

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии
(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»
(наименование кафедры)

18.03.01 Химическая технология
(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических веществ
(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Модернизация стадии синтеза карбамида производства
ПАО «КуйбышевАзот»»»

Студент

И.О. Баталин

(И.О. Фамилия)

_____ (личная подпись)

Руководитель

В.С. Писарева

(И.О. Фамилия)

_____ (личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г.И. Остапенко

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

_____ (личная подпись)

« ____ » _____ 2019 г.

Тольятти 2019

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 42 с., 11 рисунков, 7 таблиц, использовано 23 источника, 5 л. графического материала.

ПРОИЗВОДСТВО КАРБАМИДА, МОЧЕВИНА, КАРБАМИД, КОЛОННА СИНТЕЗА, ТАРЕЛЬЧАТАЯ КОЛОННА, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ, ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА

Цель работы: модернизация стадии синтеза карбамида производства ПАО «КуйбышевАзот».

Графическая часть работы выполнена на 6 листах и включает в себя технологическую схему процесса получения карбамида, колонну синтеза, таблицы материального и теплового балансов химизм процесса, общий вид конструкции тарелок.

Пояснительная записка включает в себя три раздела.

В теоретической части рассмотрены физико-химические основы процесса синтеза карбамида, параметры процесса, механизм и кинетика.

В технологической части проведен анализ существующей технологии производства карбамида. Предложен способ модернизации конструкции колонны путем замены тарелок.

В расчетной части приведены расчеты материальных балансов действующей и проектируемой колонны синтеза для оценки эффективности способа модернизации.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0 и представлена на электронном носителе.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	3
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	4
1.1 Существующие способы получения карбамида	4
1.2 Физико-химические основы процесса	5
1.2.1 Механизм и кинетика процесса	9
1.3 Технические требования к карбамиду	14
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	15
2.1 Описание технологической схемы стадии синтеза в процессе карбамида на ПАО «КуйбышевАзот»	15
2.2 Аналитический контроль процесса	22
2.3 Возможности модернизации стадии синтеза	22
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ	31
3.1 Материальный баланс существующей установки	31
3.2 Материальный баланс модернизированной установки	37
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	40
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	41

ВВЕДЕНИЕ

Карбамид является самым распространенным в мире азотным удобрением с долей 60% в 2017 году. Благодаря этому его цены определяют динамику цен на другие азотные удобрения, такие как аммиачная селитра и Карбамида аммиачная смесь (КАС). В то же время эти продукты являются более эффективными в применении, что традиционно обеспечивает им премию в цене. Объем мирового производства сельскохозяйственной аммиачной селитры в 2017 году составил 22 млн тонн, а Карбамида аммиачная смесь КАС – 21 млн тонн.

Мировое производство карбамида динамично развивается. Этому способствует рост спроса со стороны основных потребителей – стран третьего мира (Мексика, Бразилия, Гондурас, Гватемала, Перу, Вьетнам, Таиланд, Индия), а также США и Западной Европы.

Целью бакалаврской работы является модернизация стадии синтеза карбамида производства ПАО «КуйбышевАзот».

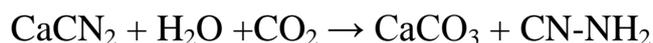
В связи с поставленной целью в работе должны быть решены следующие задачи:

1. Изучить основы процесса синтеза карбамида: механизм, кинетика процесса, а также требования к качеству целевой продукции;
2. Проанализировать существующую технологическую схему процесса получения карбамида, реализованную компанией ПАО «Куйбышевазот»;
3. Выявить возможности модернизации процесса;
4. Произвести соответствующие расчеты, подтверждающие эффективность предлагаемого решения.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1 Существующие способы получения карбамида.

Исходным реагентом для синтеза карбамида является цианамид кальций (CaCN_2), синтез может быть представлен следующим уравнением.

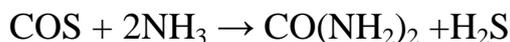


Данный метод не нашел применения в современной промышленности, так как используется дорогостоящее сырье.

В лабораторных условиях карбамид может быть получен из фосгена и аммиака:



а также из сероокиси углерода и аммиака:



Эти методы малоэффективны и токсичны поэтому они не находят широкого применения.

Торочешников Н.С., Иови А. и Янковская М.Я. нашли способ получения карбамида из окиси углерода, серы и аммиака:

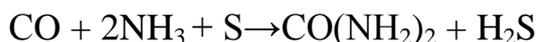
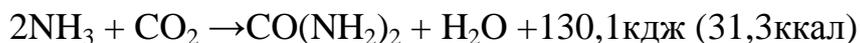


Схема процесса в общем виде представлена уравнением. Процесс осуществляется при условии: температура 110°C и отношение компонентов $\text{NH}_3:\text{S}=1,59:1$. А также 75% метанола в реакционной смеси. Оптимальное отношение $\text{CO}:\text{S}=1,2:1$, при оптимальном давлении 21-35атм. Выход карбамида данного процесса составляет 96%

До настоящего времени наиболее применяемым методом является получение карбамида путем взаимодействием аммиака и углекислого газа открытым в 1868г. Базаровым А.Б.



Синтез карбамида проводят в соотношении компонентов реакции $\text{NH}_3:\text{CO}_2=4-4,5:1$ при температуре $180-200^\circ\text{C}$, давление $180-210\text{кгс}/\text{см}^2$, времени реакции 50-60 мин. Также процесс осуществляют по циклической схеме для более полного превращения CO_2 и NH_3 в целевой продукт за один цикл.

Выход целевого продукта составляет 55-65%. Эти данные получены исходя из технико-экономических показателей [4].

1.2 Физико-химические основы процесса

Для выявления оптимальных условий синтеза карбамида изучают зависимость скорости реакции от температуры, давления и мольного соотношения компонентов реакции. В таблице 1 приведены результаты исследований.

Таблица 1 - Выход карбамида по CO_2 в зависимости от температуры, давления и мольного соотношения компонентов реакции

Давление атм.	Состав плава, вес. %				$\text{NH}_3:\text{CO}_2$	Равновесный выход $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, %
	NH_3	CO_2	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	H_2O		
При 185°C						
185	24	19	41	16	2,5	60,5
209	33	14	40	13	2,7	63,7
258	41	10	36	13	4,3	73,1

311	47	8	32	13	5,3	74,3
При 195 °С						
248	26	18	40	16	2,6	62,3
248	32	14	39	9	3,3	69,8
320	49	9	32	10	5,3	71,8

Исходные данные таблицы 1 свидетельствуют о значительном влиянии на выход карбамида количественного соотношения компонентов реакции. А также введение избытка аммиака [5].

На рисунке 1 показаны кинетические зависимости, которые свидетельствуют о том, что с увеличением температуры степень конверсии карбамата аммония в карбамид возрастает, но только до определенного момента.

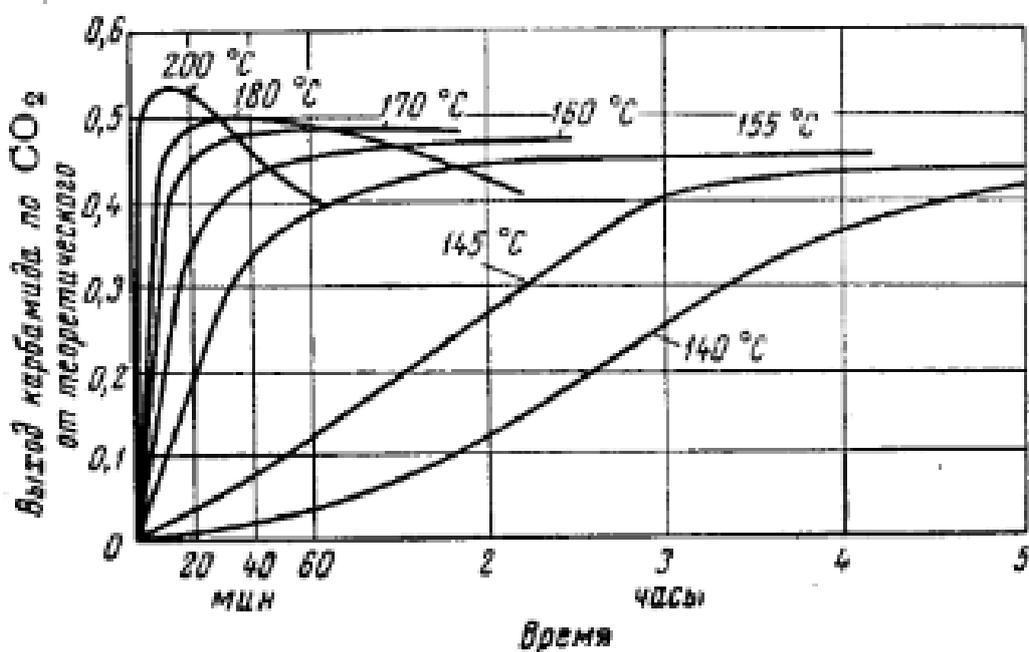


Рисунок 1 - Зависимость выхода карбамида от температуры и продолжительности процесса.

