

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль) / специализация)

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
(БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

На тему: «Совершенствование конструкции реактора синтеза карбамида цеха
№08К ПАО «Тольяттиазот»»

Студент

С.А Маисеенко

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

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

Тольятти 2020

Аннотация

Выпускная квалификационная работа 47 с., 13 рисунков, 9 таблиц, использовано 25 источников.

КАРБАМИД, ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА, РЕАКТОР СИНТЕЗА, ВЫСОКОЭФФЕКТИВНЫЕ ТАРЕЛКИ, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

Объектом исследования являются тарелки реактора синтеза карбамида цеха 08К на ПАО «Тольяттиазот».

Цель бакалаврской работы - оптимизация работы узла синтеза установки карбамида ПАО «Тольяттиазот».

В литературном обзоре рассмотрены существующие способы получения карбамида.

Рассмотрено применяемое в промышленности оборудование для реализации в процессе, показаны недостатки их работы. Проведен патентный поиск по конструкциям реактора и предложен вариант совершенствования тарелок.

Описана технологическая схема процесса синтеза карбамида ПАО «Тольяттиазот». Рассмотрены основные конструкции реактора.

Проведены расчеты материального и теплового баланса, проведён прочностной расчет реактора. Вычислена минимальная толщина стенки реактора, а также максимальное отверстие для установки штуцеров. Выполнен конструкционный расчёт реактора, действующий аппарат полностью пригоден для предлагаемой модернизации.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0.

Содержание

Введение	4
1 Теоретическая часть	6
1.1 Физико-химические основы процесса синтеза карбамида	8
1.2 Характеристика сырья и продуктов процесса	14
1.3 Описание технологии получения карбамида ПАО «Тольяттиазот».....	16
1.4 Особенности аппаратного оформления процесса	18
1.5 Аналитический контроль процесса	24
2 Исследовательская часть	25
2.1 Патентный поиск	25
2.2 Предлагаемый способ модернизации	28
3 Расчетная часть	29
3.1 Материальный баланс проектного реактора	29
3.2 Тепловой баланс процесса	35
3.3 Расчет основных размеров реактора синтеза карбамида	39
3.4 Прочностной расчет реактора	41
Заключение	44
Список используемых источников	45

Введение

Карбамид - самая популярная форма твердого азотного удобрения, особенно в развивающихся регионах мира. Продукт широко продается на международном рынке. Цены на карбамид могут заметно и часто колебаться в зависимости от цен на зерновые культуры, что влияет на спрос. Около 80-85% продукции используется в качестве удобрений. Более 40% всего производимого в мире продовольствия удобряется карбамидом.

Карбамид также все чаще используется в промышленности для производства карбамидоформальдегидных смол, меламина и кормов для скота. Он также используется для производства клеев и красок, ламинатов, формовочных смесей, бумаги и текстиля.

Рост потребления мочевины обусловлен, в частности, увеличением численности населения планеты, наличием располагаемого дохода и изменениями в рационе питания. Кроме того, хотя площадь пахотных земель увеличивается, объем пахотных земель на душу населения сокращается в результате роста численности населения. В результате для удовлетворения растущих потребностей в продовольствии потребуется больше удобрений.

В 2019 году наибольший объем потребления карбамида приходится на производство удобрений. Остальная часть приходилась на промышленное применение, в первую очередь это производство карбамидоформальдегидных смол и меламина, корма для скота (животных), а также экологические и другие виды применения.

Ожидается, что мировые производственные мощности по производству карбамида увеличатся примерно с 210 млн. тонн до примерно 300 млн. тонн к 2030 году. Мировой спрос на карбамид, по прогнозам, к 2023 году составит около 183 млн. тонн.

Таким образом, растущие темпы производства карбамида требуют поиска возможности модернизации существующих производств, а также изучения новых технологий.

Одним из крупнейших предприятий по производству карбамида в Российской Федерации является ПАО «Тольяттиазот».

Целью представленной бакалаврской работы является оптимизация работы узла синтеза установки карбамида ПАО «Тольяттиазот».

Задачи работы:

- 1) рассмотреть существующих способов получения карбамида;
- 2) изучить физико-химических закономерностей процесса получения карбамида, реализуемого на установке ПАО «Тольяттиазот»;
- 3) описать технологическую схему процесса синтеза карбамида ПАО «Тольяттиазот»;
- 4) рассмотреть применяемое в промышленности оборудование для реализации в процессе;
- 5) осуществить патентный поиск по конструкциям реактора синтеза карбамида;
- 6) предложить способ модернизации существующего реактора синтеза карбамида;
- 7) произвести расчеты материального и теплового балансов процесса;
- 8) произвести прочностной расчет реактора.

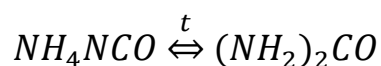
1 Теоретическая часть

Карбамид - это органическое белое соединение, производимое по всему миру в различных формах и размерах из аммиака и углекислого газа. Чаще всего оно используется в сельском хозяйстве в качестве удобрения, но также возможно его использование в качестве промежуточного продукта при производстве меламина и, таким образом, нашло применение в производстве пластмасс.

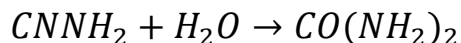
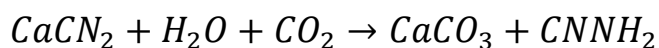
В связи с повышенным спросом в отрасли сельского хозяйства карбамид начали коммерчески производить в 20-х годах прошлого века. До сегодняшнего времени промышленная технология была несколько раз модернизирована и перетерпела несколько капитальных ремонтов.

Изначально мочевиная производилась по "одноразовому" методу, при котором все непрореагировавшие материалы отбраковывались, а общая конверсия CO_2 в мочевины не превышала 75%. На сегодняшний день благодаря технологиям разделения и рециклинга, данный показатель достигает 99%.

Карбамид имеет долгую и интересную историю. Впервые он был открыт в 1727 году голландским ученым Германом Бюхлером, когда ему удалось выделить это соединение из мочи. А столетие спустя, в 1828 году, мочевиная впервые была синтезирована в химической лаборатории. Реакция, открытая Фридрихом Вёлером, стала важной вехой в химии, поскольку теперь стало возможным получить органическое соединение из двух неорганических веществ без участия живых организмов. Обнаруженная Вёлером реакция заключалась в следующем:



Исследования по синтезу мочевины непрерывно развиваются с момента ее первого открытия. В начале 20 века мочевиная была коммерчески синтезирована гидратацией цианамиды кальция:



После изобретения в 1913 году процесса Хабера-Боша, в котором аммиак синтезируется из водорода и атмосферного азота в промышленных масштабах, аммиак и двуокись углерода стало легче получать. В связи с этим разработали новый способ синтеза карбамида. Новая схема, изобретенная в 1922 году, известна как процесс Бош-Мейзера. В этом процессе аммиак и углекислый газ реагируют в два обратимых этапа (рисунок 1).

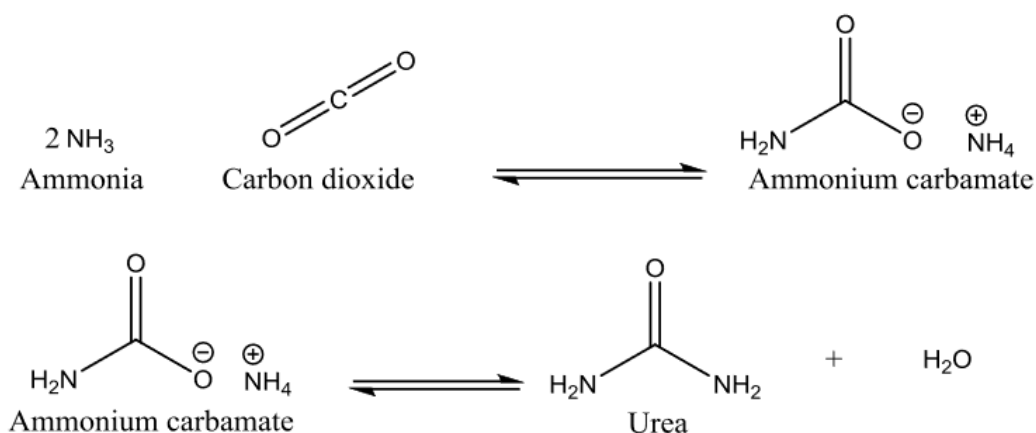


Рисунок 1 – Получение карбамида из аммиака и диоксида углерода

Во-первых, жидкий аммиак реагирует с газообразным углекислым газом, образуя карбамат аммония. Эта реакция быстрая и экзотермическая. Во втором медленном и эндотермическом этапе карбамат аммония разлагается на мочевину и воду. Общая реакция экзотермическая, так как энергия, высвобождаемая при первой равновесной реакции, значительно превышает тепло, необходимое для разложения карбамата аммония.

Несмотря на то, что полная реакция является экзотермической, полная конверсия реагентов никогда не достигается. Поэтому условия процесса должны быть выбраны таким образом, чтобы максимально увеличить конверсию в мочевину. Однако условия, благоприятствующие достижению первого равновесия, являются вредными для второго, а условия,

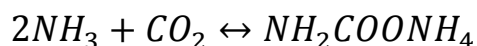
благоприятствующие достижению второго равновесия, отрицательно сказываются на первом.

Поэтому оптимальные условия синтеза мочевины являются компромиссными: реакция осуществляется при высоких температурах (около 190⁰С), что усиливает обезвоживание карбамата аммония, но снижает производство карбамата аммония. Это компенсируется проведением реакции при высоких давлениях, что приводит к сдвигу первого равновесия в сторону карбамата аммония. Кроме того, реактор, в котором протекает эта реакция, должен иметь значительные размеры, чтобы позволить медленному образованию мочевины достичь равновесия [1, 2].

1.1 Физико-химические основы процесса синтеза карбамида

Карбамид производится из аммиака и углекислого газа по двум равновесным реакциям:

- 1) реакция образования карбамата аммония



- 2) реакция образования мочевины



Первая реакция быстрая и экзотермическая и в рабочих условиях, предусмотренных промышленной технологией, протекает до конца. Вторая реакция медленнее, эндотермическая и полностью не протекает. Конверсия диоксида углерода обычно составляет порядка 50-80%. Данный показатель увеличивается с увеличением температуры и соотношения NH₃/CO₂ и уменьшается с увеличением соотношения H₂O/CO₂.

