

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)

18.04.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки)

Экобиотехнология

(направленность (профиль))

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
(МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ)**

на тему Совершенствование технологии переработки жидкого плава производства карбамида в ПАО «ТОАЗ»

Студент

А.Н. Ульянов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Научный
руководитель

к.т.н., доцент, П.П. Капустин

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

Тольятти 2021

Оглавление

Введение.....	3
Глава 1 Литературный обзор в области использования технологий производства карбамида.....	6
1.1 Описание существующих технологий производства карбамида.....	6
1.2 Анализ существующих методов дистилляции.....	20
1.3 Описание узла дистилляции среднего давления производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»	26
Глава 2 Оптимизация технологии производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»	37
2.1 Предложения по оптимизации узла дистилляции среднего давления	37
2.2 Расчет материального баланса.....	49
2.3 Расчет теплового баланса конденсатора среднего давления.....	58
2.4 Расчет градирни.....	59
2.5 Расчет безвозвратных потерь воды	63
2.6 Расчет выбросов аммиака по проектному и базовому вариантам ...	64
2.7 Техничко-экономическое обоснование проекта.....	67
Заключение	82
Список используемой литературы	84

Введение

Актуальность и научная значимость настоящего исследования

В современном мире существует тенденция увеличения производства карбамида, жидких азотных удобрений и минеральных удобрений, содержащих, наряду с другими элементами, азот (комплексных минеральных удобрений).

Производство азотных удобрений осуществляется на крупных предприятиях, что обосновано сложностью технологического цикла и необходимостью выпуска продукции в значительных количествах.

Повышение спроса на карбамид и стоимости чистой воды для использования ее в технологическом процессе требует от предприятия разработки мероприятий, позволяющих повысить рентабельность производства, снизить расходы на непроизводственные нужды и уменьшить стоимость продукции.

Одним из способов решения этих проблем является внедрение схем водопользования, позволяющих снизить объёмы потребления чистой воды из систем водоснабжения. Реализовать такую схему возможно за счет внедрения водооборотной охлаждающей системы, в состав которой входит градирня в качестве охлаждающего оборудования. Применение данного оборудования позволит улучшить не только экономические показатели предприятия, но и снизить антропогенную нагрузку на окружающую среду.

Объект исследования: производство карбамида ПАО «ТольяттиАзот».

Предмет исследования: узел дистилляции среднего давления.

Цель исследования: снижение выбросов аммиака в окружающую среду за счет оптимизации технологии переработки жидкого плава в производстве карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

Гипотеза исследования: установка градирни «мокрого» типа на узле дистилляции среднего давления позволит снизить выбросы аммиака в

окружающую среду и снизить объем потребления обессоленной воды в процессе производства карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

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

1. Провести анализ возможных способов снижения выбросов аммиака в окружающую среду в процессе переработки жидкого плава.
2. Совершенствование технологии переработки жидкого плава для обеспечения снижения негативного воздействия на окружающую среду и использования принципов ресурсосбережения.
3. Расчет технико-экономических показателей оптимизации технологии переработки жидкого плава в производстве карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

Теоретико-методологическую основу исследования составили: научные труды отечественных и зарубежных ученых: Сергеева Ю.А., Чиркова А.В., Лаптева А.Г., Жесткова С.В., Коджима Ю., Япагава Т..

Базовыми для настоящего исследования явились также: работы Островского С.В. «Совершенствование технологической схемы производства карбамида с целью снижения производственных потерь карбамида и сырья», Ведьгаевой И.А. «Устройство и расчет промышленных градилен», Сергеева Ю.А. «Карбамид: свойства, производство, применение».

Методы исследования: проведение анализа литературных источников, проведение сравнительного анализа технологий, проведение расчетов материального, теплового балансов и расчета технико-экономических показателей.

Опытно-экспериментальная база исследования: статистические данные для расчетов были наработаны специалистами производства карбамида ПАО «ТольяттиАзот» узла дистилляции среднего давления и экспертами ОАО «НИИК».

Научная новизна исследования заключается в оптимизации технологического процесса за счет внедрения оборудования по охлаждению водооборотной воды и аммиака.

Теоретическая значимость исследования заключается в анализе способов получения плава при производстве карбамида, путей снижения температуры энергоносителей.

Практическая значимость исследования заключается в подтверждении повышения технико-экономических показателей при производстве карбамида и снижении воздействия на окружающую среду за счет использования ресурсосберегающих технологий.

Достоверность и обоснованность результатов исследования подтверждено расчетами материального и теплового баланса узла дистилляции среднего давления и расчета градирни.

Личное участие автора заключается в проведении исследования способов снижения воздействия на окружающую среду. Проведение расчётов материального, теплового балансов и представление технико-экономического обоснования оптимизации технологии переработки жидкого плава в производстве карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

Апробация и внедрение результатов работы проводились в научном журнале «Инновации, Наука. Образование», №34 в мае 2021 года путем опубликования статьи «Совершенствование технологии переработки жидкого плава производства карбамида в ПАО «ТОАЗ».

На защиту выносятся: предложение по оптимизации узла дистилляции среднего давления за счет внедрения градирни в процессе переработки жидкого плава в производстве карбамида на ПАО «ТольяттиАзот».

Структура магистерской диссертации. Работа состоит из введения, 2 глав, заключения, содержит 22 рисунка, 9 таблиц, список использованной литературы (32 источника). Основной текст работы изложен на 84 страницах.

Глава 1 Литературный обзор в области использования технологий производства карбамида

1.1 Описание существующих технологий производства карбамида

В настоящее время практически 90% производимого в мире карбамида направляется в сельское хозяйство в виде азотосодержащего удобрения. Среди всех существующих удобрений карбамид содержит наибольший объем азота и доступен для общего использования. Содержащийся в карбамиде аммиак легко поддается усваиванию растениями, что способствует их росту. Карбамид может служить не только твердым удобрением, но и жидким при его растворении в воде. Однако, рекомендуется применять гранулированный карбамид.

Применение карбамида в химической промышленности нашло место при изготовлении карбамидоформальдегидных концентратов и карбамидоформальдегидных смол, применяемых при производстве панелей из древесных материалов.

Для снижения объемов содержания окислов азота в отходящих газах при сжигании дизельного топлива в избирательных каталитических и не каталитических восстановлениях (ИНКВ, ИКВ) применяется карбамид. Это осуществляется путем впрыскивания водного раствора карбамида непосредственно в систему выхлопа. Образующийся аммиак вступает в реакцию с оксидом азот за счет процесса гидролиза, а затем в каталитическом нейтрализаторе преобразуется в воду и азот.

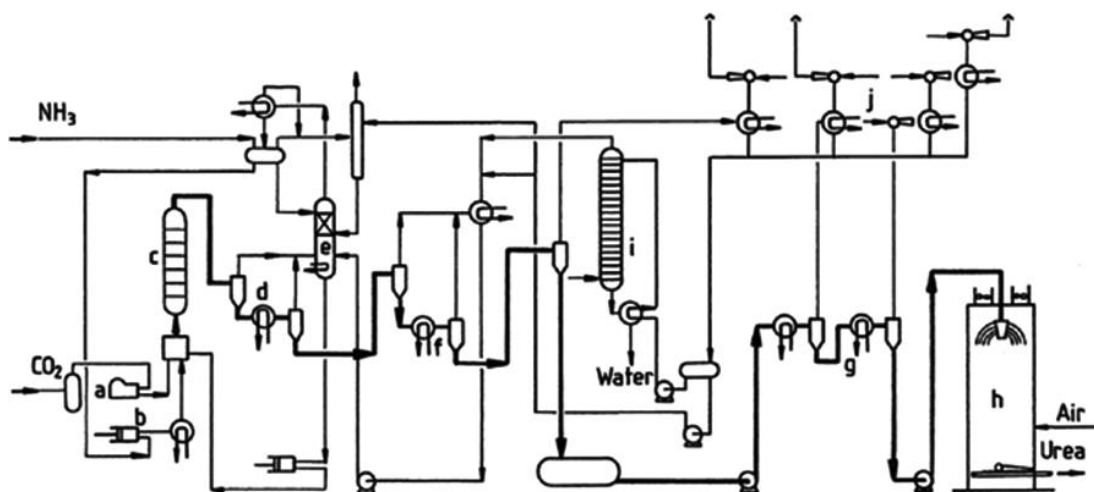
Карбамида используется:

- для подкормки животных включается в рацион питания как источник азота, стимулирующий рост;
- для борьбы с обледенением дорог: заменяет каменную соль и не вызывает коррозию;
- как косметическое средство (шампуни, кондиционеры, крема);

- в составе отбеливающих средств для зубов;
- в составе моющих средств для посуды;

В 1940-1960-х годах был разработан технологический процесс производства карбамида, на основании которого произошло дальнейшее развитие технологий. Данный процесс позволил строить крупные производства карбамида вне зависимости от расположения предприятий - источников сырья (синтетического аммиака и углекислого газа).

Типичная технологическая схема такого традиционного процесса приведена на рисунке 1.



- а) компрессор CO_2 ; (b) аммиачный насос высокого давления; (c) карбамидный реактор; (d) декомпозиер среднего давления; (e) колонна для отделения аммиака от карбамата; (f) декомпозиер низкого давления; (g) испаритель; (h) гранулирование; (i) десорбер (очиститель сточных вод); (j) секция вакуумной конденсации

Рисунок 1 – Процесс производства карбамида

Для приближения реакции синтеза карбамида (медленная стадия) используется реактор (c), в котором компоненты пребывают требуемое время. Выходящая из реактора смесь содержит воду и продукты, которые не вступили в реакцию: карбамат аммония, небольшой объем углекислого газа и избыточный аммиак.

Для того, чтобы протекал процесс образования карбамида, в реакторе поддерживают температуру 190 – 220°C и давление 20–25 МПа. При этом вводится избыточное количество аммиака: соотношение NH_3/CO_2 в поступающей в реактор смеси составляет 4,0 – 6,0.

«Ниже по потоку от реактора с карбамидом давление раствора для синтеза карбамида снижалось, и его пропускали в декомпозиер среднего давления (d). Это был теплообменник с паровым нагревом, в котором содержание остаточного карбамата аммония в растворе для синтеза карбамида разлагалось на аммиак и диоксид углерода. При пониженном давлении аммиак и диоксид углерода выпадали из раствора в форме пара. Отходящие газы из этого разложителя направляли в колонну разделения аммиака и карбамата (e). Здесь осуществляли процесс дистилляции, в результате чего получали жидкий нижний продукт, состоящий из раствора карбамата аммония в воде и парового верхнего продукта, содержащего чистый аммиак. Это было достигнуто путем использования чистого жидкого аммиака в качестве флегмы в верхней части колонны. Продукт с верхним паром (чистый аммиак) конденсировали в аммиачных конденсаторах. Чтобы обеспечить возможность использования обычной промышленной охлаждающей воды для конденсации этого аммиака, давление в этом конденсаторе должно быть не менее 18 - 21 бар. Это требование устанавливает нижний предел рабочего давления всей секции ТР в этих процессах.

Конденсированный аммиак возвращался в реактор вместе с подачей свежего аммиака из пределов батареи через аммиачные насосы высокого давления. Нижний продукт колонны (e), водный раствор карбамата аммония в воде, возвращали в реактор синтеза через насосы карбамата высокого давления. Важно отметить, что рециркуляция аммиака практически не содержит воды, но этот рециркулированный CO_2 (поскольку он находится в форме карбамата аммония) неизбежно связан с рециркуляцией воды в секцию синтеза» [1].

«Вода в реакторе оказывает очень вредное влияние на достижимый выход карбамида за проход. В этих традиционных процессах достижение высокой конверсии CO_2 за проход является более важным, чем достижение высокой конверсии аммиака за проход, поскольку рециркуляция CO_2 связана с рециркуляцией воды, а рециркуляция аммиака - нет. Вот почему обычные процессы требуют такого высокого отношения $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$ в секции синтеза. С точки зрения теплового баланса можно видеть, что тепло, выделяемое по реакции (3), используется главным образом для нагрева плава до требуемой высокой температуры синтеза.

После секции рециркуляции среднего давления (СД) раствор карбамида еще раз подвергали разложению оставшегося карбамата аммония в секции рециркуляции низкого давления, обычно работающей при 3-6 бар. Выходя из этой секции рециркуляции низкого давления, раствор карбамида практически не содержал карбамат аммония. В последующей секции выпаривания оставшийся раствор карбамида и воды разделяли на расплав карбамида и водяной пар. Из-за необходимости минимизировать побочные реакции (образование биурета и гидролиз), это испарение должно было проводиться в условиях вакуума. Полученный расплав карбамида затем направляли в отделочную часть, которая в те дни обычно представляла собой гранулирующую башню, где расплав превращался в твердые частицы карбамида.

Водяной пар, отделенный в секции испарения, был сконденсирован и затем подвергнут отгонке с водяным паром в десорбере (i) для удаления оставшегося аммиака и диоксида углерода.

Стриппинг-процессы

Крупный прорыв в технологии производства карбамида стал значительным шагом вперед по сравнению с традиционными процессами полного повторного использования с точки зрения, как эффективности, так и количества необходимого оборудования» [1].

«Их главная особенность заключается в том, что основная рециркуляция не превращенного карбамата аммония и избытка аммиака происходит при давлении синтеза.

На рисунке 2 показана общая блок-схема секции высокого давления (НР) (цикл синтеза) процесса десорбции карбамида. Можно выделить три основных этапа процесса, все из которых работают практически при одном и том же давлении: реакция карбамида, отгонка и конденсация карбамата. Конденсация карбамата здесь используется для описания комбинированного процесса переноса сверхкритических (газообразных) компонентов NH_3 и CO_2 в жидкую фазу и последующей реакции с образованием карбамата аммония в этой жидкой фазе в соответствии с реакцией (3). В некоторых процессах зачистки три этапа процесса выполняются в отдельных элементах оборудования, в других эти этапы процесса могут быть в некоторой степени интегрированы в комбинированные элементы оборудования» [1].

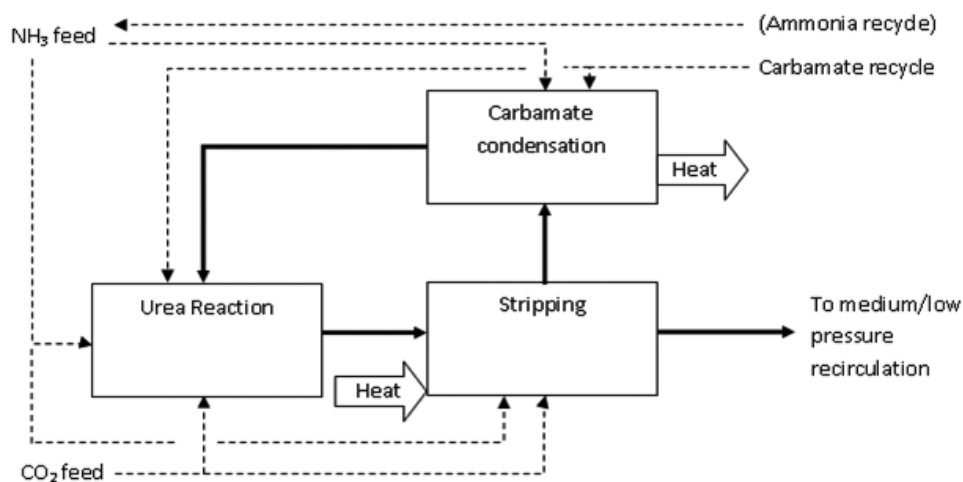


Рисунок 2 – Общая схема стриппинг процессов

«На стадии реакции смесь карбамида, воды и непрореагировавшего материала (карбамата аммония, избытка аммиака и диоксида углерода), называемая раствором синтеза карбамида, направляется на стадию десорбции, которая по существу представляет собой теплообменник

высокого давления, где трубный карбамат разлагается при том же давлении, что и синтез, и нагревается на стороне оболочки паром СД. Здесь основная часть карбамата аммония разлагается и превращается в газообразную (сверхкритическую) фазу. Отходящие газы со стадии десорбции направляются на стадию конденсации карбамата, которая также работает при том же уровне давления, что и остальная часть секции синтеза» [1].

«Для усиления разложения карбамата и выделения пара в исходных процессах отгонки в качестве отгоночного агента в технологическую сторону декомпозиера вводили диоксид углерода или аммиак, поэтому его называют десорбером. В других так называемых процессах термического десорбирования или самоударения вводимый агент не вводится, однако эти процессы все еще классифицируются как процессы десорбции, поскольку они включают в себя тот же принцип, при котором на трех стадиях процесса синтез карбамида, разложение непрореагировавшего карбамата и последующего карбамата конденсацию проводят при практически одинаковом давлении.

Как и стриппер, конденсатор карбамата является теплообменником высокого давления, но охлаждается с одной стороны питательной водой котла. На этом этапе процесса газы конденсируются, после чего происходит первая реакция Базарова (образование карбамата аммония). Тепло, выделяемое в этой реакции, обычно восстанавливается в виде пара низкого давления.