Следует отличить что вода, которая выделяется в процессе получения карбамида, служит автокатализатором и существенно увеличивает скорость реакции. Но по мере накопления воды она начинает тормозить реакцию. Исходя из этого, целесообразно удалять избыточную воду, которая выделяется в процессе реакции, однако, в процессе синтеза это сделать трудно [6].

Существенное влияние оказывает избыток аммиака. Степень конверсии карбамида аммония при температуре 155°C и давлении 200гкс/см² в зависимости от избытка аммиака указана в таблице 2.

Таблица 2 - Влияние избытка аммиака на степень конверсии карбамата аммония в карбамид

Избыток NH ₃ ,%	0	45,2	76,5	96	173	280
Степень конверсии карбамата аммония, %	43,5	58,5	67,0	70,6	80,2	81,2

При избытке аммиака увеличивается степень конверсии карбамата аммония в карбамид. Одновременно с этим снижается образование побочных продуктов и коррозия аппаратуры.

Зависимость степени превращения CO₂ в карбамид и удельной производительности g от давления при разной температуре представлены на рисунке 2.

При избытке CO₂ степень получения целевого продукта не изменяется. Оптимальная концентрация его составляет 100%. А при снижении концентрации, снижается и выход целевого продукта в равном соотношении.

При повышении давления конверсия целевого продукта значительно возрастает при условии неизменности других факторов процесса. Скорость получения карбамата аммония увеличивается пропорционально квадрату

давления. При наличии газовой фазы в объеме реакции, уменьшается степень образования карбамида. Оптимальное давление близко к 20МПа.

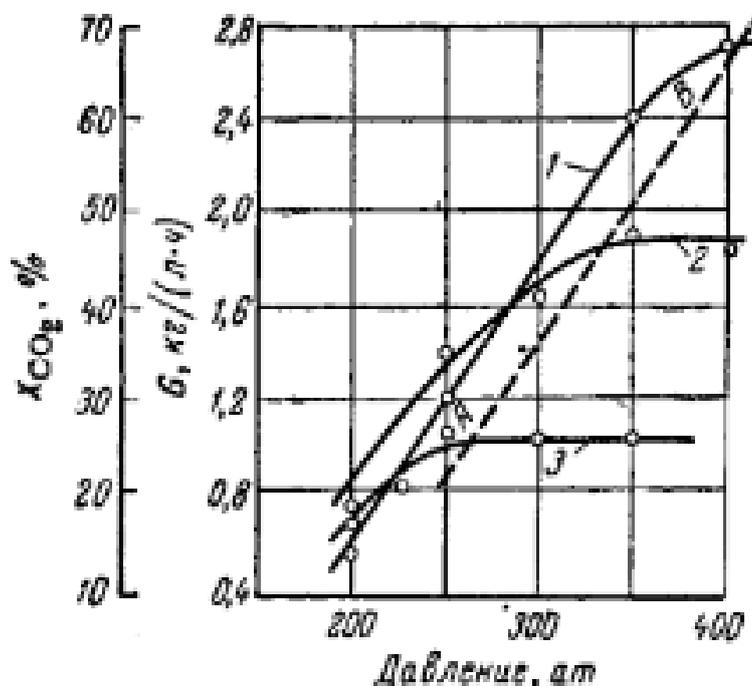


Рисунок 2 - Зависимость степени превращения двуокиси углерода x_{CO_2} в карбамид и удельной производительности G от давления при различной температуре:

AB – граница диффузионной и кинетической областей; 1 – при 195°C;

2 – при 178°C; 3 – при 167°C

Наличие инертных примесей уменьшают выход карбамида. Они уменьшают парциальное давление аммиака и двуокиси углерода, при этом уменьшается степень образования карбамата аммония.

Также присутствие примесей сернистых соединений в газе способствует образованию коррозии аппаратуры и уменьшает качество целевого продукта.

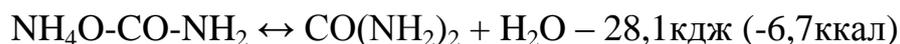
. Основное количество карбамида получается впервые 20-30 минут. При дальнейшем пребывании степень превращения увеличивается на 3-7%. Поэтому оптимальное время 45-60 минут. При нахождении в колонне синтеза больше 1 часа, приводит к уменьшению удельной производительности колонны [7].

1.2.1 Механизм и кинетика процесса

Получение карбамида происходит в две стадии. Первая стадия образование карбамата аммония, реакция протекает быстро и практически до конца:



Вторая стадия дегидратация карбамата аммония:



Кинетика процесса превращения карбамата аммония в карбамид при стехиометрическом соотношении реагентов и статических условиях изучалась многими учеными [8]. Превращения карбамата в карбамид характеризуют кинетические кривые рис.1 и рис. 3.

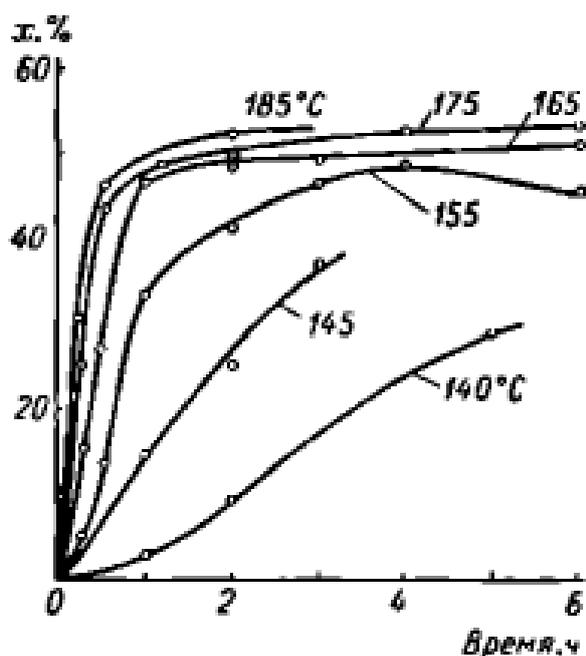


Рисунок 3 - Зависимость степени превращения карбамата аммония в карбамид от времени при стехиометрическом соотношении реагентов

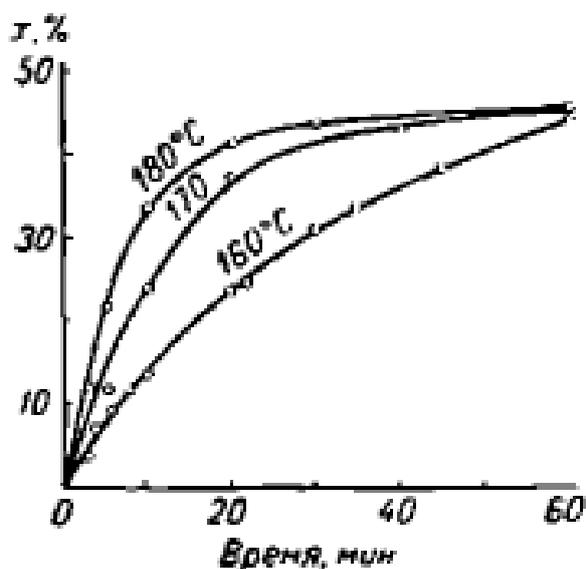


Рисунок 4 - Зависимость степени превращения карбамата аммония от времени при стехиометрическом соотношении реагентов и $d=0,54 \text{ г/см}^3$

Исходя из данных рис. 3 и 4 можно оценить влияние на скорость реакции плотности заполнения реактора.

На рис. 5 можно увидеть, что чем меньше плотность заполнения реактора, тем больше скорость начальной стадии реакции.

