

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

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

18.03.02 «Энерго- ресурсосберегающие процессы в химической технологии,
нефтехимии и биотехнологии»

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

**на тему: Разработка установки кислотоулавливания агрегата синтеза
карбамида ПАО «КуйбышевАзот»**

Студент(ка)

Л.В. Котов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю. В. Чариков

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

зав. кафедрой

«Рациональное

природопользование

и ресурсосбережение»

к.п.н., М.В. Кравцова

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

(личная подпись)

« _____ » _____ 2017г.

Тольятти 2017

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)

« _____ » _____ 2017г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение бакалаврской работы

Студент: Котов Леонид Владимирович

Тема: Разработка установки кислотоулавливания агрегата синтеза карбамида
ПАО «КуйбышевАзот»

1. Срок сдачи студентом законченной бакалаврской работы: 02.06.2017

2. Исходные данные к бакалаврской работе:

2.1 Производственные инструкции;

2.2 Постоянный технологический регламент.

3. Содержание бакалаврской работы (перечень подлежащих разработке
вопросов, разделов)

3.1 Введение;

3.2 Основные данные о карбамиде процессе синтеза ;

3.3 Производственная технология и расчет аппаратов;

3.4 Заключение.

4. Ориентировочный перечень графического и иллюстративного материала:
технологическая схема узла кислотоулавливания.

5. Дата выдачи задания «26» января 2017г.

Руководитель бакалаврской работы

_____ (подпись)

Ю. В. Чариков

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ (подпись)

Л. В. Котов

(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
выполнения бакалаврской работы

Студент: Котов Леонид Владимирович

По теме: Разработка установки кислотоулавливания агрегата синтеза карбамида ПАО «КуйбышевАзот»

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	15.05.2017	15.05.2017		
Основные данные о карбамиде и процесс синтеза	17.05.2017	17.05.2017		
Производственная технология и расчет аппаратов	22.05.2017	22.05.2017		
Заключение	28.05.2017	28.05.2017		

Руководитель бакалаврской работы

_____ Ю. В. Чариков _____
(подпись) (И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

_____ Л. В. Котов _____
(подпись) (И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Бакалаврскую работу выполнил: Котов Л.В.

Тема работы: Разработка установки кислотоулавливания агрегата синтеза карбамида ПАО «КуйбышевАзот»

Научный руководитель: Чариков Ю.В.

Объектом исследования данного бакалаврской работы является агрегат синтеза карбамида.

Цель работы: повышение эффективности и экологической безопасности, путем сокращения выбросов аммиака в атмосферу.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

1. Проанализировать производство карбамида
2. Разработать технологию, позволяющую сократить выбросы аммиака в атмосферу.
3. Провести расчет абсорбера, и внедрить узел кислотоулавливания.

Бакалаврская работа состоит из введения, 3 глав, заключения, списка используемых источников -59. Общий объем работы 62 страницы машинописного текста, в том числе таблиц 9, рисунков -3.

Во введении актуальность проводимого исследования, описывается цель, задачи работы. В первой главе проанализировано производство карбамида. Во второй главе произведены расчеты материального баланса новой технологии. В третьей главе произведен расчет абсорбера поз.39

В результате расчетов была разработана технология позволяющая сократить выбросы аммиака в атмосферу с 8 тонн в год до 100кг. в год и получать примерно 100кг в год раствора аммиачной селитры 20-30%.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	7
ГЛАВА 1. СИНТЕЗ КАРБАМИДА	9
1.1 Карбамид. Физико-химические свойства. Область применения. Значение.	9
1.2 Химико – физические основы процесса синтеза карбамида	13
1.2.1 Равновесие жидкость – газ при синтезе	14
1.2.2 Равновесное давление при синтезе	15
1.2.3 Тепловой баланс процесса синтеза	17
1.2.4 Кинетика синтеза	18
1.2.5 Представления о химизме синтеза	18
1.3 Технологическое и аппаратное оформление процесса получения карбамида	20
1.3.1 Синтез карбамида из аммиака и двуокиси углерода (схема №1)	21
1.3 .2 Двухступенчатая дистилляция плава и конденсация газообразного аммиака(схема № 1)	25
1.3.3 Улавливание сдувок газообразного аммиака (схема №1)	31
1.3.4 Переработка раствора карбамида (схема № 2)	33
1.3.5 Гранулирование карбамида (схема № 3)	36
1.4 Оценка воздействия производства карбамида на окружающую среду	37
ГЛАВА 2. УЗЕЛ КИСЛОТООУЛАВЛИВАНИЯ	39
2.1 Сведения о производственной программе и номенклатуре продукции, характеристика принятой технологической схемы производства	39
2.1.2 Характеристика принятой технологической схемы	40
2.2.1. Материальный баланс с принципиальной схемой узла кислотного улавливания	42
2.3 Обоснование потребности в основных видах ресурсов	43

2.4	Описание источников поступления сырья и энергоресурсов	44
2.4.1	Характеристика исходного сырья	44
2.4.2	Характеристика энергетических средств	44
2.5	Обоснование показателей и характеристик, принятых технологических процессов и оборудования	45
2.5.1	Общие сведения	45
	ГЛАВА 3 РАСЧЕТ АБСОРБЕРА ПОЗ.39	46
3.1	Составление материального баланса и определение расхода азотной кислоты на абсорбцию	46
3.2	Определяем расход охлаждающей воды	46
3.3	Определяем коэффициент теплопередачи к охлаждающей воде	47
3.4	Определяем коэффициент массоотдачи в газовой фазе	48
3.5	Определяем коэффициент массоотдачи в жидкой фазе	49
3.6	Определяем коэффициент массопередачи	50
3.7	Определяем коэффициент теплоотдачи от газа к жидкости	51
3.8	Расчет изменений концентраций и температур по длине труб	51
3.9	Определение поверхности контакта	53
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ	57
	СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	58

ВВЕДЕНИЕ

Тема бакалаврской работы «Разработка установки кислотоулавливания агрегата синтеза карбамида ПАО КуйбышевАзот» является актуальной так как при производстве карбамида происходят выбросы в атмосферу газообразного аммиака и диоксида углерода а также сбросы в водоемы солей аммония, и карбамида. Уменьшения загрязнения окружающей среды вредными веществами можно вести как путем нейтрализации вредных веществ в специальных очистных сооружениях, так и при помощи улучшения технологии производства снижающих вредные выбросы.

Выбрасываемый в атмосферу аммиак загрязняет водоемы и атмосферу делая непригодной воду и земельные участки. Сбрасываемый в водоемы карбамид и соли аммония негативно влияют на обитателей гидросферы вызывая у них мутацию и приводят к исчезновению отдельных видов животных и растений. Уменьшение выбросов аммиака и карбамида можно осуществить применив следующие методы внедренные в производство:

Фракционная конденсация и промывка соковых паров выпарки второй ступени с получением концентрированного раствора карбамида, который может быть возвращен в цикл выпарки.

Частичная конденсация соковых паров после эжекторов с улавливанием практически всего аммиака.

Глубокая очистка сточных вод от аммиака и карбамида с утилизацией отгоняемого аммиака.

Включение в работу второй ступени абсорбции и десорбции.

Реализация перечисленных мероприятий при одновременном осуществлении очистки диоксида углерода и аммиака от горючих газов позволяет резко снизить потери карбамида и аммиака и повысить степень использования сырья.

Немаловажное значение при производстве следует уделять очистке сточных вод, сбрасываемым при производстве карбамида. Наиболее рациональный метод это биологическая очистка сточных вод, и как следствие разведение специальных микроорганизмов. Существует также метод при котором происходит нормирование сброса солей аммония и карбамида с сточными водами в водоемы путем их разбавления до достижения в последних допустимого ПДК. Благодаря разработанной установке можно сократить количество аммиака сбрасываемого в атмосферу и тем самым снизить техногенную нагрузку на окружающую среду.

ГЛАВА 1. СИНТЕЗ КАРБАМИДА

1.1 Карбамид. Физико-химические свойства. Область применения. Значение.

Карбамид представляет собой бесцветные кристаллы легко растворимые в воде, спирте, жидком аммиаке, сернистом ангидриде. Температура плавления 132,7°C, плотность $1,33 \cdot 10^3$ кг/м³.

Карбамид при нормальных условиях пожаро и взрывобезопасен, не токсичен.

Карбамид упаковывают в клапанные бумажные и полимерные мешки по нормативно-технической документации. Россыпью в железнодорожные вагоны минераловозы, а также в специальные металлические контейнеры. Для розничной торговли продукт упаковывают в полиэтиленовые пакеты, массой не более 3 кг. Хранят в закрытых сухих складских помещениях. Контейнеры с карбамидом и транспортные пакеты допускается хранить на открытых площадках.

Транспортируют в упакованном виде и насыпью всеми видами крытого транспорта, кроме воздушного.

Выпускают карбамид двух марок: А – для использования в химической промышленности и животноводстве, и Б – для использования в сельском хозяйстве. Карбамид в цехе №4 выпускается только в виде гранул. По внешнему виду гранулы карбамида белые или слабоокрашенные, слегка желтоватые.

Мочевина или карбамид $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ – содержит не менее 46,2 % азота в амидной форме.

Раствор мочевины в воде обладает слабощелочными свойствами.

В нижеследующей таблице кратко представлены технические требования к карбамиду согласно ГОСТ 2081–92.

Таблица 1 - Технические характеристики карбамида (согласно ГОСТ 2081–92)

Технологические характеристики	Марка А	Марка Б		
	1 сорт	Высший сорт	1 сорт	2 сорт
Внешний вид	Белые и слабоокрашенные гранулы			
Массовая доля:				
Азота в пересчете на сухое вещество, % не менее	46,2	46,2	46,2	46,2
Биурета, % не более	1,4	1,4	1,4	1,4
Воды, % не более				
Метод высушивания	0,3	0,3	0,3	0,3
Метод фишера	0,6	0,5	0,5	0,6
Свободного аммиака, % не менее	0,03			
Гранулометрический состав, массовая доля гранул размером, %:				
От 1 до 4 мм, не менее		94	94	94
От 2 до 4 мм, не менее		70	50	
Менее 1мм, не более		3	5	5
Остаток на сите 6мм, не более	Отсутствует			
Рассыпчатость, % не менее		100	100	100
Статистическая прочность гранул, кгс/гранулу, не менее		0,7	0,5	0,3
Конденсирующая добавка: карбамидоформальдегидная смола, %	0,2-0,5			

Таблица 2 - Данные, характеризующие некоторые физико-химические свойства карбамида

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

Показатель	Значение
при (50 - 108,5) °С	134 кДж/кг

Данные взяты из «Справочника азотчика» под редакцией Мельникова Е.Я., изд. «Химия», 1987 г., стр. 247.

При взаимодействии мочевины с кислотами образуются солеобразные соединения, с азотной кислотой карбамид образует нитрат карбамида – $\text{CO}(\text{NH}_2)_2 \cdot \text{HNO}_3$ – малорастворимые в воде кристаллы, разлагающиеся при нагревании со взрывом.

При обработке карбамида фосфорной кислотой образуется фосфат карбамида, который используется для изготовления сложных удобрений.

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

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

Продукт, полученный путем конденсации карбамида с формальдегидом в кислой среде, представляет собой карбамидо - формальдегидное удобрение, содержащее до 40 % азота, большая часть которого находится в трудно-растворимой, но полностью усваиваемой растениями форме.

Мочевина с добавками карбамидоформальдегидного концентрата – не токсичен, по пожарной опасности находится на границе, разделяющей горючие и трудно-горючие вещества, хорошо растворяется в воде.

Карбамид способен слёживаться, что обуславливается его хорошей растворимостью в воде. Он сильно слёживается при длительном хранении в горячем и влажном состоянии (содержание влаги 0,8 – 1 %).

Влага образует с солью насыщенный раствор. При остывании соли растворимость её в воде уменьшается и из насыщенного раствора выделяются кристаллы, которые, срастаясь, постепенно образуют монолитную массу.

Слѣживаемость карбамида, как и любого другого удобрения, вызывает большие затруднения при хранении, транспортировке и внесении в почву.

Уменьшение слѣживаемости карбамида достигается снижением влаги в готовом продукте и охлаждением его до температуры менее 50 °С.

Области применения карбамида.

Карбамид образует комплексы со многими соединениями, например с перекисью водорода, которые используются как удобная и безопасная форма «сухой» перекиси водорода. Способность мочевины образовывать комплексы включения с алканами используется для депарафинизации нефти.

При нагревании до 150—160°С мочевина разлагается с образованием биуретана, аммиака, углекислого газа и др. продуктов. В водном растворе гидролизуется до CO_2 и NH_3 , что позволяет его применять в качестве минерального удобрения. При взаимодействии с кислотами образует соли. Карбамид легко конденсируется с формальдегидом, что позволяет широко применять его в производстве смол, искусственных волокон, обладающих большой влагостойкостью.

