}} * \Delta t_{\text{CP}}} = \frac{91288,09147}{70 * 56,4139} = 23,1169 \text{ м}^2 \quad (2.78)$$

Условию $F < 23,1169 \text{ м}^2$ удовлетворяет одноходовой кожухотрубный аппарат, со следующими характеристиками [29,30,38,42] (таблица 2.14):

Таблица 2.14 – Характеристики теплообменника

Диаметр кожуха аппарата	D_A	400	мм
Число труб	n	92	шт.
Площадь поперечного сечения в вырезе перегородки	$S_{\text{СЖ}}$	0,0245	м^2
Расстояние от диагонали до хорды сегмента	h_1	68	мм
Внутренний диаметр труб	$d_{\text{ВН}}$	0,018	м
Наружный диаметр труб	$d_{\text{Н}}$	0,022	м
Шаг труб в трубной решетке	t	0,032	м
Длина труб	L	3	м
Толщина стенки труб	s	0,002	м
Коэффициент теплопроводности стали	$\lambda_{\text{ст}}$	46,5	$\text{Вт/м}^2 \cdot \text{К}$

Площадь проходного сечения по трубам [42, стр. 234, 57]:

$$S_T = n * 0,785 * d_{\text{Н}}^2 = 111 * 0,785 * 0,022^2 = 0,04217 \text{ м}^2 \quad (2.79)$$

Межтрубное пространство

Размер стрелки сегмента [42, стр.234]:

$$b = \frac{D_A}{2} - h_1 = \frac{400}{2} - 68 = 132 \text{ мм} \quad (2.80)$$

Коэффициент, зависящий от наружного диаметра и шага труб [42, стр.157]

$$\psi = \frac{1 - \left(\frac{d_H}{t}\right)}{1 - 0,9 * \left(\frac{d_H}{t}\right)^2} = \frac{1 - \left(\frac{22}{32}\right)}{1 - 0,9 * \left(\frac{22}{32}\right)^2} = 0,5438 \quad (2.81)$$

Расстояние между перегородками [42, стр.157]:

$$l = \frac{b}{1,415 * \psi} = \frac{132}{1,415 * 0,5438} = 171,545 \text{ мм} \quad (2.82)$$

Плотность диоксида углерода в рабочих условиях $\rho_1=1,48 \text{ кг/м}^3$

Объемный расход диоксида углерода в межтрубном пространстве [42, стр.157]:

$$V_1 = \frac{G_1}{3600 * \rho_1} = \frac{3199,349}{3600 * 1,48} = 0,60048 \frac{\text{м}^3}{\text{сек}} \quad (2.83)$$

Расчетная скорость диоксида углерода в межтрубном пространстве [42, стр.234]:

$$\omega_1 = \frac{V_1}{S_{СЖ}} = \frac{0,60048}{0,0245} = 24,509 \frac{\text{м}}{\text{сек}} \quad (2.84)$$

Динамический коэффициент вязкости диоксида углерода при средней температуре [42, стр. 537] $\mu_1=0,0000165 \text{ Па}\cdot\text{с}$

Критерий Рейнольдса для диоксида углерода [42, стр.234]:

$$Re_1 = \frac{\omega_1 * d_H * \rho_1}{\mu_1} = \frac{24,509 * 0,022 * 1,48}{0,0000165} = 48365,064 \quad (2.85)$$

Коэффициент, зависящий от угла атаки равен [1, стр.157] $\varepsilon_\varphi=1$

Коэффициент Nu для газов, при $Re > 1000$ и шахматном расположении труб, рассчитывается по формуле [42, стр.157]:

$$Nu_1 = 0,356 * \varepsilon_\varphi * Re_1^{0,6} = 0,365 * 1 * 48365,064^{0,6} = 236,054 \quad (2.86)$$

Коэффициент теплопроводности диоксида углерода при рабочих условиях [42, стр.530] $\lambda_1=0,014 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$