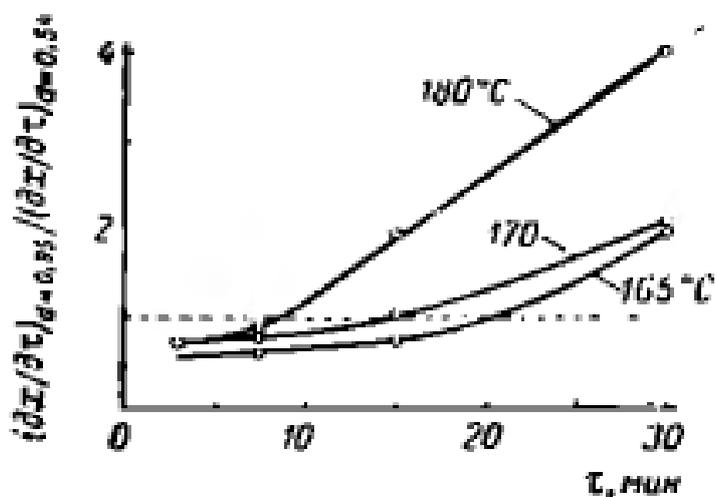


Рисунок 5 - Зависимость отношения скоростей синтеза карбамида из карбамата при $d=0,95$ и $d=0,54$ г/см³ от времени реакции при различных температурах.

А на дальнейших стадиях процесса скорость реакции становится выше, если плотность становится больше. Это связано с тем, что возрастает доля жидкой фазы. Это можно объяснить тем, что процесс проходит как в жидкой, так и в газовой фазах.

Влияние на скорость реакции также оказывает содержание избыточного аммиака рис.6, 7 .

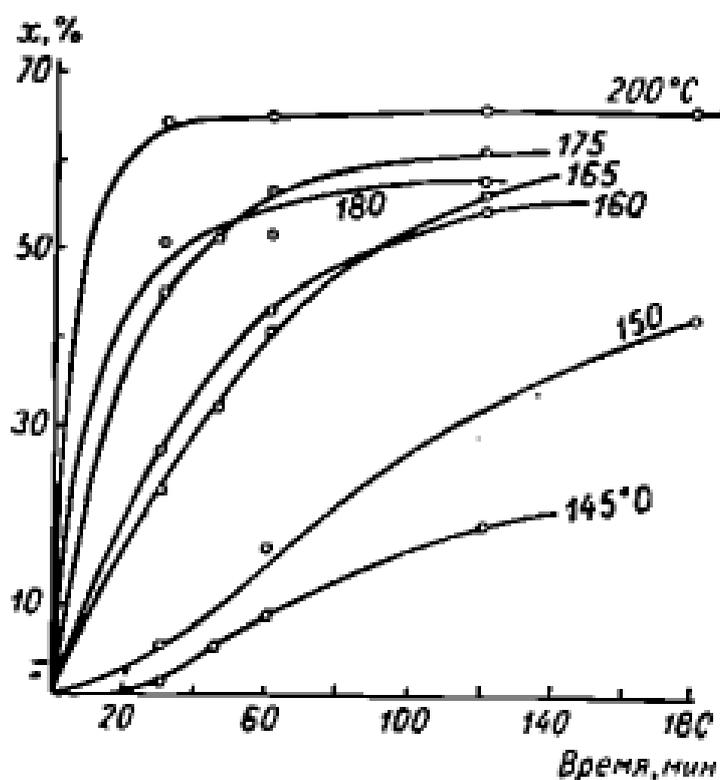


Рисунок 6 - Зависимость степени превращения карбамида от времени при $L=4$

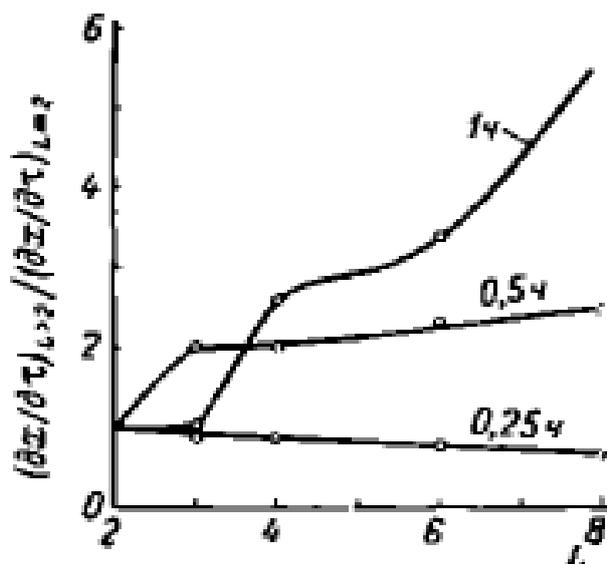


Рисунок 7 - Зависимость отношения скорости реакции при $L > 2$ к скорости при $L = 2$ от количества избыточного аммиака при 175°C

Учитывая, что избыток аммиака при входе в колонну равен 100% совместное влияние аммиака и воды показаны на рис. 8.

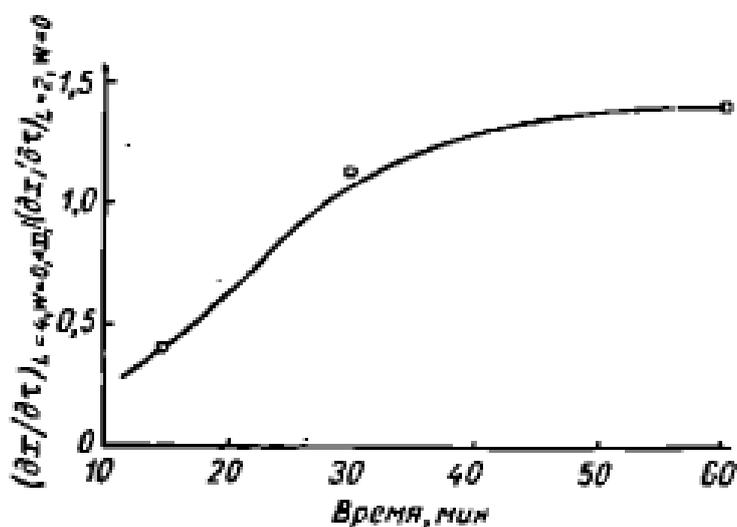


Рисунок 8 - Совместное влияние избыточных количеств NH_3 и H_2O на скорость синтеза карбамида при различном времени протекания реакции и температуре 170°C .

Из-за того что реакция протекает в жидкой и газовой фазах одновременно описать кинетику синтеза очень сложно. Механизм реакции на

молекулярном уровне практически не исследовался поэтому обычно пользуются формальными схемами.

Кинетическое уравнение Бласяка, Бараньского и Матушевского.

Ученые приняли, что реакцию синтеза условно можно считать однофазной, тогда уравнение имеет вид:

$$\frac{dx}{d\tau} = k_1 \frac{1-x}{3-x-W} \cdot \left(\frac{2-2x}{3-x+W}\right)^2 - k_2 \frac{x}{3-x+W} \cdot \left(\frac{x+W}{3-x+W}\right)$$

где k_1 и k_2 – константы скорости прямой и обратной реакции; 1 моль CO_2 , 2 моль NH_3 и W моль воды; x – степень превращения CO_2 в карбамид.

Кинетическое уравнение Оцука.

$$\frac{d\left(\frac{1-x}{V}\right)}{d\tau} = k_1 \frac{1-x}{V} - k_2 \frac{x^2}{V^2}$$

где k_1 и k_2 - константы скорости прямой и обратной реакций; x – число молей карбамида, которое образовалось из 1 моль карбамата; V – объем системы.

Если x_0 равновесная степень превращения карбамата аммония в карбамид, то получим уравнение:

$$k_2 = k_1 \frac{(1-x_0)V}{x_0^2}$$

$$\frac{d(x-x_0)}{d\tau} = k_1 \frac{1-x_0}{x_0^2} \frac{x_0-x}{1-x_0} \left[\frac{2x_0-x_0^2}{1-x_0} + (x-x_0) \right]$$

Интегрируя уравнение в пределах $0-\tau$, $0-x$ получим:

$$\ln \frac{xx_0 - x_0 - x}{x - x_0} = \frac{2-x_0}{x_0} k_1 \tau$$

Уравнение можно применять для расчета при стехиометрическом соотношении реагентов. И нельзя при наличии в смеси избытка воды [6].

1.3 Технические требования к карбамиду

В зависимости от назначения карбамид согласно ГОСТ 2081-92 производится марки Б – для использования в сельском хозяйстве в качестве минерального азотного удобрения и в животноводстве в качестве кормовой добавки и марки А - для промышленности в качестве сырья при приготовлении смол, клеев и т.д. По физико-химическим показателям карбамид должен соответствовать нормам, указанным в таблице 3.