Химические свойства карбамида позволяют широко его применять в химической промышленности в синтезе карбамидо-альдегидных (в первую очередь карбамидо-формальдегидных) смол, широко использующихся в качестве адгезивов, в производстве древесно-волокончатых плит (ДВП) и мебельном производстве. Производные мочевины - эффективные гербициды.

Часть производимого карбамида используется для производства меламина. Значительно меньшая часть используется для нужд фармацевтической промышленности.

По своей природе карбамид - это минеральное удобрение, которое применяют также для внекорневой подкормки растений, т.к. он в отличие от аммиачной селитры не вызывает ожогов листьев. При внекорневой подкормке фруктовых деревьев раствором карбамида достигаются хорошие результаты. Такая форма удобрений обеспечивает значительную прибавку урожая сельскохозяйственных культур. Выпускается он в этом качестве в

устойчивом к слеживанию гранулированном виде. По сравнению с другими азотными удобрениями карбамид содержит наибольшее количество азота (46,2%), что в основном и определяет целесообразность его использования в качестве удобрения для многих сельскохозяйственных культур на любых почвах.

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

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

Интересные направления применения мочевины связаны с использованием её для очистки выбросов ТЭЦ и мусоросжигательных установок, где в качестве восстановителя оксидов азота используются продукты термического разложения карбамида. Причем карбамид может применяться как в твердом виде, так и в виде водного раствора. Сегодня данная технология уже внедряется на мусоросжигательных заводах.

Еще одним направлением использования карбамида является производство продукта AdBlue – 32,5%-го раствора карбамида, используемого для обработки выхлопных газов дизельных двигателей. Применение данного раствора позволяет добиться соответствия состава выхлопных выбросов нормам Euro-4 и Euro-5. В этом случае более предпочтительным является применение приллированного карбамида ввиду его физических свойств.

1.2 Химико – физические основы процесса синтеза карбамида

Карбамид получают взаимодействием аммиака и двуокси углерода. Такая реакция протекает в две стадии: на первой стадии образуется карбамат аммония $\text{NH}_4\text{CO}_2\text{NH}_2$, затем происходит отщепление воды и в результате получается карбамид $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$

Влияние различных факторов на выход карбамида

Выход карбамида зависит от:

Плотности заполнения автоклава реагентами;

Давления;

Температуры;

Избытка аммиака и воды и др. .

По синтезу карбамида из карбоната аммония и его смесей с карбонатом и сесквикарбонатом аммония показали, что при 130 - 140°C можно добиться выхода карбамида в пределах 1,5 - 9,5% от количества загруженной смеси. Плотность заполнения реактора, т. е. количество исходных веществ на единицу объема реактора. Позднее выяснилось, что выход продукта возрастает (до определенного предела) с увеличением плотности заполнения реактора.

Таким образом, чем больше количество исходных веществ в постоянном объеме, т. е. плотность заполнения реактора, тем выход карбамида возрастает, потому что, во – первых, увеличивается давление и тем самым меньше разлагается карбамид аммония на газообразные аммиак и двуокись углерода. Во – вторых, процесс протекает с образованием двух фаз: жидкой и газовой. При этом основной синтез карбамида происходит в жидкой фазе.

Позднее определили, что выход карбамида находится в прямолинейной зависимости от обратной величины плотности заполнения реактора .

Что касается влияние температуры на синтез карбамида, то такие ученые как Фихтер и Беккер нашли, что при плотности заполнения реактора 0,11 г/см³ выход карбамида с ростом температуры вначале возрастает, достигает максимально величины при 135°C, а затем уменьшается. Позднее было установлено, что оптимальная температура процесса возрастает с увеличением плотности заполнения реактора .

1.2.1 Равновесие жидкость – газ при синтезе

Для термодинамического анализа процесса синтеза карбамида, кроме сведений о зависимости степени превращения двуокиси углерода (или карбамата аммония) в карбамид от различных факторов, необходимы также сведения о распределении компонентов между сосуществующими фазами при различных температурах, давлениях, плотностях заполнения реактора и составах исходной смеси. Четырехкомпонентная система $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{-H}_2\text{O-CO(NH}_2)_2$ в условиях, соответствующих промышленным, имеет две фазы: жидкую и твердую, т. е., из курса Физической химии, согласно правилу фаз Гиббса, система имеет три степени свободы ($C=3$). Составы равновесных жидкой и газовой фаз при численном соотношении аммиака, двуокиси углерода и воды в зависимости от плотности заполнения реактора представлены на рис. 1. Как видно из рисунка 1, что при увеличении плотности заполнения реактора до $0,2 \text{ г/см}^3$ приводит к возрастанию концентрации карбамида в жидкой фазе, и при дальнейшем увеличении плотности заполнения реактора концентрация практически становится постоянной

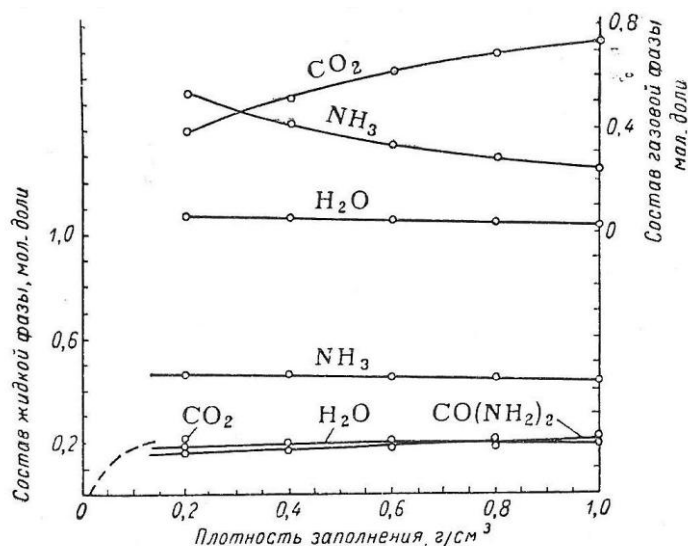


Рисунок 1 - Составы равновесных жидкой и газовой фаз (мольные доли) системы $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{-H}_2\text{O-CO(NH}_2)_2$ при 160°C и стехиометрическом соотношении компонентов

Так же можно добавить, что в жидкой фазе появляется избыток аммиака, а в газовой фазе напротив, всегда избыток CO_2 .

1.2.2 Равновесное давление при синтезе

При нагревании карбамат аммония разлагается с выделением газообразных NH_3 и CO_2 . Зависимость давления диссоциации карбамата аммония, т. е. равновесного давления смеси паров аммиака и двуокиси углерода над твердым или жидким карбаматом аммония, от температуры рисунок 2

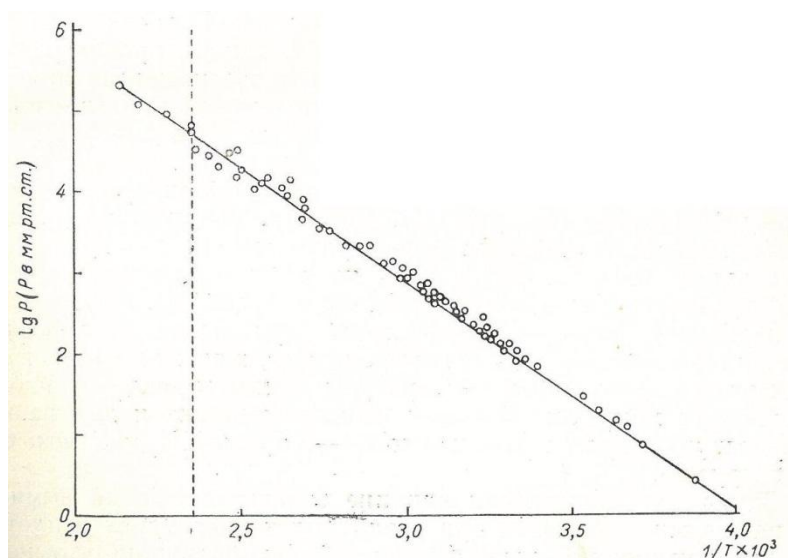


Рисунок 2 - Полулогарифмическая анаморфоза зависимости давления диссоциации карбамата аммония (P) от температуры (T)

Пунктир – температура плавления карбамата аммония. Следует заметить, что при повышенных температурах результаты измерений давления пара над карбаматом аммония менее надежны, потому что последний дегидратируется с образованием карбамида. Зависимость давления пара над карбаматом аммония от температуры описывается уравнением (1). Уравнение хорошо описывает опытные данные в интервале температур 283 – 355 °К.

$$\lg P = 11.0332 - \frac{2704}{T}, \quad (1)$$

где P – давление, мм рт. ст.;

T – абсолютная температура, °К.

Так же равновесное давление газовой смеси над плавом при синтезе карбамида из карбамата аммония без добавок других компонентов (NH_3 , CO_2 или H_2O) зависит не только от температуры, но и от плотности загрузки автоклава.

Влияние избытка NH_3 и CO_2 на равновесное давление объясняется тем, что доставка CO_2 к карбонату аммония способствует повышению равновесного давления, а добавка NH_3 сначала снижает, а затем повышает его. При этом с повышением температуры минимум давления наблюдается при несколько большем избытке аммиака и для разных температур отвечает соотношению 2,4 – 2,5 моль NH_3 на 1 моль CO_2 .

1.2.3 Тепловой баланс процесса синтеза

В практике проектирования весьма важен расчет теплового баланса колонны синтеза, необходимый для определения температуры синтеза и ее регулирования. Разработана схема теплового баланса процесса синтеза в присутствии избыточного аммиака, но без избытка воды. В этой схеме аммиак условно делится на стехиометрический, взаимодействующий с двуокисью углерода с образованием сначала карбамата аммония, а затем карбамида, и на избыточный, непосредственно не участвующий в реакции, но обеспечивающий своим присутствием высокую степень превращения стехиометрического аммиака (или двуокиси углерода) в карбамид. По условию схемы стехиометрический аммиак (жидкий) сначала охлаждается, затем дросселируется до 1 ат. и превращается в газ. Двуокись углерода (жидкая) дросселируется от заданного давления до 1 ат. И превращается в газ при нормальной температуре. Потом карбамат нагревается до температуры плавления при давлении синтеза, плавиться и дегидратируется, после чего продукты реакции (вода и карбамид) и непрореагировавший карбамат аммония нагреваются от температуры плавления карбамата аммония до температуры синтеза. Избыточный аммиак (жидкий) подогревается от исходной температуры до критической, превращается в газ, а затем

сжимается (растворяется) при критической температуре и давлении синтеза в стехиометрической смеси карбамата аммония, воды и карбамида. Далее сжиженный избыточный аммиак подогревается от критической температуры до температуры синтеза при давлении синтеза.

1.2.4 Кинетика синтеза

Кинетика синтеза карбамида изучена как в статических условиях при постоянном объеме, так и в динамических условиях (в проточных системах) при постоянном давлении. При исследовании в статических условиях в качестве исходного вещества обычно применяют карбамат аммония, к которому добавляют различные количества аммиака, двуокись углерода или воды. Смесь нагревают до заданной температуры в стальных бомбах или стеклянных ампулах. Для прекращения реакции в заданный момент времени реакционный сосуд резко охлаждают .

Другой способ изучения кинетики карбамида при постоянном объеме заключается в том, что аммиак и двуокись углерода под давлением загружают в автоклав и нагревают смесь до заданной температуры. В этом случае о протекании процесса судят по изменению давления в автоклаве .

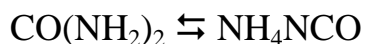
Для изучения кинетики синтеза карбамида в потоке аммиака и двуокиси углерода непрерывно подают под давлением в проточную трубу или колонну и определяют выход карбамида при различных скоростях подачи реагентов .

Так как синтез карбамида – двухфазный процесс и ряд фактов свидетельствует о том, что образование карбамида может проходить как в газовой, так и в жидкой фазах, то на кинетику синтеза должно оказывать влияние перемешивание фаз .

Следует отметить, что в промышленных условиях синтеза (200 ат, молярное соотношение $L = 4.200^{\circ}\text{C}$) при взаимодействии аммиака и двуокиси углерода в колонне несмотря на то, что в начале процесса карбамат аммония не может образоваться (его давление диссоциации при этих условиях 550 ат) и синтез протекает в газовой фазе, уже первые порции образующихся при реакции карбамида и воды дают жидкую фазу .