Процесс производства карбамида, схематически показанный на рисунке 2, предназначен для максимизации этих реакций при одновременном подавлении реакции образования биурета:

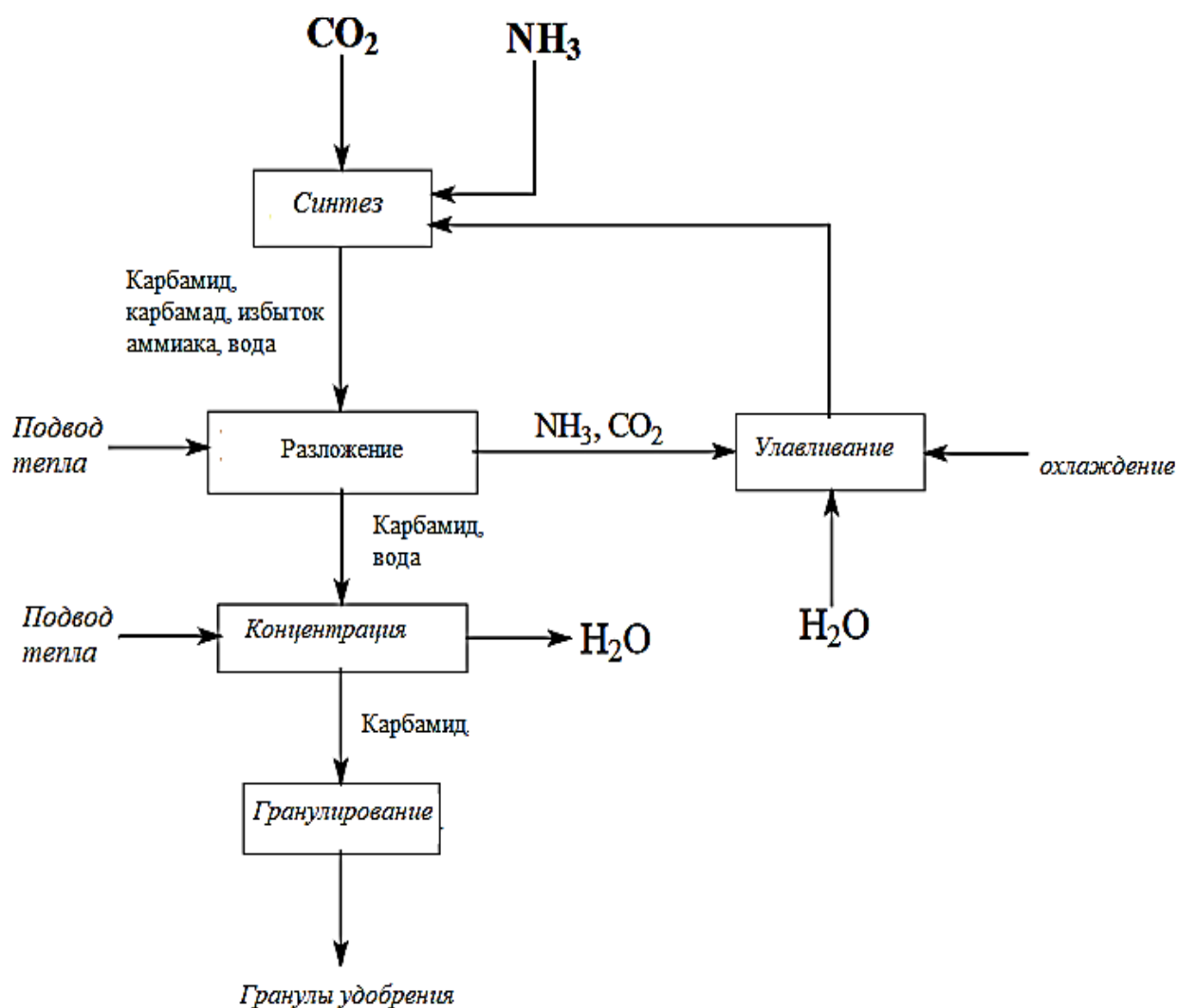
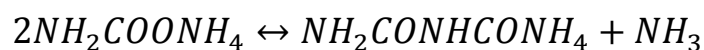


Рисунок 2 – Схематичное представление процесса получения карбамида [3]

Данная реакция нежелательна не только потому, что она снижает выход карбамида, но и потому, что биурет сжигает листья растений. Это означает, что мочевина с высоким содержанием биурета не подходит для использования в качестве удобрения. Структура такого соединения показана на рисунке 3.

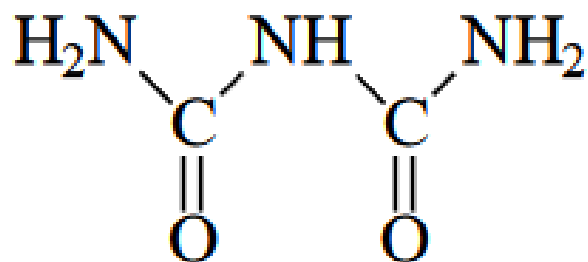
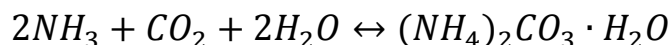
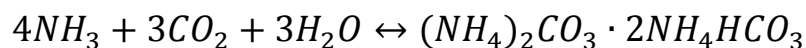
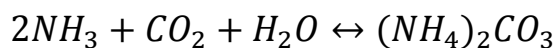
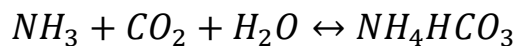


Рисунок 3 – Структура биурета

Кроме того, в колонне синтеза происходят и другие реакции:



Аммиак и диоксид углерода преобразуется в мочевины через карбамат аммония при давлении 14 МПа и температуре около 180°C. Применяемое в нем молярное соотношение аммиак : диоксид составляет 2,95-4. Это приводит к конверсии CO₂ примерно на 60-65% и NH₃ на 41% [4].

На рисунке 4 представлены основные кинетические закономерности процесса.

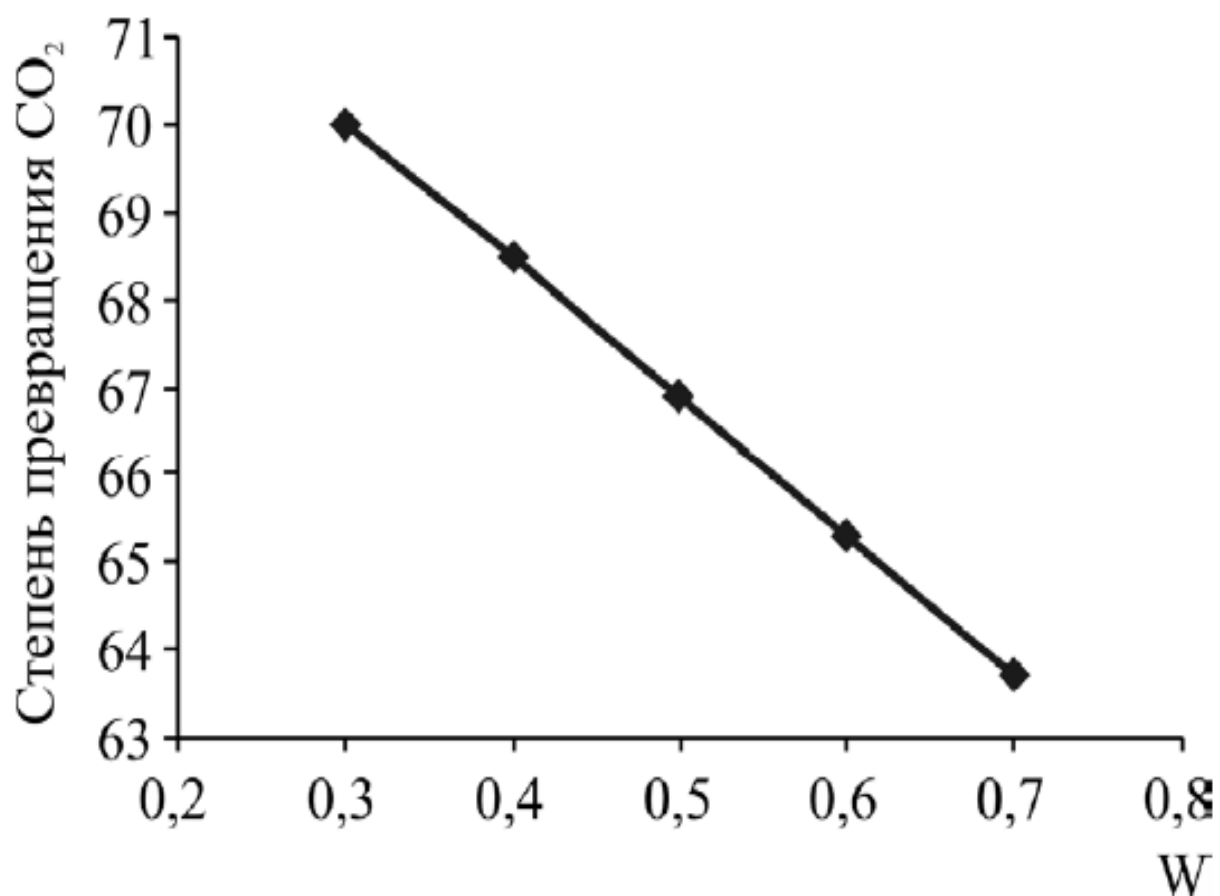


Рисунок 4 – Зависимость конверсии диоксида углерода от соотношения $\text{CO}_2:\text{H}_2\text{O}$ [5]

Большое значение на показатели процесса оказывает строение реактора и применяемых тарелок. Так, на рисунке 5 показана зависимость степени конверсии диоксида углерода от удельной производительности стадии синтеза при применении различных конструкций реактора.