В различных промышленных процессах с карбамидом потоки сырья NH_3 и CO_2 могут подаваться на любой из этих технологических этапов. Любой из них, как упомянуто, может быть использован в качестве десорбера. Кроме того, в некоторых процессах подача жидкого аммиака приводит в действие эжектор жидкости-жидкости» [1].

«Основное различие между процессами десорбции и традиционными процессами заключается в том, что основной цикл проводится при полном давлении синтеза и через газовую фазу, что означает, что этот основной цикл

теперь (практически) свободен от воды. Лишь небольшая часть непрореагировавшего карбамата аммония и избыточного аммиака рециркулируется в виде водного раствора со ступеней рециркуляции МР и LР. В результате низкой рециркуляции воды процессы десорбции достигают высокого выхода карбамида за проход через секцию синтеза.

Другое преимущество процессов десорбции состоит в том, что, поскольку основная часть конденсации карбамата происходит при существенно более высоком давлении, чем в обычном процессе, выделяемое тепло имеет достаточно высокую температуру, чтобы использовать ее в последующих секциях установки. Как уже упоминалось, это тепло используется для производства пара низкого давления, который повторно используется в последующих секциях установки, таких как разложение карбамата низкого давления, испарение раствора карбамида и очистка сточных вод - все функции, которые в обычных процессах выполняются на импортируемом паре. Таким образом, внедрение процессов десорбции позволило значительно снизить энергозатраты на производство карбамида.

На рынке лицензирования доступно несколько процессов зачистки. Различия между ними связаны с типом используемого отпаривающего агента, способом ввода потоков подачи и рециркуляции в цикл синтеза, конструкцией элементов оборудования, компоновкой секции синтеза и интеграцией основных этапов процесса» [1].

«Процессы отгонки Stamicarbon

Stamicarbon, компания, основанная в Нидерландах, была первой компанией, которая начала процесс зачистки в 1960-х годах. В процессе отгонки Stamicarbon CO₂, необходимый для производства карбамида, вводится в качестве отгоночного агента в отпарной аппарат. Первое поколение этого процесса отгонки CO₂ также имело следующие характерные особенности» [1].

«Конденсация в секции высокого давления была разделена между двумя элементами оборудования: конденсатором карбамата высокого

давления и скруббером высокого давления, который очищает отходящий газ из основного реактора.

Гравитационный поток использовался в качестве движущей силы для рециркуляции в цикле синтеза.

Конденсация с падающей пленкой использовалась в конденсаторе карбамата высокого давления.

Ввиду высокой эффективности удаления карбамата, достигнутой при использовании CO_2 в качестве десорбера в стриппере высокого давления, ступень рециркуляции МП не была обеспечена, и потребовалась только небольшая ступень рециркуляции низкого давления после стриппера.

По той же причине отдельная рециркуляция аммиака не требовалась.

Компания «Stamicarbon» представила процесс удаления CO_2 второго поколения под названием Urea 2000plus. Процесс осуществляется в двух вариантах, называемых концепцией конденсатора бассейна и концепцией реактора бассейна, соответственно.

В концепции бассейн конденсатора (рисунок 5), вертикальная shelland - трубка НР конденсатор карбамата первоначального процесса был заменен заполненной жидкостью горизонтальным сосудом с U-образной трубкой охлаждения пучка. Конденсация в бассейне - это технология, в которой жидкая фаза является непрерывной фазой. Газы из отпарной колонны, включающие подачу CO_2 и отходящие газы от разложения карбамата аммония, рассеиваются в виде пузырьков в ванне с жидкостью, которая представляет собой смесь карбаматного раствора и подачи жидкого аммиака, с которой поступающий CO_2 мгновенно реагирует с образованием свежего карбамата аммония» [1].

Конденсация в бассейне дает некоторые преимущества по сравнению с конденсацией в падающей пленке.

Конденсация в бассейне приводит к усиленному теплообмену по сравнению с пленочной конденсацией. Введение пузырьков в жидкую фазу создает некоторую турбулентность. Как хорошо известно из теории о

пограничных слоях в теплообмене, турбулентность является ключевым фактором для получения высокого коэффициента теплообмена. На практике это означает, что можно либо уменьшить поверхность теплообмена, что снижает первоначальные инвестиционные затраты, либо производить пар низкого давления при более высоком давлении, что снижает потребление энергии, либо немного и того, и другого.

В то время как улучшенная теплопередача является общим преимуществом конденсации в бассейне, особенно для технологии с карбамидом, есть дополнительное преимущество: поддержание массы жидкости в конденсаторе означает, что карбамат аммония остается там достаточно долго для значительной доли это реагировать на карбамид и воду (реакция (4)). Они менее летучие, чем исходные материалы, что позволяет использовать конденсатор в бассейне при более высокой температуре на стороне процесса. И это позволяет дополнительно уменьшить необходимую площадь теплообмена и/или дополнительно увеличить давление пара низкого давления.

В версии реактора бассейного типа Stamicarbon Карбамид 2000plus процесса (рисунок 3), главный реактор и бассейн конденсатор объединены в одной горизонтальной емкости: в реакторе бассейна. Помимо преимуществ конденсации в бассейне, упомянутых выше, интеграция двух основных элементов оборудования предлагает дальнейшее сокращение необходимых первоначальных инвестиций» [1].

«Следует отметить, что в обеих концепциях основное оборудование контура синтеза (реактор, десорбер и конденсатор) расположено таким образом, что циркуляция между ними обеспечивается гравитацией, поэтому в контуре не требуются насосы или компрессоры. Это уменьшает не только начальные инвестиции, но также и требования к обслуживанию и потребление энергии.

В 2008 году компания «Stamicarbon» представила еще один вариант процесса удаления CO₂ под названием AVANCORE_. В процессе отгонки

AVANCORE_ CO₂ компания «Stamicarbon» представила две новые концепции: улучшенную компоновку секции синтеза и превосходный конструкционный материал для работы с карбамидом: Safurex_.

В схеме AVANCORE_ реактор расположен на уровне земли, что обеспечивает дальнейшее снижение первоначальных инвестиционных затрат, а также упрощает техническое обслуживание. В выбранной схеме, несмотря на расположение на низком уровне, гравитационный поток поддерживается в качестве движущей силы для циркуляции в потоке рециркуляции синтеза. Таким образом, процесс AVANCORE_ сочетает в себе преимущества низкоуровневой компоновки оборудования для тяжелого синтеза с низкой потребностью в энергии гравитационного потока» [1].

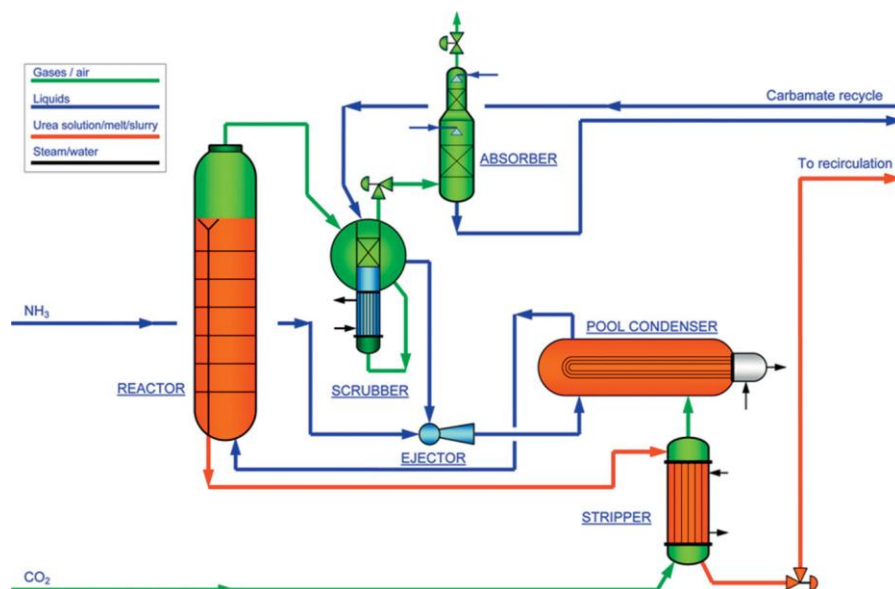


Рисунок 3 – Процесс отгонки CO₂ Stamicarbon Urea 2000plus: концепция конденсатора в бассейне

Борьба с коррозией в Stamicarbon

«В целом ряде проектов, в которых реализована концепция Stamicarbon Urea 2000plus®, был накоплен опыт использования нового конструкционного материала Safurex®. С введением процесса AVANCORE® компания Stamicarbon объявила, что этот конструкционный материал доказал свое превосходство над старыми конструкционными материалами, так что

Safurex® теперь является стандартным конструкционным материалом для секций синтеза карбамида Stamicarbon.

Еще в 1950-х годах исследователь Stamicarbon Ван Ваес сделал важное открытие в технологии карбамида: добавление небольших количеств окислителя (например, кислорода) в карбаматную среду значительно повышает коррозионную стойкость нержавеющей стали [3]. Это открытие значительно увеличило срок службы оборудования и позволило использовать относительно простые нержавеющие стали в качестве конструкционных материалов вместо редких и дорогих альтернатив, которые были опробованы ранее. Более полувека аустенитные нержавеющие стали успешно использовались в сочетании с добавлением небольшого количества воздуха в подачу CO_2 для синтеза карбамида. Затем было объявлено о значительном улучшении в борьбе с коррозией при работе с карбамидом: Safurex _» [1].

«Safurex _ - это дуплексная (аустенитная / ферритная) нержавеющая сталь, разработанная Stamicarbon в сотрудничестве с Sandvik Materials Technology. Его состав и микроструктура оптимизированы для борьбы с коррозионно-индуцированной коррозией при работе с карбамидом. Основным преимуществом Safurex _ является его высокая коррозионная стойкость при низкой концентрации кислорода, что позволяет значительно снизить расход воздуха на завод карбамида. Кроме того, Safurex _ демонстрирует превосходные механические свойства. В результате Safurex _ требует меньших инвестиций по сравнению с традиционными конструкционными материалами и предлагает практически не требующий ухода завод по производству карбамида со значительно более длительным сроком службы, чем любой другой коммерчески доступный процесс производства карбамида.

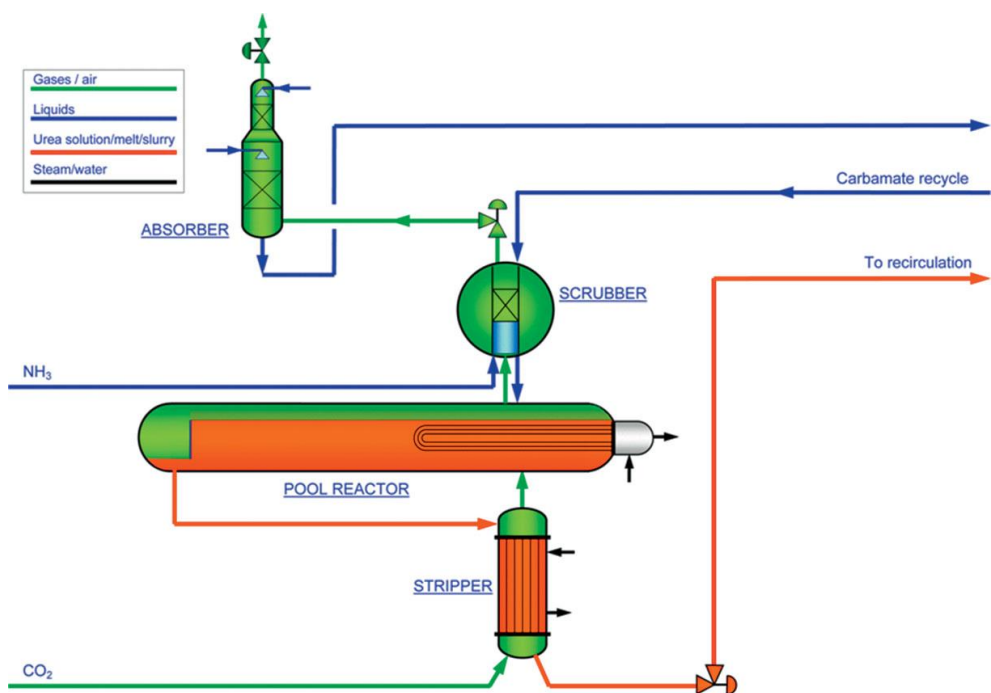


Рисунок 4 – Процесс отгонки CO₂ Stamicarbon Urea 2000plus: концепция бассейнового реактора

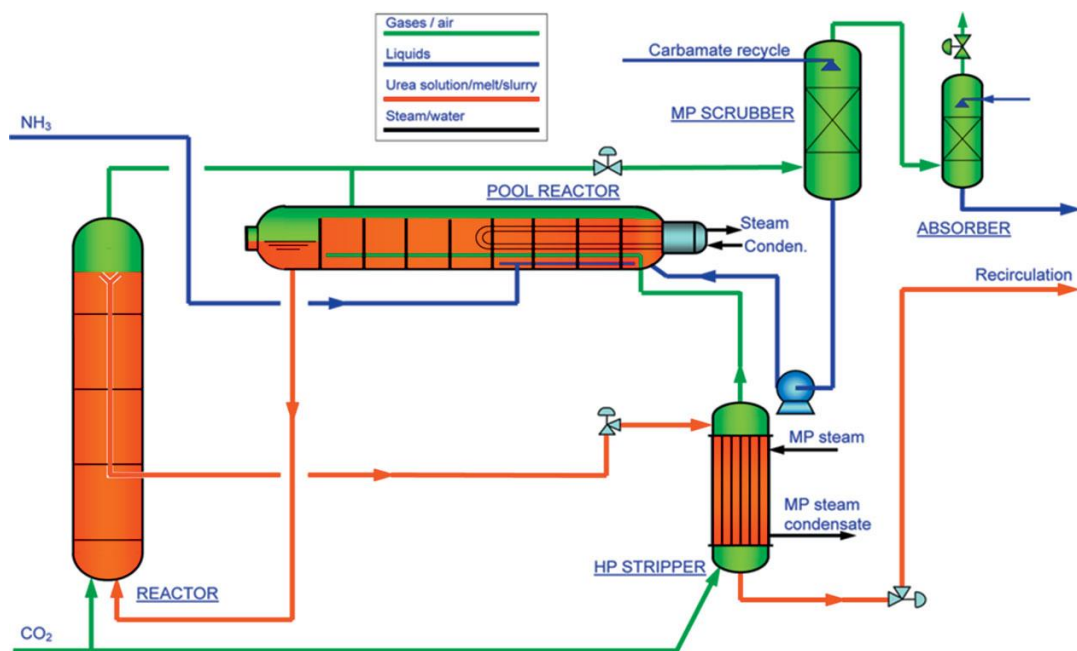


Рисунок 5 – Процесс отгонки CO₂ Stamicarbon AVANCORE

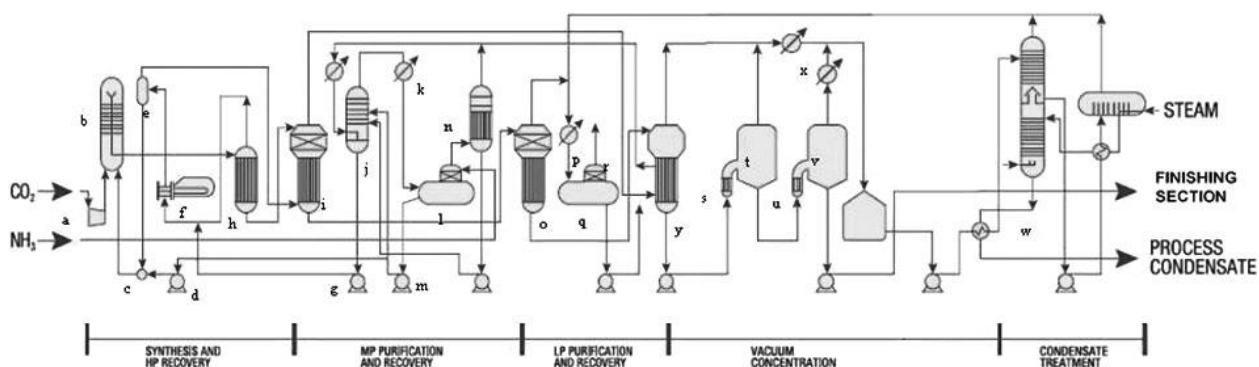
Процесс отгонки Snamprogetti (рисунок 6) [4] использует термическую отгонку без дополнительного отгоночного агента на стороне трубы. Это «означает, что в стриппере требуется относительно высокая температура. По сравнению с отгонкой CO_2 термическая отгонка приводит к более высокой эффективности удаления CO_2 из раствора для синтеза карбамида. Но из-за более высоких температур, необходимых в десорбере, эффективность удаления аммиака ограничена, что делает необходимым включение в процесс секции очистки и восстановления МР. Чтобы справиться с относительно высокой рециркуляцией аммиака из этой секции МР обратно в контур синтеза, необходимо включить ректификационную колонну для отделения аммиака / карбамата в секцию МР процесса. Утверждается, что этот технологический раздел МР обеспечивает большую гибкость установки, позволяя работать в широком диапазоне соотношений $\text{NH}_3 / \text{CO}_2$.