Таблица 3 – Требования к качеству карбамида

№№ пп	Наименование показателя	Норма для марки и сорта				
		А Высший сорт	1-ый сорт	Б Высший сорт	1-ый сорт	2-ой сорт
1	2	3	4	5	6	7
1.	Массовая доля азота в пересчете на сухое вещество, %, не менее	46,3	46,2	46,2	46,2	46,2
2.	Массовая доля биурета, не более	0,6	1,4	1,4	1,4	1,4
3.	Массовая доля свободного аммиака, %, не более: - для кристаллического карбамида - (приллированного) карбамида	0,01	0,01	-	-	-
		0,02	0,03	-	-	-
4.	Массовая доля воды, %, не более: - метод высушивания - методом Фишера	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
		0,6	0,6	0,5	0,5	0,6
5.	Рассыпчатость, %	-	-	100	100	100
6.	Гранулометрический состав: массовая доля гранул размером от 1 до 4 мм, %, не менее от 2 до 4 мм, %, не менее остаток на сите, 6 мм менее 1 мм, %, не более	-	-	94	94	94
		-	-	70	50	-
		-	-	отс	отс	отс
		-	-	3	5	5
7.	Статическая прочность гранул, кгс/гран., не менее	не опред	не опред	0,7	0,5	0,3

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Описание технологической схемы стадии синтеза в процессе карбамида на ПАО «КуйбышевАзот»

Жидкий аммиак со складов цеха № 13 с давлением 1,2-1,8 МПа (12-18 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 подается светозвуковой сигнал.

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. Холодильник представляет собой кожухотрубный теплообменник с плавающей головкой, по трубному пространству которого проходит охлаждаемый жидкий аммиак. 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. Сброс избыточного количества аммиака производится в линию длинного байпаса в буфер поз.15. На 1-ый агрегат синтеза работают насосы поз.12 (1,2), на 2-ой агрегат – насосы поз.12 (3,4) по агрегатной схеме. При работе насосов по коллекторной схеме все насосы могут работать на 1-ый и 2-ой агрегаты синтеза. Жидкий аммиак, поступающий в подогреватель поз.13, подогревается горячим конденсатом из емкости поз.52. В период пуска

агрегата аммиак подогревается подачей пара Р-0,9 МПа до температуры 70-90°С. Подогреватель поз.13 представляет собой кожухотрубный теплообменник, в трубное пространство которого подается жидкий аммиак.

Углекислый газ из цеха № 11 с температурой 8-12°С с содержанием CO₂ не менее 97,5 % поступает в отделение компрессии по двум вводам с давлением не менее 100 мм вод.ст., проходит сепаратор поз.1, где отделяется часть влаги, затем влагоотделители поз.2, 2а представляющие собой аппараты емкостного типа с вертикальной отбойной перегородкой. 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 с температурой 95-115 °С подают в смеситель поз.5. Схемой предусмотрена как агрегатная, так и коллекторная работа газовых компрессоров. 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 поз.3/4 и после 3 и 4 ступени на компрессоре поз.3(1,2,3).

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

При понижении давления углекислого газа после влагоотделителей поз.2, 2а до 100 мм вод.ст. подается светозвуковой сигнал на мнемосхему в ЦПУ и сигнальном щите в отделении компрессии. При дальнейшем падении давления до 50 мм вод.ст. происходит срабатывание блокировки на остановку компрессора поз.3 (1-3) и закрытие отсекавателя QRS-1 на

трубопроводе подачи кислорода (воздуха) в углекислый газ. Срабатывание блокировки для компрессора поз.3/4 происходит при падении давления менее 100 мм вод.ст.

Для пассивации оборудования предусмотрена дозировка технологического кислорода в трубопровод углекислого газа. Технологический кислород в цех поступает из общезаводской сети, дросселируется до давления не менее 800 мм вод.ст. и через регуляторы FRC-2-1 и FRC-2-2 подается в оба ввода углекислого газа перед влагоотделителями поз.2 и 2а.

Содержание кислорода в углекислом газе автоматически регулируется в пределах 0,5-0,7 % количеством подаваемого кислорода или воздуха. При изменении концентрации нижнего и верхнего предела кислорода срабатывает светозвуковой сигнал на ЦПУ.

Схемой предусмотрена также подача воздуха воздушным компрессором поз.100. Сжатый воздух после компрессора поз.100 используется также для технологических нужд цеха и для производства ремонтных работ при отсутствии технологического воздуха в сети завода. Атмосферный воздух компрессором поз.100 сжимается до давления 0,6-0,8 МПа (6-8 кгс/см²) и подается в коллектор цеха для использования по назначению.

В смеситель поз.5 кроме жидкого аммиака и углекислого газа подаются углеаммонийные соли насосами поз.11 с давлением 19-20 Мпа (190-200 кгс/см²) и температурой 90-95°С, которые поступают из выносного барботера поз.9а.

Количество подаваемых солей в смеситель поз.5 регулируется гидромуфтой в зависимости от значения уровня в промывной колонне поз.9. Насосы поз.11/1,2 работают на 1-ый агрегат, насосы поз.11/3,4 – на 2-ой,

Мольное соотношение компонентов, подаваемых в смеситель поз.5 $\text{NH}_3 : \text{CO}_2 : \text{H}_2\text{O} = (3,8 - 4) : 1 : (\text{не более } 0,9)$.

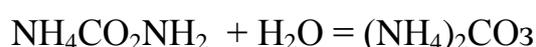
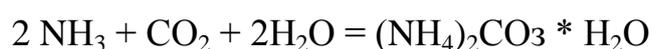
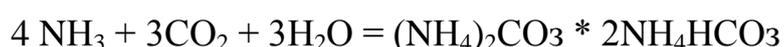
Смеситель представляет собой аппарат емкостного типа. В нем происходит образование карбамата аммония при температуре 170-180°C и давлении 19-20 МПа (190-200 кгс/см²) по уравнению:



Плав, состоящий из карбамата аммония, избыточного аммиака и воды, из смесителя подается в колонну синтеза поз.6, где при температуре 185-195°C 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 62-65 %. Суммарная реакция образования карбамида проходит с выделением тепла:



Применение избыточного жидкого аммиака создает условия для автотермического проведения процесса. Реакции протекают в колонне синтеза при условиях, позволяющих выводить продукты в виде

газожидкостной смеси. Жидкая фаза представляет собой плав карбамида и карбамата аммония в аммиаке и воде, а газовая смесь – паров аммиака, углекислоты, воды и инертных. Степень превращения карбамата в карбамид зависит от следующих факторов:

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

При повышении температуры степень конверсии карбамата аммония в карбамид увеличивается. Однако, такое увеличение продолжается только до определенного момента.

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. Вследствие наличия газовой фазы в реакционном объеме уменьшается степень превращения карбамата аммония в мочевины, выход которой при увеличении относительного объема газовой фазы стремится к нулю. При возрастании плотности загрузки аппарата (отношения массы исходных веществ к единице реакционного объема) увеличивается выход мочевины. При других условиях с повышением давления уменьшается объем газовой фазы и, следовательно, возрастает степень конверсии карбамата аммония. Практически процесс ведется при давлении близком к 20,0 МПа (200 кгс/см²).

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 скорейшему образованию жидкой фазы. При достижении равновесия вода уже отрицательно влияет на течение процесса. При введении каждого процента воды сверх возможных 2-3 % степень конверсии карбамата аммония в карбамид снижается на 1 %.

Вредное влияние до некоторой степени может быть скомпенсировано присутствием избытка аммиака сверх стехиометрического количества.

При избытке аммиака степень превращения карбамата аммония в карбамид возрастает. Одновременно уменьшается образование побочных продуктов и коррозия аппаратуры.

При наличии в смеси избыточного (сверх стехиометрического) количества CO_2 степень конверсии карбамата аммония практически не увеличивается.

Оптимальной концентрацией CO_2 является концентрация максимально близкая к 100 %.

Снижение концентрации CO_2 в углекислом газе будет соответственно снижать выработку мочевины, примерно 1 % CO_2 на 1 % выработки мочевины.

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.

Вредное влияние инертных газовых примесей сказывается и в процессе дистилляции плава: резко ухудшается конденсация аммиака, отгоняемого из плава, значительно увеличивается необходимая теплообменная поверхность конденсаторов и возрастают потери аммиака при продувках.

Наличие примесей сернистых соединений в углекислом газе вызывает интенсивную коррозию аппаратуры и снижает качество готовой продукции.

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 $H_2O-NH_3-CO_2$ мочевины-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.

Увеличение времени пребывания плава в колонне синтеза сверх одного часа не целесообразно, так как это приведет к снижению удельной производительности колонны синтеза.