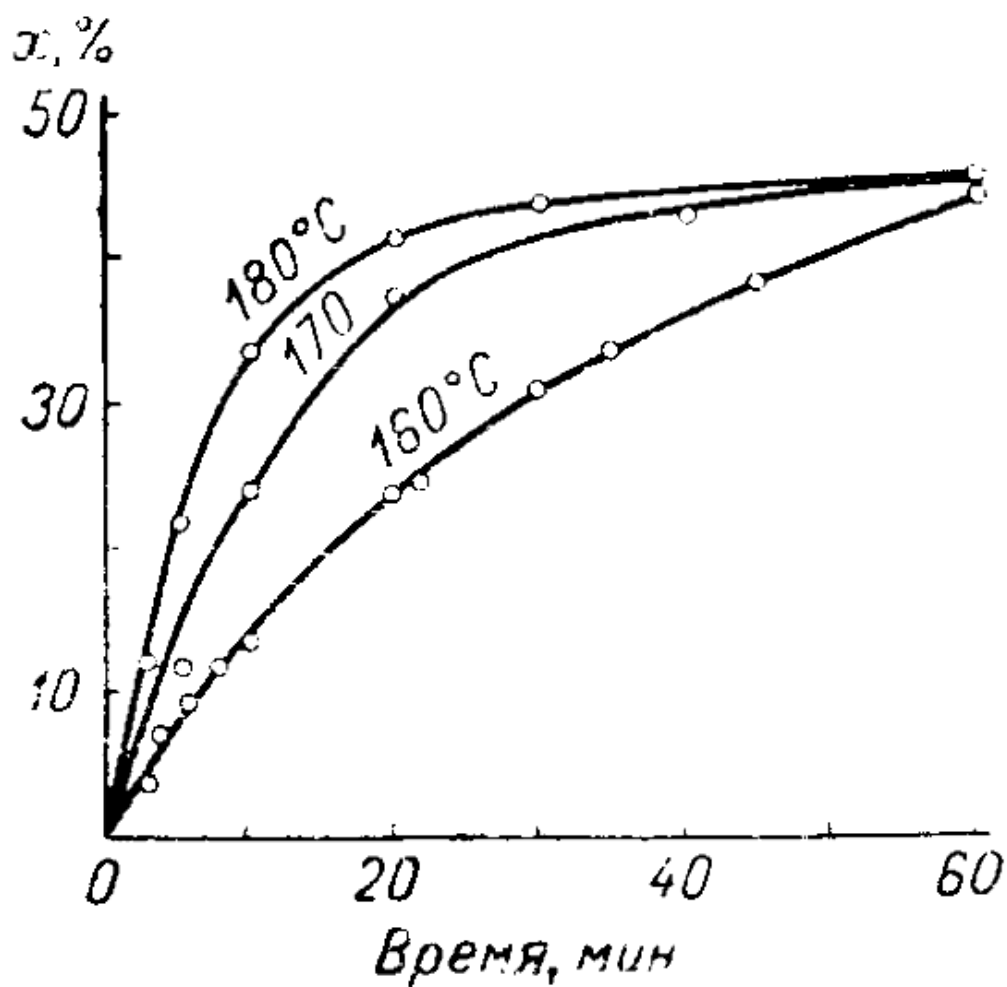
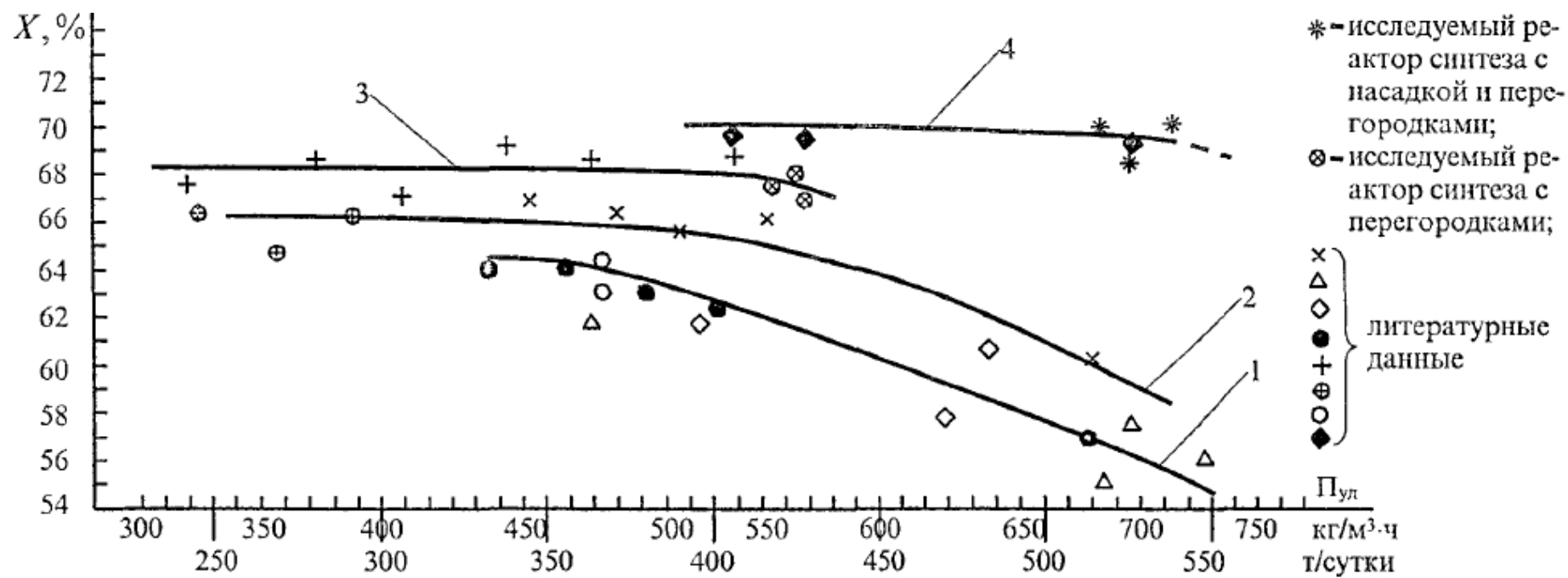


Рисунок 5 - Зависимость конверсии карбамата аммония от времени при стехиометрическом соотношении реагентов [6]

Процесс синтеза карбамида является двухфазным, т.е. в реакторе присутствует и жидкая и газовая фазы. В связи с этим кинетика процесса и механизм плохо изучены. Все кинетические зависимости, приведенные в литературе, получены на условии однофазного протекания процесса.



1 – реактор без насадок, перегородок и тарелок; 2 – реактор с шестью перегородками; 3 – с 10 перегородками; 4 – с насадкой и 10 перегородками

Рисунок 6 – Конверсия углерода от производительности стадии [7]

1.2 Характеристика сырья и продуктов процесса

Карбамид, производимый ПАО «Тольяттиазот», должен быть изготовлен в соответствии с требованиями действующего технологического регламента и соответствовать требованиям ГОСТа 2081-92 Е. В таблице 1 представлены основные характеристики производимого карбамида высшего сорта «Б».

Таблица 1 – Физико-химические характеристики гранул карбамида высшего сорта марки «Б»

Показатель	Значение	Единица измерения
Содержание азота, не менее	46,2	% мас.
Содержание биурета, не более	1,4	% мас.
Содержание влаги, не более		
- при высушивании	0,3	% мас.
- по методу Фишера	0,6	% мас.
Фракционный состав:		
- гранулы 1-4 мм, не менее	94	% мас.
- гранулы 2-4 мм, не менее	-	% мас.
- гранулы 0-1 мм, не более	5	% мас.
- гранулы более 6 мм, не более	отс.	% мас.
Прочность гранул	0,3	кгс/гранула

Характеристики диоксида углерода и аммиака, применяемые в процессе синтеза карбамида ПАО «Тольяттиазот» представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Свойства используемого сырья

Наименование сырья	Обозначение стандарта	Показатели, обязательные к проверке	Нормы
Аммиак жидкий синтетический	ГОСТ 6221-90 «Б»	Содержание аммиака, % об. не менее Содержание влаги, % об. Концентрация масла, мг/дм ³ не более Концентрация железа, мг/дм ³ не более	99,6 0,2-0,4 8 2
Диоксид углерода газообразный	Действующий технологический регламент	Содержание диоксида углерода, % об. не менее Содержание сернистых соединений, мг/м ³ не более Содержание горючих компонентов, % об. не более Температура потока, не более °С Давление, кПа	98 1 0,05 45 2,0

1.3 Описание технологии получения карбамида ПАО «Тольяттиазот»

От компрессора 1 двуокись углерода (CO_2), через буфер 11, и смесь карбамата аммония с аммиаком поступает в реактор 3 (нижняя часть) от эжектора 2. Реактор 3 – цилиндрический вертикальный аппарат, футировка – нержавеющей сталью (малибденистой) с 14 – ми тарелками для смешивания реакционной смеси. В отпарную колонну 4 (верхняя часть) поступают продукты реакции ($T = 180 - 189 \text{ C}^\circ$). Отпарная колонна 4 – теплообменник пленочного типа кожухотрубный, вертикальный, трубное пространство футерованное титаном. В колонну дистилляции среднего давления из нижней колонны 4 отводится раствор карбамида. В конденсатоотводчик 5 из кожуха колонны 4 сливается конденсат. В колонну 4 возвращается пар, выделяющийся из конденсата, а так же конденсат, подающийся в подогреватель колонны дистилляции как теплоноситель. В конденсатор карбамата 6 (межтрубное пространство) - оставшаяся часть. Из верхней части отпарной колонны 4 в смеситель 7 направляются газы дистилляции ($185 - 200 \text{ C}^\circ$) для смешивания с раствором углеаммонийных солей. Смесь после этого поступает в конденсатор карбамата 8 (трубное пространство), а затем в конденсатор карбамата 6 (трубное пространство). Конденсатор – кожухотрубные теплообменники горизонтальные двухходовые, с кожухами, заполненными конденсатом. Абсорбция газов в растворе УАС происходит при $T = 155 - 165 \text{ C}^\circ$ в трубках конденсаторов. Карбамат аммония образуется за счет конденсации газов. Для получения насыщенного пара давлением $0,33 - 0,45 \text{ МПа}$ ($3,3 - 4,5 \text{ кгс/см}^2$) используется тепло конденсации и абсорбции. В конденсатор 6 подается конденсат для образования пара, через перегородку переливается конденсат (неиспарившаяся часть). Постоянный уровень обеспечивается в зоне труб и поступает в конденсатор 8 самотеком. В сеть пара низкого давления поступает, образовавшийся в конденсаторах пар. При наличии аммиака в паре срабатывает сигнализация. Через штуцер сливной конденсатора 8 и перегородку отводится неиспарившийся конденсат в сеть

конденсата низкого давления. Автоматически регулируется уровень после перегородки конденсатора 8. В сепаратор 9 направляется из конденсатора 6 карбамат аммония ($T = 150 - 160\text{ }^{\circ}\text{C}$) отделяющийся от газов, который подается в реактор 3 эжектором 2. Аппараты дистилляции высокого давления имеют единую систему автоматического контроля состояния футеровки. От всех аппаратов азот подается в штуцера системы контроля, в 2 коллектора. Автоматический газоанализатор установлен на сбросе азота в атмосферу из коллектора [8].