Еще одна характеристика в Снампроджетти секции синтеза является его горизонтальное расположение, что означает, что НР эжектора (с) необходим для привода циркуляции в реактор-стриппер-конденсатор-контур реактора.

Относительно высокая температура в термическом десорбере (h) не позволяет использовать нержавеющие стали в качестве конструкционных материалов для десорбционных труб высокого давления. Вместо этого Snamprogetti предлагает ряд альтернатив для эффективной борьбы с коррозией. На первых промышленных предприятиях Snamprogetti использовала титан в качестве материала для труб. В конце 80-х годов титан был заменен биметаллическими трубами, состоящими из двух коаксиальных труб: внешней трубки из 25-22-2 Cr-Ni-Mo и внутренней трубки из циркония. Недавно были разработаны и реализованы новые опции для конструкции десорбера Snamprogetti: стриппер полного циркония и стриппер OMEGABOND_» [1].

«В отделителе для полного удаления циркония как футеровка, так и трубы изготовлены из циркония, который оказался совершенно устойчивым

к эрозии и коррозии. Трубки OMEGABOND_ (разработанные в сотрудничестве с ATI Wah Chang, США) используют многолетний опыт использования титанового десорбера. Ограничения, возникающие в результате эрозии полных титановых труб, преодолеваются путем использования труб, полученных экструзией титановых (внешних) и циркониевых (внутренних) заготовок, образующих металлургическую связь между двумя материалами.



а) компрессор CO_2 ; (b) реактор; (c) эжектор; (d) аммиачный насос; (e) сепаратор; (f) конденсатор карбамата; (g) карбаматный насос; (h) стриппер; (i) МР-декомпозер; (j) ректификационная колонна; (k) аммиачный конденсатор; (l) аммиачный буферный сосуд; (m) аммиачный обратный насос; (n) поглотитель МР; (o - r) секция восстановления LP; (s - v) секция испарения; (w) секция обработки конденсата

Рисунок 6 – Процесс производства карбамида Snamprogetti

Стриппинг-процессы TEC

Японская компания Toyo Engineering Corporation (TEC) лицензировала варианты традиционного процесса получения карбамида вплоть до 1980-х годов, когда TEC объявила о собственной технологии очистки, которая называется ACES-процесс (Advanced process for Cost and Energy Saving) [5]. Недавно TEC объявила о последней версии этого процесса вскрытия под названием ACES21_» [1].

«Процессы ACES применяют отгонку CO_2 в секции синтеза. В своей последней версии (ACES21_) в секции синтеза конденсат применяется в

вертикальном погруженном конденсаторе карбамата (VSCC). Раствор карбамата из этого VSCC подается в реактор с помощью эжектора, приводимого в движение жидким аммиаком высокого давления. Раствор карбамида, выходящий из реактора, подают в отпарную камеру, где непрореагировавший карбамат аммония термически разлагается, а избыток аммиака и диоксида углерода отделяют отгонкой CO_2 . Раствор очищенного карбамида направляют на стадию разложения МР для дальнейшей очистки. Использование принудительной циркуляции в контуре синтеза карбамида позволяет ТЕС использовать низкоуровневую схему.

ТЕС является пионером в применении дуплексных нержавеющей сталей на заводах по производству карбамида. Его последняя разработка в этой области - это дуплексная нержавеющая сталь DP28W_, материал, разработанный в сотрудничестве с Sumitomo Metal Industries Ltd. Утверждается, что DP28W_ значительно улучшил коррозионную стойкость по сравнению с обычными дуплексными сталями. Кроме того, материал демонстрирует отличные пассивирующие свойства в растворах карбамида карбамида» [1].

1.2 Анализ существующих методов дистилляции

«Физико-химические основы производства мочевины во многих известных схемах в своём принципе похожи. Их главное различие является различие по принципу в способах использования газов дистилляции, таких как NH_3 и CO_2 - непрореагировавших за одиночный проход сквозь реактор карбамида.

По способам применения непрореагировавших аммиака и двуокиси углерода, все современные методы производства мочевины можно разделить на следующие схемы:

- разомкнутые – это схемы одного прохода, без рециркуляции непрореагировавших в карбамид газов дистилляции;

- полузамкнутые - схемы с неполным рециклом непрореагировавших газов;
- замкнутые - схемы с полным рециклом непрореагировавших газов.

Здесь так же можно выделить:

- схемы с прямым рекомпримированием не конвертированных газов;
- схемы с предварительным разделением возвращаемых в процесс синтеза аммиака и двуокиси углерода;
- схемы с жидкостным рециклом аммиака и двуокиси углерода в виде карбамата аммония;
- схемы с жидкостным возвращением непрореагирующих NH_3 и CO_2 в виде водных растворов угле аммонийных солей» [1].

«Главное отличие однопроходных, и разомкнутых систем в том, что не превращённые в мочевины аммиак и двуокись углерода после их извлечения из плава карбамида в процессе дистилляции не возвращаются на вторичное использование их для синтеза мочевины, они направляются как отходы производства и на переработку в различные вещества. Это самые простые по своей схеме и требуют меньше всего капитальных вложений по сравнению с другими схемами. Но и указанные преимущества данных схем будут справедливы лишь сравнительно к предприятиям с относительно небольшой мощностью. Исходя из этого следует, что главным минусом этой схемы есть малый процент использования реагентов (32-37% NH_3 и 47-53% CO_2), поэтому есть потребность в кооперировании с другим производством по утилизации аммиака в дальнейшие продукты» [1].

«Главное различие полузамкнутых систем является то, что аммиак и двуокись, не конвертируемые за одиночный проход в мочевины, после их извлечения из раствора карбамида в процесс дистилляции выводятся из цикла производства частично. Оставшаяся часть возвращается в реактор карбамида и остается в системе синтезе карбамида. Данные процессы с

неполным возвратом аммиака, основанные на рецикле аммиака, были использованы в разных странах и дают возможности разрабатывать схемы, уже более совершенные с полным возвратом аммиака и двуокиси углерода.

Сущность замкнутых схем с рециркуляцией газов является то, что NH_3 и CO_2 , не превращённые в мочевины, направляются после их извлечения из плава карбамида в колонне дистилляции напрямую в компрессор и возвращаются в производственную схему. Данный метод был проверен на лабораторной установке, но по причине высоких энергозатрат широкого распространения не получил» [1].

Следует подчеркнуть, что в процессе Snaprogetti нет необходимости осуществлять строгий контроль за соотношением NH_3 , CO_2 .

Наличие части при среднем давлении обеспечивает гибкость установки, которой можно управлять при самых разнообразных соотношениях NH_3 , CO_2 , при этом избыток аммиака в потоке карбамида из генератора утилизируется и конденсируется на стадии среднего давления/

Конструктивное устройство колонны дистилляции среднего давления

«Колонна дистилляции представляет собой вертикальный аппарат, состоящий из трех частей:

- верхняя - сепарирующая часть заполнена кольцами Рашига и имеет кольцевой распределитель раствора с тангенциальным вводом;
- подогреватель, расположенный в средней части, представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник пленочного типа, каждая трубка которого имеет патрубок с тангенциально расположенными боковыми отверстиями.
- нижняя часть - сборник раствора предназначен для поддержания уровня в аппарате. Сюда также вводится поток газа сепаратора 14-MV-2» [3].

«При стекании раствора по трубкам при температуре 155-165 °C за счет тепла парового конденсата, подаваемого в межтрубное пространство подогревателя колонны дистилляции из конденсатоотводчика 14-MV-4, и

массообмена с восходящими газами происходит разложение карбамата аммония и отгонка аммиака, CO_2 и паров воды.

В пленочных аппаратах раствор движется вдоль поверхности теплообмена в виде тонкой пленки.

Пленочные аппараты с вертикальными трубами состоят из пучка кипятельных труб, обогреваемых снаружи паром и присоединенных вверху к сепаратору. Жидкость подается снизу, причем уровень ее поддерживается на $1/4 - 1/5$ высоты труб. Остальная часть высоты труб заполнена парожидкостной смесью, расслаивающейся на пленку жидкости (около стенок) и пар (в центре). Трением о струю пара жидкая пленка увлекается вверх; поэтому такие аппараты часто называют аппаратами с поднимающейся пленкой» [3].

Слой нерегулярной насадки- металлические кольца Рашига (рисунок 7) – предназначен для улавливания капель раствора карбамида из отходящих газов.



Рисунок 7 – Кольца Рашига

Аппарат сварной конструкции переменного диаметра $D=2400\text{мм}$ и $D=1200\text{мм}$. Соединение диаметров осуществляется с помощью конической отбортованной обечайки с центральным углом при вершине 70° .

Теплообменный аппарат пленочного типа, установленный в среднюю часть колонны дистилляции, состоит из следующих конструктивных элементов:

- трубная решетка толщиной $S_p = 105\text{ мм}$;
- теплообменные трубы размерами $25 \times 3,5 \times 6000\text{ мм}$ в количестве 1083 шт;
- поперечные перегородки, предназначенные для исключения прогиба труб и повышения интенсивности теплообмена.

Схема крепления показана на рисунке 8.

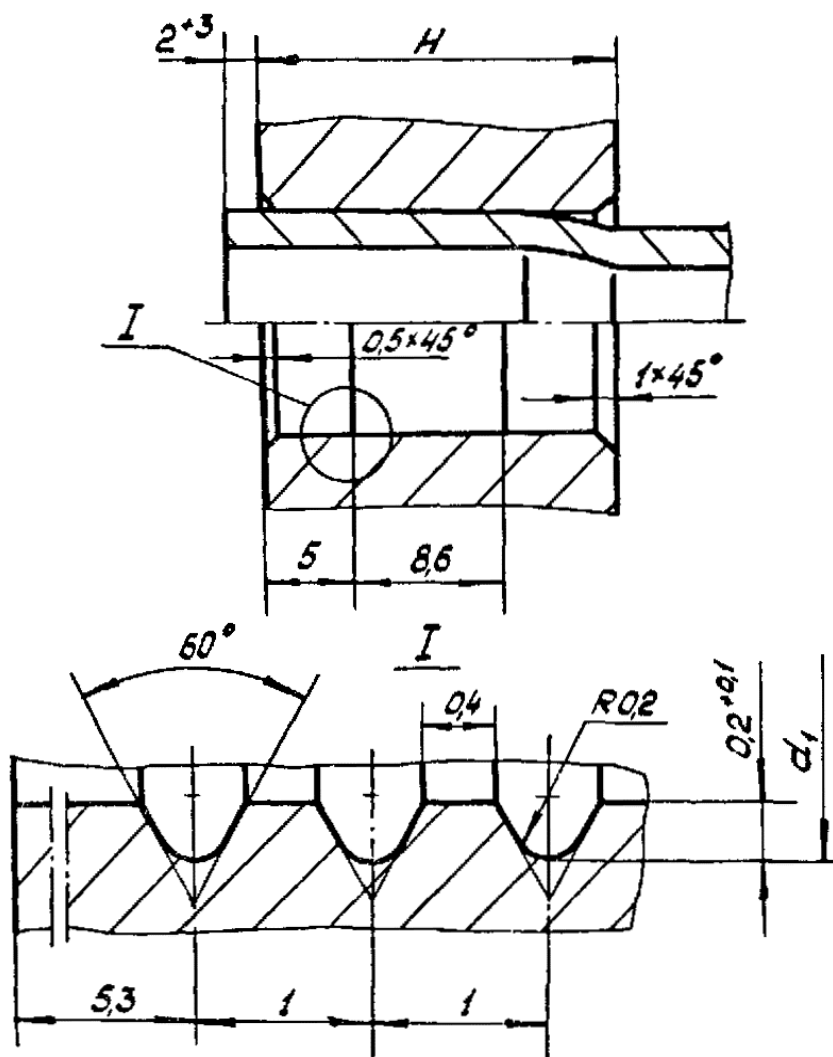


Рисунок 8 – Схема крепления теплообменной трубы в трубной решетке

Расстояние между перегородками зафиксировано с помощью распорных трубок, которые установлены на стяжки, представляющие собой стержни диаметром 8-10мм с резьбой на обоих концах.

Трубы закреплены в трубной решетке комбинированным методом: обварка труб с последующей развальцовкой. Конструкция узла обеспечивает оптимальную герметичность, так как среда в трубном пространстве отличается повышенной токсичностью. Схема размещения теплообменных труб в трубной решетке - по вершинам равносторонних треугольников.

Расчетный шаг размещения труб в трубной решетке составляет 32мм. Трубная решетка фланцевого типа соединяются с ответными фланцами верхней части аппарата. Аппаратные фланцы (приварные встык) и фланцы технологических штуцеров имеют уплотнительную поверхность –выступ-впадина.

В связи с тем, что разность температур продуктов в трубном и межтрубном пространствах составляет более 35 °С на корпусе аппарата установлены два расширителя сварной конструкции, предназначенный для компенсации температурных напряжений, возникающих от разности температур. Расширитель вваривается в цилиндрический корпус сосуда.

Повышение температуры раствора карбамида производится водяным паром, подаваемым в межтрубное пространство из водооборотного цикла.

С другой стороны, в трубках, при определенной плотности орошения, происходит непрерывный процесс тонкопленочной абсорбции.

Для размещения нерегулярной насадки –металлических колец Рашига- в колонне установлена колосниковая решетка.

В кубовую часть колонного аппарата из теплообменных труб стекает раствор карбамида.

В нижней части цилиндрическая обечайка внутренним диаметром 1250мм соединяется сварным швом с полусферическим днищем.

Верхнее днище D=2400мм –эллиптическое.

Для обеспечения герметичности конструкции сосуда в разъемных фланцевых соединениях установлены плоские неметаллические (паронитовые) прокладки.

1.3 Описание узла дистилляции среднего давления производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»

В работе рассматривается процесс дистилляции раствора карбамида (рисунок 9) при среднем давлении, который осуществляется «в колонне дистилляции Е-2, состоящей из трех частей:

- верхняя - сепарирующая часть заполнена кольцами Рашига и имеет кольцевой распределитель раствора с тангенциальным вводом;
- подогреватель, расположенный в средней части, представляет собой вертикальный кожухотрубный теплообменник пленочного типа, каждая трубка которого имеет патрубок с тангенциально расположенными боковыми отверстиями;
- нижняя часть - сборник раствора предназначен для поддержания уровня в аппарате. Сюда также вводится поток газа сепаратора № 3» [3].

«Раствор карбамида из отпарной колонны Е-1 с концентрацией 43-47 % и температурой 200-210 °С после клапана LRC-2v дросселируется до давления 14-18 кгс/см² и через распределитель вводится в верхнюю часть колонны дистилляции - сепаратор, имеющий насадку из колец Рашига. В сепараторе из раствора выделяются газы, образовавшиеся при дросселировании, раствор вступает в тепло- и массообмен с восходящими газами и распределяется по трубкам подогревателя» [3].