Синтез карбамида осуществляется в колонне синтеза диаметром ~ 1300 мм и высотой ~ 25600мм, в аппарате колонного типа с 10-тью массообменными тарелками и встроенным смесителем. Колонна синтеза футерована молибденовой сталью толщиной 9 мм в КС-2,3 и 16 мм в КС –1. В корпусе колонны имеются проточки для контроля целостности футеровки, которая определяется наличием аммиака в продувочном воздухе.

2.2 Аналитический контроль процесса

План аналитического контроля процесса представлен в табл..

Таблица 4 – Аналитический контроль

№№ пп	Наименование стадии процесса, места измерения или отбора проб	Контролируемый параметр	Нормы и технические показатели	Методики и средства контроля
1.	Углекислый газ из цеха № 11 (после дозировки технологического кислорода или воздуха)	1. Объемная доля CO ₂ 2. Объемная доля горючих 3. Объемная доля кис- лорода 4. Массовая доля сернистых соеди- нений 5. Массовая концентрация аМДЭА	не менее 97,5% не более 2,5% 0,5-0,7% не более 1 мг/м ³ Фактически	Хроматографичес- кий Хроматографичес- кий Хроматографичес- кий Фотоколориметри- ческий Титриметрический
2.	Аммиак жидкий технический	1. Массовая доля масла	Фактически	Спектрофотомет- рически
3.	Плав карбамида на выходе из колонны синтеза поз.6/1-3	1. Массовая доля общего аммиака 2. Массовая доля CO ₂ 3. Массовая доля карбамида 4. Избыток аммиака 5. Мольное соотноше- ние NH ₃ :CO ₂ :H ₂ O 6. Степень конверсии	36-43% не более 14,3% не менее 28% не менее 70% (3,8-4):1: н/б 0,9 62-65%	Потенциометриче- ский или титри- метрический Титриметрический Расчетный Расчетный Расчетный
4.	Воздух КИП из фута- ровки колонны синтеза	1. Массовая доля аммиака	Отсутствие	Абсорбционный

2.3 Возможности модернизации стадии синтеза

Для достижения высокой эффективности химического процесса в реакторе синтеза важно обеспечить хорошую массо и теплопередачу. На сегодняшний день это достигается применением тарелок с усовершенствованной конструкцией [10].

Известны многообразные конструкции и конфигурации тарелок реакторов для получения мочевины. Известные конфигурации, в частности те, которые специально предназначены для получения мочевины, действительно обеспечивают повышенный выход благодаря сокращению противоточного смешения и потерь нагрузки, обеспечению по существу однородного распределения легкой (газообразной) и тяжелой (жидкостной) фаз созданием предпочтительных путей для каждой из двух фаз и обеспечению возможности неинтрузивного (безударного) смешения между одной тарелкой и другой тарелкой.

Однако известные технические решения все еще оставляют возможности для усовершенствования.

Известные технические решения не в состоянии обеспечить тщательное смешение легкой и тяжелой фаз, которые вследствие разницы в плотности проявляют тенденцию к течению по отдельным предпочтительным путям, определяемым конструкцией и расположением тарелок и, в частности, формой, местоположением и размером отверстий в тарелках.

Этот недостаток также ухудшает конечную степень конверсии реактантов, тем самым снижая выход мочевины.

В патенте [11] приводится описание тарелок, обеспечивающих эффективное смешение участников реакции.

Геометрическая форма тарелки реактора согласно изобретению обеспечивает тщательное смешение газообразной и жидкостной фаз в реакторе для получения мочевины и в способе получения мочевины и тем самым значительно повышает выход мочевины.

Тарелка реактора согласно изобретению и реактор в целом также являются предельно простыми в изготовлении и монтаже.

Согласно формуле изобретения заявляется тарелка реактора (рис. 7) для получения мочевины, содержащая по меньшей мере одну базовую пластину; и множество полых чашеобразных элементов, которые выступают вертикально из базовой пластины вдоль соответственной по существу параллельной оси (А), перпендикулярной базовой пластине, и имеют соответствующие по существу вогнутые внутренние полости, сообщающиеся с соответствующими отверстиями, сформированными в базовой пластине; причем тарелка содержит множество первых чашеобразных элементов, которые выступают вниз от нижней стороны базовой пластины, и каждый из которых проходит аксиально между открытым верхним концом, имеющим отверстие, и закрытым нижним концом; причем каждый первый чашеобразный элемент содержит боковую стенку со сквозными циркуляционными отверстиями, размещенными по существу поперечно относительно оси (А) и предназначенными для предпочтительного сквозного течения газообразной фазы и/или жидкостной фазы; и донную стенку, которая закрывает закрытый нижний конец и не имеет циркуляционных отверстий; причем боковая стенка каждого первого чашеобразного элемента имеет первые циркуляционные отверстия преимущественно для сквозного протекания газообразной фазы и вторые циркуляционные отверстия преимущественно для сквозного протекания жидкостной фазы, все по существу поперечно относительно оси (А); причем первые отверстия размещены ближе к открытому верхнему концу, чем вторые отверстия, и причем первые отверстия являются меньшими, чем вторые отверстия.

Рисунок 9 показывает часть реактора 1 для получения мочевины, в частности тарельчатого реактора. Реактор 1 включает корпус 2, проходящий по существу вдоль вертикальной оси X и определяющий реакционную камеру 3 внутри реактора 1; и множество тарелок 4 (в рис. 7 показана только одна), заключенных внутри корпуса 2.

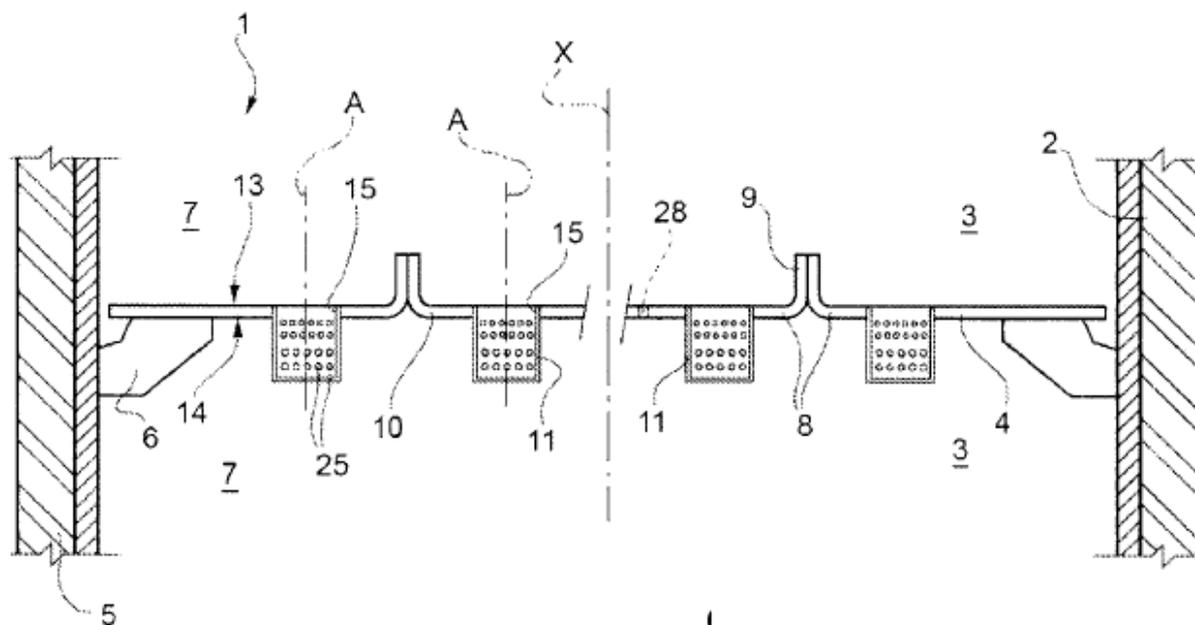


Рисунок 9 – Внутреннее устройство реактора синтез мочевины

Корпус 2 имеет боковую, например, по существу цилиндрическую, стенку 5; и два концевых участка (не показаны) на соответствующих противоположных осевых концах боковой стенки 5.

Тарелки 4 смонтированы на боковой стенке 5, например, с помощью кронштейнов 6 или других опор. Хотя рис. 9 показывает только одну тарелку 4, реактор 1 включает в себе множество тарелок 4, по существу перпендикулярных оси X и размещенных вдоль нее для подразделения реакционной камеры 3 на отсеки 7 и формирования путей движения веществ внутри реакционной камеры 3.