Коэффициент теплопередачи [42, стр.234]:

$$a_1 = \frac{Nu_1 * \lambda_1}{d_H} = \frac{236,054 * 0,014}{0,022} = 150,216 \frac{Вт}{м^2 * К} \quad (2.87)$$

Трубное пространство

Плотность теплоносителя в рабочих условиях [1, стр.537] $\rho_2=951 \text{ кг/м}^3$

Скорость теплоносителя [1, стр.234]:

$$\omega_2 = \frac{G_2}{\rho_2 * S_T} = \frac{2,1581}{951 * 0,04217} = 0,0538 \frac{м}{с} \quad (2.88)$$

Кинематический коэффициент вязкости теплоносителя при рабочих условиях [42, стр.537]: $\nu_2 = 2,68 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2 / \text{с}$

Критерий Рейнольдса для теплоносителя [42, стр.537]:

$$Re_2 = \frac{\omega_2 * d_{ВН}}{\nu_2} = \frac{0,0538 * 0,018}{2,68 * 10^{-7}} = 3613,4328 \quad (2.89)$$

Значение критерия Рейнольдса $3613,4328 < 10\ 000$

Расчет ориентировочного значения произведения ($Gr_2 Pr_2$).

При расчете теплоотдачи в случае $Re_2 < 10\ 000$ определяющая температура $t = 0,5 \cdot (t_{ст.2} + t_2)$. В связи с тем, что температура $t_{ст.}$ будет определена в конце расчета, зададимся величиной Δt_2 .

При теплопередаче от жидкости к газу, коэффициент теплоотдачи от жидкости к стенке выше, чем от стенки к газу, поэтому примем:

$$\Delta t_2 = 0,15 * \Delta t_{ср} = 0,15 * 56,4139 = 8,462 \text{ } ^\circ\text{С} = 8,462 \text{ К} \quad (2.90)$$

$$t_{ст.2} = t_2 + \Delta t_2 = 81,4139 + 8,462 = 89,8759 \text{ } ^\circ\text{С} \quad (2.91)$$

$$t = 0,5 * (t_{ст.2} + t_2) = 0,5 * (89,8759 + 81,4139) = 85,6449 \text{ } ^\circ\text{С} \quad (2.92)$$

Коэффициент Pr_2 для теплоносителя [42, стр.537] $Pr_2= 1,95$

Коэффициент β_2 для теплоносителя [42, стр.537] $\beta_2 = 6,95 \cdot 10^{-4} \text{ К}^{-1}$

Динамический коэффициент вязкости теплоносителя при рабочих условиях [42, стр.537] $\mu_2 = 0,000236 \text{ Па}\cdot\text{с}$

$$\begin{aligned} (Gr_2 Pr_2) &= \frac{d_{ВН}^3 * \rho_2^2 * \beta_2 * \Delta t_2 * 9,81}{\mu_2^2} \\ &= \frac{0,018^3 * 951^2 * 6,95 * 10^{-4} * 8,462 * 9,81}{0,000236^2} = 10654080,84 \end{aligned} \quad (2.93)$$

Значение критерия [1, стр.235]:

$$\left(Re_2 * \frac{d_{ВН}}{L} \right) = Re_2 * Pr_2 * \frac{d_{ВН}}{L} = 3613,4328 * 1,95 * \frac{0,018}{3} = 42,277 \quad (2.94)$$

Динамический коэффициент вязкости теплоносителя при температуре

$$t_{ст.2} = 89,8759 \text{ } ^\circ\text{C} [42, \text{стр.537}] \mu_{ст.2} = 0,000290 \text{ Па}\cdot\text{с}$$

Значение критерия Nu_2 , при $Re_2 > 3500$ и $(Gr_2Pr_2) > 8 \cdot 10^5$ [42, стр.155]:

$$\begin{aligned} Nu_2 &= 0,037 \cdot \frac{Re_2^{0,75}}{\mu_{ст.2}} \cdot Pr_2^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu_2}{\mu_{ст.2}}\right)^{0,25} \\ &= 0,037 \cdot 3613,4328^{0,75} \cdot 1,95^{0,4} \cdot \left(\frac{0,000236}{0,000290}\right)^{0,25} = 21,3936 \end{aligned} \quad (2.95)$$