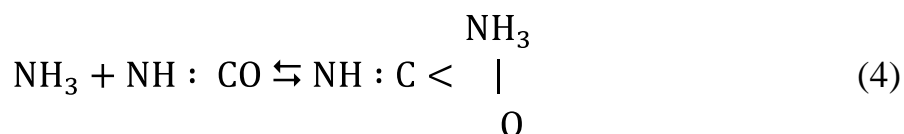
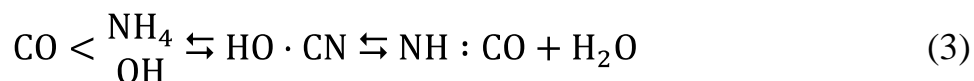
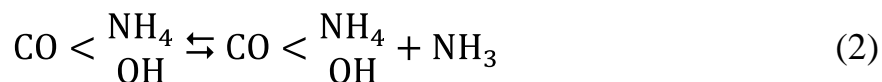
1.2.5 Представления о химизме синтеза

Фаусит, выдерживая водные растворы карбамида при 100°C, отметил медленный переход его в углеаммонийные соли. Например, за 20 ч. Превращалось всего 16% карбамида. В то же время при этих условиях за 2 – 3 ч. завершался процесс изомеризации карбамида в цианат аммония по реакции:



Процесс превращения карбамида в цианат легко происходит только в растворах; при нагревании твердого карбамида до 110 °С этого не наблюдается. Напротив, цианат аммония легко превращается в карбамид даже при низких температурах, и это дает основание полагать, что при разложении карбамида в водных растворах цианат является обязательным промежуточным продуктом. С другой стороны, можно предположить, что и при образовании карбамида из углеаммонийных солей цианат также является обязательным промежуточным продуктом .

Впервые предложение о цианатном механизме образования карбамида из карбамата аммония было высказано Вернером. Он считал, что карбамат аммония при нагревании разлагается на аммиак и карбаминовою кислоту, которая в свою очередь, превращается в циановую кислоту и воду. Циановая кислота, взаимодействуя с аммиаком, образует цианат аммония и далее карбамид. Указанные три стадии можно записать в виде следующих уравнений :



Имеются лишь сведения о реакции (4). Процесс перехода цианата аммония в карбамид происходит с выделением 7500 кал / моль тепла в растворе и 4900 кал / моль в твердом состоянии. Эта реакция в растворе является бимолекулярной. При возрастании температуры скорость реакции быстро увеличивается, а равновесие сдвигается в сторону образования цианита. Основываясь на этих данных вычислил энергию активации реакции превращения цианата в карбамид, которая оказалась равной 23170 кал / моль. Следует отметить, что эта реакция аномально быстрая с высокой энтропией активации. Таким образом реакция (4) не может лимитировать скорость образования карбамида. Что касается первых двух реакций, то они не изучены. Поэтому доказательств правильности этого механизма пока еще нет

Рассмотренная выше теория кинетики синтеза карбамида приносит определенную практическую пользу, так как позволяют вычислить производительность колонн синтеза и предсказать роль ряда параметров при интенсификации процесса .

Что касается влияния давления на кинетику синтеза карбамида, то можно отметить то, что давление является мощным фактором усиления процесса синтеза карбамида, что подтверждается практикой. Однако при повышении давления может полностью перевести процесс в жидкую фазу, и дальнейшее его увеличение окажется нецелесообразным. Подтвердил роль давления в кинетики синтеза карбамида Альтшулер .

Другим важным фактором, который пока не удается объяснить с помощью существующих теорий, является наличие обнаруженного Ченоветом максимума подачи реагентов. Следует отметить, что при более высоких давлениях синтеза (~400 ат.) указанный максимум исчезает.

1.3 Технологическое и аппаратное оформление процесса получения карбамида

Технологический процесс получения карбамида непрерывный и состоит из стадий. В отделении синтеза и дистилляции:

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

В отделении переработки:

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

1.3.1 Синтез карбамида из аммиака и двуокиси углерода (схема №1)

Аммиак жидкий с цеха № 13 с давлением не менее 1,2 МПа (12 кгс/см²) и температурой –20... + 20 °С поступает в буфер поз.15. При падении давления жидкого аммиака на входе в цех до 1,2 МПа (12 кгс/см²) на ЦПУ срабатывает светозвуковой сигнал.

В буфере поз.15 автоматически клапаном LIRC-15V поддерживается уровень жидкого аммиака в пределах 20-80 %. При изменении уровня (максимум, предминимум, минимум) на ЦПУ срабатывает светозвуковой сигнал. Давление аммиака в буфере поддерживается автоматически путем сброса сдувок газообразного аммиака через регулирующий клапан в коллектор газов дистилляции и далее в цех аммиачной селитры, а также подачей азота Р-34 через клапан.

Из буфера поз.15 жидкий аммиак поступает в холодильник аммиака поз.88, где охлаждается до температуры не более 25 °С за счет испарения жидкого аммиака в межтрубном пространстве. Часть жидкого аммиака из линии входа в поз. 15. поступает через регулирующий клапан PRC-88V в межтрубное пространство холодильника, где за счёт его испарения происходит охлаждение аммиака, проходящего по трубкам. Охлажденный

жидкий аммиак поступает на всас аммиачных насосов высокого давления поз.12.

Газообразный аммиак из межтрубного пространства холодильника поз.88 поступает в общезаводской коллектор газообразного аммиака с давлением не более 0,4 МПа (4,0 кгс/см²).

Схемой предусмотрена работа аммиачных насосов без предварительного охлаждения аммиака в холодильнике поз.88. Насосы жидкого аммиака поз.12 подают жидкий аммиак с давлением 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) через подогреватель поз.13 в смеситель поз.5 или колонну синтеза поз.6, в зависимости от того, какая колонна синтеза в работе. Количество аммиака регулируется клапаном FIRC -6 на общей линии нагнетания насосов. Сброс избыточного количества аммиака производится по линии длинного байпаса в буфер поз.15. Жидкий аммиак, поступающий в подогреватель поз.13, подогревается горячим конденсатом из емкости поз.52 высокого давления. В период пуска агрегата аммиак подогревается подачей пара Р-0,9 МПа до температуры 55-90 °С.

Углекислый газ из цеха № 11 с температурой 8-20 °С с содержанием СО₂ не менее 97,5 % поступает в отделение компрессии по двум вводам с давлением не менее 100 мм вод.ст., проходит сепаратор поз.1, где отделяется часть влаги, затем влагоотделители поз.2, 2а. Схемой предусмотрена подача углекислого газа во влагоотделители поз.2, 2а минуя систему сепарации. Далее газ по коллектору поступает на всас газовых компрессоров поз.3 (1-4), которые сжимают углекислый газ до давления 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) и подают в колонну синтеза поз.6 (смеситель поз.5 – при работе колонны синтеза № 3). Газовый компрессор - пятиступенчатый поршневой. Между ступенями компрессора установлены промежуточные холодильники для охлаждения газа на 1-4 ступенях, масловлагоотделители для отделения масла, уносимого газом из цилиндра, а также буферные емкости для снижения пульсации газа, установленные перед 1 ступенью и после каждой ступени на компрессоре.

В колонну синтеза поз.6 (смеситель поз.5 – при работе КС-3) кроме жидкого аммиака и углекислого газа подаются углеаммонийные соли насосами поз.11 с давлением 19-20 МПа и температурой 90-95°С, которые поступают из выносного барботёра поз.9а.

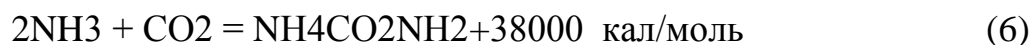
Количество подаваемых солей регулируется гидромурфтой в зависимости от значения уровня в промывной колонне поз.9.

Мольное соотношение компонентов, подаваемых в смеситель поз.5 (колонну синтеза поз. 6)

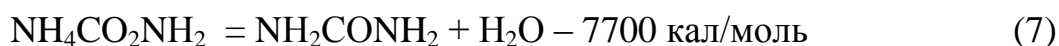


Колонна синтеза поз.6 – вертикальный аппарат с 10-ю массообменными тарелками. В колонне синтеза №1 дополнительно в нижней части установлен смеситель конструкции НИИК для повышения степени конверсии.

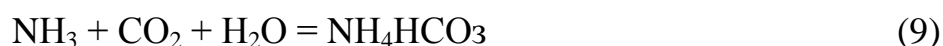
В колонне синтеза поз.6 (смесителе поз.5) происходит образование карбамата аммония при температуре 150...182 °С и давлении 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) по уравнению:



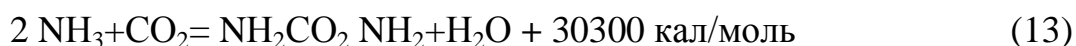
Плав, состоящий из карбамата аммония, избыточного аммиака и воды, из смесителя поз.5/1,2 подается в колонну синтеза поз.6/3, либо продолжает подниматься вверх по колонне синтеза № 6/1,2, где при температуре 185-195 °С и давлении 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) происходит разложение карбамата аммония по уравнению:



Кроме того, в колонне синтеза происходят и другие реакции:



В данных условиях проведения процесса синтеза карбамида степень превращения CO_2 в мочевины составляет 63-70 %. Суммарная реакция образования карбамида проходит с выделением тепла



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

1. Влияние температуры

При повышении температуры степень превращения карбамата аммония в карбамид увеличивается. Однако это увеличение продолжается только до определенного предела.

2. Влияние давления

С повышением давления при постоянном объеме и загрузке степень конверсии карбамата аммония в мочевины значительно возрастает. Скорость образования карбамата аммония (при всех прочих равных условиях) возрастает примерно пропорционально квадрату давления. Практически процесс ведется при давлении близком к 20 МПа (200 кгс/см²).

3. Влияние избытка аммиака, двуокиси углерода и воды

Реакция образования карбамида из карбамата аммония может протекать со значительным выходом только в жидкой фазе, поэтому вода, снижая температуру плавления карбамата аммония в первоначальный период, способствует ускорению образования жидкой фазы. При достижении равновесия вода уже отрицательно влияет на скорость течения процесса. При введении каждого процента воды сверх возможных 2-3 % степень конверсии карбамата аммония в карбамид снижается на 1 %.

4. Влияние инертных газов

Существенное влияние на степень превращения карбамата аммония в карбамид оказывает качество исходного сырья. Наличие инертных примесей в аммиаке и двуокиси углерода неблагоприятно влияют на выход мочевины. Инертные примеси уменьшают парциальное давление NH_3 и CO_2 над плавом в колонне синтеза, при этом снижается степень конверсии карбамата аммония. Присутствие инертных газов в плаве увеличивает удельный объем плава, при этом сокращается время пребывания его в колонне синтеза, что также приводит к уменьшению степени превращения карбамата аммония в карбамид. Наличие примесей сернистых соединений в углекислом газе вызывает интенсивную коррозию аппаратуры и снижает качество готовой продукции.

5. Влияние времени пребывания плава в колонне синтеза

Степень превращения карбамата аммония в карбамид зависит от времени пребывания плава в колонне синтеза, причем, в первые 20-30 минут реакции образуется основное количество мочевины.

Дальнейшее пребывание плава в колонне синтеза незначительно увеличивает степень превращения карбамата аммония в карбамид (3-7) %.

Время пребывания плава в колонне синтеза в свою очередь зависит от степени заполнения колонны, т.е. от объема газовой подушки в колонне синтеза, от количества инертных в углекислоте и жидком аммиаке.

Так как метан, водород, азот и другие инертные (для данного процесса) примеси мало растворимы в системе $\text{H}_2\text{O}-\text{NH}_3-\text{CO}_2$ карбамид-карбамат аммония, то они, выделяясь в газовую фазу, уменьшают степень заполнения колонны, снижают избыток NH_3 в жидкой фазе, увеличивают объем газовой подушки, тем самым сокращая время пребывания плава в колонне синтеза. Оптимальное время пребывания плава в колонне синтеза 45 минут – 1 час.

1.3 .2 Двухступенчатая дистилляция плава и конденсация газообразного аммиака (схема № 1)

Плава, выходящий из колонны синтеза поз. 6 и содержащий мочевины (не менее 28 %), карбамат аммония, избыточный аммиак, углекислый газ и воду дросселируется через клапан PIRC-2V (клапан «Гюльде») до давления 1,6-1,9 МПа (16-19 кгс/см²) и поступает в верхнюю часть колонны дистилляции 1-ой ступени дистилляции поз. К-7/1,2. Колонна предназначена для отделения избыточного аммиака, выделяющегося при дросселировании плава и частично при разложении карбамата аммония. В ректификационной колонне плава карбамида подогревается газами дистилляции из стриппер-дистиллятора поз.Т-8/1,2. Раствор карбамида после колонны дистилляции с температурой 135-145 °С поступает в стриппер-дистиллятор поз. Т-8/1,2, где за счёт подачи пара в межтрубное пространство происходит нагрев раствора карбамида, разложение карбамата и отгонка непрореагировавшего аммиака, диоксида углерода и воды.