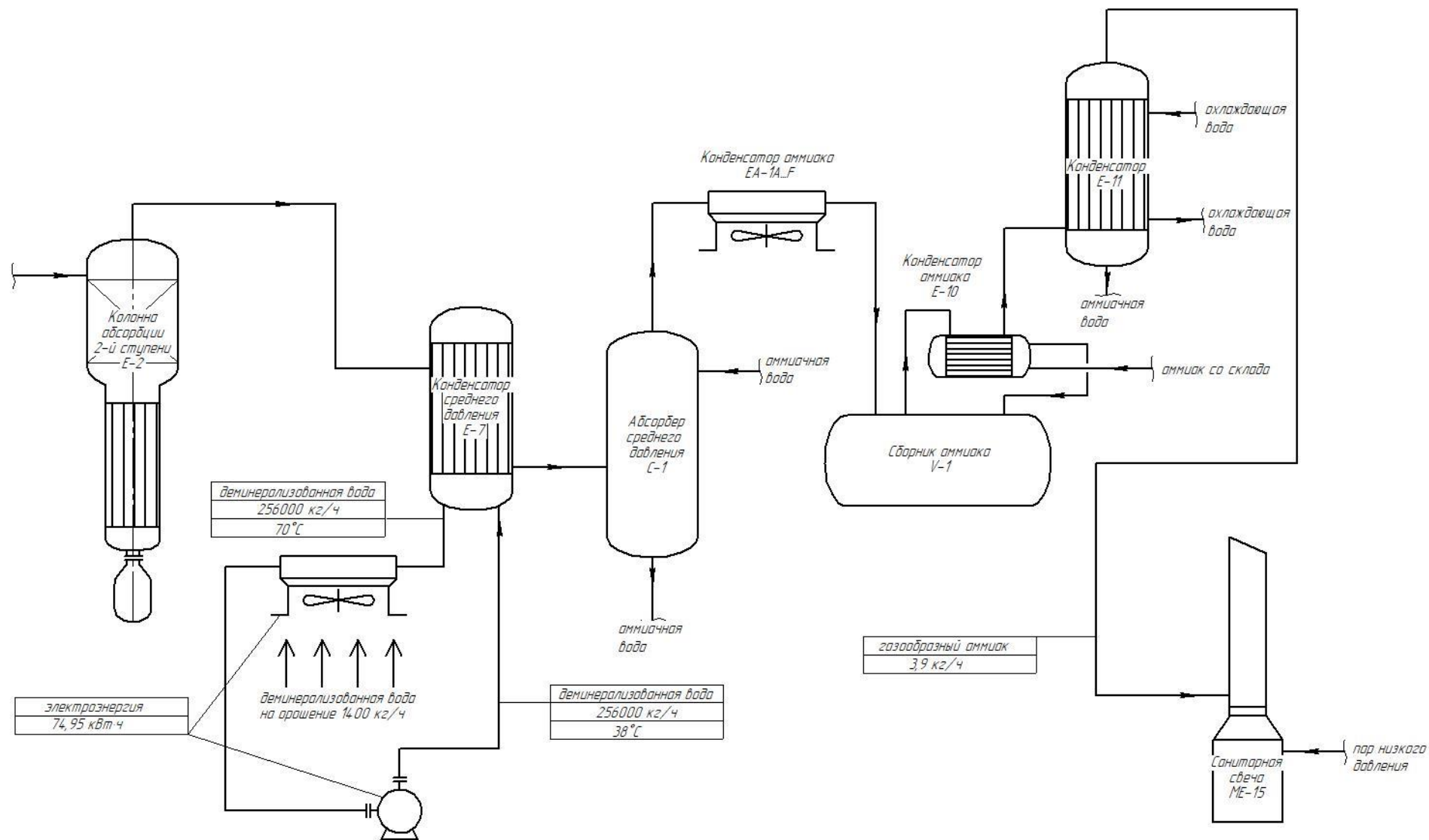
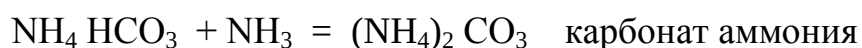


Рисунок 9 – Технологический процесс дистилляции карбамида

«При стекании раствора по трубкам при температуре 155-170 °С за счет тепла парового конденсата среднего давления (МС), подаваемого в кожух подогревателя из конденсатоотводчика MV-4 и массообмена с восходящими газами происходит разложение карбамата аммония и отгонка аммиака, CO₂, паров воды» [3]. Температура раствора в сборнике поддерживается регулятором поз. 11/14-TRC-3 автоматически, способы регулировки на агрегатах разные. На агрегате № 1 – с помощью клапана поз. 11-PV-27021 подачи пара на дозатор пара в линию вывода конденсата из конденсатоотводчика поз. 11-MV-4 в межтрубное пространство колонны поз. 11-E-2. При этом клапан поз. 11-TRC-3 на сбросе конденсата из колонны поз. 11-E-2 в межтрубное пространство конденсатора поз. 11-E-5B теперь регулирует уровень в конденсатоотводчике поз. 11-MV-4 от уровнемера поз. 11-LIC-3. На агрегате № 2 регулировка температуры в колонне поз. 14-E-2 производится с помощью клапана поз. 14-TRC-3v, расположенного на сбросе конденсата из колонны поз. 14-E-2 в межтрубное пространство конденсатора поз. 14-E-5B.

Для пассивации оборудования и улучшения тепло- и массообмена в нижнюю часть колонны дистилляции E-2 вводятся газы из сепаратора MV-1 через дроссельный клапан PRC-1vA. «Раствор карбамида, стекающий в сборник из трубок подогревателя, отводится в колонну дистилляции низкого давления E-3. Уровень в сборнике регулируется автоматически клапаном LIC-8v» [3], расположенным на выходе плава из сборника. Газы из верхней части колонны E-2 с температурой 138-150 °С направляются в кожух конденсатора среднего давления E-7, через трубки которого циркулирует охлаждающая вода. «На входе в конденсатор газы орошаются раствором УАС, подаваемым насосом P-3A/B из сборника V-3. В кожухе конденсатора при температуре 70 - 90 °С происходит частичная абсорбция в растворе УАС и конденсация газов дистилляции. Температура выходящего раствора регулируется автоматически изменением подачи охлаждающей воды в трубки через клапан TIC-7v» [3]. Используемая в конденсаторе

охлаждающая вода поступает в общий «обратный» коллектор 41/44-ВОЦ-1, где вода охлаждается в аппаратах воздушного охлаждения 41/44-ЕА-1 и насосами 41/44-Р-1 А/В подается ко всем потребителям, а для конденсатора Е-7 вода с линии «подачи» поступает в воздушный холодильник ЕА-2А-Д, где охлаждается до температуры не ниже 35 °С, после чего подается в трубки конденсатора Е-7. Температура воды после холодильника регулируется автоматически изменением углов атаки вентиляторов регулятором ТИС-4. В зимнее время холодильники ЕА-2А-Д могут отключаться. Циркуляция охлаждающей воды при этом осуществляется по байпасу. Полученная в конденсаторе Е-7 газожидкостная смесь направляется в промывную колонну С-1. Промывная колонна предназначена для поглощения углекислого газа в кубовой части из газов дистилляции и тонкой очистки аммиака от СО₂ в зоне ректификации перед конденсацией аммиака. Промывная колонна С-1 имеет в нижней части барботер, в верхней - четыре колпачковые и одну распределительную тарелку. Основная часть СО₂ поглощается раствором УАС в кубовой части при барботировании с «образованием УАС по реакциям:



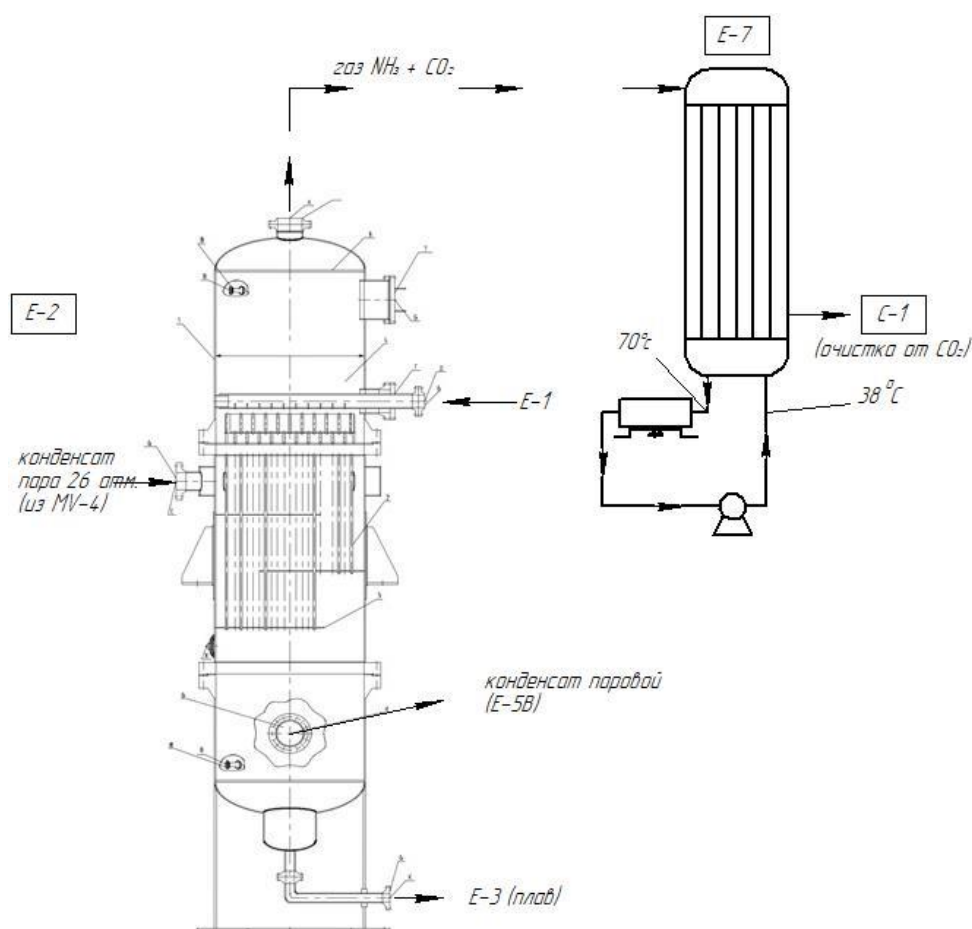
Поток газообразного аммиака с остатками СО₂ и инертами направляется вверх через колпачковые тарелки. Здесь при температуре 40-50 °С происходит окончательная отмывка аммиака от двуокиси углерода аммиачной водой, подаваемой насосами Р-7А/В из скруббера С-3 на 2-ю сверху тарелку. Тепло абсорбции снимается за счет испарения жидкого аммиака. Температура в кубовой части промывной колонны 63-78 °С регулируется автоматически изменением подачи жидкого аммиака от насоса Р-5А/В на верхнюю тарелку через клапан TRC-5v. Предусмотрена подача конденсата промывки НВ через клапан FIC-12v на 1, 2 и 4 тарелки промывной колонны. Подача конденсата осуществляется периодически, в зависимости от конденсации УАС в кубовой части и температурного режима

в тарельчатой части промывной колонны. Полученный в промывной колонне раствор УАС центробежным двухступенчатым насосом Р-2А/В подается в смеситель МЕ-1 конденсатора карбамата Е-5А. С целью защиты насоса предусмотрен автоматический перевод его на циркуляцию в промывную колонну, через клапан FRC-9v, при уменьшении расхода на всасе до 22 м³/час» [3].

«Уровень в промывной колонне регулируется автоматически клапанами: LRC-9v - за счет изменения подачи раствора УАС на орошение конденсатора Е-7 из сборника V-3 и LRC-14v за счет изменения подачи раствора УАС из промывной колонны к смесителю МЕ-1. При необходимости временного снижения подачи раствора УАС в конденсатор Е-5А избыток раствора УАС может быть сброшен в сборник V-3 через дистанционно управляемый клапан НИС-14v. Газообразный аммиак и инерты из верхней части с давлением 14-18 кгс/см² поступает в воздушный конденсатор ЕА-1А-Е, где при температуре 35-45 °С происходит частичная конденсация возвратного аммиака, после чего газожидкостная смесь поступает в сборник жидкого аммиака V-1. Здесь при давлении 14-18 кгс/см² возвратный жидкий аммиак смешивается со свежим, поступающим со склада, и дополнительно подогревает его. Несконденсированный аммиак с инертами из сборника V-1 поступает в кожух аммиачного теплообменника Е-10. Конденсируясь там при температуре -10 - +2 °С, он нагревает свежий аммиак, поступающий от насоса Р-6А/В в сборник V-1. Уровень в сборнике V-1 регулируется автоматически клапаном LRC-10v, изменяющим подачу свежего аммиака от насосов Р-6А/В. Сконденсированный аммиак сливается в сборник V-1, а остатки газообразного аммиака с инертами поступают в нижнюю часть скруббера среднего давления С-3, имеющего колпачковые тарелки и теплообменник пленочного типа. При восхождении газа по трубкам, а затем через тарелки, при температуре 40-45 °С происходит абсорбция аммиака конденсатом, подаваемым на верхнюю тарелку от насоса Р-18А/В через клапан FIC-13v. Тепло адсорбции снимается охлаждающей

водой, подаваемой в кожух теплообменника из водооборотного цикла. Полученная в скруббере аммиачная вода центробежным насосом Р-7А/В подается на орошение промывной колонны С-1. Уровень в скруббере регулируется автоматически клапаном LIC-12v, установленным на нагнетании насоса Р-7А/В. В поток газа перед теплообменником Е-10 подается азот в количестве не менее 350 нм³/час от компрессора К-2А/В для разбавления взрывоопасной смеси, которая образуется по мере очистки газов дистилляции от СО₂ и аммиака из кислорода воздуха, подаваемого на всас компрессора СО₂ и горючих, содержащихся в исходном СО₂. Давление в узле дистилляции среднего давления поддерживается и регулируется автоматически - сбросом газа из скруббера С-3 на свечу МЕ-15 через клапаны PRC-53А/В» [3].

На рисунке 10 представлен стриппер-дистиллятор, используемый в технологическом процессе.



1-кожух, 2-теплообменные трубы, 3-крышка распределительной камеры, 4-распределительная камера, 5-перегородка с сегментным вырезом, 6-штуцер, 7-люк для монтажа, 8-бобышки для подсоединения фланцевых разделителей

Рисунок 10 – Стриппер-дистиллятор

На основании аналитических данных за 2019-2020 гг., проводимых ОТК производства карбамида (таблица 1) был проведен анализ работы узла дистилляции среднего давления

Таблица 1 – Аналитический контроль

Наименование измерения параметров или отбора проб	Контролируемый параметр	Частота и способ контроля	Нормы и технические показатели	Методы испытания и средства контроля	Кто контролирует
Раствор карбамида на выходе из колонны дистилляции 2 ступени 14-E-2 (SC-4)	Аммиак	По требованию	Массовая доля не более 7,5 %	Объемный метод	Лаборант ОТК
	Двуокись углерода	По требованию	Массовая доля не более 2,0 %	Объемный метод	Лаборант ОТК
	Карбамид	По требованию	Массовая доля не менее 60 %	По плотности раствора	Лаборант ОТК
	Биурет	По требованию	Массовая доля 0,3-0,4 %	Колориметрический метод	Лаборант ОТК
Пар 3,5 атм из заводского коллектора	Хлориды	По требованию	Не более 0,2 ppm	Колориметрический метод	Лаборант ОТК
Раствор углеаммонийных солей на выходе из промывочной колонны 14-C-1 (SC-5)	Аммиак	По требованию	Массовая доля 44-55 %	Объемный метод	Лаборант ОТК
	Двуокись углерода	По требованию	Массовая доля 18-24 %	Объемный метод	Лаборант ОТК
Газовая фаза на выходе из	Аммиак	По требованию	Объемная доля не менее 96,0 %	Объемный метод	Лаборант ОТК

промывной колонны 14-С-1 (SC-6)	Двуокись углерода	По требованию	Не более 100 ppm	Объемный метод	Лаборант ОТК
---------------------------------	-------------------	---------------	------------------	----------------	--------------

Продолжение таблицы 1

Наименование измерения параметров или отбора проб	Контролируемый параметр	Частота и способ контроля	Нормы и технические показатели	Методы испытания и средства контроля	Кто контролирует
Газовая фаза после скруббера 14-С-3 (SC-7)	Аммиак	1 раз в смену	Объемная доля не более 0,35 %	Объемный метод	Лаборант ОТК
	Горючие	1 раз в смену	Объемная доля не более 3,0 %	Хроматографический метод	Лаборант ОТК
	Кислород	1 раз в смену	Объемная доля не более 4,0 % (при повышенном содержании горючих в CO ₂ на входе)	Хроматографический метод	Лаборант ОТК
Аммиак из заводской сети на всасе насосов 14-Р-6А/В (ЫС-10)	Согласно показателям по ГОСТ 6221-82	По требованию	Не менее 99,6% вес	Объемный метод по ГОСТ 6221-82	Лаборант ОТК

На основании отклонений по качеству карбамида согласно ГОСТ 2081-92 по содержанию влаги в готовом продукте, было выявлена закономерность по влиянию на стабильную работу узла дистилляции среднего давления от температуры окружающей среды.

После детального изучения отдельных узлов дистилляции среднего давления было определено узкое место – нестабильная работа конденсатора среднего давления Е-7.

Зависимость системы воздушного охлаждения технологической воды от температуры окружающей среды.

Высокая температура охлаждающей воды на входе в теплообменник (38°C и более) и выходе (70°C и более).

Последствия

Увеличение температуры смеси в конденсаторе Е-7 (более 45°C)

Снижение степени сжижения аммиака и увеличение давления газообразного аммиака.

Снижение степени отгонки аммиака и CO_2 и увеличение степени отгонки воды в отделении дистилляции.

Снижение степени отгонки аммиака в газосепараторе, что приводит к увеличению поступления аммиака в кристаллизатор и затем в отделение очистки стоков.

Увеличение объемов воды, возвращаемых в колонну синтеза с раствором УАС, что приводит к снижению степени превращения CO_2 и увеличение нагрузки на отделение дистилляции.

Выводы к главе 1

В главе 1 был проведен литературный обзор в области различных технологий по производству карбамида.

Рассмотрено описание существующих технологий производства азотосодержащих удобрений. Достижения в области производства аппаратов и внедрения новейших технологий такими крупными фирмами как Stamicarbon, Snamprogetti, TEC.

Области применения карбамида в химической промышленности, животноводстве, растениеводстве и косметической промышленности.

Был проведен анализ существующих методов и описание конструктивных особенностей устройства аппаратов дистилляции среднего давления.

Подробно был рассмотрен процесс дистилляции среднего давления производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот», пути снижения потерь при производстве, основные факторы, оказывающие определяющее влияние на величину потерь продукции и сырья.