Коэффициент теплопроводности теплоносителя при температуре $t = 85,6449$ $^\circ\text{C}$ [42, стр.537] $\lambda_2 = 0,685 \text{ Вт/м}\cdot\text{К}$

Коэффициент теплопередачи [42, стр.235]:

$$a_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_{BH}} = \frac{21,3936 \cdot 0,685}{0,018} = 814,145 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad (2.96)$$

Коэффициент теплопроводности системы [42, стр.235]:

$$\frac{1}{\sum r_{ст}} = \frac{1}{\frac{1}{\kappa_1} + \frac{s}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\kappa_2}} = \frac{1}{\frac{1}{2800} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2400}} = 1224,259 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \quad (2.97)$$

Коэффициент теплопередачи [42, стр.235]:

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\frac{1}{\sum r_{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{150,216} + \frac{1}{1224,259} + \frac{1}{814,145}} \\ &= 114,913 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \end{aligned} \quad (2.98)$$

Поверхностная плотность теплового потока [42, стр.235]:

$$q = K \cdot \Delta t_{CF} = 114,913 \cdot 56,4139 = 6482,69 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2} \quad (2.99)$$

Уточненное значение Δt_2

$$\Delta t_2 = \frac{q}{a_2} = \frac{6482,69}{814,145} = 7,962 \text{ } ^\circ\text{C} = 7,962 \text{ } ^\circ\text{K} \quad (2.100)$$

Уточненное значение (Gr_2Pr_2) :

$$\begin{aligned} (Gr_2Pr_2) &= \frac{d_{BH}^3 \cdot \rho_2^2 \cdot \beta_2 \cdot \Delta t_2 \cdot 9,81}{\mu_2^2} \\ &= \frac{0,018^3 \cdot 951^2 \cdot 6,95 \cdot 10^{-4} \cdot 7,962 \cdot 9,81}{0,000236^2} = 10024555,85 \end{aligned} \quad (2.101)$$

Значение $(Gr_2Pr_2) > 10^{-6}$, формула применена, верно.

Расчетное значение определяющей температуры [42, стр.236]:

$$t = t_2 + \frac{\Delta t_2}{2} = 81,4139 + \frac{7,962}{2} = 85,3949^\circ\text{C} \quad (2.102)$$

Ранее было принято $t = 85,6449^\circ\text{C}$ – расчет q произведен правильно.

Поверхность теплообмена

Расчетная площадь поверхности теплообмена [42, стр.236]:

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{91288,09147}{6482,69} = 14,081 \text{ м}^2 \quad (2.103)$$

Средний диаметр труб:

$$t_{\text{CP}} = \frac{d_{\text{H}} + d_{\text{ВН}}}{2} = \frac{0,022 + 0,018}{2} = 0,02 \text{ м} \quad (2.104)$$

Расчетная поверхность теплообмена [42, стр.236]:

$$F = \pi * t_{\text{CP}} * n * L = 3,14 * 0,02 * 92 * 3 = 17,3328 \text{ м}^2 \quad (2.105)$$

Запас площади поверхности теплообмена [42, стр.236]:

$$\frac{17,3328 - 13,9416}{13,9416} * 100\% = 24,32 \% \quad (2.106)$$

Запас поверхности достаточен.

В виду того, что разность между температурой труб и кожуха превышает 20°C , применяем кожухотрубный аппарат с U – образными трубами.