Колонна дистилляции поз. К-7/1,2 представляет собой аппарат вертикальный аппарат с одной распределительной и четырьмя массообменными тарелками. Стриппер-дистиллятор поз. 8/1,2 представляет собой кожухотрубный теплообменник плёночного типа, в который сверху на распределительную тарелку подают плава, а снизу подаётся диоксид углерода в качестве стриппинг-агента. Диоксид углерода отбирается после 3-ей ступени углекислотных компрессоров. Перед подачей в стриппер-дистиллятор очищается от масла в сепараторе поз. С-1 и затем нагревается паром до температуры 120-150 °С в теплообменнике поз. Т-3/1,2. В межтрубное пространство подогревателя через клапан TRC – 8V подается пар с давлением 1,4 МПа (14 кгс/см²). Конденсат пара отводится в сборник конденсата высокого давления поз.52 через конденсатоотводчик. Газы дистилляции из стриппера-дистиллятора поз. Т-8/1,2 направляются в колонну дистилляции 1-ой ступени поз. К-7/1,2, где происходит утилизация их тепла и конденсация паров воды. После 1-ой ступени дистилляции раствор

карбамида из поз. Т-8/1,2 дросселируется до давления не выше 0,3 МПа (3 кгс/см²) и подаётся:

-на агрегате - на 2-ую ступень дистилляции в дистиллятор низкого давления поз. КТ-20/1. Раствор карбамида поступает через распределительное устройство, затем на тарелках, установленных в верхней части аппарата, происходит выделение из плава аммиака, диоксида углерода и воды в противотоке газов дистилляции, выходящих из трубного пространства дистиллятора. Затем раствор карбамида поступает в трубное пространство, где за счёт тепла газов дистилляции с 1-ой ступени дистилляции, подаваемых в межтрубное пространство, нагревается до температуры 120-125 °С. Далее газы дистилляции 1-ой ступени направляются в межтрубное пространство рекуператора 2-ой ступени Т-36/1, где используется для подогрева стекающего по трубкам раствора карбамида.

Газовая фаза из дистиллятора поз. КТ-20/1 поступает в конденсатор 2-ой ступени поз. 27/1. Раствор карбамида после дистиллятора поз. КТ-20/1 дросселируется и поступает в сепаратор поз.24, где при атмосферном давлении происходит выделение из раствора части оставшихся аммиака, диоксида углерода и воды, и далее направляется в трубное пространство теплообменника – рекуператора поз. 36/1; на 2-ом агрегате – в колонну ректификации поз. 10/2. Газы из колонны дистилляции направляются для конденсации в конденсатор поз. 27а. Раствор карбамида поступает в трубное пространство подогревателя 2-ой ступени дистилляции поз. Т-20/2, представляющего собой кожухотрубный теплообменник. В межтрубное пространство теплообменника поз. Т-20/2 поступают газы дистилляции с 1-ой ступени дистилляции из колонны дистилляции поз.К-7/2, отдавая своё тепло раствору карбамида, проходящему по трубному пространству. Подогретый раствор далее поступает в сепаратор 2-ой ступени поз. 21, из которого выделившиеся газы, состоящие из аммиака, двуокиси углерода и паров воды, направляются в нижнюю часть ректификационной колонны поз. 10/2, где вступают в тепло- массообмен со стекающим вниз по тарелкам

раствором карбамида, а раствор дросселируется через регулирующий клапан в сепаратор поз.24/2, работающий под атмосферным давлением.

Далее технологическая цепочка первого и второго агрегата дистилляции аналогична. Газы из сепаратора поз. 24/1,2 поступают в абсорбер поз. 39. Предусмотрена линия подачи слабоконцентрированного (до 40 % масс.) раствора карбамида из емкости поз. 69 в сепаратор поз. 24/1,2 через расходомер для дополнительного концентрирования.

Трубное пространство теплообменника-рекуператора поз. Т-36/1,2 работает под вакуумом до 0,05 МПа (0,5 кгс/см²), создаваемом вакуум-системой.

Раствор карбамида из поз. 36/1,2 с температурой 90-105 °С поступает в сборник раствора поз. 22. Соковый пар из верхней сепарационной части рекуператора поз. Т-36/1,2 поступает в сепаратор поз. 24а/1,2, а затем в конденсатор поз. 29/1,2. Соковый конденсат из конденсатора поз. 29/1,2 стекает в сборник поз. 50, жидкая фаза из сепаратора поз. 24а/1,2 – в сборник поз. 32.

Газы дистилляции 1-ой ступени после прохождения межтрубного пространства поз. 36/1,2 направляется в барботёр промывной колонны поз. 9а/1,2, который представляет собой кожухотрубный теплообменник с двумя барботажными трубами, расположенными под трубчаткой. В теплообменнике поз.9а происходит поглощение аммиаком основного количества углекислого газа и конденсация водяного пара. Тепло реакции образования углеаммонийных солей отводится оборотной водой, подаваемой в трубное пространство теплообменника поз.9а. Температура углеаммонийных солей в барботере промывной колонны поддерживается автоматически регулятором TIRC – 9а в пределах 90-100 °С.

Из теплообменника поз.9а углеаммонийные соли насосом поз.11 подаются в колонну синтеза поз.6 (смеситель поз.5 – при работе КС-3).

Не поглощенный в выносном барботере углекислый газ поступает в промывную колонну поз.9.

Промывная колонна представляет собой аппарат колонного типа. Средняя часть колонны высотой 3 метра, заполнена насадкой из нержавеющей колец Рашига, верхняя часть – промыватель, имеющий 5 барботажных тарелок для более тонкой очистки газообразного аммиака от углекислоты.

На орошение верхней тарельчатой части промывной колонны поз.9 и на насадку самотеком подаётся жидкий аммиак из буфера возвратного аммиака поз.37 через клапаны FIRC-9V (до 10 м³/ч) и FIRC-9-1-V (до 15 м³/ч) соответственно. Под насадку промывной колонны подается жидкая фаза, отделившаяся от газообразного аммиака в сепараторе поз.9в. Кроме аммиака, на орошение насадки и в куб промывной колонны подаются насосом поз.26 углеаммонийные соли со 2-ой ступени дистилляции из емкости поз.28, а на верхнюю тарелку и на насадку – 400-1200 л/ч конденсата сокового пара из сборника поз.75. Предусмотрена схема подачи конденсата сокового пара на орошение промывной колонны от насоса поз.43.

Для промывки линий орошения промывной колонны схемой предусмотрена подача конденсата насосами поз.26.

При повышении температуры более 50 °С верха промывной колонны поз.9, куба более 100 °С и изменения уровня (минимального и максимального) в кубе промывной колонны срабатывает система сигнализации на щите КИП в ЦПУ.

Газообразный аммиак, очищенный от углекислого газа, из верхней части промывной колонны поз.9, направляется в сепаратор поз.9в, где за счет изменения направления и уменьшения скорости движения газа происходит отделение жидкой фазы, которая стекает под насадку промывной колонны, а газообразная фаза аммиака направляется в межтрубное пространство последовательно соединенных конденсаторов поз.14, где происходит его конденсация за счет охлаждения оборотной водой. На первом агрегате установлено 4 конденсатора, на втором - 3.

Из конденсаторов жидкий аммиак самотеком сливается в буфер возвратного аммиака поз.37, откуда самотеком подается на орошение промывной колонны поз.9, а избыток - через клапан LIRC – 37V выдается в буфер аммиака поз.15.

Температура газообразного аммиака после 4-ого (по ходу газа) конденсатора поз.14 на агрегате Сид-1 и после 3-его – агрегате Сид-2 должна быть не менее 37 °С во избежание создания взрывоопасной концентрации горючей смеси в конденсаторах.

Снижение температуры аммиака до значения 37 °С 1,2TIRA L-14.4 сигнализируется на ЦПУ.

Газовая фаза - сдувки из конденсаторов поз.14/3,4, содержащая не менее 80 % аммиака и не более 6,0 % кислорода в количестве до 2000 м³/ч с каждого агрегата подается через клапан FIRC-14V в цех аммиачной селитры.

Газы из аппаратов поз. КТ-20/1, поз 10/2, поступают в межтрубное пространство конденсаторов 2-ой ступени, соответственно, поз.27/1 и 27а/2, 27/2, в трубное пространство которых подается охлаждающая обратная вода, количеством которой через регулятор FIRC-27V поддерживается температура 45-65 °С. В конденсаторе поз.27 происходит конденсация водяных паров и поглощение газообразного аммиака и углекислого газа. Образующийся при этом раствор углеаммонийных солей направляется в емкость постоянного напора поз.28/1.2, а из нее насосом поз.26/1-4 подается в промывную колонну поз.9/1,2.

Концентрация углеаммонийных солей на выходе из конденсатора поз.27 регулируется количеством подаваемого из сборника поз.75 конденсата сокового пара через клапан FIRC-27V и поддерживается в пределах:СО2 – 13-22 %.

В конденсатор поз.27 предусмотрена подача газовой фазы с установки гидролиза из гидролизера поз.319, сепаратора поз.326 и газовой или жидкой фазы с десорбера поз.42.

Давление в системе конденсатора поз.27 и емкости поз.28 поддерживается не более 0,25 МПа (2,5 кгс/см²) за счет сброса не поглощенных в конденсаторе газов из емкости постоянного напора поз.28 в коллектор газов дистилляции на цех аммиачной селитры через регулирующий клапан PIRC-28V.

С целью создания вакуума в вакуум-испарителе поз.24/1,2 на линии орошения абсорбера поз.39 установлены водо-воздушный эжекторы поз.405, вакуумная линия которых подсоединена к конденсатору поз.29/1,2. Через сопло эжектора подается раствор УАС от насоса поз.30, охлажденный в холодильнике поз.41.

Схемой предусмотрено создание вакуума в вакуум-испарителе поз.24/1,2 газоструйным эжектором, используя энергию газообразного аммиака с конденсаторов поз.14.

Раствор карбамида из вакуум-испарителя поз.24 с температурой 95-100 °С поступает в сборник раствора мочевины поз.32, откуда по линии перелива направляется в сборник раствора карбамида поз.22. Для хранения раствора карбамида во время остановок служит дополнительная ёмкость поз.44/3.

В сборник поз.22 направлена линия перелива из сборника поз.120 отделения переработки, а в сборник поз.69 направлена линия циркуляции от насосов поз.145.

Сборник поз.22 имеет два встроенных холодильника, в которые подаётся обратная вода.

Из сборников поз.22 и 69 раствор карбамида с концентрацией не менее 72 % и температурой 90-105 °С насосом поз.23(1,2) направляется в отделение переработки.

Также из ёмкости поз.22 насосом поз.23(3) раствор карбамида направляется в цех № 3 для приготовления КАС.

1.3.3 Улавливание сдувок газообразного аммиака (схема №1)

Сдувки газообразного аммиака от ППК линий нагнетания и из расширителей насосов поз.12/1-4 по самостоятельной линии направляются в емкость поз.50.

При срабатывании предклапанов на подогревателях жидкого аммиака поз.13, предклапанов буфера жидкого аммиака поз.15, предклапанов холодильника жидкого аммиака поз.88, предклапанов промывных колонн поз.9, предклапанов и регулирующих клапанов PIRC-75-2V из сборника КСП поз.75, 22, 69, сдувки из сборника УАС поз.50 и емкостей-накопителей для раствора УАС поз.44/1,2,4 направляются в абсорбер поз.39 для улавливания аммиака. При срабатывании предклапанов на буферах возвратного аммиака поз.37 сдувки направляются через промежуточный сепаратор поз.38 в абсорбер поз.39 для улавливания аммиака.

Абсорбер поз.39 представляет собой аппарат емкостного типа с тремя колпачковыми тарелками, расположенными над слоем колец Паля и винтовой насадкой, которые служат для улучшения процесса абсорбции.

В нижнюю часть аппарата подаются сдувки и сбросы с предклапанов, в верхнюю часть подается слабый раствор УАС из сборника поз.50 насосом поз.30 через холодильник поз.41.

Абсорбер соединен с атмосферой.

Для разбавления сдувок в выхлопную трубу абсорбера подается азот с давлением 0,6 МПа (6,0 кгс/см²). Подача азота осуществляется автоматически через регулирующий клапан FIRC-39 в количестве 100-150 м³/час.

Раствор, насыщенный поглощенным аммиаком, из куба абсорбера сливается в емкость поз.50. Для промывки тарельчатой части и насадки абсорбера предусмотрена подача охлажденного парового конденсата на верхнюю тарелку в количестве 1,2-2,3 м³/ч от насоса поз.54.

Сдувки из первого коллектора от предклапанов аппаратов колонн ректификации поз. К-7/1, емкости поз.28/1 и насосов поз.11/1,2; 26/1,2 и из второго коллектора от предклапанов аппаратов поз. К-7/2, 10/2, 28/2,

насосов поз.11/3,4; 26/3,4 собраны в общий коллектор и подаются в сборник УАС поз.50.

Газы дистилляции из конденсаторов поз.14 и емкости углеаммонийных солей поз.28, газы десорбции из десорберов 1 и 2 ступеней поз. 42, 104, сдувки с буфера поз.15 подаются в цех аммиачной селитры через сепаратор поз.403.

Сепаратор поз.403 установлен с целью недопущения попадания УАС, масла в цех аммиачной селитры.