Каждая тарелка 4 включает множество съемных модульных секций 8, соединенных друг с другом подходящими крепежными деталями 9. На рис. 10 показано, что каждая тарелка 4 включает базовую пластину 10, например,

в форме круглого диска; и множество чашеобразных элементов 11, выступающих вниз из базовой пластины 10.

Более конкретно, базовая пластина 10 имеет верхнюю сторону 13 и нижнюю сторону 14, противоположные друг другу, и которые, например, являются по существу плоскими и параллельными.

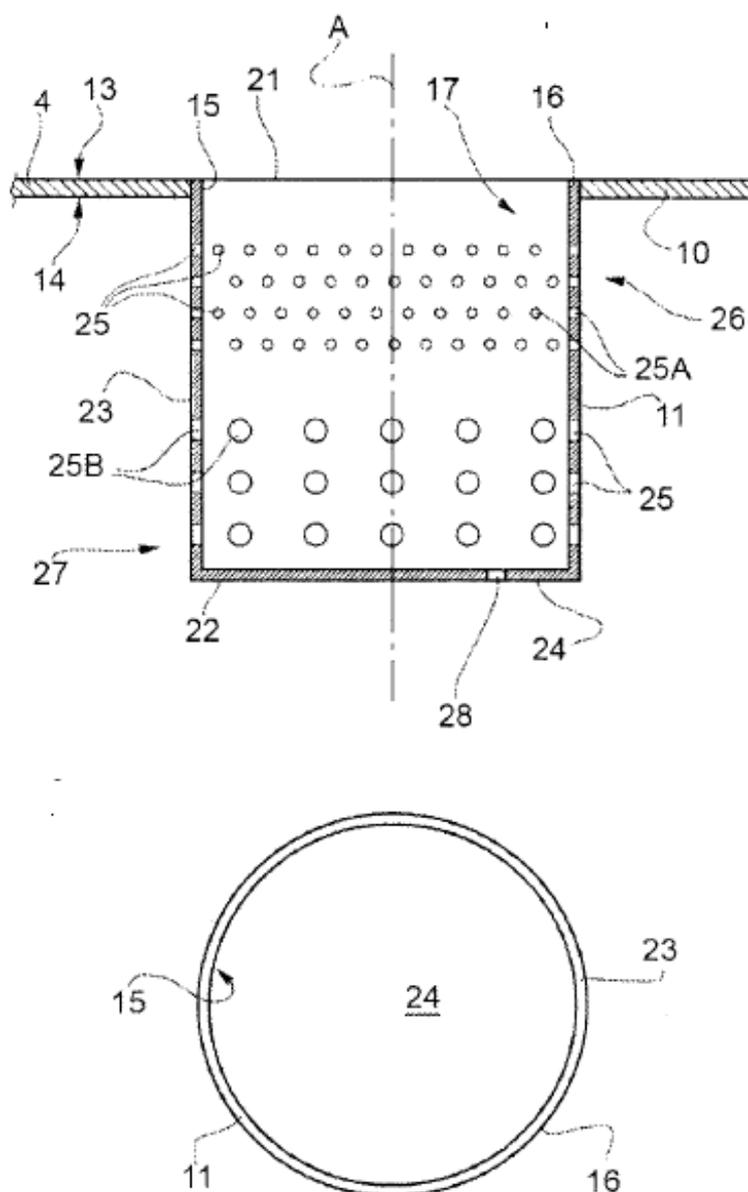


Рисунок 10 – Устройство тарелки

Верхняя сторона 13 имеет множество отверстий 15, ограниченных соответствующими кромками 16, предпочтительно заподлицо с верхней стороной 13.

Чашеобразные элементы 11 выступают вниз из нижней стороны 14 базовой пластины 10. Каждый чашеобразный элемент 11 является полым, проходящим вертикально вдоль оси А, по существу параллельной оси Х, определяет по существу вогнутую внутреннюю полость 17, сообщающуюся с соответствующим отверстием 15 и протяженную аксиально между открытым верхним концом 21 с отверстием 15 и закрытым нижним концом 22.

Более конкретно, каждый чашеобразный элемент 11 включает боковую стенку 23 и донную стенку 24. Чашеобразный элемент 11 является по существу цилиндрическим: боковая стенка 23 является по существу цилиндрической и протяженной вокруг оси А, и донная стенка 24 является по существу круглой и перпендикулярной к оси А.

Каждый чашеобразный элемент 11 имеет открытый верхний конец 21 с отверстием 15; и нижний конец 22, закрытый донной стенкой 24, по существу без отверстий.

Положение чашеобразных элементов 11 определяется направлением нормального течения технологических текучих сред внутри реакционной камеры 3. Как и в большинстве реакторов для получения мочевины из аммиака и диоксида углерода технологические текучие среды, циркулирующие в реакторе 1, по существу включают газообразную или так называемую легкую фазу и жидкостную или так называемую тяжелую фазу. Обе фазы текут главным образом вверх.

Поэтому по существу в осевом направлении (параллельном осям А и Х), главным образом соответствующем направлению течения технологических текучих сред внутри реакционной камеры 3, закрытый

конец 22 каждого чашеобразного элемента 11 предшествует открытому концу 21.

Независимо от своей формы боковая стенка 23 имеет сквозные циркуляционные отверстия 25, предназначенные для обеспечения возможности преимущественного сквозного протекания жидкостной и/или газообразной фазы.

Отверстия 25 могут иметь любую форму, не обязательно круглую.

Чашеобразный элемент 11 включает первую группу отверстий 25А с диаметром $D1$ в верхней области 26 и вторую группу отверстий 25В с диаметром $D2$, большим чем диаметр $D1$, в нижней области 27.

Отверстия 25 в обеих группах предпочтительно размещены на равных расстояниях друг от друга на боковой стенке 23 и расположены, например, несколькими последовательными рядами, равноотстоящими друг от друга в осевом направлении.

Отверстия 25 в обеих группах предпочтительно размещены на равных расстояниях друг от друга на боковой стенке 23 и расположены, например, несколькими последовательными рядами, равноотстоящими друг от друга в осевом направлении.

Отверстия 25А в первой группе необязательно наклонены относительно боковой стенки 23, и наклон отверстий 25А также зависит от толщины боковой стенки 23 и служит для обеспечения того, чтобы преимущественно газообразная фаза протекала через отверстия 25А, и для тщательного смешения фаз внутри чашеобразного элемента 11.

Расстояние от базовой пластины 10 до верхнего ряда отверстий 25А для газообразной фазы (то есть ряда, ближайшего к нижней стороне 14 базовой пластины 10) является важным для обеспечения равномерного распределения газообразной фазы под тарелкой 4, то есть под нижней

стороной 14 базовой пластины 10, в результате формирования «шапки» из однородной газообразной фазы.

Другими словами, в каждом отсеке 7 как газообразная, так и жидкостная фазы технологических текучих сред текут вверх по существу в осевом направлении (параллельно оси X), и газообразная (легкая) фаза накапливается вплотную к нижней стороне 14 тарелки 4 с образованием головной части, равной по высоте расстоянию между нижней стороной 14 базовой пластины 10 и верхним рядом отверстий 25А.

Поэтому через отверстия 25А главным образом протекает газообразная фаза по существу в радиальном направлении относительно оси А чашеобразных элементов 11 или при любой скорости по существу поперек вертикальной оси X реактора 1. Когда головная часть достигает достаточной величины, более тяжелая жидкостная фаза также протекает через отверстия 25В, расположенные ниже отверстий 25А, по направлению, в основном поперечному относительно вертикальной оси X реактора 1; и как жидкостная, так и газообразная фазы протекают вверх вдоль полости 17, где они локально смешиваются и текут через отверстие 15 в следующий отсек 7.

Результаты исследования кинетики процесса, организованного с использованием в реакторе синтеза описанных тарельчатых устройств, приводятся в работе [12].

Преимущества конструкции:

- тарелки реактора предотвращают обратный отток более тяжелого компонента из верхней части вниз и способствуют поглощению газа в жидкой фазе;
- значительно усиливает степень смешения жидкой и газообразной фаз, оптимизируя, таким образом, скорость конверсии;

- непосредственным преимуществом является меньшее удельное потребление пара для разложения карбамата на CO_2 и NH_3 в последующих стадиях процесса;

- обеспечивают равномерное распределение газообразной фазы реагента по всей площади тарелки;

- чашки обеспечивают закрытый реакционный объем, в котором газообразный углекислый газ и жидкие аммиак и карбамат сильно закручиваются, достигая высокой степени смешивания. Каждая чашка работает как статический смеситель, в котором происходит равномерный контакт с фазами.