1.4 Особенности аппаратного оформления процесса

Для максимизации объемной доли, занимаемой жидкой фазой, реакторы мочевины представляют собой в значительной степени пустые сосуды, в которые подаются реактивы и образуют мочевины по истечении определенного времени пребывания. В реакторах первого поколения не было тарелок, и в течение нескольких лет в них устанавливались внутренние конструкции, созданные несколькими лотками для просеивания (с большими отверстиями). Лотки выполняют в основном функцию устранения избыточного уровня обратного смешивания в реакторе и перераспределения паровой фазы в пузырьки после их коалесценции.

В настоящее время используются два основных типа реакторных лотков (тарелок), представленных на рисунке 7, каждый из которых характеризуется разной геометрической конфигурацией и, следовательно, разными рабочими характеристиками [9].

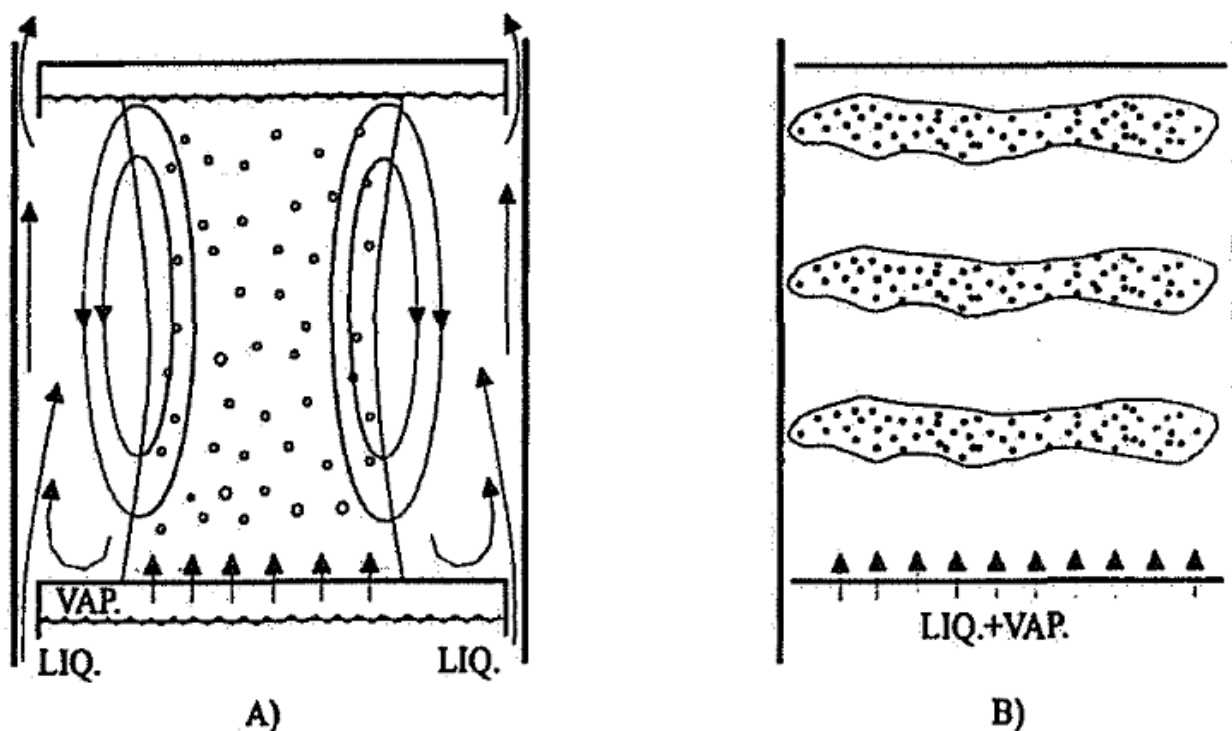


Рисунок 7 – Типы используемых тарелок в реакторе синтеза карбамида

Тип А: Под каждым лотком пары и жидкость отделяются; жидкость затем вынуждена проходить через внешнее кольцевое пространство между краем лотка и внутренней стенкой реактора. После образования сплошного слоя под лотком пары пересекают его перфорированную часть, образуя новую колонну пузырьков. Чистая жидкость увлекается и затем высвобождается, образуя крупногабаритные пузыри. Однако обмен между жидкостью и паром не является оптимальным по следующим причинам:

- часть жидкости, пересекающая внешнее кольцевое пространство, может переходить к следующему лотку без тщательного смешивания с паровой фазой;

- скорость потоков вихрей, пересекающих внутреннюю часть эмульсии, может быть очень низкой, что приводит к низкой эффективности конвективного транспорта. Чем больше вихрь, тем больше область низких скоростей.

Тип В: В этом случае одновременное прохождение газа и жидкости через отверстия невозможно. Поток газа/жидкости через отверстия лотков становится прерывистым; под днищем лотка образуется определенный слой газа, высвобождающий большой поток пузырьков, за которым следует непрерывная пульсация потока жидкости. Кроме того, в этом случае перемешивание между жидкостью и парами не является оптимальным, так как:

- пузырьки достаточно большие и могут коалесцироваться в более крупные пузырьки задолго до того, как они достигнут следующего лотка, что еще больше уменьшает границу раздела газа и жидкости;

- поток пузырьков в значительной степени остается отделенным от жидкой фазы, и поэтому рециркуляция в них не может происходить.

Разработаны более эффективные конструкции тарелок для повышения скорости передачи массы и энергии, которые улучшают геометрию лотка, реализуя лучшие схемы контакта фаз, уменьшая длину пути вихрей потоков в эмульсии. Новые конструкции спроектированы таким образом [10]:

- через лоток предусмотрены отдельные и распределенные пути. Они гарантируют устойчивый поток двух фаз и равномерный поток по всему объему реактора;

- распределительные пути конструируются таким образом, что достигалась очень высокая эффективность смешивания паров и жидкости. Следовательно, достигается очень высокий процент переноса массы и тепла внутри жидкой фазы.

- при соответствующей конструкции диаметр образующихся пузырьков пара меньше, чем в любой другой предварительной конструкции. Следовательно, увеличивается межфазная площадь поверхности и теплообмен (рисунок 8);

- создается гораздо большая поверхность обмена между эмульсией и чистой жидкостью;

-значительно меньшая длина путей рециркуляции потока в эмульсионную фазу.

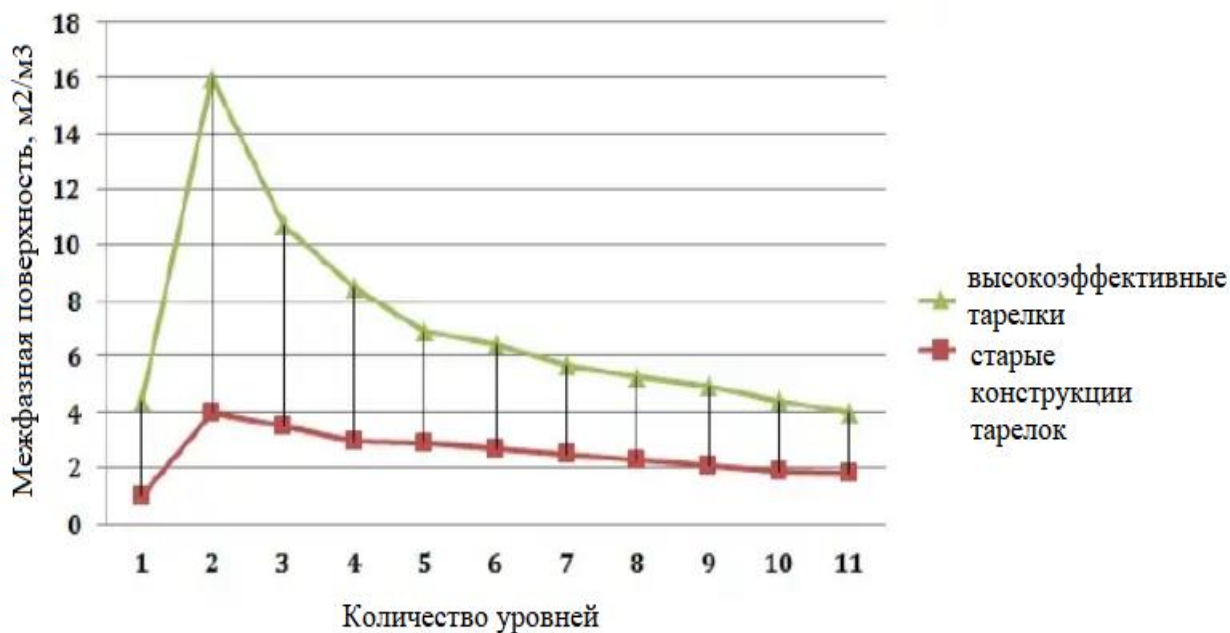


Рисунок 8 – Влияние конструкции тарелок на межфазную поверхность

Тарелки (рисунок 9) состоят из нескольких П-образных лунок с большими перфорациями для прохода жидкости на нижних участках и

малыми для прохода газа на наклонных и верхних участках. Благодаря этой уникальной конструкции образуются очень маленькие пузырьки, и, как следствие, получается очень высокая поверхность для массы и теплопередачи. Это преимущество сочетается с очень высокой эффективностью смешивания паров и жидкости.