В сепараторе поддерживается уровень 20-80 % регулирующим клапаном LIRC-403V, который сбрасывает излишек жидкой фазы в сборник поз.50.

Коллектор газов дистилляции предохранен от завышения давления двумя предохранительными клапанами.

С целью предотвращения кристаллизации линий:

сдувок от предклапанов аппаратов колонн ректификации поз. К-7/1,2, 10/2, емкостей поз.28, насосов поз. 11, 26 первого и второго коллекторов, гидролизёров поз. 319/1,2 подается пар 0,9 МПа (9 кгс/см²) или пар с давлением 0,4 МПа (4 кгс/см²) при использовании пара 7 из цеха № 11;

В линию выхода жидкой фазы из сепаратора поз.403 периодически подается пар давлением 0,9 МПа (9 кгс/см²) или пар с давлением 0,4 МПа (4 кгс/см²) при использовании пара 7 из цеха № 11;

- в линию сдувок из емкостей поз.44/1,2,4 подается пар 7 или 9.

1.3.4 Переработка раствора карбамида (схема № 2)

Раствор карбамида с концентрацией не менее 72 % из отделения синтеза и дистилляции из сборников плава поз. 22 и 69 насосом поз. 23 (1,2,3) подается в отделение переработки и через фильтр поз. 119 поступает в сборник раствора карбамида поз. 120, представляющий собой вертикальный аппарат емкостного типа. Из сборника раствор карбамида самотеком поступает в трубное пространство вертикального испарителя поз. 121, в

межтрубное пространство которого подается пар с давлением 0,6 МПа (6 кгс/см²) или пар 0,4 МПа (4 кгс/см²), при использовании пара 7 из цеха № 11 и паровой конденсат со 2-ой ступени выпарки из испарителя поз. 125.

На 1-ой ступени выпарки поддерживается вакуум 400 - 500 мм рт.ст. и температура 120-130 °С, при этом раствор упаривается до концентрации не ниже 92 %. Расход раствора карбамида, поступающего в испаритель поз. 121, регулируется клапаном FRC-121.

Вакуум на 1-ой ступени выпарки создается за счёт конденсации соковых паров в конденсаторе поз. 123 и отводом инертных и несконденсировавшихся соковых паров водоструйным инжектором поз. Н-138. Схемой предусмотрено создание вакуума на 1-ой ступени выпарки паровым эжектором поз. 124, на котором используется пар с давлением 0,9 МПа (9 кгс/см²).

Из испарителя поз. 121 упаренный раствор карбамида поступает в сепаратор поз. 122 для разделения паровой и жидкой фазы. Сепаратор представляет собой аппарат емкостного типа с тангенциальным вводом.

Парогазовая смесь из верхней части сепаратора поз. 122 поступает в межтрубное пространство горизонтального кожухотрубного конденсатора поз. 123, где за счет подачи в трубное пространство оборотной воды происходит конденсация сокового пара, который стекает через гидрозатвор поз. 130а в сборник конденсата поз. 131. Из сборника конденсата поз. 131 конденсат сокового пара насосом поз. 132 подается в сборник углеаммонийных солей поз. 50 отделения синтеза и дистилляции. Часть конденсата сокового пара с нагнетания насосов поз. 132 может подаваться на промывку аппаратов выпарки. Также схемой предусмотрена подача КСП насосом поз. 161 на гранбашню в ванну очистного устройства.

Водоструйный инжектор поз. Н-138 работает на циркуляции конденсата сокового пара по циклу: водоструйный инжектор поз. Н-138 - емкости поз. 137/1,2 - насос поз.135 - холодильник поз. Т-145 - водоструйный инжектор поз. Н-138, который может работать один на два

агрегата одновременно за счет имеющейся перемычки. В водоструйном инжекторе происходит конденсация несконденсировавшегося в конденсаторе поз. 123 сокового пара, который поступает с рабочей жидкостью в емкость поз. Е-137, где происходит выделение аммиака из сокового пара. Перелив во время работы идет в емкость поз. 164, насыщенный аммиаком и карбамидом раствор сливают также в ёмкость поз. 164. При работе парового эжектора поз. 124 несконденсировавшийся в конденсаторе поз. 123 соковый пар поступает в хвостовой конденсатор поз. 123а, где соковый пар за счет подачи в трубное пространство оборотной воды конденсируется и КСП сливается в сборник конденсата поз. 131, уровень в котором поддерживается клапаном LIRC-131 в пределах 20-80 %.

Раствор карбамида с концентрацией не ниже 92 % с 1-ой ступени выпарки из сепаратора поз.122 поступает в трубное пространство испарителя поз. 125 2-ой ступени выпарки. Испаритель поз. 125 представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник, в межтрубное пространство которого подается пар с давлением 0,9 МПа (9 кгс/см²), паровой конденсат из испарителя поз. 125 используется в подогревателе 1-ступени выпарки поз. 121. На выпарке 2-ой ступени при температуре 136-140 °С происходит окончательное упаривание раствора карбамида до концентрации 99,8 %.

Вакуум на 2-ой ступени выпарки поддерживается конденсацией соковых паров в конденсаторах поз. 127 и 129 и отводом несконденсировавшихся соковых паров парозежекторами поз. 127Э и 129Э, где используется пар с давлением 0,9 МПа (9 кгс/см²).

Упаренный раствор карбамида в виде парожидкостной смеси из испарителя поз. 125 поступает в сепаратор поз.126 емкостного типа с тангенциальным вводом смеси. Из нижней части сепаратора жидкая фаза, (плав карбамида) поступает на всас насосов поз. 145 и далее на грануляцию. Из верхней части сепаратора соковые пары поступают в межтрубное пространство горизонтального конденсатора поз. 127, где частично

конденсируется за счет охлаждения оборотной водой, поступающей в трубное пространство. Конденсат сокового пара из конденсатора поз. 127 сливается в сборник конденсата поз. 130 и далее в сборник поз. 131. Несконденсировавшийся соковый пар и инерты паровым эжектором поз. 127Э подаются в конденсатор поз. 129. Из конденсатора поз. 129 КСП сливается в сборник конденсата поз. 131, а несконденсировавшийся соковый пар и инерты эжектором поз. 129Э подаются в хвостовой конденсатор поз. 123а, где соковый пар за счет подачи в трубное пространство оборотной воды конденсируется. КСП сливается в сборник конденсата поз. 131, емкость поз. 137, а инерты сбрасываются в атмосферу.

1.3.5 Гранулирование карбамида (схема № 3)

Плав карбамида с концентрацией не менее 99,8 % из сепаратора поз. 126 поступает на всас насосов поз. 145 (в эту же линию производится подача карбамидоформальдегидного концентрата (КФК) для уменьшения слеживаемости готового продукта). Подача КФК происходит самотёком и контролируется через смотровое стекло. Расход КФК регулируется вручную вентилями.

С нагнетания насоса поз. 145 плав карбамида подается в напорный бак поз. X-502, откуда плав поступает на 6 центробежных и 2 статических гранулятора поз. X-503. В зависимости от нагрузки в работе находятся от 2-х до 4-х грануляторов.

При вращении грануляторов плав карбамида разбрызгивается по сечению гранбашни (корп.660). Падая вниз, капли плава карбамида застывают в виде гранул, охлаждаются в потоке входящего воздуха, попадают на наклонную к выходу решетку охлаждающего аппарата «кипящего слоя» («КС») поз. X-500, где температура гранул снижается до температуры не более 50 °С. Для увеличения времени пребывания карбамида на «КС» установлен регулируемый по высоте до 200 мм порог.

После охлаждающего аппарата карбамид системой транспортеров подается на упаковку или отгрузку насыпью через бункеры поз. 608, 608а в минераловозы. Температура карбамида при отгрузке насыпью не должна превышать 50 °С.

1.4 Оценка воздействия производства карбамида на окружающую среду

При изготовлении карбамида происходят выбросы в атмосферу газообразного аммиака и диоксида углерода а также сбросами в водоемы солей аммония, и карбамида. уменьшения загрязнения окружающей среды вредными веществами можно вести как путем нейтрализации вредных веществ в специальных очистных сооружениях, так и при помощи улучшения технологии производства снижающих вредные выбросы. Аммиак при нормальных условиях бесцветный газ с резким удушающим запахом. Воздействию аммиака на человека зависит от его концентрации. Аммиак вызывает у человека раздражение дыхательных путей, слизистой оболочки, а при высоких концентрациях вызывает удушье. Выбрасываемый в атмосферу аммиак загрязняет водоемы и атмосферу делая непригодной воду и земельные участки. Сбрасываемый в водоемы карбамид и соли аммония негативно влияют на обитателей гидросферы вызывая у них мутацию и приводят к исчезновению отдельных видов животных и растений. Уменьшение выбросов аммиака и карбамида можно осуществить применив следующие методы внедренные в производство:

Фракционная конденсация и промывка соковых паров выпарки второй ступени с получением концентрированного раствора карбамида, который может быть возвращен в цикл выпарки.

Частичная конденсация соковых паров после эжекторов с улавливанием практически всего аммиака.

Глубокая очистка сточных вод от аммиака и карбамида с утилизацией отгоняемого аммиака.

Включение в работу второй ступени абсорбции и десорбции.

Реализация перечисленных мероприятий при одновременном осуществлении очистки диоксида углерода и аммиака от горючих газов позволяет резко снизить потери карбамида и аммиака и повысить степень использования сырья.

Немаловажное значение при производстве следует уделять очистке сточных вод, сбрасываемым при производстве карбамида. Наиболее рациональный метод это биологическая очистка сточных вод, и как следствие разведение специальных микроорганизмов. Существует также метод при котором происходит нормирование сброса солей аммония и карбамида с сточными водами в водоемы путем их разбавления до достижения в последних допустимого ПДК.

ГЛАВА 2. УЗЕЛ КИСЛОТООУЛАВЛИВАНИЯ

2.1 Сведения о производственной программе и номенклатуре продукции, характеристика принятой технологической схемы производства

Сведения о производственной программе и номенклатуре продукции.

Целью проектных работ по узлу очистки газовых выбросов от аммиака в цехе карбамида №4 на ПАО «Куйбышев-Азот» является уменьшение выбросов аммиака в атмосферу после абсорбера поз.39 до величины не более 50 мг/м³.

В настоящее время абсорбер поз.39 является хвостовым санитарным аппаратом, который абсорбирует аммиак циркулирующим водным раствором. В абсорбер заведены также выхлопы от предклапанов и воздушки от аппаратов, в которых возможно выделение аммиака.

Азот постоянно подается в количестве 250 нм³/ч перед выбросом в атмосферу для обеспечения взрывобезопасности. Содержание аммиака составляет до 9780 мг/м³ (согласно Техническому заданию на проектирование). Это соответствует расходу аммиака до 2,445 кг/ч. Для сокращения содержания аммиака в отходящих в атмосферу газах абсорбер поз.39 следует оборудовать узлом кислотного улавливания барботажного типа, который обеспечивает минимальное противодавление при срабатывании предклапанов и соответственно защиту от повышения давления выше расчетного.

Режим работы узла очистки газовых выбросов от аммиака – непрерывный.

Количество дней работы в год – 334 сут.

Число часов работы в год – 8016 ч.

2.1.2 Характеристика принятой технологической схемы

Узел кислотного улавливания будет состоять из емкости-абсорбера поз.К-51, сепаратора поз.С-51, емкостей азотной кислоты поз. V-51 и нитрата аммония поз. V-52, гидрозатвора поз.Х-39, насоса нитрата аммония поз.Н-52 и дозирующего насоса азотной кислоты поз.Н-51.

Для защиты абсорбера поз. 39 от превышения давления более 0,1 кгс/см², что возможно при срабатывании предохранительных клапанов на линии выхода газовой фазы из абсорбера поз.39 в атмосферу, следует установить гидрозатвор.

Газовая фаза из абсорбера поз.39, содержащая аммиак, будет направляться в нижнюю часть емкости-абсорбера поз.К-51, оборудованную барботером. При этом аммиак вступает в реакцию с азотной кислотой, параллельно дозируемой в поз.К-51, и образуется нитрат аммония по реакции:



Тепло экзотермической реакции будет сниматься обратной оборотной водой после конденсаторов поз.14, подаваемой в теплообменную часть емкости-абсорбера поз.К-51.

В поз. К-51 по переливу следует поддерживать постоянный уровень - не более 300 мм - образующегося раствора нитрата аммония, который непрерывно отводится в емкость поз. V-52.

Газ, очищенный от аммиака, будет попадать в сепаратор поз.С-51. Здесь за счет центробежного эффекта сепарируются возможные брызги азотной кислоты и раствора нитрата аммония, жидкая фаза сливается в поз.К-51. Газ из сепаратора поз.С-51 выбрасывается в атмосферу. Врезка азота предусматривается перед поз.С-51, обеспечивая надежную сепарацию и минимальное гидравлическое сопротивление.