По каталогу «Стандартные кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения» [61] выбираем теплообменник типа У, вертикальный (В), с диаметром кожуха 400 мм, на условное давление в кожухе и трубах 1,6 МПа, исполнение по материалу М8, с гладкими теплообменными трубами 22 мм и длиной 3 метра, одноходовой - **Теплообменник 400ГУВ-1,6-1,6-М8/22-3-1.**

ГЛАВА 3. МЕРОПРИЯТИЯ В ОБЛАСТИ ОХРАНЫ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ ПРИ ПРОИЗВОДСТВЕ КАРБАМИДА

3.1 Идентификация опасных и вредных производственных факторов разрабатываемого объекта

Аммиак NH_3 - бесцветный газ с острым запахом. Температура плавления $-77,8$ °С, температура кипения $-38,5$ °С. Плотность $0,59$ г/м³. Аммиак раздражает преимущественно верхние дыхательные пути. В высоких концентрациях возбуждает центральную нервную систему и вызывает судороги, слезотечение и боль в глазах, удушье, боль в желудке. При действии на кожу, возможно, ее покраснение. Попадание его в глаза может привести к слепоте. Предельно-допустимая концентрация 20 мг/м³ [.

При попадании аммиачной воды в глаза их нужно немедленно обильно промыть водой, смазать вазелиновым или оливковым маслом. Если аммиак попал на кожу, ее следует обмывать чистой водой. При отравлении аммиаком через дыхательные пути необходим свежий воздух, вдыхание теплых водяных паров (лучше с добавлением уксуса), питье теплого молока с содой.

Индивидуальные защитные средства: фильтрующий промышленный противогаз марки К, КДМ, спецодежда, защитные очки и резиновые перчатки.

Меры предосторожности: герметизация аппаратуры, содержащей аммиак. Осмотр и ремонт емкостей должен производиться только после тщательной промывки их водой и проветривания. Проливы водного аммиака в помещениях не допускаются.

Двуокись углерода CO_2 – газ, без цвета и без запаха. Не ядовитый, обладает наркотическим действием, а также удушающим действием вследствие

недостатка кислорода Индивидуальное средство защиты – изолирующий (шланговый или кислородный) противогаз.

Азот N_2 – газ, без цвета и без запаха. Физиологически инертный газ, вызывающий удушье при недостатке кислорода. Индивидуальное средство защиты – изолирующий (шланговый или кислородный) противогаз.

Карбамид – твердое вещество, без запаха. Нетоксичен. Вызывает раздражение кожи. От воздействия карбамида (сухого) применять: хлопчатобумажный костюм, кожаные ботинки, очки закрытого типа, брезентовые рукавицы, респираторы типа У-2К.

Карбамидо-формальдегидная смола – жидкость, белого цвета. Пары раздражают слизистые оболочки глаз, дыхательных путей. При действии на кожу вызывает ее раздражение. От воздействия карбамидо-формальдегидной смолы применять: противогаз марки А, резиновые перчатки, резиновый фартук, защитные очки, резиновую обувь.

3.2 Природоохранные мероприятия при производстве карбамида

Производство карбамида представляет собой сложный комплекс агрегатов, цехов, отделений, аппаратов, связанных между собой технологической цепочкой.

В процессе получения карбамида образуются газообразные выбросы, сточные воды и твердые отходы [39,40,44,56].

Технологией производства карбамида предусмотрен ряд узлов, обеспечивающих снижение всех видов выбросов в окружающую среду:

- для уменьшения газовых выбросов в атмосферу и снижения в них содержания карбамида и аммиака предусмотрена мокрая очистка воздуха из башни грануляции;

- для исключения залповых выбросов во время аварийных ситуаций предусмотрены две санитарные свечи высотой 80 метров;

- для исключения выбросов аммиака в атмосферу при разрушении трубопроводов и аппаратов, заполненных жидким аммиаком, смонтирован аварийный сборник аммиака;

- на каждом агрегате предусмотрены локальные установки очистки сточных вод, обеспечивающие надежную очистку стоков, как при работе агрегата, так и во время подготовки оборудования к ремонту.

Твердыми отходами производства являются:

- отработанный силикагель с установки осушки воздуха для питания КИПиА;

- некондиционный карбамид (россыпи, пыль, скопившаяся при транспортировке).