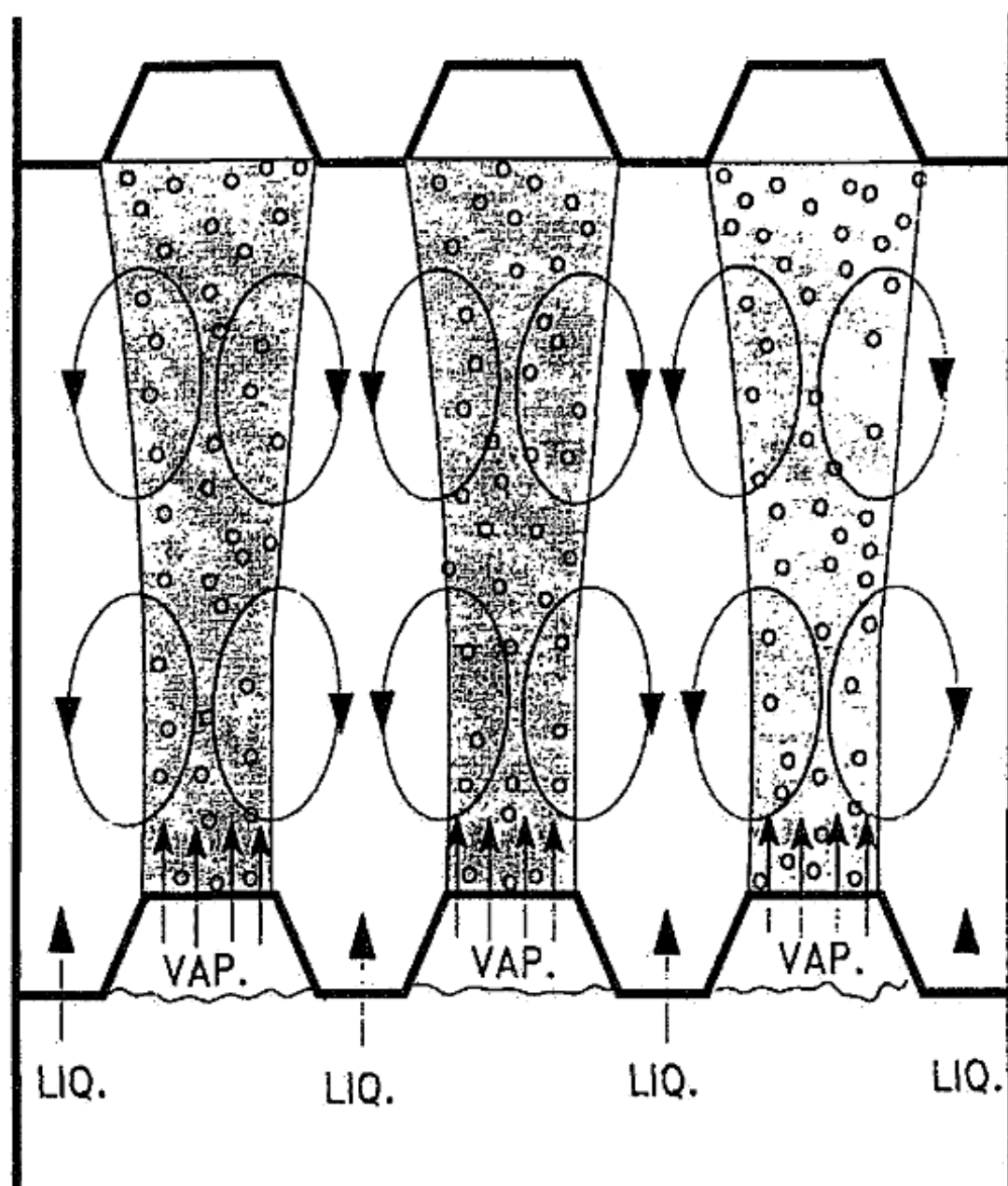


Рисунок 9 – Распределение потока внутри реактора с применением П-образных тарелок

В технологии Snamprogetti™ реактор синтеза мочевины характеризуется высоким соотношением аммиака и углекислого газа ($\text{NH}_3/\text{CO}_2 = 3,2 - 3,4$ мол.) и низким соотношением воды и углекислого газа (0,4 - 0,6 мол.). Внутри реактора установлено соответствующее количество тарелок очень простой конструкции для улучшения конверсии. В этих условиях конверсия диоксида углерода составляет 62÷64% от общего количества CO_2 , поступающего в реактор. Общая конверсия углекислого газа в секции высокого давления составляет 85-90% [11].

Реактор представляет собой барботажную колонну, что означает, что диоксид углерода и аммиак и раствор карбамата подаются в реактор снизу и выходят сверху. Такая установка вызывает характерное для реактора вытеснительное движение потока, а уникальные тарелки Snamprogetti™ помогают поддерживать такое движение. Тарелки обеспечивают равномерное распределение газа между ступенями и перемешивание реагентов.

Увеличенное время пребывания в сочетании с высокой рабочей температурой 188°C, давлением 150 бар и соотношением аммиака и углекислого газа, которое поддерживается на оптимальном уровне 3,2-3,67, обеспечивают высокую конверсию в реакторе (65%). Эти жесткие условия предполагают использование подходящего материала конструкций, таких как 25-22-2 CrNiMo с титановой или циркониевой футеровкой.

Характеристика реактора, используемого на предприятии ПАО «Тольяттиазот» представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Реактор синтеза карбамида [8]

Наименование оборудования, назначение	Материал	Техническая характеристика
Реактор для образования плава карбамида	Углеродистая сталь, футерованная нержавеющей сталью	Вертикальный аппарат высокого давления с П-образными тарелками. Количество тарелок – 14. Диаметр 2305 мм; Высота 38500 мм. Среда: плав карбамида, карбамат, диоксид углерода, аммиак. Давление рабочее: 140-165 кгс/см ² ; Температура рабочая: 170-189°С.

1.5 Аналитический контроль процесса

Таблица аналитического контроля представлена в таблице 4.

Таблица 4 – Аналитический контроль процесса [8]

Поток	Параметр	Значение	Частота контроля
Диоксид углерода на входе в цех	Содержание: - диоксида углерода - кислорода - горючих - серы - аммиака	$\geq 98,0$ % об. 0,5-0,6 % об. $< 0,05$ % об. < 1 мг/м ³ < 1 мг/м ³	1 раз в смену 1 раз в смену 1 раз в смену 1 раз в месяц 1 раз в неделю
Жидкая фаза на выходе из сепаратора карбамата	- аммиак - двуокись углерода	30-34% мас. 14-17% мас.	По требованию По требованию
Плав карбамида на выходе из реактора	- аммиак - двуокись углерода - карбамид	30-34 % мас. 14-17 % мас. ≥ 30 %	1 раз в сутки 1 раз в сутки 1 раз в сутки

В первом разделе моей работы дано обоснование что такое карбамид, для чего он необходим нам. Рассказывается про историю открытия и все возможные, с течением времени, способы синтеза карбамида. Изучены физико-химические основы процесса синтеза карбамида. Дано схематическое представление процесса. Изучены ГОСТы, которым должна соответствовать продукция выпускаемая предприятием. Описана технологическая схема получения карбамида реализованная на ПАО «Тольяттиазот». Изучено аппаратное оформление процесса, указаны недостатки используемых П-образных тарелок. Описаны способы аналитического контроля процесса.

2 Исследовательская часть

2.1 Патентный поиск

В патентах [12-15] описывается высокоэффективная конструкция тарелок реактора синтеза карбамида (рисунок 10). В таблице 5 представлена расшифровка обозначений рисунка 10.

Подробнее о конструкции крепления тарелок описано в патентах [12-15].

Характерным для описываемой конструкции тарелок является тройной гидродинамический эффект: газовый выравниватель, смесительный реактор и газораспределитель, которые описаны ниже.

Первый эффект применения такой конструкции заключается в равномерном распределении концентрации реагента легкой фазы по всей секции лотка. Таким образом, газообразные пузырьки, движущиеся вверх, "теряют память" о неравномерности предыдущей стадии реакции, а непрореагировавший CO_2 может равномерно подаваться на каждую чашку лотка.

Чашки ведут себя как несколько замкнутых реакционных объемов, в которых многофазные реагенты - углекислый газ и аммиак/карбамат - сильно завихряются внутри, достигая, таким образом, высокой степени смешивания. Каждая чашка выполняет роль статичного смесителя, в котором фазы сильно контактируют (рисунок 11).