Вследствие того, что количество аммиака, которое необходимо уловить в установке кислотного улавливания, очень мало, предусматривается подача азотной кислоты дозирующим насосом поз.Н-51 из емкости поз. V-51

азотной кислоты. Ввиду трудностей точного замера расхода на малых потоках подача кислоты регулируется автоматически числом оборотов двигателя насоса поз.Н-51 в зависимости от pH раствора нитрата аммония на выходе из емкости - абсорбера поз.К-51.

Контроль за уровнем азотной кислоты в емкости поз.В-51 будет осуществляться автоматически. На линии подачи 47% азотной кислоты в емкость следует установить дисковый затвор, автоматически закрывающийся и открывающийся при максимальном и минимальном уровнях в емкости – соответственно.

Следует предусмотреть подачу чистого конденсата в поз.К-51. Конденсат служит для достижения нужной концентрации раствора нитрата аммония – 20-30%. Подача конденсата будет производиться периодически и в аппарат поз. В-52.

Подача конденсата в поз.К-51 будет осуществляться через нижний сливной штуцер сепаратора поз.С-51 для предотвращения возможной кристаллизации в данном узле. Визуальный контроль за движением жидкости в переливной линии из поз.К-51 и линии слива жидкой фазы из сепаратора поз.С-51 будет осуществляться по смотровым фонарям.

Раствор нитрата аммония из абсорбера поз.К-51 по переливу будет стекать в емкость раствора нитрата аммония поз.В-52, откуда периодически, по мере накопления и достижения заданных показателей по концентрации NH_4NO_3 в растворе и уровню pH, откачивается в сборник раствора аммиачной селитры поз.18/2 цеха №3.

Для усреднения концентрации раствора нитрата аммония (2030÷ %) в емкости поз.В-52 предусмотрены подача в неё чистого конденсата и возможность перемешивания раствора - циркулируя его с помощью насоса нитрата аммония поз.Н-52.

Для коррекции уровня pH в емкости поз.В-52 перед откачкой в цех №3 следует предусмотреть контур циркуляции с помощью насоса поз.Н-52 из емкости поз.В-52 через емкость-абсорбер поз.К-51, где раствор аммиачной

селитры заданной концентрации доводится до требуемого уровня рН, при отключенной в этот момент подаче азотной кислоты в поз.К-51, за счет аммиака, поступающего в барботёр с газовыми сдвухами. Контроль за уровнем кислотности осуществляется автоматически в линии перелива раствора из поз.К-51.

2.2.1. Материальный баланс с принципиальной схемой узла кислотного улавливания

Таблица 3 - Материальный баланс узла кислотного улавливания

Компонент	1		2		3			
	кг/ч	%	кг/ч	%	кг/ч	%		
Аммиак	2,445	10,893	0	0	0	0		
Диоксид углерода	0	0	0	0	0	0		
Азотная кислота	0	0	9,024	47	0	0		
Нитрат аммония	0	0	0	0	0	0		
Вода	0	0	10,176	53	0	0		
Азот	20,000	89,107	0	0	320,805	100		
Всего	22,445	100	19,200	100	320,805	100		
Компонент	4		5		6		7	
	кг/ч	%	кг/ч	%	кг/ч	%	кг/ч	%
Аммиак	0,013	0,04	0	0	0	0	0	0
Диоксид углерода	0	0	0	0	0	0	0	0
Азотная кислота	0	0	0,009	0,022	0,009	0,022	0	0
Нитрат аммония	0	0	11,447	26,235	11,447	26,235	0	0
Вода	0	0	32,176	73,743	32,176	73,743	22,000	100
Азот	340,805	99,996	0	0	0	0	0	0
Всего	340,818	100	43,633	100	43,633	100	22,000	100

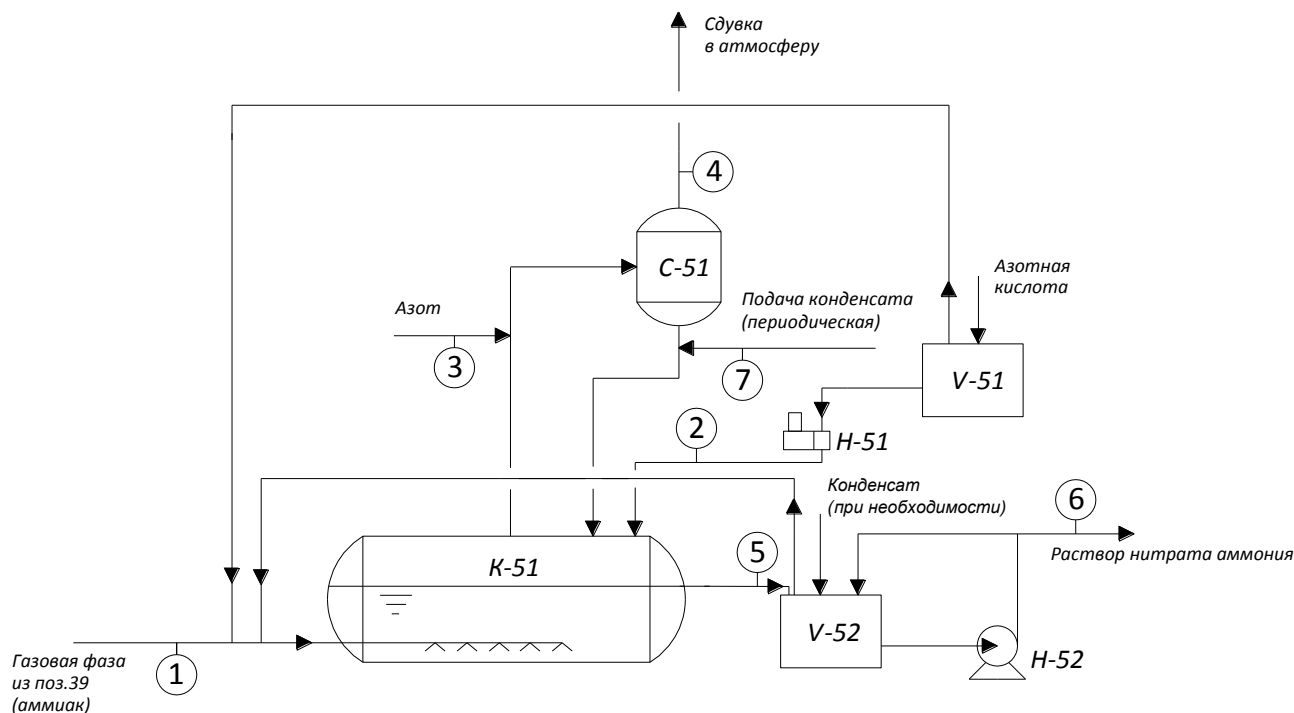


Рисунок - 3 принципиальная схема узла кислотоулавливания

2.3 Обоснование потребности в основных видах ресурсов

Потребность в основных видах ресурсов для технологических нужд узла кислотного улавливания определена, исходя из мощности цеха карбамида №4 1000 тонн/сутки (500 тонн/сутки с каждого агрегата) и годового фонда рабочего времени – 8016 ч.

Таблица 4 - Результаты расчетов и потребности в основных видах ресурсов

Наименование сырья, материалов и энергоресурсов	Единица измерения	Расходный коэффициент на тонну продукта	Годовой расход
Азотная кислота 47% конц.	кг	0,4608	153907,2
Электроэнергия	кВт*ч	0,003064	1023,376

2.4 Описание источников поступления сырья и энергоресурсов

2.4.1 Характеристика исходного сырья

Для нейтрализации аммиака в газовых сдувках после колонны абсорбции поз.39 будет использоваться азотная кислота, которая будет

приниматься из существующего трубопровода из цеха №5 в цехи №№ 24, 37 на эстакаде, в точке, максимально приближенной к корпусу 652 цеха №4.

Кислота азотная неконцентрированная с массовой долей азотной кислоты %, не менее 47 выпускается согласно стандарту ОСТ 113-03-270-90 для II сорта по внешнему виду, содержанию окислов азота и прокаленному остатку.

Таблица 5 - Технические требования ОСТ 113-03-270-90 с изм.№1

Наименования показателей	Нормы для 2 сорта
Внешний вид	Бесцветная или слегка прозрачная желтоватая жидкость без механических примесей
Объемная доля окислов азота в пересчете на N ₂ O ₄ % не более	0,02
Массовая доля прокаленного остатка, % не более	0,05

2.4.2 Характеристика энергетических средств

Таблица 6 - характеристика энергетических средств

Наименование	Источник	Техническая характеристика	Регламентируемые показатели
Оборотная вода	ВОЦ-4	Давление температура	Не менее 0,35МПа Не более 28 ⁰ С
Пар технологический Р-7	Из общезаводской сети	Давление	Не менее 0.4 МПа
Конденсат пара 0,7-0,9 МПа	Из линии парового конденсата от насосов поз. 54/1,2 в к. 652	Температура Давление	50-100 ⁰ С 0,7-0,9 МПа
Азот Р-6 для продувок	Из общезаводской сети	Давление	Не менее 0,1 МПа
Воздух КИП	Из коллектора воздуха КИП цеха подготовки газового сырья №10	Давление Чистота Точка росы	Не менее 0,35 МПа Без механических примесей и масла На 100С ниже абсолютной мин.

Наименование	Источник	Техническая характеристика	Регламентируемые показатели
			температуры окружающего воздуха
Электроэнергия: трёхфазный переменный	Из заводских сетей	Напряжение Частота	$380\pm 5\%V$ $50\pm 2\% \text{ Гц}$
Однофазный переменный		Напряжение Частота	$220\pm 5\% V$ $50\pm 2\% \text{ Гц}$

2.5 Обоснование показателей и характеристик, принятых технологических процессов и оборудования

2.5.1 Общие сведения

Все оборудование узла кислотного улавливания аммиака - вновь устанавливаемое - выбрано на основании технологических расчетов и опыта эксплуатации аналогичного оборудования в действующих цехах карбамида.

При разработке нестандартного оборудования для данного узла учитывалось, что гидравлическое сопротивление рассматриваемого узла при работе не должно превышать разрешенное расчетное давление колонны абсорбции поз.39, а именно 0,01 МПа.

Оборудование следует выполнить из коррозионностойких к рабочей среде материалов.

Барботажное устройство в емкости-абсорбере поз.К-51 будет обеспечивать максимальную поверхность контакта жидкой и газовой фаз по всей длине аппарата и отвод тепла из зоны реакции встроенными трубчатыми элементами.

Жидкости поступают в аппараты по сифонам – во избежание разбрызгивания.

ГЛАВА 3. РАСЧЕТ АБСОРБЕРА ПОЗ.39

Рассчитываем трубчатый пленочный абсорбер с водяным охлаждением для поглощения NH_3 азотной кислотой. Расход газа на входе $0,66 \text{ м}^3/\text{с}$ (при 0°C и $0,1 \text{ МПа}$); температура 40°C ; давление $0,3 \text{ МПа}$. Содержание NH_3 в поступающем газе $40 \text{ объемн.}\%$; температура воды, поступающей на абсорбцию, 20°C ; температура охлаждающей воды 10°C . Требуемая степень извлечения NH_3 из газа $99,5\%$ при получении аммиачной воды состава $X = 0,105$ ($10 \text{ вес.}\% \text{ NH}_3$)

3.1 Составление материального баланса и определение расхода азотной кислоты на абсорбцию

Из уравнений материального баланса находим расходы носителей:

$$G_0 = 0,0179 \text{ кмоль/с и } L_0 = 0,101 \text{ кмоль/с} \quad (14)$$

Откуда удельный расход поглотителя

$$l_0 = \frac{L_0}{G_0} = \frac{0,101}{0,0179} = 5,65 \quad (15)$$

При

$$Y_1 = \frac{0,4}{1-0,4} = 0,667 \text{ и } Y_2 = 0,667 \cdot 1 - 0,995 = 0,003 \quad (16)$$

Рассчитываем количество поглощённого NH_3 :

$$W_A = 0,0179 \cdot 0,667 - 0,003 = 0,0119 \text{ кмоль/с} \quad (17)$$

3.2 Определяем расход охлаждающей воды

Количество выделяющегося при абсорбции тепла составляет (при $\Phi = 34500 \text{ кДж/кмоль NH}_3$):

$$0,0119 \cdot 34500 = 410 \text{ кДж/с}$$

Принимая, что вода нагревается на 10°C , находим ее расход [при $c_{10} = 4,19 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$]:

$$W_{\omega} = \frac{410}{4,19 \cdot 10} = 9,8 \text{ кг/с} \quad (18)$$

3.3 Определяем коэффициент теплопередачи к охлаждающей воде

Принимаем трубы размерами $38 \cdot 3 \text{ мм}$, количество труб 361. Расход поглотителя, стекающего пленкой по внутренней поверхности труб, равен:

$$0,101 \cdot 18 = 1,82 \text{ кг/с}$$

Линейная плотность орошения

$$\Gamma = \frac{1,82}{3,14 \cdot 0,032 \cdot 361} = 0,05 \text{ кг/(м}\cdot\text{с)} \quad (19)$$