- увеличивается продолжительность констатирования фаз, за счет чего увеличивается выход целевого продукта.

Предлагаемое в работе решение позволяет увеличить производительность реактора по карбамиду на 10%, а также снизить затраты пара на дальнейшие стадии до 250-300 кг/т карбамида.

Таким образом, в представленной работе предлагаем замену конструкции тарелок в реакторе синтеза на тарелки, описанные в патенте [11].

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс существующей установки

Исходные данные:

1. Схема материальных потоков стадии синтеза представлена на рис. 11;
2. Состав свежего аммиака: 99,85 % аммиак, 0,15% воды;
3. Состав возвратного аммиака: 99,8 % аммиак, 0,2 % вода.
4. Состав углекислого газа: углекислый газ 98,18%; кислород 0,69%; азот 1,13%.
5. Состав УАС: аммиак 42,8%, двуокись углерода 35,8%, карбамид 21,3%, карбамат аммония 0,1%;
6. Плав карбамида на выходе: аммиак 29,75%, вода 17,04%, карбамид 29,15%, карбамат аммония 24%, кислород 0,14%, азот 0,23%.
7. Массовое соотношение аммиак:углекислый газ:УАС=2:1:1,1
8. Массовое соотношение свежий аммиак:возвратный составляет 0,98.
9. Мощность реактора по углекислому газу составляет 104 тыс. т/год при 330 рабочих днях.

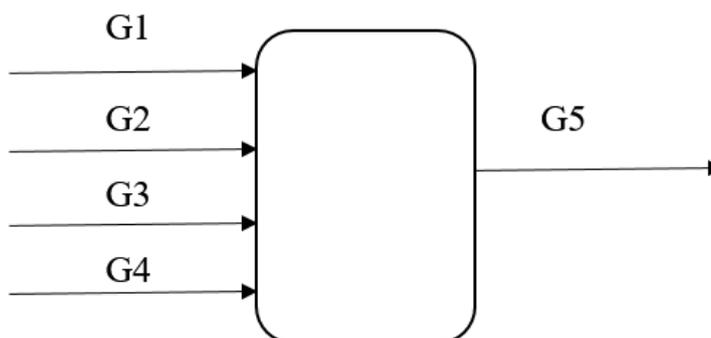


Рисунок 11 – Схема материальных потоков реактора синтеза карбамида

G1, G2 – NH₃ свежий и возврат, G3 – CO₂; G4 – УАС; G5 – плав

Производительность реактора по углекислому газу:

$$G_3 = \frac{M_{CO_2} \cdot 1000}{24 \cdot n},$$

где M_{CO_2} – мощность по углекислому газу, т/год;

n – число рабочих дней в году установки.

$$G_3 = \frac{104000 \cdot 1000}{24 \cdot 330} = 13131,31 \text{ кг/ч}$$

Для расчета массового расхода используется формула:

$$G_i^j = G_j \cdot \frac{W_i^j}{100\%},$$

где W_i^j – содержание i -го компонента в j -ом потоке, % масс;

G_j – массовый расход j -го потока, кг/ч.

Мольный расход находится по формуле:

$$g_i^j = \frac{G_i^j}{M_i},$$

где M_i – молярная масса i -го компонента, кг/кмоль.

В потоке G3 содержится:

- 98,18 % мас. углекислого газа:

$$G_{CO_2}^3 = \frac{13131,31 \cdot 98,18}{100} = 12892,32 \text{ кг/ч}$$

$$g_{CO_2}^3 = \frac{12892,32}{44} = 293,01 \text{ кмоль/ч}$$

- 0,69% кислорода

$$G_{O_2}^3 = \frac{13131,31 \cdot 0,69}{100} = 90,61 \text{ кг/ч}$$

$$g_{O_2}^3 = \frac{90,61}{32} = 2,83 \text{ кмоль/ч}$$

- 1,13% азота:

$$G_{N_2}^3 = \frac{13131,31 \cdot 1,13}{100} = 148,38 \text{ кг/ч}$$

$$g_{N_2}^3 = \frac{148,38}{28} = 5,29 \text{ кмоль/ч}$$

Количество аммиака подаваемого в реактор:

$$G_{1+2} = 2 \cdot G_3$$

$$G_{1+2} = 2 \cdot 13131,31 = 26262,62 \text{ кг/ч}$$

Количество свежего и возвратного аммиака:

$$G_1 = 13131,31 \cdot 0,98 = 12868,68 \text{ кг/ч}$$

$$G_2 = 26262,62 - 12868,68 = 13393,94 \text{ кг/ч}$$

Состав потока G1:

- 99,85% аммиак

$$G_{NH_3}^1 = 12868,68 \cdot \frac{99,85}{100} = 12849,38 \text{ кг/ч}$$

$$g_{NH_3}^1 = \frac{12849,38}{17} = 755,85 \text{ кмоль/ч}$$

- 0,15% воды

$$G_{H_2O}^1 = 12868,68 \cdot \frac{0,15}{100} = 19,30 \text{ кг/ч}$$

$$g_{H_2O}^1 = \frac{19,30}{18} = 1,07 \text{ кмоль/ч}$$

Состав потока G2:

- 99,8% аммиак

$$G_{NH_3}^1 = 13393,94 \cdot \frac{99,8}{100} = 13367,15 \text{ кг/ч}$$

$$g_{NH_3}^1 = \frac{13367,15}{17} = 786,30 \text{ кмоль/ч}$$

- 0,2% воды

$$G_{H_2O}^1 = 13393,94 \cdot \frac{0,2}{100} = 26,79 \text{ кг/ч}$$

$$g_{H_2O}^1 = \frac{26,79}{18} = 1,49 \text{ кмоль/ч}$$

Расход УАС:

$$G_4 = 1,1 \cdot G_3$$

$$G_4 = 1,1 \cdot 13131,31 = 14444,44 \text{ кг/ч}$$

Состав потока G4:

- 42,8% аммиак

$$G_{NH_3}^4 = 14444,44 \cdot \frac{42,8}{100} = 6182,22 \text{ кг/ч}$$

$$g_{NH_3}^4 = \frac{6182,22}{17} = 363,66 \text{ кмоль/ч}$$

- 35,8% мас. углекислого газа:

$$G_{CO_2}^4 = \frac{14444,44 \cdot 35,8}{100} = 5171,11 \text{ кг/ч}$$

$$g_{CO_2}^4 = \frac{5171,11}{44} = 117,53 \text{ кмоль/ч}$$

- 21,3% карбамида

$$G_{CH_4N_2O}^4 = \frac{14444,44 \cdot 21,3}{100} = 3076,67 \text{ кг/ч}$$

$$g_{CH_4N_2O}^4 = \frac{3076,67}{60} = 51,28 \text{ кмоль/ч}$$

- 0,1% карбамата аммония

$$G_{NH_4CO_2NH_2}^4 = \frac{14444,44 \cdot 0,1}{100} = 14,44 \text{ кг/ч}$$

$$g_{NH_4CO_2NH_2}^4 = \frac{14,44}{78} = 0,19 \text{ кмоль/ч}$$

Согласно основному уравнению материального баланса должно выполняться условие:

$$G_5 = G_1 + G_2 + G_3 + G_4$$

Тогда, расход плава карбамида:

$$G_5 = 26262,62 + 13131,31 + 14444,44 = 53838,37 \text{ кг/ч}$$

Результаты расчета состава плава карбамида сведены в табл. 5.

Таблица 5 – Состав потока G5

Компонент	% масс.	кг/ч	кмоль/ч
аммиак	29,55	15909,24	935,84
вода	17,01	9157,91	508,77
карбамида	29,05	15640,05	260,67
карбамата аммония	23,95	12892,67	165,29
кислород	0,17	89,91	2,81
азота	0,28	148,59	5,31
Итого:	100,00	53838,37	1878,68

Материальный баланс процесса представлен в табл. 6.