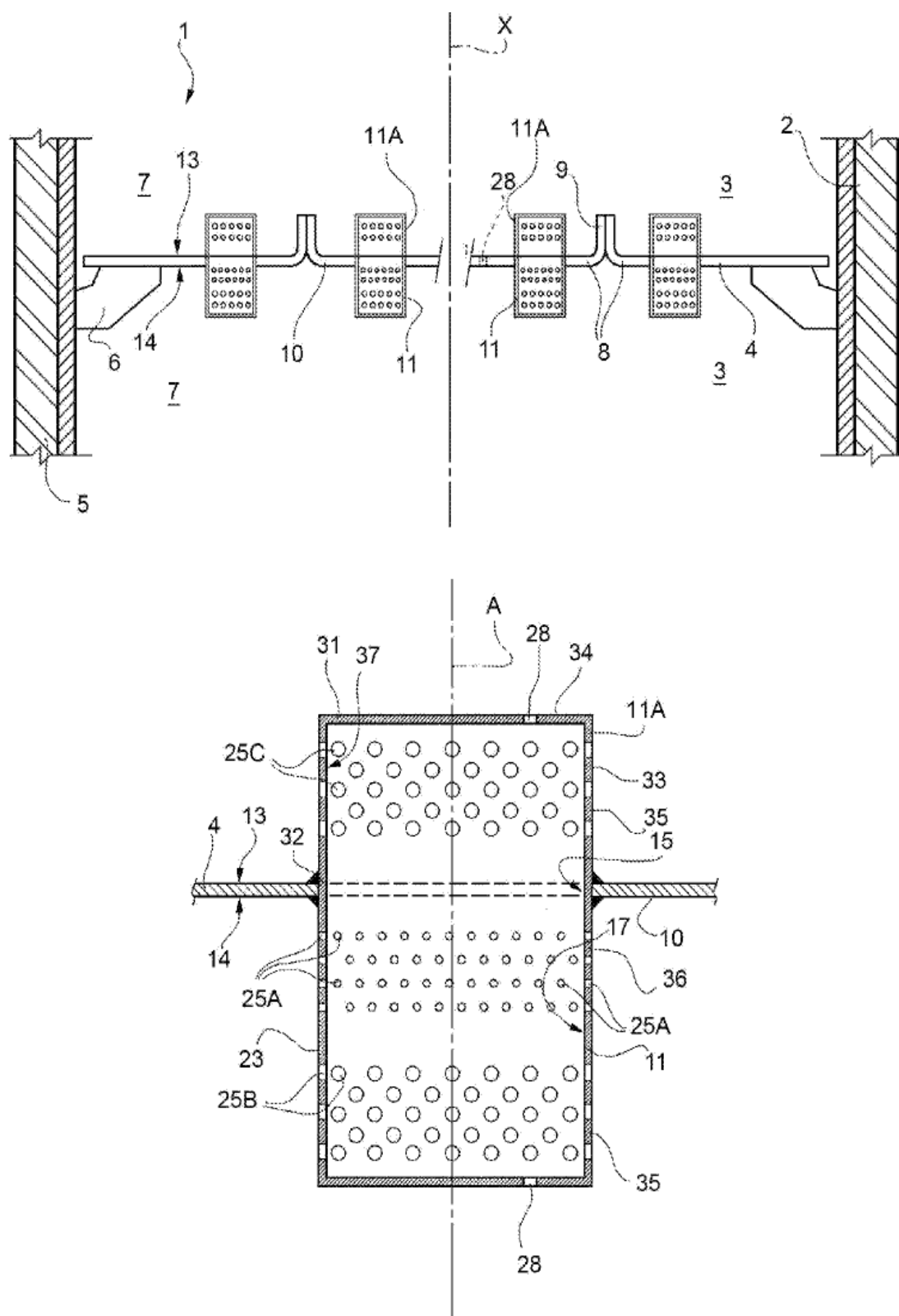


Рисунок 10 – Конструкция высокоэффективных тарелок синтеза карбамида

Таблица 5 – Обозначения к рисунку 10

Номер на рисунке	Значение	Номер на рисунке	Значение
1	Часть реактора	15	Отверстие
2	Корпус реактора	17	Полость
3	Реакционная камера	23	Боковая стенка
4	Тарелка	24	Донная стенка
5	Боковая стенка реактора	25A	Отверстия
6	Кронштейн	25B	отверстия
7	Отсек реакционной камеры	25C	Отверстия
8	Модульные съемные секции	28	Противозастойные отверстия
9	Крепежные детали	31	Верхний закрытый конец
10	Базовая пластина	32	Открытый нижний конец
11	Чашеобразные элементы	33	Боковая стенка
11A	Чашеобразные элементы	34	Верхняя торцевая стенка
13	Верхняя сторона базовой пластины	35	Выступающие части выше или ниже базовой пластины
14	Нижняя сторона базовой пластины	36	Трубчатый корпус

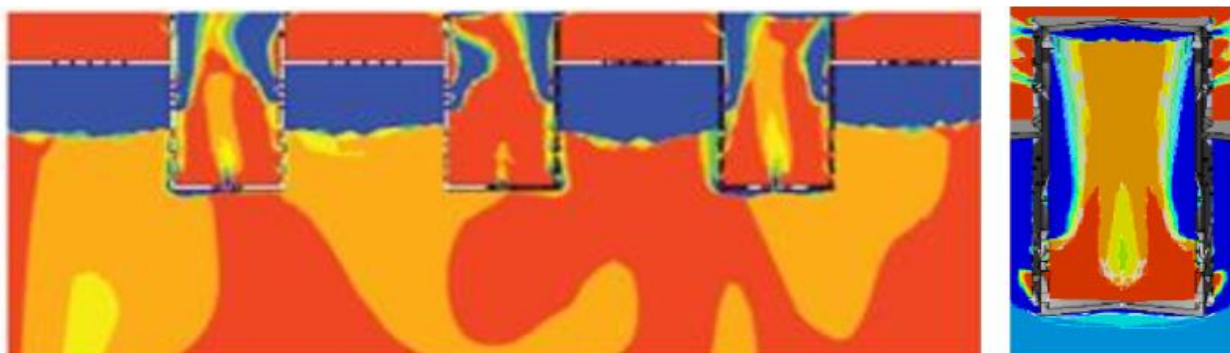


Рисунок 11 – Смещение потоков в чашеобразных тарелках реактора

2.2 Предлагаемый способ модернизации

Таким образом, в качестве способа оптимизации работы реакционной колонны карбамида предлагаем замену действующий П-образных тарелок на чашеобразные тарелки, описываемые в патентах [12-15].

Как показывает производственный опыт внедрения таких конструкций в реактор синтеза карбамида, замена двух действующих тарелок на предложенные конструкции увеличивает конверсию диоксида на 0,5%, при этом снижается потребление пара на 2%.

В зависимости от времени удержания можно ожидать увеличения конверсии CO_2 с незначительных до нескольких процентов, что приведет к увеличению потенциальной нагрузки установки с незначительных до примерно 5-10% и/или снижению расхода пара высокого давления с незначительных до примерно 50-100 кг/мт.

Во втором разделе моей работы я осуществил патентный поиск, в ходе которого была обнаружена высокоэффективная конструкция тарелок реактора синтеза карбамида. Описывается предлагаемый способ оптимизации работы реакционной колонны.

3 Расчетная часть

3.1 Материальный баланс проектного реактора

Схема материальных потоков реактора карбамида представлена на рисунке 12.

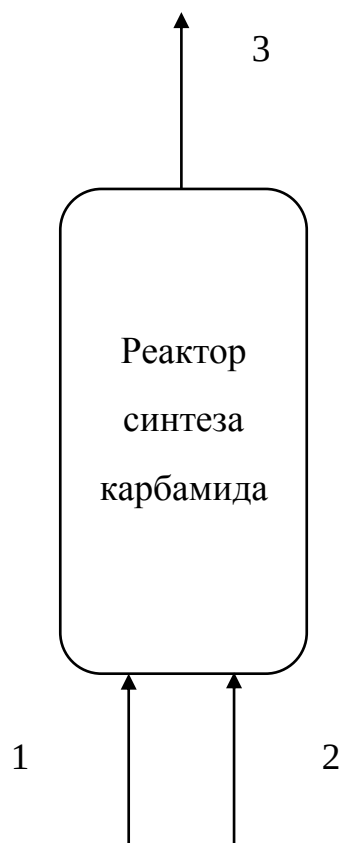


Рисунок 12 – Схема материальных потоков

Состав потоков 1 и 2 представлен в таблице 6.

Таблица 6 – Состав входящих в реактор потоков [8]

Компонент	Содержание, % мас.	
	Поток 1	Поток 2
CO ₂	99,13	25,00
NH ₃		62,44
H ₂ O		12,56
Инертные	0,87	
Итого:	100	100

Методики расчета представлены в литературе [16-19]

Расход аммиака в реактор составляет 107510 кг/ч.

Мольное соотношение $\text{NH}_3 : \text{CO}_2$, подаваемых в реактор, согласно данным материального баланса действующей установки, составляет 3,59.

Конверсия диоксида углерода действующей установки составляет 61,9%.

Предполагаем, что повышение конверсии диоксида углерода при установке тарелок модифицированной конструкции составит 5 %. Таким образом общая конверсия диоксида углерода составит 66,9%.

Мольный расход аммиака в реактор синтеза:

$$n_{\text{NH}_3 \text{ исх}} = \frac{M_{\text{NH}_3 \text{ исх}}}{\mu_{\text{NH}_3}}, \quad (1)$$

где $n_{\text{NH}_3 \text{ исх}}$ – мольный расход аммиака, кмоль/ч;

$M_{\text{NH}_3 \text{ исх}}$ – массовый расход аммиака, кг/ч;

$\mu_{\text{NH}_3} = 14$ кг/кмоль – молярная масса аммиака.

$$n_{\text{NH}_3 \text{ исх}} = \frac{107510}{14} = 7680,71 \text{ кмоль/ч}$$

Для расчета количества остальных компонентов потока 2 применяется следующая формула:

$$M_{i2} = \frac{M_{\text{NH}_3 \text{ исх}} \cdot w_i}{w_{\text{NH}_3 2}}, \quad (2)$$

где M_{i2} – массовый расход компонента в потоке 2, кг/ч;

w_i – массовое содержание компонента в потоке 2, % мас.;

$w_{\text{NH}_3 2}$ – массовое содержание аммиака в потоке 2, % мас.

$$M_{\text{CO}_2 2} = \frac{107510 \cdot 25,0}{62,44} = 43045,32 \text{ кг/ч}$$

$$M_{H_2O\ 2} = \frac{107510 \cdot 12.56}{62,44} = 21625,97 \text{ кг/ч}$$

Мольные расходы:

- диоксид углерода

$$n_{CO_2\ 2} = \frac{M_{CO_2\ 2}}{\mu_{CO_2}} \quad (3)$$

$$n_{CO_2\ 2} = \frac{43045,32}{44} = 978,3 \text{ кмоль/ч}$$

- вода

$$n_{H_2O\ 2} = \frac{M_{H_2O\ 2}}{\mu_{H_2O}} \quad (4)$$

$$n_{H_2O\ 2} = \frac{21625,97}{18} = 1201,44 \text{ кмоль/ч}$$

Из исходного мольного соотношения аммиак : диоксид углерода найдем количество диоксида углерода, подаваемого потоком 1:

$$3,59 = \frac{n_{NH_3 \text{ исх}}}{(n_{CO_2\ 1} + n_{CO_2\ 2})}$$

$$3,59 = \frac{6324,12}{(x + 978,3)}$$

$$3,59 \cdot x = 6324,12 - 3512,10$$

$$x = n_{CO_2\ 1} = 783,29 \text{ кмоль/ч}$$

Массовый расход диоксида углерода в потоке 1:

$$M_{CO_2\ 1} = n_{CO_2\ 1} \cdot \mu_{CO_2} \quad (5)$$

$$M_{CO_2\ 1} = 783,29 \cdot 44 = 34464,76 \text{ кг/ч}$$

Содержание инертных компонентов в потоке 1:

$$M_{ин\ 1} = \frac{M_{CO_2\ 1} \cdot w_{ин\ 1}}{w_{CO_2\ 1}} \quad (6)$$

$$M_{\text{ин } 1} = \frac{34464,76 \cdot 0,87}{99,13} = 302,47 \text{ кг/ч}$$

Конверсия диоксида углерода принимаем 66,9 %. Тогда, количество прореагировавшего диоксида:

$$M_{\text{CO}_2 \text{ р}} = (M_{\text{CO}_2 \text{ 1}} + M_{\text{CO}_2 \text{ 2}}) \cdot \frac{66,9\%}{100\%}$$

$$M_{\text{CO}_2 \text{ р}} = (34464,76 + 43045,32) \cdot \frac{66,9\%}{100\%} = 51854,24 \text{ кг/ч}$$

$$n_{\text{CO}_2 \text{ р}} = \frac{51854,24}{44} = 1178,50 \text{ кмоль/ч}$$

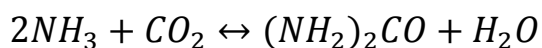
Количество диоксида углерода в потоке 3:

$$M_{\text{CO}_2 \text{ 3}} = (M_{\text{CO}_2 \text{ 1}} + M_{\text{CO}_2 \text{ 2}}) - M_{\text{CO}_2 \text{ р}} \quad (7)$$

$$M_{\text{CO}_2 \text{ 3}} = (34464,76 + 43045,32) - 51854,24 = 25655,84 \text{ кг/ч}$$

$$n_{\text{CO}_2 \text{ 3}} = \frac{25655,84}{44} = 583,09 \text{ кмоль/ч}$$

Суммарная реакция процесса:



Количество вступившего в реакцию аммиака:

$$n_{\text{NH}_3 \text{ р}} = 2 \cdot n_{\text{CO}_2 \text{ р}} \quad (8)$$

$$n_{\text{NH}_3 \text{ р}} = 2 \cdot 1178,50 = 2357,01 \text{ кмоль/ч}$$

Количество аммиака потока 3:

$$n_{\text{NH}_3 \text{ 3}} = n_{\text{NH}_3 \text{ исх}} - n_{\text{NH}_3 \text{ р}} \quad (9)$$

$$n_{\text{NH}_3 \text{ 3}} = 6324,12 - 2357,01 = 3967,11 \text{ кмоль/ч}$$

$$M_{\text{NH}_3 \text{ 3}} = 3967,11 \cdot 17 = 67440,87 \text{ кг/ч}$$

Количество образовавшегося карбамида:

$$n_{\text{к-д}} = n_{\text{CO}_2 \text{ р}} = 1178,50 \text{ кмоль/ч}$$

$$M_{\text{к-д}} = 1178,50 \cdot 60 = 70710 \text{ кг/ч}$$

Количество воды, образовавшейся в результате реакции:

$$n_{H_2O} = n_{CO_2 p} = 1178,50 \text{ кмоль/ч}$$

$$M_{H_2O} = 1178,50 \cdot 18 = 21213 \text{ кг/ч}$$

Общее количество воды в потоке 3:

$$n_{H_2O 3} = n_{H_2O 2} + n_{H_2O} \quad (10)$$

$$n_{H_2O 3} = 1201,44 + 1178,50 = 2379,94 \text{ кмоль/ч}$$

$$M_{H_2O 3} = 2379,94 \cdot 18 = 42838,92 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс процесса представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Материальный баланс проектного реактора синтеза карбамида

Компонент	кмоль/ч	кг/ч	% мас.	Компонент	кмоль/ч	кг/ч	% мас.
Поток 1:				Поток 3:			
- CO ₂	783,29	34464,76	99,13	- Карбамид	1178,50	70710	34,17
- Инертные		302,47	0,87	- CO ₂	583,09	25655,84	12,40
Поток 2:				- NH ₃	3967,11	67440,87	32,59
- NH ₃	6324,12	107510	62,44	- H ₂ O	2379,94	42838,92	20,70
- CO ₂	978,3	43045,32	25,0	- Инертные		302,47	0,15
- H ₂ O	1201,44	21625,97	12,56				
Итого:	9287,2	206948		Итого:	8108,64	206948	100

3.2 Тепловой баланс процесса

Схема тепловых потоков представлена на рисунке 12.

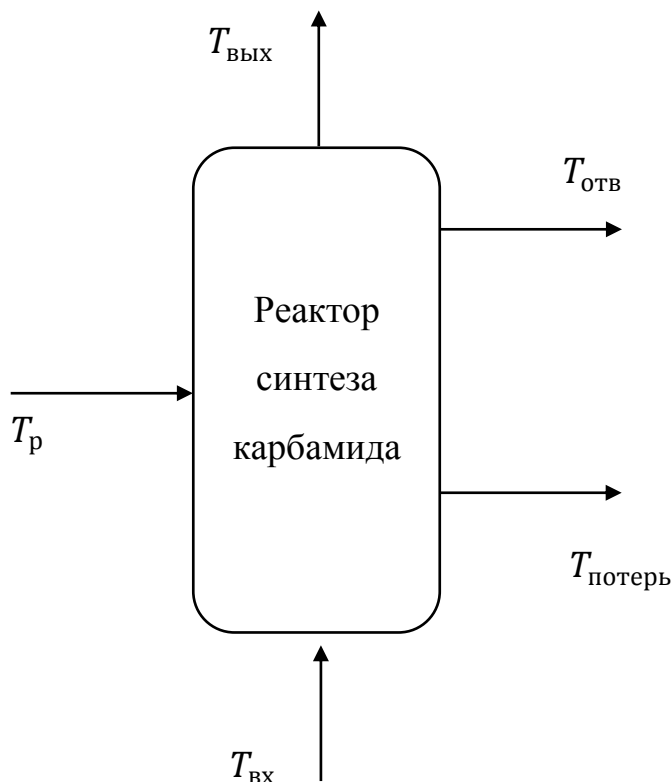


Рисунок 13 – Схема тепловых потоков

Общее уравнение теплового баланса экзотермического процесса синтеза карбамида:

$$T_p + T_{\text{ВХ}} = T_{\text{ВЫХ}} + T_{\text{потерь}} + T_{\text{ОТВ}}, \quad (11)$$

где T_p – тепло реакции синтеза карбамида;

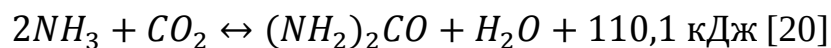
$T_{\text{ВХ}}$ – тепло входящих потоков аммиака и диоксида углерода;

$T_{\text{ВЫХ}}$ – тепло плава карбамида, покидающего реактор;

$T_{\text{потерь}}$ – потери теплоты в окружающую среду;

$T_{\text{ОТВ}}$ – тепло, отводимое из реактора теплоносителем.

Тепловой эффект реакции:



Соответственно, при образовании 1178,50 кмоль/ч (1178500 моль/ч) карбамида тепло экзотермической реакции будет рассчитываться по формуле:

$$T_p = 110,1 \cdot 1178500 = 129752850 \text{ кДж/ч}$$

Тепло входящих в реактор потоков:

$$T_{\text{вх}} = T_{CO_2} + T_{NH_3} + T_{H_2O} \quad (12)$$

Теплом инертных компонентов можно пренебречь, т.к. их содержание в реакционной массе составляет 0,15%.

Тепло каждого компонента смеси можно рассчитать по формулам:

$$T_k = M_k \cdot c_k \cdot t, \quad (13)$$

где M_k – масса компонента, кг/ч;

c_k – удельная теплоемкость компонента, кДж/кг·град;

t – температура потока, °C.

$$T_k = n_k \cdot C_k \cdot t, \quad (14)$$

где n_k – количество компонента, кмоль/ч;

C_k – удельная теплоемкость компонента, кДж/кмоль·град.

Теплоемкости компонентов, поступающих в реактор:

- Диоксид углерода при температуре 150°C

$$C_{CO_2 \text{ 150}} = 41,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{град}} \quad [21]$$

- Диоксид углерода при температуре 120°C

$$C_{CO_2 \text{ 120}} = 40,9 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{град}} \quad [21]$$

- Жидкий аммиак при температуре 120°C

$$C_{NH3\ 120} = 7,89 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} [22]$$

- Вода при температуре 120°C

$$C_{H2O\ 120} = 4,25 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град}$$

Тогда:

$$T_{\text{вх}} = 41,9 \cdot 783,29 \cdot 150 + (40,9 \cdot 978,3 + 7,89 \cdot 107510 + 4,25 \cdot 21625,97) \cdot 120 = 4922977,65 + 11401907,6 = 114110058,45 \text{ кДж/ч}$$

Теплоемкость компонентов, покидающих реактор при температуре 190°C:

- водный раствор карбамида

$$C_{\text{р к-д}} = 3,27 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} [23]$$

- аммиак

$$C_{NH3\ 190} = 8,3 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} [22]$$

- диоксид углерода

$$C_{CO2\ 190} = 43,6 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль} \cdot \text{град}} [21]$$

Тогда тепло потока 3:

$$T_{\text{вых}} = 3,27 \cdot (70710 + 42838,92) \cdot 190 + (8,3 \cdot 67440,87 + 43,6 \cdot 583,09) \cdot 190 = 163093513,54 \text{ кДж/ч}$$

Приход тепла в реактор:

$$T_{\text{пр}} = T_{\text{р}} + T_{\text{вх}} \quad (15)$$

$$T_{\text{пр}} = 129752850 + 114110058,45 = 243862908,45 \text{ кДж/ч}$$

Потери тепла принимаем 5% от прихода:

$$T_{\text{потерь}} = 0,05 \cdot 243862908,45 = 12193145,42 \text{ кДж/ч}$$

Тепло, отводимое теплоносителем:

$$T_{\text{отв}} = 243862908,45 - 163093513,54 - 12193145,42$$

$$= 68576249,49 \text{ кДж/ч}$$

Тепловой баланс процесса представлен в таблице 8.