Для расчета коэффициента теплопередачи α_1 от стекающей пленки к стенке вычисляем критерии $Re_{ж}$ и Pr , а также $\vartheta_{прив}$ [при $\mu_{ж} = 0,001 \text{ Па}\cdot\text{с}$; $c = 4,19 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$; $\lambda = 0,6 \cdot 10^{-3} \text{ кВт/(м}\cdot\text{K)}$; $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$]:

$$Re_{ж} = \frac{4\Gamma}{\mu_{ж}} = \frac{4 \cdot 0,05}{0,001} = 200 \quad (20)$$

$$Pr = \frac{\mu_{ж} c}{\lambda} = \frac{0,001 \cdot 4,19}{0,6 \cdot 10^{-3}} = 7 \quad (21)$$

$$\vartheta_{прив} = \frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 g} = \left(\frac{0,001^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right)^{\frac{1}{3}} = 4,67 \cdot 10^{-5} \text{ м} \quad (22)$$

По формуле находим:

$$Re_{кр} = 2460 \cdot 7^{0,65} = 700 \quad (23)$$

Определяем критерий Nu по уравнению при $Re < Re_{кр}$:

$$Nu = 2,06 Re_{ж}^{-0,33} = 2,06 \cdot 200^{-0,33} = 0,352 \quad (24)$$

Откуда

$$\alpha_1 = \frac{\lambda}{\vartheta_{прив}} Nu = \frac{0,6 \cdot 10^{-3}}{4,67 \cdot 10^{-5}} 0,352 = 4,53 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}) \quad (25)$$

Принимая коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающей воде $\alpha_2=0,185 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ и теплопроводность стенки $\lambda_{ст}=0,029 \text{ кВт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, вычисляем коэффициент теплопередачи $k=0,175 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

3.4 Определяем коэффициент массоотдачи в газовой фазе

Выполняем расчет по уравнению, вводя в его правую часть множитель $(P/p_0, \text{ср})^{0,67}$, учитывающий концентрацию компонента в газе. Предварительно находим скорость газа (для условий входа в трубы)

$$\omega = \frac{0,66}{0,785 \cdot 0,32^2 \cdot 361} * \frac{0,1}{0,3} * \frac{273+40}{273} = 0,86 \text{ м/с} \quad (26)$$

И скорость пленки по формуле:

$$u_{ср} = \sqrt[3]{\frac{0,05^2 \cdot 9,81}{3 \cdot 0,001 \cdot 1000}} = 0,2 \text{ м/с} \quad (27)$$

Далее определяем относительную скорость газа

$$\omega_0 = 0,86 + 0,2 = 1,06 \text{ м/с} \quad (28)$$

И комплекс К по формуле, принимая $\sigma=0,07 \text{ Н/м}$:

$$K = \frac{u_{ср} \cdot \mu_{ж}}{\sigma} = \frac{0,2 \cdot 0,001}{0,07} = 0,003 \quad (29)$$

Вычисляем критерии $Re_{ог}$ и Pr_r' (при $\mu_r=0,191 \cdot 10^{-4} \text{ Па} \cdot \text{с}$; $\rho_r=3,48 \text{ кг/м}^3$; $D_r=0,08 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$):

$$Re_{ог} = \frac{\omega_0 d p_r}{\mu_2} = \frac{1,06 \cdot 0,032 \cdot 3,48}{0,191 \cdot 10^{-4}} = 6200 \quad (30)$$

$$Pr_r' = \frac{\mu_2}{p_r D_2} = \frac{0,191 \cdot 10^{-4}}{3,48 \cdot 0,08 \cdot 10^{-4}} = 0,69 \quad (31)$$

Парциальное давление инертных газов изменяется от $0,3*0,6=0,24$ МПа (в основной массе газа) до $0,3-0,0035=0,2965$ МПа (у границы раздела фаз, где парциальное давление NH_3 принято ориентировочно $0,0035$ МПа). Среднее парциальное давление инертных газов:

$$p_{0,cp} = \frac{0,24+0,2965}{2} = 0,268 \text{ МПа} \quad (32)$$

Коэффициент массоотдачи рассчитываем по уравнению:

$$\begin{aligned} \beta_r &= 0,125 \cdot 0,11 + 0,9 \cdot 0,0035^{\frac{2}{3}} \cdot 0,86 \cdot 6200^{-0,16} \cdot 0,69^{-\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{0,3}{0,268}\right)^{0,67} = \\ &= 0,0048 \text{ м/с} \end{aligned} \quad (33)$$

Или

$$\beta_y = \beta_r \frac{P}{RT} = \frac{0,001}{1000 \cdot 1,83 \cdot 10^{-9}} = 0,00055 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) \quad (34)$$

Аналогично находим коэффициент массоотдачи на стороне выхода газа (коэффициент изменяется вследствие уменьшения расхода и скорости газа, а также повышения парциального давления инертных газов; изменением температуры газа пренебрегаем), который равен $\beta_r=0,0029$ м/с или $\beta_y=0,00033$ кмоль/ $(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

3.5 определяем коэффициент массоотдачи в жидкой фазе

Критерий $Re_{ж}$ и приведенная толщина пленки вычислены выше. Длину труб принимаем $l=3$ м. Находим критерий $Pr'_{жс}$ (при $D_{жс}=1,83 \cdot 10^{-9}$ м²/с):

$$Pr'_{жс} = \frac{\mu_{жс}}{\rho_{жс} D_{жс}} = \frac{0,001}{1000 \cdot 1,83 \cdot 10^{-9}} = 545 \quad (35)$$

В соответствии с значением $Re_{ж}$ пользуемся формулой Борисова

$$Nu'_{ж} = 0,89 Re_{ж}^{0,45} (Pr'_{ж})^{0,5} \left(\frac{\vartheta_{прив}}{1}\right)^{0,5} =$$

$$0,89 * 200^{0,45} * 545^{0,5} \left(\frac{4,67 * 10^{-5}}{3}\right)^{0,5} = 1,05 \quad (36)$$

Откуда

$$\beta_{жс} = \frac{D_{жс}}{\vartheta_{прив}} Nu'_{жс} = \frac{1,82 * 10^{-9}}{4,67 * 10^{-5}} 1,05 = 0,41 * 10^{-4} \text{ м/с} \quad (37)$$

Или

$$\beta_x = \beta_{жс} \frac{p_{жс}}{M_{жс}} = \frac{0,41 * 10^{-4} * 1000}{18} = 0,00223 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{с}) \quad (38)$$

3.6 определяем коэффициент массопередачи

Константа фазового равновесия на стороне входа газа (принимаяем $\vartheta_1 = 30^\circ\text{C}$; $x_1 = 0,105$) равна $m_{yx} = 0,49$, на стороне выхода газа ($\vartheta_2 = 20^\circ\text{C}$) $m_{yx} = 0,26$. Коэффициент массопередачи на стороне входа газа

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,00055} + \frac{0,49}{0,00223}} = 0,00048 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{с}) \quad (39)$$

А на стороне выхода газа

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{0,00033} + \frac{0,23}{0,00223}} = 0,00032 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{с}) \quad (40)$$

Для упрощения ведем расчет по среднему значению

$$K_y = \frac{0,00048 - 0,00032}{2} = 0,0004 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{с}) \quad (41)$$

Принимаем с запасом $K_y = 0,00037 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 * \text{с})$

3.7 определяем коэффициент теплоотдачи от газа к жидкости

На основании аналогии между тепло и массоотдачей находим среднее значение α

$$\alpha = c_{\Gamma} p_{\Gamma} \beta_{\Gamma} = 1 * 3,48 * 0,00385 = 0,0134 \text{ кВт}/(\text{м}^2 * \text{К}) \quad (42)$$

Где теплоемкость газа $c_{\Gamma}=1$ кДж/(кг*К), а среднее значение β_{Γ} равно:

$$\beta_{\Gamma} = \frac{0,0048+0,0029}{2} = 0,00385 \text{ м/с} \quad (43)$$

3.8 расчет изменений концентраций и температур по длине труб

Охлаждающую воду подаем в межтрубное пространство снизу так , что она движется прямотоком по отношению к газу.

Таким образом [при $c_w=4,19$ кДж/(кг*К)]

$$\omega = \frac{W_{\omega} c_{\omega}}{G_0} = \frac{9,8 * 4,19}{0,0179} = 2300 \text{ кДж}/(\text{кмоль} * \text{К}) \quad (44)$$

Поверхность охлаждения в данном случае равна поверхности соприкосновения фаз, то есть $\varphi=1$.

Находим коэффициенты дифференциальных уравнений

$$p = \frac{\alpha}{c' K_{\gamma}} = \frac{0,0134}{29 * 0,00037} = 1,25 \quad (45)$$

$$r = \frac{k \varphi}{\omega K_{\gamma}} = \frac{0,175 * 1}{2300 * 0,00037} = 0,206 \quad (46)$$

А также коэффициенты

$$A = \frac{\Phi}{l_0 c} = \frac{34500}{5,65 * 75,5} = 80,8^{\circ} \text{С} \quad (47)$$

$$P = \frac{c'}{l_0 c} = \frac{29}{5,65 * 75,5} = 0,068 \quad (48)$$

$$R = \frac{\omega}{l_0 c} = \frac{2300}{5,65 * 75,5} = 5,38 \quad (49)$$

Где теплоемкости газа и жидкости $c' = 29$ кДж/(кмоль*К) и $c = 75,5$ кДж/(кмоль*К).

Расчет ведем методом последовательных приближений, преобразовав систему дифференциальных уравнений в интегральные. Интервал изменения z от 0 до 1 разбиваем на пять участков, так что каждому соответствует $\Delta \xi = 0,2$. Нулевые приближения для Y принимаем в предположении линейного изменения Y в зависимости от z ; для t и ϑ – равными граничными значениями: $t^{(0)} = t_1 = 40^\circ\text{C}$ и $\vartheta(0) = \vartheta_2 = 20^\circ\text{C}$.

Значения ϑ определяем на основе уравнения:

$$\vartheta = \vartheta_1 - \frac{\vartheta_1 - \vartheta - A Y_1 - Y - P t_1 - t}{R} = 10 - \frac{\vartheta_1 - \vartheta - 80,8 \cdot 0,667 - Y - 0,068 \cdot 40 - t}{5,38} =$$

$$20,5 - 0,0186 \vartheta_1 - \vartheta - 15Y - 0,01263t \quad (50)$$

Значения x вычисляем на основе уравнения

$$X = X_2 + \frac{Y - Y_2}{t_0} = \frac{Y - 0,03}{5,65} \quad (51)$$

Значение ϑ определяем по полученному интегрированием выражению

$$\vartheta = \vartheta_2 - N_0 - A \int_z^1 y - y^* d\xi + S_p \int_z^1 \vartheta - t d\xi + S_r \int_z^1 \vartheta - \theta d\xi =$$

$$20 + N_0 \cdot 80,8 I_1' - I_1 - 0,085 I_2' - I_2 - 1,11 I_3' - I_3 \quad (52)$$

Здесь через I_1, I_2, I_3 обозначены соответствующие интегралы в пределах от 0 до z , в через I_1', I_2', I_3' - в пределах от 0 до 1, причем

$$S_p = P_p = 0,068 * 1,25 = 0,085 \quad (53)$$

$$S_r = R_r = 5,38 * 0,206 = 1,11 \quad (54)$$

При определении ϑ удастся улучшить сходимость, проводя итерации с введением коэффициента ε . В данном случае этот коэффициент вводится при

нахождении приближений t и ϑ , которые как показали предварительные подсчеты, склонны к колебаниям. Таким образом, $(P+1)$ -ые приближения t и ϑ определены по формулам:

$$t^{(p+1)} = \varepsilon 40 + 1,25N_0^p I_2 + (1 - \varepsilon)t^p \quad (55)$$

$$\begin{aligned} \vartheta^{(p+1)} = \varepsilon 20 + N_0^p 80,8 I'_1 - I_1 - 0,085 I'_2 - I_2 - 1,11 I'_3 - I_3 + \\ +(1 - \varepsilon)\vartheta^p \end{aligned} \quad (56)$$

3.9 Определение поверхности контакта

Исходя из найденного значения числа единиц переноса $N_0=6,1$, получаем движущую силу:

$$\Delta_{\text{ср}} = \frac{Y_1 - Y_2}{N_0} = \frac{0,667 - 0,003}{6,1} = 0,109 \quad (57)$$

Необходимая поверхность труб

$$F = \frac{W_A}{K_y \Delta_{\text{ср}}} = \frac{0,0119}{0,00037 * 0,109} = 296 \text{ м}^2 \quad (58)$$

Откуда длина труб

$$l = \frac{296}{3,14 * 0,032 * 361} = 8,15 \text{ м} \quad (59)$$

Выбираем абсорбер из двух секций по высоте с длиной труб в каждой секции 4,1 м. Диаметр абсорбера в соответствии с принятым диаметром и числом труб составляет 1 м.