Глава 2 Оптимизация технологии производства карбамида в ПАО «ТольяттиАзот»

2.1 Предложения по оптимизации узла дистилляции среднего давления

На промышленных предприятиях многих отраслей технологические процессы во многом зависят от водоснабжения и способов охлаждения воды, что в свое время влияет на общие затраты, себестоимость и качество продукции.

К оборотной воде, задействованной в процессе охлаждения, предъявляются повышенные требования в части температуры. Температура воды «в летний период должна быть не выше 28°С при нагреве воды в охлаждаемом оборудовании на 8–10°С. Если будет превышение данного показателя, то это может привести к снижению объемов производимой продукции, а также ухудшению ее качества» [15].

На сегодняшний день выявлена тенденция по ограничению создания водоемов – охладителей, так как их создание требует большой площади под затопление, а в условиях дефицита земли это является не рентабельно, несмотря на простоту в эксплуатации и содержании таких искусственных сооружений. Всё большее распространение получают градирни, позволяющие внедрять оборотные системы водоснабжения.

Оборотные системы в сравнении с прямоточными имеют свои особенности:

- отсутствие зависимости функционирования системы от условий окружающей среды (скорость ветра, его направление, температура, влажность воздуха);
- отсутствие необходимости в постоянном пополнении воды.

«При неудовлетворительном состоянии конструкций охладителей температура воды, возвращаемой в водооборотный цикл, часто превышает

28°C, и предприятия для поддержания требуемого температурного режима прибегают к нежелательному приему – «освежению» системы оборотного водоснабжения, при котором повышают до 10% и более сброс (продувку) из системы теплой воды при одновременном увеличении расхода подпиточной свежей воды из природного источника.

Работа оборотных систем в таком режиме не соответствует современным требованиям водосбережения и водоохраны, а целесообразность затрат на их эксплуатацию заметно снижается» [15].

Для промышленных предприятий внедряют системы оборотного водоснабжения, которые зачастую включают водооборотные циклы для охлаждения технологического оборудования, а также агрегаты комплексного оборудования. Водооборотные циклы включают в себя насосную станцию, градирню, систему фильтрации с фильтрами и ингибиторной установкой, а также камеру для охлаждения воды. Если водооборотный цикл не один, то на одном из них устанавливают операторную.

Фильтры применяются для отслеживания солевого состава воды, проверки ее химического состава. Вся поступающая вода обрабатывается ингибиторами с целью предотвращения коррозии труб, оборудования и арматуры.

Виды градирен

Рассмотрим существующие виды градирен и области их применения.

«Градирня подбирается с учетом различных факторов:

- атмосферных условий;
- уровня понижения температуры;
- расхода воды;
- технических расчетов;
- химического состава воды (рабочей и добавочной);
- местонахождения оборудования на площадке.

В зависимости от температуры, предназначения охлажденной воды и способа отдачи тепла, градирни подразделяют на испарительные, сухие и гибридные. Рассмотрим существующие виды градирен с учетом области их применения.

Испарительные (мокрые) градирни (рисунок 11)

Оснащены специальным оросителем, отделителем капель, водосборным баком, теплообменниками, вентилятором и коллектором. Среди преимуществ оборудования отмечают высокую экономию потребления электроэнергии (до 80 %), надежность системы, малый расход материалов и минимальные ремонтные траты. К минусам относят сложность промывки и очистки, нарастание водяных отложений на поверхности труб» [15].



Рисунок 11 – Испарительная градирня

«Вентиляторная градирня (рисунок 12)

Воздух подается с помощью одного или нескольких вентиляторов. С помощью вентиляторной градирни качественно и быстро охлаждают воду. Простота эксплуатации, ремонтпригодность и секционное устройство

выгодно отличают такое оборудование. Лишь затраты на электроэнергию являются недостатком агрегата» [15].



Рисунок 12 – Вентиляторная градирня

«Градирня открытого типа (рисунок 13)

Оборудование работает на основе естественной конвекции воздушных масс и ветра. Устройства эффективно охлаждают воду, при этом требуется минимальное количество электроэнергии. Для открытой градирни требуются большие площади и высокая инерционность» [15].



Рисунок 13 – Градирня открытого типа

Градирня закрытого типа (рисунок 14)

«Требуемая охлаждения жидкость, которая применяется для снятия избыточного тепла, поступает через верхний коллектор в теплообменник и выходит из него через нижний коллектор. В первичном контуре исключены потери воды, так как он замкнут. Вода остаётся чистой, не образуя осадка и не корродируя» [15].



Рисунок 14 – Градирня закрытого типа

«Башенная градирня (рисунок 15)

Это наиболее эффективное оборудование для охлаждения оборотной воды на промышленных предприятиях. В такой градирне тяга для циркуляции воды образуется естественным путем с помощью вытяжной башни. Оборудование способно обеспечивать большой объем охлажденной воды, превышающий необходимый для нужд предприятия. Градирня отличается простотой эксплуатации и минимальными затратами на охлаждение жидкости. Оборудование может быть размещено в непосредственной близости от объекта промышленности. К недостаткам относят сложность конструкции, существенные строительные расходы и высокую инертность» [15].



Рисунок 15 – Башенная градирня

Сухая градирня (рисунок 16)

«Вода охлаждается посредством теплообменников, вентиляторных устройств и сливных клапанов. Главными ее плюсами является безопасность для окружающей среды: она не загрязняет атмосферу химическими отходами и не увеличивает влажность» [15].



Рисунок 16 – Сухая градирня

Гибридная градирня (рисунок 17)

«Оборудование используется для мокрого и сухого охлаждения воздушных масс. В процессе работы осуществляется экологический отвод тепла в атмосферу» [15].



Рисунок 17 – Гибридная градирня

«Эжекционные градирни (рисунок 18)

Принцип работы эжекционной градирни основан на использовании эффекта эжекции, достигаемого с помощью специально разработанных эжекционных форсунок в совокупности с направляющими для водо-воздушных потоков» [15].

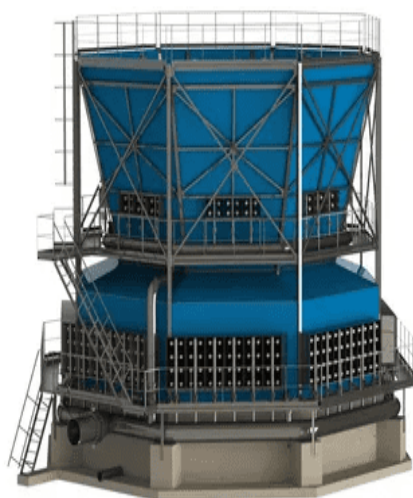


Рисунок 18 – Эжекционная градирня

«Поперечноточные градирни (рисунок 19)

Конструкция поперечноточной градирни предполагает горизонтальное направление потоков воздуха и вертикальное стекание воды. Подача воздуха может происходить с одной или с двух сторон конструкции. Вода подаётся сверху из резервуара и стекает под собственным весом вниз по слою

оросителя. За счёт большого количества поступающего воздуха, вода превращается в пар и охлаждается» [15].

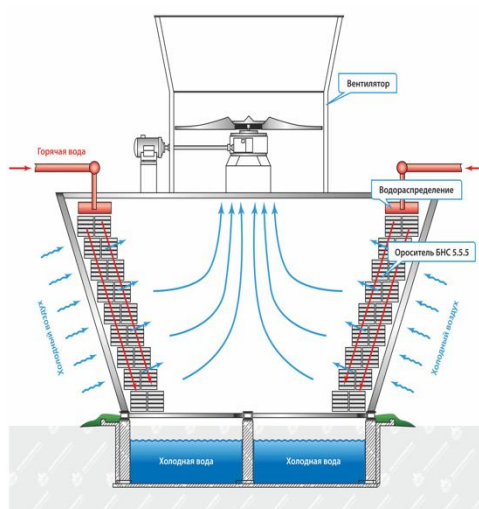


Рисунок 19 – Поперечноточная градирня

«Противоточные градирни (рисунок 20)

Водоохладители, в которых жидкость и воздушный поток двигаются параллельно друг другу, но в противоположных направлениях, называют противоточными. Они делятся на два больших типа: башенные и вентиляторные градирни. Все модели противоточного типа имеют в конструкции трубопровод для подачи воды, ороситель для её разбрызгивания и резервуар для сбора охлаждённой жидкости. Воздух подаётся через естественные отверстия оросителя. Если подача идёт в режиме самотёка – это башенная конструкция, если нагнетается, то вентиляторная градирня» [15].



Рисунок 20 – Противоточная градирня

Применение градирен при производстве карбамида

С «развитием химической отрасли возникает потребность в оптимизации производственного процесса. Использование оборотных систем водоснабжения позволяет сократить потребление воды, исключить наличие сточных вод, использовать меньшее количество компонентов, необходимых для производственного процесса.

Мощность оборудования и необходимый объем воды определяют схему водоснабжения, количество ее контуров и перечень агрегатов. Обслуживание оборотного водоснабжения производится градирнями, насосными станциями (насосами), промышленными баками (ванными, бассейнами), фильтрами. Градирни выполняют охлаждение водной массы после ее использования в производственном процессе. Вода может поступать после охлаждения оборудования, испарения в процессе производства, использования для хозяйственных целей» [15].

«Мощность градирни определяют организация стриппинг-процесса и составляющие узла синтеза. В производстве карбамида градирни выполняют следующие функции:

- охлаждение оборотной воды;
- охлаждение сальников насосов» [15].

«При наличии в конструкции градирни брызгоотделителей из схемы внутреннего водооборотного цикла можно исключить оборудование для тонкой очистки сточных вод. Производство карбамида происходит при высоком температурном режиме, что требует установки мощных градирен. Использование башенных градирен не рассматривается из-за химических примесей в воде. Конструкция оборудования должна быть закрытой, а скорость охлаждения воды – максимально высокой. Большую популярность на предприятиях химической отрасли получили вентиляторные градирни. Среди их преимуществ: простые конструкции, обеспечивающие легкость сборки; возможность выдерживать большие гидравлические нагрузки; минимальное испарение воды; быстрое охлаждение воды; развитая поверхность теплообмена.

Использование градирен позволяет избежать выбросов NH_3 и $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ в атмосферу и сделать производство карбамида безопасным для окружающей среды.

Преимущества градирен:

Высокотемпературный режим производства и насыщенность обрабатываемой воды химическими элементами требуют высокой степени защиты для всех элементов оборудования.

Предотвращение коррозии осуществляется за счет использования разработчиками оцинкованной стали, термопластичного покрытия, крепления с помощью болтов без формирования швов» [15].

«Автоматическое управление работой установки позволяет подключать ее к сложным системам водоснабжения. У оператора есть возможность задавать параметры для автономной работы оборудования и управлять им самостоятельно.

Химическая промышленность не имеет сезонности, потому предусмотрен в конструкции градирен ТЭН для подогрева поддона, который предотвращает замерзание воды и гарантирует бесперебойную работу оборудования в холодное время года» [15].

Проедем анализ составных частей градирни.

– «Каркас – один из самых важных элементов, от этого зависит время ввода градирни в эксплуатацию (скорость строительства или монтажа), сколько лет она прослужит так как работает в повышенной влажности, вибронагрузках, обмерзания в зимний период. Для удобства изготавливают модульные железные градирни, металл которых оцинкован и покрыт порошковой краской со всех сторон, а модульная сборка позволяет собрать градирню за 1-2 дня. Водораспределительная система, отвечает за подачи воды в градирню, тут стоит обратить внимание на материал изготовления водопровода, в градирнях используется водопровод из материала ПНД, который зарекомендовал себя как материал устойчивый к высоким температурным и вибрационным нагрузкам. Форсунки – форсунки необходимы для распыления воды, сопла используемые в градирнях специально разработанные с учетом удобства крепления для быстрого монтажа в случаях необходимости, высокой степенью орошения, и самое важное так как в воде часто находится большое количество грязи, к самоочищению» [15]. Ороситель – элемент градирни, где происходит процесс, при испарении воды происходит ее процесс охлаждения воды, поэтому грамотно подобранный ороситель позволяет пропустить максимальный объем и достичь высокий перепад по температурам между входящей водой и охлажденной. В градирнях используется пленочно-капельный ороситель, который имеет большую площадь для охлаждения, при изготовлении он не сваривается, а имеет сборную конструкцию, именно эта конструкция позволяет легко его обслуживать. Водоуловитель – для снижения потерь воды, капельного уноса в процессе работы градирни, на градирнях рекомендовано ставить каплеуловитель, не все производители градирен используют данный элемент, в градирнях используется каплеуловитель из плотного ПВХ материала, а форма изготовлена таким образом, что капля, попадая на него, меняет направления движения 3 раза, процент капельного уноса в градирнях составляет 0,001%.

– Электродвигатель – входит в состав вентилятора, которым воздух либо нагнетается или вытягивается. Двигатели с верхним расположением в градирне находятся в среде с влажностью 100%, т.к. вытягивают насытившийся влагой воздух из градирни, поэтому должны иметь высокую защиты от влаги и качественное исполнения. В градирнях устанавливаются двигатели российских производителей, которые изготавливаются с учетом эксплуатации в суровых условиях нашей страны, и доступности ЗИП в случае необходимости.

– Рабочее колесо – вторая составляющая вентилятора, которая и направляет воздушный поток в градирне, они бывают двух видов по расположению, осевые и центробежные, первые устанавливаются как правило на градирни с верхним расположением и вытягивают воздух за счет лопастей, вторые наоборот используются только в нижнем расположении и нагнетают воздух высоким напором (выглядят по форме как «беличье колесо»). Для эксплуатации в зимний период рекомендуется использование градирни с нижним центробежным вентилятором, т.к. он нагнетает сухой воздух с улицы и не подвергается обмерзанию при использовании при отрицательных температурах в отличие от вентилятора с верхним расположением.

– Жалюзи – в градирнях предусмотрены воздухозаборные окна, для исключения попадания различных предметов в градирню, устанавливают жалюзи, они расположены таким образом, что эффективно распределяют воздушный поток, а также имеют удобные крепления для снятия в случаях осмотра и обслуживания, некоторые производители устанавливают не съемные жалюзи, что в свою очередь затрудняет профилактические осмотры.

– Бассейн – для сбора охлажденной воды необходима ёмкость, если градирня строительная, то бассейн изготавливается в виде бетонной чаши что требует больших финансовых и временных ресурсов. Изготавливаются модульные градирни и бассейн сразу входит в состав градирни, тем самым

снижает стоимость подготовительных затрат для заказчика, а также в разы сокращает время на запуск градирни.

2.2 Расчет материального баланса

Оптимальное мольное отношение $\text{NH}_3:\text{CO}_2:\text{H}_2\text{O}=(3,2-3,6):1:(0,5-0,7)$

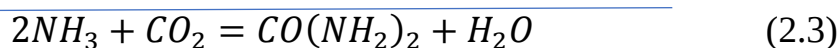
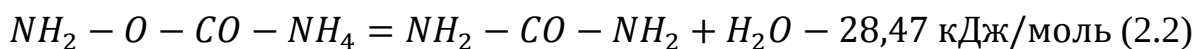
Степень конверсии в карбамид – 60%;

Потери мочевины при дистилляции и упаривании – 2,5%

Количество инертных газов в смеси CO_2 +воздух – 0,87%

Расчет составляем на 1000 кг карбамида в виде готового продукта (сухого)

Вычисляем необходимые количества аммиака и двуокиси углерода. Стехиометрические количества аммиака и двуокиси углерода по реакциям (2.1, 2.2, 2.3):



Составляют на 1000 кг карбамида (по реакции):

$$\text{NH}_3 \frac{2 \cdot 17 \cdot 1000}{60} = 566,7 \text{ кг}$$

$$\text{CO}_2 \frac{44 \cdot 1000}{60} = 733,3 \text{ кг},$$

где 17, 60 и 44 – молекулярные массы аммиака, карбамида и двуокиси углерода.

Учитывая, что аммиак в производстве используется с избытком, рассчитаем его количество применительно к производству:

$$\text{NH}_3 \frac{3,6 \cdot 17 \cdot 1000}{60} = 1020 \text{ кг на 1000 кг карбамида.}$$

С учетом 2,5% потерь карбамида при дистилляции и упаривании плава в колонне должно образоваться $1000 \cdot 1,025 = 1025$ кг карбамида, поэтому на образование этого количества вещества расходуются следующие количества реагентов, кг:

$$\text{NH}_3 \ 1020 \cdot 1,025 = 1045,5 \text{ кг}$$

$$\text{CO}_2 \ 733,3 \cdot 1,025 = 751,63 \text{ кг}$$

С учетом степени превращения, образующегося карбамата аммония в карбамид практический расход реагентов составит, кг:

$$\text{NH}_3 \ \frac{1045,5 \cdot 100}{60} = 1742,5 \text{ количество в пересчете на } 62608 \text{ кг карбамида}$$

$$1742,5 \cdot 62,608 = 109094,44 \text{ кг}$$

$$\text{CO}_2 \ \frac{751,63 \cdot 100}{60} = 1252,72 \text{ количество в пересчете на } 62608 \text{ кг карбамида}$$

$$1252,72 \cdot 62,608 = 78430,3 \text{ кг}$$

Количество инертных газов, поступающих в колонну синтеза с двуокисью углерода, кг:

$$\frac{1252,72 \cdot 0,87}{99,13} = 10,99$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $10,99 \cdot 62,608 = 688$ кг

Находим количества карбамата аммония и мочевины, кг:

в колонне образуется карбамата аммония –

$$\frac{1252,72 \cdot 78}{44} = 2220,73,$$

где 44, 78 – молекулярные двуокиси углерода и карбамата аммония.