Таблица 6 – Материальный баланс процесса

Компонент	ПРИХОД		
	кг/ч	кмоль/ч	% масс.
<i>Свежий аммиак:</i>			
- аммиак	12849,38	755,85	99,85
- вода	19,3	1,07	0,15
<i>Возвратный аммиак:</i>			
- аммиак	13367,15	786,3	99,8
- вода	26,79	1,49	0,2
<i>Углекислый газ:</i>			
- двуокись углерода	12892,32	293,01	98,18
- кислород	90,61	2,83	0,69
-азот (инертные)	148,38	5,29	1,13
<i>УАС:</i>			
- аммиак	6182,22	363,66	42,8
- двуокись углерода	5171,11	117,53	35,8
- карбамид	3076,67	51,28	21,3
-карбамат аммония	14,44	0,19	0,1
ИТОГО:	53838,37	2378,5	100

	РАСХОД		
	кг/ч	кмоль/ч	% масс.
<i>Плав карбамида:</i>			
- аммиак	15909,24	935,84	29,55
- вода	9157,91	508,77	17,01
- карбамида	15640,05	260,67	29,05
- карбамата аммония	12892,67	165,29	23,95
- кислород	89,91	2,81	0,17
- азота	148,59	5,31	0,28
ИТОГО:	53838,37	1878,68	100,00

3.2 Материальный баланс проектируемой установки

Согласно данным регламента конверсия углекислого газа в карбамид составляет 65%. Применение тарелок улучшенной конструкции позволит увеличить данный показатель на 3-5% при условии замены всех 10 тарелок в колонне [12].

Принимаем конверсию углекислого газа в карбамид равной 68%. Тогда:

$$G_{CO_2}^{\text{прореаг}} = 0,68 \cdot (G_{CO_2}^3 + G_{CO_2}^4)$$

$$G_{CO_2}^{\text{прореаг}} = 0,68 \cdot 12892,32 + 5171,11 = 12283,13 \text{ кг/ч}$$

Количество образовавшегося карбамида в результате реакции:

$$G_{CH_4N_2O}^{\text{обр}} = \frac{G_{CO_2}^{\text{прореаг}} \cdot M_{CH_4N_2O}}{M_{CO_2}}$$

$$G_{CH_4N_2O}^{\text{обр}} = \frac{12283,13 \cdot 60}{44} = 16749,72 \text{ кг/ч}$$

Количество карбамида, покидающего реактор:

$$G_{CH_4N_2O}^5 = G_{CH_4N_2O}^{\text{обр}} + G_{CH_4N_2O}^4$$

$$G_{CH_4N_2O}^5 = 16749,72 + 3076,67 = 19826,39 \text{ кг/ч}$$

Оставшееся количество углекислого газа превращается в карбамат аммония (КА). Тогда:

$$G_{CO_2}^{\text{КА}} = 12892,32 + 5171,11 - 12283,13 = 5780,3 \text{ кг/ч}$$

Количество образовавшегося карбамата:

$$G_{CH_4N_2O}^{\text{обр}} = \frac{5780,3 \cdot 78}{44} = 10246,89 \text{ кг/ч}$$

$$G_{NH_4CO_2NH_2}^5 = G_{NH_4CO_2NH_2}^{\text{обр}} + G_{NH_4CO_2NH_2}^4$$

$$G_{CH_4N_2O}^5 = 10246,89 + 3076,67 = 13323,56 \text{ кг/ч}$$

Количество аммиака вступившего в реакцию:

$$G_{NH_3}^{\text{прореаг}} = \frac{G_{CO_2}^{\text{прореаг}} \cdot 2 \cdot 17}{44}$$

$$G_{NH_3}^{\text{прореаг}} = \frac{(12283,13 + 5780,3) \cdot 34}{44} = 13958,11 \text{ кг/ч}$$

Расход аммиака, покидающего реактор:

$$G_{\text{вых } NH_3} = 12849,38 - 3076,67 = 9772,71 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс проектируемой установки представлен в табл. 7.

Таблица 7 – Материальный баланс модернизированной установки

Компонент	ПРИХОД		
	кг/ч	кмоль/ч	% масс.
<i>Свежий аммиак:</i>			
- аммиак	12849,38	755,85	99,85
- вода	19,3	1,07	0,15
<i>Возвратный аммиак:</i>			
- аммиак	13367,15	786,3	99,8
- вода	26,79	1,49	0,2
<i>Углекислый газ:</i>			
- двуокись углерода	12892,32	293,01	98,18
- кислород	90,61	2,83	0,69
-азот (инертные)	148,38	5,29	1,13
<i>УАС:</i>			
- аммиак	6182,22	363,66	42,8
- двуокись углерода	5171,11	117,53	35,8
- карбамид	3076,67	51,28	21,3
-карбамат аммония	14,44	0,19	0,1
ИТОГО:	53838,37	2378,5	100
РАСХОД			
	кг/ч	кмоль/ч	% масс.
<i>Плав карбамида:</i>			
- аммиак	9772,71	574,87	18,15
- вода	10677,21	593,18	19,83
- карбамида	19826,39	330,44	36,83
- карбамата аммония	13323,56	170,81	24,75
- кислород	89,91	2,81	0,17
- азота	148,59	10,61	0,28
ИТОГО:	53838,37	1682,72	100,00

Таким образом, выбранное в работе решение позволяет увеличить производительность реактора по карбамиду, улучшить показатели конверсии сырья процесса.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Результаты и выводы по проделанной работе:

1. Изучены основы процесса синтеза карбамида: условия процесса, механизм и кинетика процесса, а также требования к качеству товарного карбамида.
2. Проведен анализ существующей технологической схемы стадии синтеза карбамида производства ПАО «Куйбышевазот».
3. Изучены возможности оптимизации процесса. В качестве модернизации в работе предлагаем замену существующих тарелок на высокоэффективные.
4. Эффективность предлагаемых устройств подтверждается данными исследованиями, а также производимыми в работе расчетами.
5. В расчетной части бакалаврской работы представлены расчеты материального балансов существующей и проектируемой установки.
6. Анализ данных расчета позволяет сделать вывод, что использование тарелок новой конструкции позволяет увеличить выход карбамида на 7,78%.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Рабинович В. А., Хавин З. Я. Краткий химический справочник: Справ. изд./ Под ред. А. А. Потехина и А. И. Ефимова. — 3-е изд., перераб. и доп. — Л.: Химия, 1991. — 432 с.
2. Нейланд О. Я. Органическая химия: Учебник для химических специальностей вузов.— Москва: Высшая школа, 1990.— с. 645—646.
3. Позин М.Е. Технология минеральных удобрений: учебник для вузов. - 6-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1989 – 352 с.
4. Атрощенко В.И., Алексеев А.М., Засорин А.П., Кириллов И.П., Конвисар В.И., Ястребенецкий А.Р. Курс технологии связанного азота. Москва «химия» 1969г. 384с.
5. Солоха А.А. Справочник азотчика. - М.: Химия, 1987. 464с.
6. Кучерявый В.И., Лебедев В.В. Синтез и применение карбамида. Химия, 1970, 448с.
7. Регламент установки производства карбамида «КуйбышевАзот»
8. Гольдберг М.М., Ермолаев Т.А., Лившиц М.Л. Сырье и полупродукты для лакокрасочных материалов. М.: Химия, 1978. 512с.
9. ГОСТ 6221-90 Аммиак безводный сжиженный. Технические условия.
10. ГОСТ 8050-85 Двуокись углерода газообразная и жидкая. Технические условия.
11. ГОСТ 2081-2010 Карбамид. Технические условия. – М.: Изд-во стандартов, 2010.
12. Тарелка реактора для получения мочевины, реактор и способ получения мочевины. КАРЛЕССИ Лино (ИТ) АВАЛЬЯНО Уго (ИТ)/САИПЕМ С.п.А. (ИТ) Патент РФ 2 606 126 С2 2017
- 13 Prem Baboo. REACTOR KINETICS OF UREA FORMATION. 2015

14. Katerina Kermeli, Ernst Worrell, Wina Graus. Energy Efficiency and Cost Saving Opportunities for Ammonia and Nitrogenous Fertilizer Production/ENERGY STAR® Guide for Energy and Plant Managers, 2017

15. Meessen, J.H. (2010). Urea. In Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. vol. 37, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2010 pp. 657–696

16. Zardi, F. (2010). Latest application of Casale technologies to urea plants. Prepared for presentation at the Nitrogen & Syngas conference and exhibition. 28th February- 3rd March, 2010. Bahrain.

17 Краткий справочник физико-химических величин / Под редакцией К.П. Мищенко и А.А. Равделя, - Л.: Химия, 1974 г.

18. Физические свойства наиболее известных химических веществ. Справочное пособие /РХТУ им. Д. И. Менделеева. М., 2003.

19. Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза. М: Химия, 1988. – 272 с.

20. Павлов. К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л: Химия, 1987. – 576.

21. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского М: Химия 1991. – 496 с.

23. Общая органическая химия, т.3, азотосодержащие соединения. Пер. с англ. А.Я. Черняк. Под редакцией Н.К. Кочеткова и А.В. Бакиновского. М.: Химия, 1982.