Нестандартный продукт, полученный при вынужденных отступлениях от технологического регламента, применяется в качестве минеральных удобрений и реализуется по 50 %-ной стоимости.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате проделанной работы был спроектирован реактор синтеза карбамида, отличающийся от предыдущих аналогов своими технологическими параметрами проведения процесса: определена оптимальная температура и давление, способствующие максимальной производительности, как реактора, так и агрегата карбамида в целом.

Дополнительно рассчитан теплообменник, для оптимального ввода диоксида углерода в существующую технологическую схему процесса получения карбамида. Это позволило увеличить производительность агрегата в целом с 1433 т/день до 1463 т/день карбамида, и соответственно снизить затраты энергии, сырья и материалов на производство 1 т карбамида.

На основании вышеизложенного, можно сделать вывод, что работа Модернизация реактора синтеза карбамида ОАО «КуйбышевАзот» является целесообразной к применению.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Арис, Р. Анализ процессов в химических реакторах [Текст] : научное издание / Р. Арис ; пер. Л. М. Письмен ; ред. пер И. И. Иоффе. Ленинград : Химия, 1967. 328 с. : ил.
2. Архипов Г. В. Автоматическое регулирование поверхностных теплообменников / Г. В. Архипов. - Москва : Энергия, 1971. - 304 с. : ил.
3. Антикайн П. А. Рекуперативные теплообменные аппараты / П. А. Антикайн, М. С. Аронович, А. М. Бакластов. - Москва ; Ленинград : Госэнергоиздат, 1962. - 231 с.
4. Афанасьев Н. Д. Процессы и аппараты химической технологии : лаб. практикум / Н. Д. Афанасьев; ТГУ ; каф. "Машины и аппараты хим. и пищевых производств и предприятий строит. материалов". - ТГУ. - Тольятти : ТГУ, 2007. - 66 с. : ил.
5. Афанасьев Н. Д. Процессы и аппараты химической технологии : учеб.-метод. пособие по выполнению курсового проекта / Н. Д. Афанасьев; ТГУ ; каф. "Машины и аппараты химических и пищевых производств и предприятий строит. материалов". - ТГУ. - Тольятти : ТГУ, 2007. - 20 с.
6. Брайнес, Я.М. Введение в теорию и расчеты химических и нефтехимических реакторов / Я.М. Брайнес – Л.: Химия, 1976, - 231с.
7. Броунштейн Б. И. Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах / Б. И. Броунштейн, В. В. Щеголев. - Ленинград : Химия, 1988. - 336 с. : ил.
8. Быстров П. И. Гидродинамика коллекторных теплообменных аппаратов / П. И. Быстров, В. С. Михайлов. - Москва : Энергоиздат, 1982. - 224 с. : ил.
9. Бажан, П.И. Справочник по теплообменным аппаратам / П.И. Бажан, Г.Е. Каневец, В.М. Селиверстов. – М.: Машиностроение, 1989. - 366 с.
10. Варгафтик, Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик // Физматгиз. – М.: 1963. – 708 с.