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида

$$2220,73 \cdot 62,608 = 139035 \text{ кг}$$

Из 2220,73 кг карбамата аммония образуется карбамид –

$$2220,73 \cdot \frac{60}{78} \cdot \frac{60}{100} = 1024,95$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $1024,95 \cdot 62,608 = 64170$ кг

$$\text{Выделяется воды } 2220,73 \cdot \frac{18}{78} \cdot \frac{60}{100} = 307,49.$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $307,49 \cdot 62,608 = 19251$ кг

При степени превращения карбамата аммония в карбамид 60%, количество разложившегося карбамата составляет:

$$2220,73 \cdot \frac{100 - 60}{100} = 888,29$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $888,29 \cdot 62,608 = 55614$ кг

Определяем количество аммиака, уходящего с продуктом реакции, кг:

На образование карбамата аммония расходуется аммиака –

$$\frac{2220,73 \cdot 2 \cdot 17}{78} = 968,01$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $968,01 \cdot 62,608 = 60605$ кг

Остается непрореагировавшего аммиака –

$$1742,5 - 968,01 = 774,49$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $774,49 \cdot 62,608 = 48489$ кг

Выделившаяся вода взаимодействует с избыточным аммиаком, образуя NH_4OH , количество которого равно

$$\frac{307,49 \cdot 35}{18} = 597,9$$

где 35 и 18 – молекулярные массы NH_4OH и H_2O .

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $597,9 \cdot 62,608 = 37433$ кг

На образование 597,9 кг NH_4OH затрачивается аммиака:

$$597,9 \cdot \frac{17}{35} = 290,41 \text{ кг}$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $290,41 \cdot 62,608 = 18182$ кг

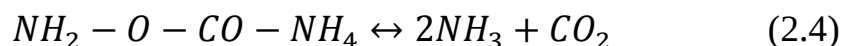
Остается избыточного аммиака в газовой фазе:

$$774,49 - 290,41 = 484,08$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $484,08 \cdot 62,608 = 30307$ кг

Полученные результаты, приведенные к производительности агрегата 62608 кг/ч плава карбамида, и представим на схеме потоков (потоки №1, 2, 3).

Образовавшийся плав карбамида в таком соотношении поступает на дистилляцию высокого давления, где из плава отгоняется избыточный аммиак и разлагается часть карбамата аммония, не превращенного в карбамид. Разлагается карбамат аммония по реакции:



Степень разложения карбамата и гидроксида аммония – 80%;

Степень отгонки свободного (избыточного) аммиака – 30%.

Степень отгонки инертных газов – 80%

$$\text{NH}_3 \frac{888,29 \cdot 17 \cdot 2}{78} \cdot \frac{80}{100} = 309,76$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $309,76 \cdot 62,608 = 19393$ кг

$$\text{CO}_2 \frac{888,29 \cdot 44}{78} \cdot \frac{80}{100} = 400,87$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $400,87 \cdot 62,608 = 25097,7$ кг

Выделение аммиака также будет происходить по реакции:



$$\text{NH}_3 \frac{597,9 \cdot 17}{35} \cdot \frac{80}{100} = 232,32$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $232,32 \cdot 62,608 = 14545$ кг

$$\text{H}_2\text{O} \frac{597,9 \cdot 18}{35} \cdot \frac{80}{100} = 245,99$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $245,99 \cdot 62,608 = 15401$ кг

Количество отгоняемого свободного аммиака:

$$484,08 \cdot \frac{30}{100} = 145,22$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $145,22 \cdot 62,608 = 9092$ кг

Таким образом, общее количество отгоняемого аммиака составит:

$$309,76 + 232,32 + 145,22 = 687,3$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $687,3 \cdot 62,608 = 43030$ кг

Количество оставшегося аммиака после дистилляции составит:

$$\frac{597,9 \cdot 17}{35} \cdot \frac{100 - 80}{100} + \frac{484,08 \cdot 70}{100} = 58,08 + 338,86 = 396,94$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $396,94 \cdot 62,608 = 24852$ кг

Количество, оставшегося карбамата:

$$888,29 \cdot \frac{100 - 80}{100} = 177,66$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $177,66 \cdot 62,608 = 11123$ кг

Количество оставшейся воды:

$$\frac{597,9 \cdot 18}{35} \cdot \frac{100 - 80}{100} = 61,5$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $61,5 \cdot 62,608 = 3850$ кг

Количество отгоняемых инертных газов:

$$\frac{10,99 \cdot 80}{100} = 8,79$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $8,79 \cdot 62,608 = 550$ кг

Результаты расчета потоков 4, 5 внесены в таблицу. Далее рассчитаем дистилляцию среднего давления. Степень отгонки NH_3 – 95%; Степень разложения карбамата аммония – 70%;

Количество аммиака и углекислого газа, отгоняемого из разложившегося карбамата аммония:

$$\text{NH}_3 \frac{177,66 \cdot 17,2}{78} \cdot \frac{95}{100} = 73,57$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $73,57 \cdot 62,608 = 4606$ кг

$$\text{CO}_2 \frac{177,66 \cdot 44}{78} \cdot \frac{95}{100} = 95,2$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $95,2 \cdot 62,608 = 5960$ кг

Количество, оставшегося карбамата аммония:

$$177,66 \cdot \frac{100 - 95}{100} = 8,88$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $8,88 \cdot 62,608 = 556$ кг

Количество свободного аммиака, отгоняемого после дросселирования:

$$\frac{338,86 \cdot 95}{100} = 321,92$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $321,92 \cdot 62,608 = 20155$ кг

Выделение аммиака при разложении гидроксида аммония:

$$\text{NH}_3 \frac{119,58 \cdot 17}{35} \cdot \frac{20}{100} = 11,6$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $11,6 \cdot 62,608 = 726$ кг

$$\text{H}_2\text{O} \frac{119,58 \cdot 18}{35} \cdot \frac{20}{100} = 12,3$$

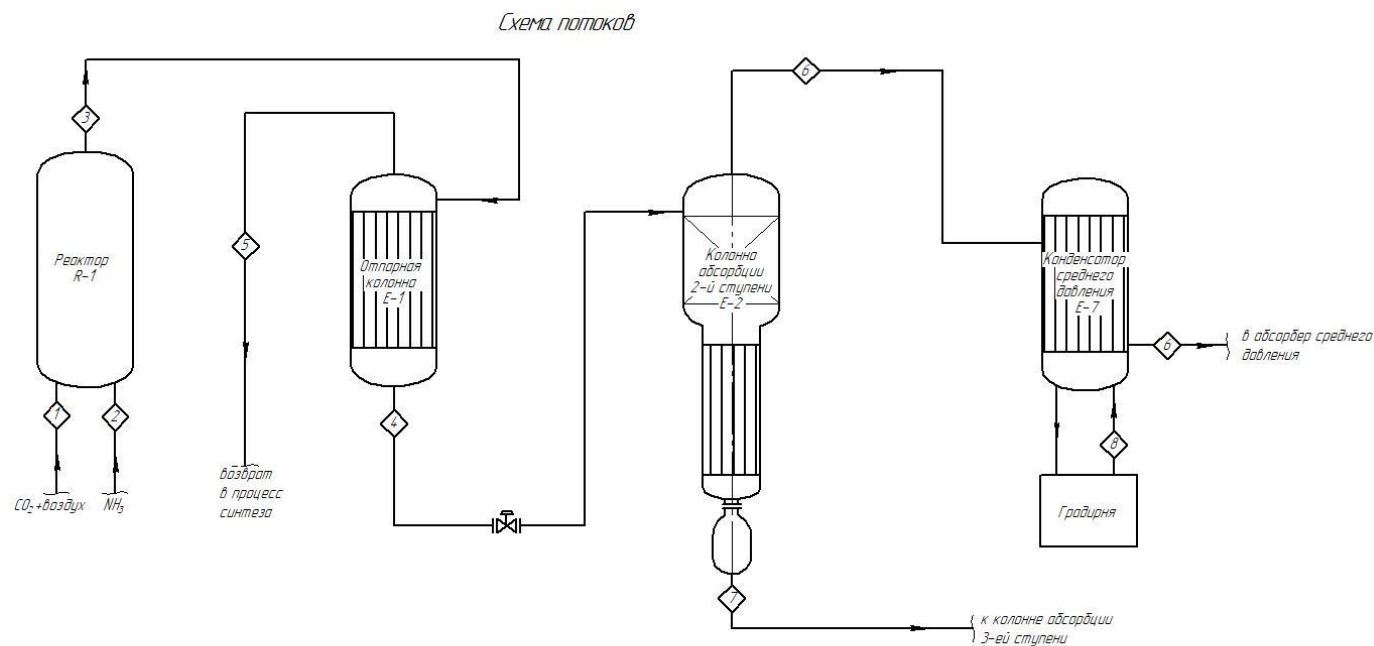
Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $12,3 \cdot 62,608 = 770$ кг

Количество оставшегося аммиака после дистилляции составит:

$$\frac{119,58 \cdot 17}{35} \cdot \frac{100 - 20}{100} + \frac{338,86 \cdot 5}{100} = 46,47 + 16,94 = 63,41$$

Количество в пересчете на 62608 кг карбамида $63,41 \cdot 62,608 = 3970$ кг.

Расчетные параметры и схема потоков показаны на рисунке 21.



№ потока	1		2		3		4		5		6		7		8	
	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.	кг/ч	% вес.
NH ₃	–	–	109094	100	48489	25,78	24852	23,86	43030	51,18	25487	78,77	3970	5,53	–	–
CO ₂	78430	99,13	–	–	–	–	–	–	25098	29,85	5960	18,42	–	–	–	–
Карбамид	–	–	–	–	64170	34,09	64170	61,63	–	–	–	–	64170	89,40	–	–
Карбамат аммония	–	–	–	–	55614	29,54	11123	10,68	–	–	–	–	556	0,77	–	–
H ₂ O	–	–	–	–	19251	10,22	3850	3,69	15401	18,32	770	2,38	3080	4,30	825138	100
инерты	688	0,87	–	–	688	0,37	138	0,14	550	0,65	138	0,43	–	–	–	–
Всего	79118	100	109094	100	188212	100	104133	100	84079	100	32355	100	71776	100	825138	100

Рисунок 21 – Расчетные параметры и схема потоков

2.3 Расчет теплового баланса конденсатора среднего давления

Произведем тепловой баланс конденсатора среднего давления.

Рассчитаем, какое количество теплоты необходимо для конденсации паров NH_3

Поток приходит с теплом в количестве:

$$Q_1 = C_1 \cdot m_1 \cdot t_{\text{нач}} + C_2 \cdot m_2 \cdot t_{\text{нач}} + C_3 \cdot m_3 \cdot t_{\text{нач}}, (2.6)$$

где C_1 – теплоемкость аммиака = $2,33 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

C_2 – теплоемкость воды = $4,32 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

C_3 – теплоемкость углекислого газа = $0,838 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

$t_{\text{нач}}$ – температура потока 6 = $150^\circ\text{C} = 423\text{K}$.

$$\begin{aligned} Q_1 &= 2,33 \cdot 25487 \cdot 423 + 4,32 \cdot 770 \cdot 423 + 0,838 \cdot 5960 \cdot 423 \\ &= 25119732 + 140707 + 2112665 = 27373104 \text{ кДж/ч} \end{aligned}$$

Для конденсации аммиака необходимо охладить смесь до 45°C (318 K), т.е. количество теплоты охлаждающей воды будет рассчитано по формуле:

$$Q_2 = C_1 \cdot m_1 \cdot (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}}) + C_2 \cdot m_2 \cdot (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}}) + C_3 \cdot m_3 \cdot (t_{\text{нач}} - t_{\text{кон}}) + r \cdot m_1,$$

где r_1 – теплота конденсации аммиака = $1074 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$.

$$\begin{aligned} Q_2 &= 2,33 \cdot 25487 \cdot (150 - 45) + 4,32 \cdot 770 \cdot (150 - 45) + 0,838 \cdot 5960 \\ &\quad \cdot (150 - 45) + 1074 \cdot 25487 \\ &= 14528469 + 349272 + 524420 + 27373038 = 42775199 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \end{aligned}$$

Т.е. требуемое количество воды для охлаждения и конденсации:

$$Q_3 = Q_2 = C_2 \cdot m_4 \cdot (40 - 28)$$

$$m_4 = \frac{Q_2}{C_2 \cdot (40 - 28)}$$

где 40 – конечная температура охлаждающей воды;

28 – начальная температура охлаждающей воды.

$$m_4 = \frac{42775199}{4,32 \cdot (40 - 28)} = 825138 \text{ кг}$$

2.4 Расчет градирни

Определим тип градирни и количество секций для обеспечения конденсатора среднего давления охлаждающей водой.

Расчет ведем по «Руководству по проектированию градирен»

Исходные данные:

$G_{\text{ж}} = 825138 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$ – гидравлическая нагрузка градирни;

$t_1 = 40^\circ\text{C}$ – температура воды на входе в градирню;

$t_2 = 28^\circ\text{C}$ – температура воды на выходе из градирни;

$V_1 = 25^\circ\text{C}$ – температура атмосферного воздуха по сухому термометру

$\varphi_1 = 0,5$ – относительная влажность атмосферного воздуха

$P_{\text{Б}} = 100100$ – барометрическое давление, Па

Примем градирню вентиляторную отдельностоящую с капельно-пленочным оросителем с

$h = 4,7 \text{ м}$ – высота оросителя;

$f_{\text{ор}} = 90 \text{ м}^2$ – площадь орошения одной градирни (секции);

$A = 0,324 \frac{1}{\text{м}}$ – коэффициент;

$m = 0,733$ – коэффициент;

$K_{\text{ор}} = 0,086 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м} \cdot \text{ч}}{\text{кг}}$ – коэффициент орошения;

$\mu_{\text{сух.ор}} = 4,64$ – коэффициент сопротивления сухого оросителя [34];

Водоуловитель примем пластмассовый двухрядный:

$\mu_{\text{вод.у.}} = 12,5$ – коэффициент сопротивления водоуловителя [34];

Коэффициенты для вентилятора градирни примем как для вентилятора «Нема» [34].

$$L = 1,7 \cdot 10^{-12} \frac{\text{кг} \cdot \text{с}^2}{\text{м}^8};$$

$$M = 5,78 \cdot 10^{-6};$$

$$d_{\text{в}} = 12,6 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2}$$

$$f_{\text{ок}}/f_{\text{ор}} = 0,42 \text{ — отношение площади воздухоподводящих окон к площади}$$

орошения одной градирни (секции).

По графику зависимости [46] определяем для прямоугольной секционной градирни $\mu_{\text{гр.без об.}} = 25$,

$$l = 2,0 \text{ м}$$

Решение:

По номограмме удельного веса влажного воздуха [34] определяем удельный вес влажного воздуха $\gamma_1 = 1,14 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

По формуле $t_{\text{ср}} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{40 + 28}{2} = 34 \text{ }^\circ\text{C}$ определяем среднюю температуру.