Таблица 8 – Тепловой баланс

Поток	кДж/ч	%	Поток	кДж/ч	%
T_p	129752850	53,2	$T_{\text{вых}}$	163093513	66,9
$T_{\text{вх}}$	114110058	46,7	$T_{\text{потерь}}$	12193145	5,0
			$T_{\text{отв}}$	68576250	28,1
Итого:	243862908	100	Итого:	243862908	100

3.3 Расчет основных размеров реактора синтеза карбамида

Объем плава карбамида, подаваемого в реактор:

$$V_{\text{к-д}} = \frac{M_3}{\rho_3}, \quad (16)$$

где M_3 – массовый расход потока 3, кг/ч;

$\rho_3 = 1090 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – плотность плава.

$$V_{\text{к-д}} = \frac{206948}{1090} = 189,89 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем рабочей зоны реактора составляет:

$$V_p = V_{\text{к-д}} \cdot \tau, \quad (17)$$

где $\tau = 0,75$ – время контактирования, ч.

$$V_p = 189,89 \cdot 0,75 = 142,42 \text{ м}^3$$

Скорость течение среды в реакторе принимаем 0,01 м/с. Определим площадь поперечного сечения колонны по формуле:

$$F_k = \frac{142,42}{3600 \cdot 0,01} = 3,95 \text{ м}^2$$

Диаметр реактора синтеза карбамида рассчитывается следующим образом:

$$D_{\text{к-д}} = \sqrt{\frac{4 \cdot F_k}{\pi}} \quad (18)$$

$$D_{\text{к-д}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,95}{3,14}} = 2,24 \text{ м}$$

Высота рабочей зоны реактора:

$$h = \frac{V_p}{F_k} \quad (19)$$

$$h = \frac{142.42}{3,95} = 36 \text{ м}$$

Общая высота колонны рассчитывается по формуле:

$$H_{\text{к-д}} = h + h_1 + h_2,$$

где $h_1 = 1,5$ и $h_2 = 1$ м- высота верхней и нижней части реактора, соответственно.

$$H_{\text{к-д}} = 36 + 1,5 + 1 = 38,5 \text{ м}$$

Таким образом, рассчитанные размеры аппарата синтеза карбамида соответствуют размерам действующего реактора. Следовательно, замена аппарата не требуется.

3.4 Прочностной расчет реактора

Параметры работы аппарата:

- 1) Расчетное давление $P_p = 16,5$ МПа
- 2) Расчетная температура $T_p = 195^\circ\text{C}$
- 3) Диаметр аппарата $D_p = 2,3$ м

Характеристика материала, применяемого в конструкции реактора представлены в таблице 9.

Таблица 9 – Материал реактора и его характеристики

Материал	Элемент реактора	$[\sigma]_{20}/[\sigma]_t$
12X18H10T	Обечайка корпуса, днища, крышки, фланцы, патрубки	1.07
	гайки, болты	

Пробное давление:

$$P_{\text{проб}} = 1,25 \cdot P_p \cdot [\sigma]_{20}/[\sigma]_t$$
$$P_{\text{проб}} = 1,25 \cdot 16,5 \cdot 1,07 = 22 \text{ МПа}$$

Расчетная толщина стенки:

$$S = \frac{P_p \cdot D_p}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi_p - P_p}, \quad (20)$$

где D_p – диаметр аппарата, м;

$[\sigma] = 172$ МПа – допускаемое напряжение;

φ_p – коэффициент прочности сварного шва.

$$S = \frac{16,5 \cdot 2,3}{2 \cdot 172 \cdot 1 - 16,5} = 0,1158 \text{ м}$$

Прибавка к толщине стенки:

$$C = C_{\text{кор}} + C_{\text{эр}} + C_{\text{доп}}, \quad (21)$$

где $C_{\text{кор}} = 1$ мм – поправка на коррозию;

$C_{\text{эр}} = 0,8$ мм – поправка на эррозию;

$C_{\text{доп}} = 0$ – минусовой допуск по толщине листа стали.

$$C = 1 + 0,8 = 1,8 \text{ мм}$$

Суммарная толщина стенки:

$$S + C = 115,8 + 1,8 = 117,6 \text{ мм}$$

Примем толщину стенки равной $S_p = 200$ мм.

Тогда допустимое внутреннее избыточное давление:

$$P_{\text{изб}} = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot (S_p - C)}{D_p + S_p - C}$$

$$P_{\text{изб}} = \frac{344 \cdot (200 - 1,8)}{2300 + 200 - 1,8} = 27,2 \text{ МПа}$$

Допустимое избыточное давление превышает значение пробного давления, т.о. расчеты верны.

Для толщины стенок, равной 200 и более мм, должно выполняться следующее условие:

$$\frac{S_p - C}{D_p} \leq 0,1 \quad (22)$$

$$\frac{200 - 1,8}{2300} = 0,086 \leq 0,1$$

Следовательно, условие соблюдается.

Определим диаметр отверстия, не требующего укрепления:

$$(23)$$

$$d_{\text{отв}} = 2 \cdot \left(\frac{(S_p - C)}{(S + C)} - 0,8 \right) \cdot \sqrt{D_p \cdot (S_p - C)}$$

$$d_{\text{отв}} = 2 \cdot \left(\frac{(200 - 1,8)}{117,6} - 0,8 \right) \cdot \sqrt{2300 \cdot (200 - 1,8)} = 1195 \text{ мм}$$

Таким образом, для установки штуцеров диаметром менее 1195 мм дополнительного укрепления не требуется.

В третьем разделе моей работы я произвожу расчеты материального баланса проектного реактора и теплового баланса процесса, предложенная мною оптимизация позволит увеличить конверсию CO_2 на 5%. Рассчитаны основные размеры реактора синтеза и прочностной расчет реактора, замена аппарата не требуется.

Заключение

В представленной работе предложена возможность оптимизации узла синтеза карбамида на предприятии ПАО «Тольяттиазот». А именно, замена тарелок действующего реактора на высокоэффективные чашеобразные тарелки.

В работе рассматриваются основные физико-химические закономерности процесса получения карбамида. На установке ПАО «Тольяттиазот» синтез осуществляется при температуре 180-190°C, давлении 14-16 МПа и соотношении аммиак : диоксид углерода 2,95-4. Конверсия диоксида составляет не менее 60%.

Представлено описание технологической схемы процесса. Рассмотрены основные конструкции реактора синтеза карбамида. Действующий реактор представляет собой вертикальный аппарат высокого давления с П-образными тарелками. Количество тарелок 14 штук.

Предложена замена П-образных тарелок реактора на высокоэффективные чашеобразные. Предложенная конструкция отличается улучшенными показателями массо- и теплообмена за счет выполнения чашками тарелок функции реактора идеального смешения.

Рассчитаны материальный и тепловой балансы проектируемого реактора синтеза карбамида. Предложенное в работе решение позволит увеличить конверсию диоксида углерода на 5 %.

Произведен прочностной и конструкционный расчеты реактора. Вычислена минимальная толщина стенки реактора, максимальное отверстие для установки штуцеров. Рассчитанные размеры аппарата синтеза карбамида соответствуют размерам действующего реактора. Следовательно, замена аппарата не требуется.

Список используемых источников

1. Meessen, J. H. Urea. In Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry; Wiley-VCH Verlag GmbH & Co: Weinheim, 2012; Vol. 37, pp 657-695.
2. Urea Production and Purification. CHBOST-09/ University of Groningen, 2016. – P. 233.
3. J. C. Copplestone, C. M. Kirk. Ammonia and urea production / Chemicals-A-Ammonia and Urea. URL: <https://nzic.org.nz/app/uploads/2017/10/1A.pdf> (дата обращения: 01.04.2020).- Режим доступа: свободный
4. Production of urea and urea ammonium nitrate / Best Available Techniques for Pollution Prevention and Control in the European Fertilizer Industry. Booklet No. 5 of 8. URL: http://www.productstewardship.eu/fileadmin/user_upload/user_upload_prodstew/documents/Booklet_nr_5_Production_of_Urea_and_Urea_Ammonium_Nitrate.pdf (дата обращения: 03.04.2020).- Режим доступа: свободный
5. Островский С.В. Совершенствование технологической схемы производства карбамида с целью снижения производственных потерь карбамида и сырья / Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета, 2009 г. – С. 5-12.
6. Кучерявый В.И., Лебедев В.В. Синтез и применение карбамида / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. – Л. : Химия, 1970, 448с.
7. Жестков С. В. Разработка высокоинтенсивной энергосберегающей технологии карбамида / Диссертация на соиск. уч. ст. канд. техн. наук. – Нижний Новгород, 2000.
8. ПОСТОЯННЫЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РЕГЛАМЕНТ производства карбамида мощностью 960 тыс. тонн в год поставки фирмы "Снампрожетти" Италия / ПАО «Тольяттиазот», 1999 г.
9. F. Zardi. Urea Reactor Trays to Increase Plant Capacity and Efficiency / AMMONIA TECHNICAL MANUAL/ - 1997. С. 147-156.

10. F. Zardi. Urea Reactor High Efficiency trays / 1UreaKnowHow Revamp Guide Vol. 0, 2018. Pp. 1-11.
11. Prem Baboo. Reactor kinetics & different types of urea reactor high efficiency trays / National fertilizers Ltd. – India, 2015. - P. 16.
12. US2014/0171686. Urea reactor tray, reactor, and production process / Ugo Avagliano, Lino Carlessi, Dalmine // Patent Application Publication. – 2012. – 11 p.
13. Патент РФ 2 606 126 С2. Тарелка реактора для получения мочевины, реактор и способ получения мочевины. КАРЛЕССИ Лино, АВАЛЬЯНО Уго/ САИПЕМ С.п.А., 2014. – 14 с.
14. US 9,192,902 B2. Urea reactor tray, reactor, and production process / Ugo Avagliano, Lino Carlessi, Dalmine // United States Patent. – 2014. – 11 с.
15. EP 2 992 940 B1. Urea reactor tray, reactor, and production process / Ugo Avagliano, Lino Carlessi // Saipem S.p.A., 2017. – 15 с.
16. Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза. М: Химия, 1988. – 272 с.
17. Павлов. К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л: Химия, 1987. – 576 с.
18. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского М: Химия 1991. – 496 с.
1. 19. Методические указания по курсовому проектированию/ ТГУ; Сост.: В. Е. Стацюк, И. В. Цветкова. Тольятти, 2006. 17с.
20. Мельников Е.Я., Салтанова В.П., Наумова А.М. Технология неограниченных веществ и минеральных удобрений: Учебник для техникумов. – М.: Химия, 1983. – 432 с.
21. Рабинович О. М. Сборник задач по технической термодинамике. – М. : Машиностроение, 1973. – 344 с.
22. Голубев И.Ф., Кияшова В.П. Теплофизические свойства аммиака. – М. : Изд-во стандартов, 1978 г. – 264 с.

23. РД 26–14 –88. Сосуды аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Элементы теплообменных аппаратов.

24. Сосуды и трубопроводы высокого давления : справочник / [авт. коллектив Е. Р. Хисматулин и др.]. -Москва : Машиностроение, 1990. -383 с. : ил.

25. ГОСТ 14249-89 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. – М. : Изд-во стандартов, 1989.