11. Высокотемпературные теплообменные аппараты : труды Горьковского политехн. ин-та им. А. А. Жданова : [сборник тр.]. Т. 31. Вып. 13 / [отв. ред. В. М. Будов]. - Горький : [б. и.], 1975. - 58 с.
12. Временный технологический регламент производства карбамида мощностью 900 тыс. т/год.
13. Временный технологический регламент производства карбамида мощностью 900 тыс. т/год. Приложение 1 – материальный баланс.
14. Голубев И.Ф. , Кияшова В.П., Перельштейн И.И., Парушин Е.Б. «Теплофизические свойства аммиака», М., издательство стандартов, 1978, -265с.
15. ГОСТ 2081-92 Карбамид. Технические условия. Издание официальное. Москва. Дата введения 01.01.93
16. ГОСТ 14249-89 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность.
17. ГОСТ 14249-89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. - Изд. (апр. 2003) с поправкой (ИУС 2-97). - Взамен ГОСТ 14249-80 ; введ. 01.01.90. - Москва : Изд-во стандартов, 2003. - 53 с. : ил.
18. ГОСТ 22161-76. Машины, механизмы, паровые котлы, сосуды и аппараты судовые. Нормы и правила гидравлических и воздушных испытаний. - Переизд. Март 1986 с изм. 1,2,3. - Взамен ГОСТ 1999-60, ГОСТ 2029-70, ГОСТ 7718-55, кроме двигателей внутреннего сгорания ; введ. 01.01.78. - Москва : Изд-во стандартов, 1986. - 16 с.
19. ГОСТ 25822-83 [СТ СЭВ 3649-82]. Сосуды и аппараты. Аппараты воздушного охлаждения. Нормы и методы расчета на прочность. - Введ. 01.01.84. - [Б. м.] : [б. и.], [1984?]. - 19 с.
20. ГОСТ 26303-84 (СТ СЭВ 4350-83). Сосуды и аппараты высокого давления. Шпильки. Методы расчета на прочность. - Введ. 01.07.85. - [Б. м.] : [б. и.], [1985?]. - 10 с.
21. ГОСТ 25859 –83.,(СТ СЭВ 3648 –82), Сосуды и аппараты стальные. Нормы и методы расчета на прочность при малоцикловых нагрузках.

22. ГОСТ 14249-89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. - Изд. (апр. 2003) с поправкой (ИУС 2-97). - Взамен ГОСТ 14249-80 ; введ. 01.01.90. - Москва : Изд-во стандартов, 2003. - 53 с. : ил.
23. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по проектированию. М. "Химия", 1991 г.
24. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учеб. для вузов. В 2 кн. Ч. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. - 2-е изд. - Москва : Химия, 1995. - 368 с.
25. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии : учеб. для вузов. В 2 кн. Ч. 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. - 2-е изд. - Москва : Химия, 1995. - 400 с.
26. Двухфазные потоки и вопросы теплообмена / [отв. ред. И. Т. Аладьев]. - Москва : Наука, 1970. - 159 с. : ил.
27. Дианов В. Г. Автоматизация производственных процессов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности : [учеб. пособие] / В. Г. Дианов. - Москва : Химия, 1968. - 326 с.
28. Крамерс, Х. Химические реакторы/ Х. Крамерс, К. Вестертерп. – М.: Химия, 1977. - 504с.
29. Контактные теплообменники / Е. И. Таубман [и др.]. - Москва : Химия, 1988. - 256 с. : ил.
30. Краснов В. И. Ремонт теплообменников / В. И. Краснов, М. З. Максименко. - Москва : Химия, 1990. - 101 с. : ил.
31. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии : учеб. для хим.-технол. вузов и фак-тов / А. Г. Касаткин. - Изд. 5-е, перераб. - Москва ; Ленинград : Гос. науч.-техн. изд-во химич. лит., 1950. - 792 с. : ил.
32. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии : учеб. для вузов / А. Г. Касаткин. - Изд. 13-е, стер. ; Гриф МО. - Москва : Альянс, 2006. - 750 с. : ил.

33. Корсаков-Богатков С. М. Химические реакторы как объекты математического моделирования / С. М. Корсаков-Богатков. - Москва : Химия, 1967. - 223 с. : ил.
34. Кузнецов А.М., Лившиц В.И., Хисматуллин Е.Р. и др. Сосуды и трубопроводы высокого давления. Изд. 2-е, доп. И.: Иркутская областная типография №1, 1999. 600 с.
35. Лебедев, И.И. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза / И.И. Лебедев - М.: Химия, 1981, - 590с.
36. Лащинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры : справочник / А. А. Лащинский, А. Р. Толчинский; под ред. Н. Н. Логинова. - Изд. 2-е, перераб. и доп. - Ленинград : Машиностроение, 1970. - 752 с.
37. Мельник Б. Д. Краткий инженерный справочник по технологии неорганических веществ : Графики и номограммы / Б. Д. Мельник, Е. Б. Мельников. - Москва : Химия, 1968. - 431, [1] с. : ил.
38. Нестеров В. Д. Вихревые динамические теплообменники / В. Д. Нестеров, Ю. Н. Васильев. - Москва : Недра, 1982. – 159 с. : ил.
39. Нормы пожарной безопасности : Пожарная техника. Огнетушители. Требования к эксплуатации : НПБ 166-97 : дата введения 01.03.98. - Москва : ВЦОПТ, 1999. - 16 с.
40. НПБ 10105-2003 Нормы пожарной безопасности. Определение категорий наружных установок по пожарной опасности.
41. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по проектированию : учеб. пособие для втузов / под ред. Ю. И. Дытнерского. - Москва : Химия, 1983 . - 271 с. : ил.
42. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. - Изд. 12-е, стер. ; Перепечатка с изд. 1987г. - Москва : [Альянс], 2005. - 575 с. : ил.

43. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К.Ф Павлов, П.Г.Романков, А.А. Носков. – Л.: Химия, 1987, - 576 с.
44. ПБ 09 –540-03. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожарных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств, – М.: Госгортехнадзор России, 2003. - 108 с.
45. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической технологии : учебник для техникумов / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. - Изд. 5-е, стер. - Москва : Химия, 1968. - 847 с.
46. Процессы и аппараты химической технологии. Т. 15 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1987. - 160 с. : ил
47. Процессы и аппараты химической технологии : учеб. пособие для вузов / А. А. Захарова [и др.]; под ред. А. А. Захаровой. - Гриф УМО. - Москва : Академия, 2006. - 522 с. : ил.
48. Процессы и аппараты химической технологии : лабораторный практикум : учеб. пособие / А. И. Ершов [и др.]; под ред. А. И. Ершова. - Минск : Университетское, 1988. - 173 с.
49. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической технологии : учеб. для техникумов / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. - Изд. 4-е, стер. - Москва : Химия, 1967. - 847 с. : ил.
50. Процессы и аппараты химической технологии. Т. 16 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1988. - 182 с. : ил.
51. Процессы и аппараты химической технологии. Т. 10 / Гос. ком. СССР по науке и технике ; АН СССР ; ВИНТИ ; [гл. ред. А. И. Михайлов] ; науч. ред. В. В. Кафаров. - Москва : ВИНТИ, 1982. - 170 с. : ил.
52. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков,

- А. А. Носков; под ред. П. Г. Романкова. - Изд. 10-е, перераб. и доп. - Ленинград : Химия, 1987. - 575 с. : ил.
53. Позин М. Е. Технология минеральных солей : (удобрений, пестицидов, промышленных солей, окислов и кислот). Ч. 2 / М. Е. Позин; при участии Л. З. Арсеньевой [и др.]. - 3-е изд., перераб. и доп. - Ленинград : Химия, 1970. - [765 (1556-791)] с. : ил
54. РД 26 –15 –88.(ОСТ 26 –01 –396 –78). Нормы и методы расчета на прочность и герметичность фланцевых соединений.
55. РД 26 –14 –88. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Элементы теплообменных аппаратов.
56. Розловский А. И. Научные основы техники взрывобезопасности при работе с горючими газами и парами / А. И. Розловский. - Москва : Химия, 1972. - 364 с. : ил.
57. Сагань И. И. Борьба с накипеобразованием в теплообменниках / И. И. Сагань, Ю. С. Разладин. - Киев : Техніка, 1986. - 134 с. : ил.
58. Справочник химика, I том, Л.: Химия, 1966, - 1070 с.
59. Справочник азотчика / [авт. коллектив М. М. Караваев и др.]. - 2-е изд., перераб. - Москва : Химия, 1987. - 455 с. : ил.
60. Сосуды и трубопроводы высокого давления : справочник / [авт. коллектив Е. Р. Хисматулин и др.]. - Москва : Машиностроение, 1990. - 383 с. : ил.
61. ТУ 3612-024-00220302-02 Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе.
62. Технология связанного азота : учеб. пособие для техникумов / Ф. А. Андреев [и др.]. - Москва : Химия, 1966. - 498, [1] с. : ил.