По номограмме энтальпии (теплосодержания) влажного воздуха [34] определяем величины теплосодержаний (энтальпий):

$$i_1' = f(t_1, \varphi, P_{\text{в}}) = 40,0 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}};$$

$$i_2'' = f(t_2, \varphi, P_{\text{в}}) = 21,0 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}};$$

$$i_1 = f(V_1, \varphi, P_{\text{в}}) = 12,2 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}};$$

$$i_m = f(t_{\text{ср}}, \varphi, P_B) = 30,3 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}};$$

$$\text{Считаем величину } \delta_{i''} = \frac{i_1'' + i_2'' - 2 \cdot i_m}{4} = \frac{40 + 21 - 2 \cdot 30,3}{4} = 0,1 \frac{\text{ккал}}{\text{кг}}$$

Определяем удельный расход воздуха ω $\text{кг}/\text{кг}$. Для определения ω вычисляем вспомогательные величины: Y, U, R по формулам:

$$Y = \frac{i_1'' - i_1 - \delta_{i''}}{i_2'' - i_1 - \delta_{i''}} = \frac{40 - 12,2 - 0,1}{21 - 12,2 - 0,1} = 3,18$$

По графику зависимости поправочного коэффициента от температуры воды [34] $K = 0,950$

$$U = \frac{(t_1 - t_2) \cdot C_{\text{ж}}}{K \cdot (i_2'' - i_1 - \delta_{i''})} = \frac{(40 - 28) \cdot 1}{0,950 \cdot (21 - 12,2 - 0,1)} = \frac{12}{8,265} = 1,45$$

$$R = \frac{U^{1-m}}{A \cdot h} = \frac{1,45^{(1-0,733)}}{0,324 \cdot 4,7} = \frac{1,104}{1,598} = 0,69$$

По графику зависимости величины x от Y и R [34]: $x = 1,8$

Вычисляем величину ω по формуле:

$$\omega = \frac{U}{x} = \frac{1,45}{1,8} = 0,8$$

Исходя из нижеприведенного кубического уравнения, определяется плотность орошения $q_{\text{ж}}$ $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$:

$$a_B \cdot q_{\text{ж}}^3 + b_B \cdot q_{\text{ж}}^2 - c_B \cdot q_{\text{ж}} - \frac{d_B}{1,2} = 0$$

Здесь:

$$\begin{aligned} \mu_1 &= K_{\text{ор}} \cdot h + 0,000025 \cdot l + 0,0002 \\ &= 0,086 \cdot 10^{-3} \cdot 4,7 + 0,000025 \cdot 2,0 + 0,0002 \\ &= 0,387 \cdot 10^{-3} + 0,00005 + 0,0002 = 0,637 \cdot 10^{-3} \end{aligned}$$

$$\mu_2 = \mu_{\text{гр.без.об.}} + \mu_{\text{сyx.op}} \cdot h + 0,1 \cdot l + \mu_{\text{вод.у}} = 25 + 4,64 \cdot 4,7 + 0,1 \cdot 2,0 + 12,5 \\ = 59,508$$

$$a_{\text{в}} = \frac{\omega^2 \cdot \mu_1}{3600^2 \cdot 2 \cdot g \cdot \gamma_1^2} = \frac{0,8^2 \cdot 0,637 \cdot 10^{-3}}{3600^2 \cdot 2 \cdot 9,81 \cdot 1,14^2} = \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{12,96 \cdot 10^6 \cdot 25,5} \\ = 3,3 \cdot 10^{-12}$$

$$b_{\text{в}} = \frac{\omega^2 \cdot f_{\text{оп}}^2}{\gamma_1^2} \cdot \left(\frac{\mu_2}{f_{\text{оп}}^2 \cdot 3600^2 \cdot 2 \cdot g} - \frac{Л}{1,2} \right) \\ = \frac{0,8^2 \cdot 90^2}{1,14^2} \cdot \left(\frac{59,508}{90^2 \cdot 3600^2 \cdot 2 \cdot 9,81} - \frac{-1,7 \cdot 10^{-12}}{1,2} \right) \\ = 3989 \cdot (2,89 \cdot 10^{-11} + 1,41 \cdot 10^{-12}) = 1,2 \cdot 10^{-7}$$

$$c_{\text{в}} = \frac{M \cdot \omega \cdot f_{\text{оп}}}{1,2 \cdot \gamma_1} = \frac{5,78 \cdot 10^{-6} \cdot 0,8 \cdot 90}{1,2 \cdot 1,14} = 304 \cdot 10^{-6}$$

Кубическое уравнение с численными значениями коэффициентов имеет вид:

$$3,3 \cdot 10^{-12} \cdot q_{\text{ж}}^3 + 1,2 \cdot 10^{-7} \cdot q_{\text{ж}}^2 - 304 \cdot 10^{-6} \cdot q_{\text{ж}} - \frac{12,6}{1,2} = 0$$

Решение кубического уравнения:

$$P_1 = \frac{b_{\text{в}}^3}{27 \cdot a_{\text{в}}^3} - \frac{b_{\text{в}} \cdot c_{\text{в}}}{6 \cdot a_{\text{в}}^2} + \frac{d_{\text{в}}}{1,2 \cdot 2 \cdot a_{\text{в}}} \\ = \frac{(1,2 \cdot 10^{-7})^3}{27 \cdot (3,3 \cdot 10^{-12})^3} - \frac{1,2 \cdot 10^{-7} \cdot (-304 \cdot 10^{-6})}{6 \cdot (3,3 \cdot 10^{-12})^2} \\ + \frac{-12,6}{1,2 \cdot 2 \cdot 3,3 \cdot 10^{-12}} = 1,35 \cdot 10^{12} + 5,58 \cdot 10^{11} - 1,59 \cdot 10^{12} \\ = 5,07 \cdot 10^{12}$$

$$P_2 = \frac{3 \cdot a_{\text{в}} \cdot c_{\text{в}} - b_{\text{в}}^2}{9 \cdot a_{\text{в}}^2} = \frac{3 \cdot 3,3 \cdot 10^{-12} \cdot (-304 \cdot 10^{-6}) - (1,2 \cdot 10^{-7})^2}{9 \cdot (3,3 \cdot 10^{-12})^2} \\ = -3,0 \cdot 10^8$$

$$Д = P_1^2 + P_2^3 = (5,07 \cdot 10^{12})^2 + (-3,0 \cdot 10^8)^3 = -2,54 \cdot 10^{25} < 0$$

$$r = \pm \sqrt{|-3,0 \cdot 10^8|} = 1,73 \cdot 10^4$$

$$\cos \varphi = \frac{P_1}{r^3} = \frac{5,07 \cdot 10^{12}}{(1,73 \cdot 10^4)^3} = 0,978$$

$$\varphi = 11,7^\circ$$

$$\frac{\varphi}{3} = 3,9^\circ$$

$$z = 2 \cdot r \cdot \cos\left(60^\circ - \frac{\varphi}{3}\right) = 2 \cdot 1,73 \cdot 10^4 \cdot \cos(60^\circ - 11,7) = 2,3 \cdot 10^4$$

$$q_{\text{ж}} = z - \frac{b_{\text{в}}}{3 \cdot a_b} = 2,3 \cdot 10^4 - \frac{1,2 \cdot 10^{-7}}{3 \cdot 3,3 \cdot 10^{-12}} = 12,1 \cdot 10^3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

По величине $q_{\text{ж}}$, найденной из кубического уравнения, вычисляется число градирен N:

$$N = \frac{G_{\text{ж}}}{q_{\text{ж}} \cdot f_{\text{ор}}} = \frac{825138}{12,1 \cdot 10^3 \cdot 90} = \frac{8,2 \cdot 10^5}{12,1 \cdot 10^3 \cdot 90} = 0,75 \text{ градирен}$$

$$\approx 1 \text{ градирня}$$

$$G_{\text{в}} = \frac{\omega \cdot q_{\text{ж}} \cdot f_{\text{ор}}}{\gamma_1} = \frac{0,8 \cdot 12,1 \cdot 10^3 \cdot 90}{1,14} = 7,64 \cdot 10^5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Производительность вентилятора составила $7,64 \cdot 10^5$. К установке планируется 1 секция градирни с капельно-пленочным оросителем, с площадью орошения 90 м^2 и плотностью орошения $12,1 \cdot 10^3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, высотой оросителя 4,7 м.

2.5 Расчет безвозвратных потерь воды

Потери воды в градирне складываются:

- из потерь на испарение;
- на унос восходящим потоком воздуха через верх башни (вертикальный унос);
- на унос воды ветром через воздухопроводные окна (горизонтальный унос).

Потери на испарение с достаточной степенью точности определяются по следующей эмпирической формуле:

$$G_{\text{исп}} = (0,1 + 0,002 \cdot V_1) \cdot \Delta t,$$

где $G_{\text{исп}}$ — количество испарившейся воды в % от расхода воды на градирню;

V_1 — температура воздуха по сухому термометру, °С;

Δt — температурный перепад на градирню, °С.

$$G_{\text{исп}} = (0,1 + 0,002 \cdot 25) \cdot 12 = 1,8 \%, \text{ т.е.}$$

$$G_{\text{исп}} = 825138 \cdot 0,018 = 14852,5 \text{ кг/ч},$$

Капельный унос примем 0,05% от общего расхода воды на градирню:

$$G_{\text{ку}} = 825138 \cdot 0,0005 = 412,6 \text{ кг/ч}$$

Общее количество подпиточной воды составит:

$$G_{\text{под}} = 14852,5 + 412,6 = 15265,1 \text{ кг/ч} = 15,3 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2.6 Расчет выбросов аммиака по проектному и базовому вариантам

Согласно базовому тепловому расчету для конденсации аммиака и других продуктов в конденсаторе поз. Е-7 тратится 34 289 892 кДж, в новом варианте расход тепловой энергии должен быть 42 775 199 кДж. Таким образом, на данный момент конденсатор недополучает порядка $\left(1 - \frac{34289892}{42775199}\right) \cdot 100\% = 20\%$ теплоэнергии. Следовательно, газообразного аммиака остается: $\frac{42775199 - 34289892}{1074} = 7900$ кг аммиака, что составляет 30% от общего количества аммиака, поступающего в аппарат. Если

предположить, что выброс после конденсатора поз. Е-11 также увеличится на 30%, то он составит 3,9 кг/ч. Установка нового водооборотного цикла позволит снизить выброс с Е-11/С-3 до 3 кг/час, т.е. количество аммиака на санитарную свечу снизится на 7,236 т/год (рисунок 22).

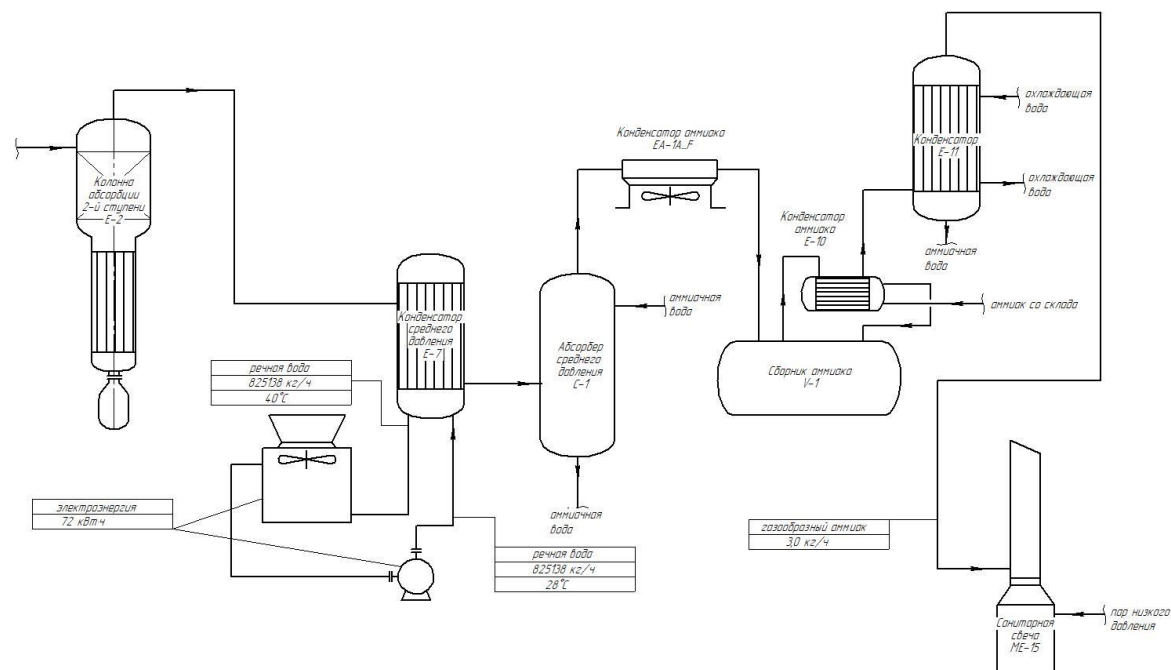


Рисунок 22 – Технологический процесс дистилляции карбамида после предлагаемой модернизации

2.7 Технико-экономическое обоснование проекта

Рассчитаем экономический эффект от внедрения нового водооборотного цикла в производстве карбамида.

В связи с проведением данного мероприятия требуется определить:

- 1) полную себестоимость 1 т продукта;
- 2) ожидаемую прибыль (условно-годовую экономию) от снижения себестоимости 1 т продукта;
- 3) налог на прибыль;
- 4) чистую ожидаемую прибыль.

В таблицу 2 сведены исходные данные для проведения расчетов.

Таблица 2 – Исходные данные

Наименование показателей	Единицы измерения	До проведения проектирования	После проектирования
Премии и доплаты	%	25	25
Дополнительная заработная плата	%	9,0	9,0
Страховые взносы	%	30,2	30,2
Режим работы установки		непрерывный	непрерывный
Количество рабочих смен	см.	2	2
Количество бригад, работающих на установке (в одной бригаде – 1 аппаратчик)	ед.	4	4
Продолжительность смены	час	12	12
Длительность рабочего года	дни	365	365
Плановые потери времени на ремонт оборудования	%	8,2	8,2
Плановые потери времени на ремонт оборудования	дни	30	30
Длительность ежегодного отпуска	дни	35	35

Продолжение таблицы 2

Наименование показателей	Единицы измерения	До проведения проектирования	После проектирования
Оборудование, необходимое для работы установки:			
- аппарат воздушного охлаждения	шт.	2	-
- центробежный насос	шт.	2	-
- бак деминерализованной воды	шт.	1	-
- градирня	шт.	-	2
- полупогружной насос	шт.	-	2
- прочее технологическое оборудование	шт.	145	145
Годовая норма затрат на содержание и текущий ремонт установки	%	5,0	5,0
Производственная мощность установки	тыс. т/год	480	480
Часовая тарифная ставка аппаратчика 5-ого разряда	руб.	147	147
Цена за единицу сырья вспомогательных материалов, и энергоресурсов	руб.		
Аммиак жидкий		10,4	10,4
Углекислый газ		3,47	3,47
Вода деминерализованная		31,80	31,80
Природный газ		3,92	3,92
Азот		2,15	2,15
Воздух технологический		1,03	1,03
Электроэнергия		2,40	2,40
Цена оборудования	тыс. руб		
- аппарат воздушного охлаждения		10000	-
- центробежный насос		1000	-
- бак деминерализованной воды		600	-

Продолжение таблицы 2

Наименование показателей	Единицы измерения	До проведения проектирования	После проектирования
- градирня		-	5500
- полупогружной насос		-	1000
- прочее технологическое оборудование		6600000	6600
Коэффициент общепроизводственных расходов	%	100	100
Коэффициент общехозяйственных расходов	%	30	30
Коэффициент коммерческих расходов	%	10	10

1. Расчет себестоимости продукции по базовому и проектному вариантам

1.1 Затраты на сырье и материалы (М), руб.

$$M = C_{\text{см}} \cdot N_{\text{рсм}}, \quad (2.10)$$

где $C_{\text{см}}$ – цена сырья и материалов за единицу, руб.;

$N_{\text{рсм}}$ – норма расхода сырья и материалов на единицу готового продукта, кг.

Таблица 3 – Расчет затрат на сырье и материалы по базовому и проектному варианту

Наименование полуфабрикатов собственного производства	Ед. изм.	Норма расхода на ед. по базовому варианту	Норма расхода на ед. по проектному варианту	Цена, руб.	Сумма на ед., руб. по базовому варианту	Сумма на ед., руб. по проектному варианту
Аммиак жидкий	кг	620	620	10,4	6448,0	6448,0
Углекислый газ	кг	720	720	3,47	3619,0	3619,0
Вода деминерализованная	м3	1,4	1,2	31,80	44,52	38,16
Итого:	-	-		-	10111,52	10105,16

1.2 Затраты на вспомогательные ресурсы и материалы (B_M), руб.

$$B_M = C_{BM} \cdot N_{pBM}, \quad (2.11)$$

где C_{BM} - цена вспомогательных ресурсов и материалов за единицу, руб.;

N_{pBM} – норма расхода вспомогательных ресурсов и материалов на единицу готового продукта, кг.

Таблица 4 – Расчет затрат на вспомогательные ресурсы и материалы

Наименование вспомогательных материалов	Ед. изм.	Норма расхода на ед. по базовому варианту	Норма расхода на ед. по проектно му варианту	Цена, руб.	Сумма на ед., руб. по базовому варианту	Сумма на ед., руб. по проект ному вариан ту
Природный газ	м3	220	220	3,92	862,4	862,4
Азот	м3	15	15	2,15	32,25	32,25
Воздух технологический	м3	22	22	1,03	22,66	22,66
Итого:	-	-		-	917,31	917,31

1.3 Затраты на энергоресурсы ($\mathcal{E}_p$), руб.

$$\mathcal{E}_p = C_{\text{эр}} \cdot N_{\text{рэр}}, \quad (2.12)$$

где $C_{\text{эр}}$ - цена энергоресурсов за единицу, руб.;

$N_{\text{рэр}}$ – норма расхода энергоресурсов на единицу готового продукта, м³.