Таблица 7 - Перечень и техническая характеристика применяемого оборудования

№ поз. По схеме	Наименование аппарата и его техническая характеристика	среда и ее состав, температура, давление	Количество аппаратов		Материал аппарата	Индекс аппарата по каталогу, №чертежа
			Раб.	Рез.		
1	2	3	4	5	6	7
К-51	Емкость - абсорбер Диаметр – не более 1400 мм Длина – 2300 мм Встроенный U-образный холодильник, F – 2,0 м2	Среда в емкости- абсорбере – газообразный аммиак, аммиачная вода, раствор азотной кислоты, раствор нитрата аммония. Температура – не более +60 °С. Давление – атм. Среда в трубах холодильника – вода оборотная обратная. Температура – +38/43 0С Давление – 0,45 МПа	1	–	08X18H10 Т	Чертеж ОАО «НИИК»

№ поз.	Наименование аппарата и его техническая характеристика	среда и ее состав, температура, давление	Количество аппаратов		Материал аппарата	Индекс аппарата по каталогу,
Х-39	Гидрозатвор Диаметр – 1300 мм Высота – 1400 мм V = 1,86 м3	Среда – газообразный аммиак, инерты (азот), водяной конденсат. Температура – не более +50 °С. Давление – атм.	1	-	12X18H10 Т	Чертеж ОАО «НИИК»
С-51	Сепаратор Диаметр – 600 мм Высота – 1500 мм V = 0,42 м3	Среда: газовая фаза - азот, аммиак (не более 50 мг/м3); жидкая фаза - раствор азотной кислоты и нитрата аммония. Температура – не более +60 °С. Давление – атм.	1	–	08X18H10 Т	Чертеж ОАО «НИИК»
V-51	Емкость азотной кислоты Диаметр – 1000 мм Высота – 1985 мм V = 1,0 м3	Среда – 47 % раствор азотной кислоты, температура – не более +50 °С, давление – 0,005 МПа	1	–	08X18H10 Т	ВЭЭ 1-1-1-1,6
V-52	Емкость нитрата аммония Диаметр – 1600 мм Длина – 3535 мм V = 6,3 м3	Среда – азотная кислота – 0,022 % нитрат аммония – 26,235	1	–	08X18H10 Т	ГЭЭ 1-1-6,3-1,6

№ поз.	Наименование аппарата и его техническая характеристика	среда и ее состав, температура, давление	Количество аппаратов		Материал аппарата	Индекс аппарата по каталогу,
		% вода – 73,743 % температура – не более +60 °С, давление – 0,005 МПа				
Н-51	Дозировочный насос азотной кислоты Q – до 29 л/ч P – 7 бар	Среда – 47 % раствор азотной кислоты температура – не более +50 °С	1	-	12X18H10 Т	
Н-52	Насос нитрата аммония Q – 8 м3/ч H – 85 м	Среда – 2030÷ % раствор нитрата аммония температура – не более +45 °С	1	-	12X18H10 Т	

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Предложенная модернизация узла кислотоулавливания аммиака из абсорбера поз.39 позволит снизить выбросы аммиака в атмосферу с 8т. до 100 кг. в год за счёт улавливания аммиака азотной кислотой с получением раствора нитрата аммония концентрацией 20-30% (раствор аммиачной селитры) примерно 100т. в год.

Разработанная установка позволит снизить техногенную нагрузку на окружающую среду и получить дополнительную прибыль за счет реализации получаемого продукта.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Аликберова, Л.Ю., Альбов Д.В., Кибальников П.С., Зайцева М.Г., Кравченко В.В., Федорова Г.А., Рукк Н.С. Синтез и строение комплексных соединений бромидов эрбия и лютеция с карбамидом//Коорд. химия. 2011. Т. 37. № 8. С. 635-640.
2. Артеменко, В. Г. Система карбамид-ацетамид -нитрат аммония - вода//Мат. междунар. научно-техн. конференции «Новейшие достижения в области импортозамещения в химической промышленности и производстве строительных материалов», 25-27 ноября 2009 г. Минск. Ч. 1. С. 321.
3. Артюшин, А.М., Державин Л.М. Краткий справочник по удобрениям. -М.: Колос, 1984. -208 с.
4. Бесков, В. С. Общая химическая технология. М.: Академкнига, 2006. 452 с.
5. Богоявленская, Г.А., М.В.//Журн. прикл. химии. 1996. Т. 69. Вып. 12. С. 2075;
6. Брук, М.Л., Якушин Ф.С. В сб.: Химия и технология высокомолекулярных соединений. М.: ВИНТИ. 1980. Т.13. с. 210-241.
7. Вольнов, И. И. , Антоновский В. Л. Пероксидные производные и аддукты карбонатов. -М.: Наука, 1985.
8. Горбовский, К. Г., Норов А. М., Малявин А. С., Михайличенко А. И. Физико-химические свойства комплексных карбамидсодержащих НРК-удобрений уравновешенных марок//Мир серы, N, P, K. 2012. № 4. С. 13-18.
9. Горловский, Д.М., Альтшулер Л.Н., Кучерявый В.И., Технология карбамида. - Л.: Химия, 1987, с.151-179. 2. Авторское свидетельство СССР N 2050351, кл. С 07 С 273/04, 1989. 3. Патент США N 3091697, кл. 260-555, 1963.
10. Горловский, Д. М., Альтшулер Л. Н., Кучерявый В. И. Технология карбамида.-М.-Л.: Химия, 1981.-432 с.

11. Горловский, Д.М., Кучерявый В.И. Химическая промышленность . 1980. № 5. С. 26.
12. ГОСТ 21560.2-82. Удобрения минеральные. Метод определения статической прочности. 1982.
13. Губен –Вейль, Методы органической химии. -М.: Химия. -1967. - 1017 с.
14. Европейский патент 0212744, кл. С 07С126/08, опублик. 1987.
15. Жарский, И.М., Воробьев Н.И., Мельникова Р.Я. и др. Свойства и методы идентификации веществ в неорганической технологии. Минск: Фонд фундамент. исслед., 1996. 372 с.
16. Зайцев, О. С. Учебная книга по химии. -М.: Химия, 2003. -761 с.
17. Зефиоров, Н. С., Кулов Н. Н. Химическая энциклопедия в 5-ти томах, т. 4. Изд. «Большая Российская энциклопедия», 1995. -С. 315-316.
18. Игнатов, В.А., Разговоров П.Б.//Изв. вузов. Химия и хим. технология. 1994. Т. 37. Вып. 7-9. С. 170-172;
19. Исаев В.Н., Самарский А.П., Сливченко Е.С., Цату-ров В.А.//Изв. вузов. Химия и хим. технология. 2008. Т. 51. Вып. 6. С. 63-65;
20. Калашников, А. П., Фисинин В. И., Щеглов В. В. [и др.]. Нормы и рационы кормления сельскохозяйственных животных: справоч. пособие. М., 2003. 456 с.
21. Кащавцев, В.Е. Предупреждение солеобразования при добыче нефти. - М.: Недра, 1985, с.165, 145, 149, 42, 58.
22. Классен, П.В., Основы техники гранулирования (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии)/П.В. Классен, И.Г. Гришаев. -М.: Химия, 1982. -272с.
23. Кнунянц, И.Л. Химическая энциклопедия. В 2 т. Т 2. Химическая энциклопедия. М.: Советская Энциклопедия, 1990. 671 с.
24. Кононов, А. В., Стерлин В. Н., Евдокимова Л. И. Основы технологии комплексных удобрений. М.: Химия, 1988. 320 с.

25. Кононов, А. В., Стерлин В. Н., Евдокимова Л. И. Основы технологии комплексных удобрений. М.: Химия, 1988. 320 с.
26. Корякин, А. Г. и др. Журн. орган. химии, 1976. Т.12, Вып. 5. С. 977-980.
27. Кочетков, В. Н. Производство жидких комплексных удобрений. М.: Химия, 1978. 240 с.
28. Кочетков, В.Н. Гранулирование минеральных удобрений. Химия, Москва, 1975. 224 с.
29. Круглов, В.А. и др. Химическая промышленность. 1973. № 3. С. 151-152.
30. Кувшинников, И. М. Минеральные удобрения и соли: Свойства и способы их улучшения. М.: Химия, 1987. 256 с.
31. Курылев, А.Ю., Бесков В.С.//Катализ в про мышленности.-М.: ЗАО «КАЛВИС».-2007.-№4.-С. 26-30.
32. Кучерявый, В. И. Синтез и применение карбамида. -Л.: Химия, 1970. -237 с.
33. Лавренченко, Г.К., Копытин А.В., Федчун А.Ю., Лисовский Л.В., Бабкин В.Ю. Повышение эффективности компрессорной линии подачи диоксида углерода на производство карбамида//Технические газы, 2013, № 3.
34. Липин, А.Г., Овчинников Л.Н., Круглов В.А., Кисельников В.Н. Моделирование процесса поликонденсации формальдегида с мочевиной// Журн. прикладной химии. 1984. Т.57, №5. С.1169-1171.
35. Лобачёва, М. П. Совершенствование технологии комплексных удобрений на основании результатов изучения ряда физико-химических свойств системы $\text{NH}_3\text{-P}_2\text{O}_5\text{-KCl-H}_2\text{O}$: Дисс. канд. техн. наук. Москва, 1990.
36. Мельников, Б. П., Кудрявцева И. А. Производство мочевины -М.: Химия, 1965.
37. Мельников, Л. Ф. Взаимодействие фосфорно-и азотнокислого карбамида с фосфатами магния/Л.Ф. Мельников М. Н. Набиев; Узб. хим. ж. АН УзССР. -Ташкент, 1976. -10 с. -Деп. в ВИНТИ 02.04.76, № 996-76.

Н. С. Лезнов, Л. А. Сабун, К. А. Андрианов, Журн. орган. химии, 1959, 29, 1518.

38. Новиков, А.Я. Химические товары бытового назначения. - М.: Легкая индустрия, 1968, с.58.

39. Орехов, И.И., Власова Т.Л. II Изв. вузов. Химия и хим. технология. 1976. Т. 19. № 4. С. 615-617

40. Островский, С.В. Совершенствование технологической схемы производства карбамида с целью снижения производственных потерь карбамида и сырья//Вестник Перм. нац. исслед. политехн. ун-та. Химическая технология и биотехнология, 2009, Т.9.

41. Патент США, кл. С 08 G 12/12, опублик.1991. Отчет НИР N 02.88 0031834, опублик. 1988.

42. Петров, В.И., Мадьяров Р.Р., Хайруллин Р.Р., Аюпов И.М. Анализ схем производства карбамида//Вестник технол. ун-та, 2015, Т.18.

43. Позин, М.Е. Технология минеральных солей. В 2 ч. Л.: Химия, 1974. Ч. 2. 768 с.

44. Попов, Н. П. Выпарные аппараты в производстве минеральных удобрений. Л.: Химия, 1974. 128 с.

45. Процессы гранулирования в промышленности/Н.Г. Вилесов . -М.: 1976. -192с.

46. Разговоров, П.Б., Игнатов В.А., Койфман З.Ц., Терская И.Н.//Изв. вузов. Химия и хим. технология. 1993. Т. 36. Вып. 1. С. 68-70;

47. Рассел, Дж., Кон Р. Мочевина. М., 2012.

48. Растворимость в системе мочевина -фосфорная кислота -вода/И.М. Каганский//ЖПХ. -1964. -Т. 37, № 5. -С. 1111-1116.

49. Сарбаев, А.И., Лавковская М.А. Химическая промышленность . 1978. № 9. С. 680-682.

50. Соколов, Р. С. Химическая технология. М.: ВЛАДОС, 2003. Т. 1. 368 с. Т. 2. 448 с.

51. Состояние и перспективы производства фосфорных и комплексных удобрений/О.Б Дормешкин//Вестник Белнефтехима. -2006. -№ 10. -С. 46-51.
52. Справочник азотчика. 2-е изд. перераб.-М.: Химия, 1987.-464 с.
53. Сырченков, А. Я. Современное состояние и оценка показателей качества минеральных удобрений. М.: НИИТЭХИМ. 1988. 112 с.;
54. Технологический регламент цеха №4
55. Химическая энциклопедия/Под ред. И.Л. Кнунянц. М., 1992. Т. 3.
56. Хомченко, Г.П. Химия (для подготовительных отделений). -М.: Высшая школа, 1993. 368 с.
57. Шабаров, Ю. С. Органическая химия. СПб: Лань, 2011.
58. Шабаров, Ю.С. Органическая химия. 5-е изд. СПб.:Лань, 2011. 848 с.
59. Якубджанова, С. П., Физико-химические свойства монокальцийфосфата карбамида/ С.П. Якубджанова // Химическая промышленность. -1976. -№ 4. -С. 285-286.