Таблица 5 – Расчет затрат на энергоресурсы

Наименование энергоресурсов	Ед. изм.	Норма расхода на ед. по базовому варианту	Норма расхода на ед.	Цена, руб.	Сумма на ед., руб. по базовому варианту	Сумма на ед., руб. по проектному варианту
Электроэнергия	кВт /час	74,95	72,95	2,40	179,88	175,08
Итого:	-	-		-	179,88	175,08

1.4 Основная заработная плата производственных рабочих ($Z_{\text{осн}}$), руб.

$$Z_{\text{осн}} = \sum_1^m [TC \cdot ((\text{ДРГППВ}) / (\text{КРС} - \text{ДО}) \cdot \text{ПС} \cdot (100 + (K_n/100)))] \quad (2.13)$$

где TC – часовая тарифная ставка аппаратчика соответствующего разряда, руб.;

ДРГ – длительность рабочего года, дней;

ППВ – плановые потери времени на ремонт оборудования, дней;

КРС - количество рабочих смен, см;

ДО – длительность ежегодного отпуска, дней;

ПС – продолжительность смены, час.;

K_n – коэффициент, учитывающий премии и доплаты, %;

m – количество аппаратчиков, работающих на установке, чел.

$$Z_{\text{осн}} = 4 \cdot 147 \cdot ((365 - 30)/2 - 35) \cdot 12 \cdot (125/100)) = 1168650,00 \text{ руб.}$$

1.5 Основная заработная плата производственных рабочих в расчете на единицу готового продукта по базовому и проектному вариантам ($Z_{\text{Посн}}$), руб.

$$Z_{\text{Посн}} = Z_{\text{осн}} / A_n \quad (2.14)$$

$$Z_{\text{Посн}} = \frac{1168650}{480000} = 2,43 \text{ руб.}$$

1.6 Дополнительная заработная плата производственных рабочих ($Z_{\text{Пдоп}}$), руб.

$$Z_{\text{Пдоп}} = Z_{\text{осн}} \cdot K_{\text{доп}} / 100 \quad (2.15)$$

где $K_{\text{доп}}$ - коэффициент дополнительной заработной платы производственных рабочих, %.

$$ЗП_{\text{доп}} = 1168650 \cdot \frac{9}{100} = 105178,50 \text{руб.}$$

1.7 Дополнительная заработная плата производственных рабочих в расчете на единицу готового продукта по проектному и базовому вариантам ($ЗП_{\text{доп}}$), руб.

$$\begin{aligned} ЗП_{\text{доп}} &= З_{\text{доп}}/A_{\text{доп}} \\ ЗП_{\text{доп}} &= \frac{105178,50}{480000} = 0,22 \text{руб.} \end{aligned} \quad (2.16)$$

1.8 Страховые взносы ($H_{\text{соп}}$), руб.

$$H_{\text{соп}} = (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}) \cdot K_{\text{соп}}/100 \quad (2.17)$$

где $K_{\text{соп}}$ – коэффициент страховых взносов, %.

$$H_{\text{соп}} = (1168650,00 + 105178,50) \cdot \frac{30,2}{100} = 384696,21 \text{руб.}$$

1.9 Страховые взносы в расчете на единицу готового продукта по базовому и проектному вариантам ($СВ$), руб.

$$\begin{aligned} СВ &= H_{\text{соп}}/A_{\text{н}} \\ СВ &= \frac{384696,21}{480000} = 0,80 \text{руб.} \end{aligned} \quad (2.18)$$

1.10 Определение годового эффективного фонда времени работы установки ($\Phi_{\text{э}}$), час/год

$$\Phi_{\text{э}} = \Phi_{\text{н}} \cdot (1 - K_{\text{н}}/100) \quad (2.19)$$

где $\Phi_э$ - годовой номинальный фонд времени работы оборудования, час;

K_n / - коэффициент, учитывающий плановые потери времени на ремонт оборудования, %.

$$\Phi_э = 365 \cdot 24 \cdot (1 - 0,082) = 8041,68 \text{ ч}$$

1.11 Амортизация основных фондов (оборудования) ($Z_{ам.об}$), руб.

$$Z_{ам.об} = ((C_{об} \cdot N_a \cdot \Phi_э) / (\Phi_n \cdot 100)) \cdot k \quad (2.20)$$

где N_a - годовая норма амортизации для оборудования, %;

k – количество единиц оборудования, шт.

Таблица 6 – Расчет затрат на амортизацию оборудования по базовому варианту

Наименование оборудования	к, шт	Цоб, за единицу руб.	Общая стоимость оборуд., тыс. руб.	Фн, час	На, %	Фэ, час.	Зам об, тыс. руб.
Аппарат воздушного охлаждения	2	10 000 000	20 000 000	8760	4,0	8041,68	183 600
Центробежный насос	2	1 000 000	2 000 000	8760	4,0	8041,68	18 360
Бак деминерализованной воды	1	600 000	600 000	8760	4,0	8041,68	22 032
Прочее технологическое оборудование	145	6 600 000 000	6 600 000 000	8760	4,0	8041,68	167 139

Итого:			6622600000				391 131
--------	--	--	------------	--	--	--	---------

Таблица 7 – Расчет затрат на амортизацию оборудования по проектному варианту

Наименование оборудования	к, шт	Цоб, за единицу руб.	Общая стоимость оборуд., тыс. руб.	Фн, час	На, %	Фэ, час.	Зам об, тыс. руб.
Градирня	2	5 500 000	11 000 000	8760	4,0	8041,68	100 980
Полупогружной насос	2	1 000 000	2 000 000	8760	4,0	8041,68	18360
Прочее технологическое оборудование	14 5	6 600 000 000	6 600 000 000	8760	4,0	8041,68	167 139
Итого:			6 613 000 000				286 479

1.12 Затраты на амортизацию оборудования в расчете на единицу готового продукта по базовому и проектному вариантам ($A_{об}$), руб.

$$A_{об} = Z_{ам.об.}/A_n \quad (2.21)$$

$$A_{об1} = \frac{391 \cdot 131}{480000} = 0,815 \text{ руб.}$$

$$A_{об2} = \frac{286 \cdot 479}{480000} = 0,597 \text{ руб.}$$

1.13 Затраты на содержание и текущий ремонт оборудования ($Z_{р.об.}$), руб.

$$Z_{р.об} = C_{общ} \cdot N_p/100 \quad (2.22)$$

где H_p - годовая норма отчислений на содержание и текущий ремонт оборудования, %;

$\Pi_{\text{общ}}$ - общая стоимость оборудования, руб.

$$З_{\text{р.об1}} = 6622600000 \cdot \frac{5}{100} = 331130000 \text{ руб.}$$

$$З_{\text{р.об1}} = 6613000000 \cdot \frac{5}{100} = 330650000 \text{ руб.}$$

1.14 Затраты на содержание и текущий ремонт оборудования в расчете на единицу готового продукта по базовому и проектному вариантам ($P_{\text{об}}$), руб.

$$P_{\text{об}} = З_{\text{р.об}}/A_n \quad (2.23)$$

$$P_{\text{об1}} = \frac{331130000}{480000} = 689,9 \text{ руб.}$$

$$P_{\text{об2}} = \frac{330650000}{480000} = 688,85 \text{ руб.}$$

1.15 Общепроизводственные расходы по базовому и проектному вариантам (ОПР), руб.

$$\text{ОПР} = З\Pi_{\text{осн}} \cdot H_{\text{опр}}/100 \quad (2.24)$$

где $H_{\text{опр}}$ – коэффициент общепроизводственных расходов, %.

$$\text{ОПР} = 2,43 \cdot \frac{100}{100} = 2,43 \text{ руб.}$$

1.16 Расчет цеховой себестоимости по базовому и проектному вариантам ($C_{\text{цех}}$), руб.

$$C_{\text{цех}} = M + B_M + \Xi_p + 3\Pi_{\text{осн}} + 3\Pi_{\text{доп}} + CB + A_{\text{об}} + P_{\text{об}} + \text{ОПР} \quad (2.25)$$

$$C_{\text{цех1}} = 10111,52 + 917,31 + 179,88 + 2,43 + 0,22 + 0,80 + 0,815 + 689,9 \\ + 2,43 = 12084,62 \text{ руб.}$$

$$C_{\text{цех2}} = 10105,16 + 917,31 + 175,08 + 2,43 + 0,22 + 0,8 + 0,597 + 688,85 \\ + 2,37 = 11892,88 \text{ руб.}$$

1.17 Общехозяйственные расходы по базовому и проектному вариантам (ОХР), руб.

$$\text{ОХР} = 3\Pi_{\text{осн}} \cdot H_{\text{охр}}/100 \quad (2.26)$$

где $H_{\text{охр}}$ – коэффициент общехозяйственных расходов, %.

$$\text{ОХР} = 2,43 \cdot \frac{30}{100} = 0,73 \text{ руб.}$$

2. Расчет производственной себестоимости по базовому и проектному вариантам ($C_{\text{пр}}$), руб.

$$C_{\text{пр}} = C_{\text{цех}} + \text{ОХР} \quad (2.27)$$

$$C_{\text{пр1}} = 12084,62 + 0,73 = 12085,35 \text{ руб}$$

$$C_{\text{пр2}} = 11892,88 + 0,73 = 11893,61 \text{ руб.}$$

2.1 Коммерческие расходы по базовому и проектному вариантам (КР), руб.

$$\text{КР} = C_{\text{пр}} \cdot H_{\text{кр}}/100 \quad (2.28)$$

где $H_{\text{кр}}$ – коэффициент коммерческих расходов, %;

$C_{\text{пр}}$ – производственная себестоимость, руб.

$$КР_1 = 12085,3 \cdot \frac{10}{100} = 1208,54 \text{ руб.}$$

$$КР_2 = 11892,88 \cdot \frac{10}{100} = 1189,30 \text{ руб.}$$

2.2 Расчет полной себестоимости по базовому и проектному вариантам(C), руб.

$$C = C_{\text{пр}} + КР \quad (2.29)$$

$$C_1 = 12085,35 + 1208,54 = 13293,89 \text{ руб.}$$

$$C_2 = 11892,88 + 1189,30 = 13082,18 \text{ руб.}$$

На основании выполненных расчетов составляем калькуляцию полной себестоимости по сравниваемым вариантам (таблица 8).

Таблица 8 – Калькуляция полной себестоимости 1т продукта

Статьи затрат	Затраты, руб.		Отклонение от базового варианта + / -
	Базовый вариант	Проектный вариант	
Затраты на сырье и материалы	10111,52	10105,16	-6,36
Затраты на вспомогательные материалы	917,31	917,31	-
Затраты на энергоресурсы	179,88	175,08	-4,8
Основная заработная плата производственных рабочих	2,43	2,43	-
Дополнительная заработная плата производственных рабочих	0,22	0,22	-
Страховые взносы	0,80	0,78	- 0,02
Амортизация основных фондов	0,815	0,597	- 0,218
Затраты на содержание и текущий ремонт	689,9	688,85	- 1,05

оборудования			
Общепроизводственные расходы	2,43	2,43	-
Цеховая себестоимость	12084,62	11892,88	-191,74

Продолжение таблицы 8

Статьи затрат	Затраты, руб.		Отклонение от базового варианта + / -
	Базовый вариант	Проектный вариант	
Общехозяйственные расходы	0,73	0,73	-
Производственная себестоимость	12085,35	11893,61	- 191,74
Коммерческие расходы	1208,54	1189,30	- 19,24
Полная себестоимость	13293,89	13082,18	- 211,71

3. Расчет общих показателей экономической эффективности от увеличения производственной мощности установки

3.1 Ожидаемая прибыль (условно-годовая экономия) от снижения себестоимости 1 т продукта ($P_{\text{рож}}$), тыс. руб.

$$P_{\text{рож}} = (C_1 - C_2) \cdot A_{\text{н2}} \quad (2.30)$$

$$P_{\text{рож}} = (13,29389 - 13,08218) \cdot 480000 = 101620,8 \text{ тыс. руб.}$$

3.2 Налог на прибыль ($H_{\text{приб.}}$), тыс. руб.

$$H_{\text{приб.}} = P_{\text{рож}} \cdot K_{\text{нал}} \quad (2.31)$$

где $K_{\text{нал}}$ - коэффициент налогообложения прибыли ($K_{\text{нал}} = 0,20$).

$$H_{\text{приб.}} = 101620,8 \cdot 0,20 = 20324,1 \text{ тыс. руб.}$$

3.3 Чистая ожидаемая прибыль ($P_{\text{рчист}}$), тыс. руб.

$$P_{\text{рчист}} = P_{\text{рож}} - H_{\text{приб.}} \quad (2.32)$$

$$P_{\text{рчист}} = 101320,8 - 20324,16 = 81296,64 \text{ тыс. руб.}$$

Технико-экономические показатели и экономическая эффективность от введение нового водооборотного цикла для установки производства карбамида (таблица 9).

Таблица 9 – Технико-экономические показатели и экономическая эффективность от увеличения производственной мощности установки производства карбамида

Показатели	До проектирования	После проектирования	Изменение, + / -
Полная себестоимость 1т продукта, руб.	13293,89	13082,18	211,71
Ожидаемая прибыль (условно-годовая экономия) от снижения себестоимости 1 т продукта, тыс.руб.		101620,8	
Налог на прибыль, тыс.руб.		20324,16	
Чистая ожидаемая прибыль, тыс.руб.		81296,64	
Производственная мощность установки, тыс. т./год	480	480	-

Таким образом, введение нового ВОЦ на производстве карбамида при сохранении производственной мощности приводит к увеличению прибыли за счет снижения себестоимости продукции. Снижение себестоимости продукции происходит за счет экономии сырья, в частности деминерализованной воды (в новом ВОЦ предполагается использование речной воды), и снижения уровня затрачиваемой электроэнергии.

Выводы к главе 2

В главе 2 был проведен анализ существующих видов градирен их преимущества и принцип работы. Рассмотрена возможность применения на производстве карбамида.

Произвели расчеты материального баланса по производству карбамида:

- колонны синтеза с производительностью 62608 кг/ч плава карбамида;
- узла дистилляции высокого давления со степенью разложения карбамата и гидрооксида аммония 80% и степенью отгонки свободного аммиака 30%;
- узла дистилляции среднего давления со степенью отгонки NH_3 -95% и степенью разложения карбамата аммония -70%.
- расчет теплового баланса конденсатора среднего давления
- расчет градирни
- расчет безвозвратных потерь воды
- расчет выбросов аммиака по проектному и базовому вариантам

Исходя из расчетов узла дистилляции среднего давления произвели расчет баланса конденсатора среднего давления (Е7), исходя из необходимости охлаждения смеси до 45°C , на основании чего подобрали тип градирни и количество секций для обеспечения конденсатора охлаждающей водой.

Заключение

С развитием химической отрасли возникает потребность в оптимизации производственного процесса. Использование оборотных систем водоснабжения позволяет сократить потребление воды, исключить наличие сточных вод, использовать меньшее количество компонентов, необходимых для производственного процесса.

В магистерской работе были рассмотрены основные вопросы технологий и исследований в области производства карбамида, как мировых производств, так и производств в России. Проведенный патентный поиск показал, что производство карбамида не теряет своей актуальности и до сих пор является предметом научного интереса. Проведено исследование зависимости температурного баланса в аппарате E7 на объемы выбросов аммиака в окружающую среду.

Основное внимание в данной работе было уделено производству карбамида по технологии Snamprogetti на территории ПАО «Тольяттиазот», а именно решению проблемы нехватки охлаждающей воды и созданию нового водооборотного цикла взамен существующего. Определение зависимости объемов выбросов аммиака от температуры окружающей среды.

В ходе работы проведены:

1. Расчеты материальных балансов:

1.1. Колонны синтеза с производительностью 62608 т/ч плава карбамида;

1.2. Узла дистилляции высокого давления со степенью разложения карбамата аммония 80% и степенью отгонки свободного аммиака 30%;

1.3. Узла дистилляции среднего давления со степенью разложения карбамата аммония 70% и степенью отгонки свободного аммиака 98%.

2. Расчет теплового баланса конденсатора среднего давления E7.

3. Расчет градирни с определением площади орошения 90 м² и плотностью орошения $12,1 \times 10^3$ кг/м²ч.

4. Расчет снижения выбросов аммиака на санитарную свечу до 0,9 кг/ч.

5. Экономический расчет, который показал, что введение нового ВОЦ на производстве карбамида при сохранении производительной мощности приводит к увеличению прибыли за счет снижения себестоимости на 211,71 руб./т.

На основании рассчитанных материального и теплового балансов был определен тип и размер оборудования, рассчитан экономический эффект, позволяющий снизить себестоимость продукции, рассмотрены экологические достоинства новой системы и вопросы безопасности.

Внедрение нового водооборотного цикла позволит облегчить ведение технологического процесса и позволит получать карбамид стабильно высокого качества, что повысит конкурентоспособность на рынке среди производителей данного вида продукции.

Список используемой литературы

1. Арефьев Ю.И., Пономаренко В.С. К вопросу эффективности брызгальных градирен // Водоснабжение и санитарная техника. 1992. №2. С. 7.
2. Багманова, Р.Х. Материальные балансы химико-технологических процессов : методические указания для выполнения практических работ / Р.Х. Багманова, В.П. Дорожкин. - Нижнекамск : Нижнекамский химико-технологический институт (филиал) ФГБОУ ВПО «КНИТУ», 2012. - 73 с.
3. Баранова Н.И. Анализ технологического процесса производства карбамида как объекта управления. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.science-education.ru/ru/article/view?id=10993> (дата обращения 30.04.2020).
4. Бергман Д. Испарительные градирни: современные конструкции и преимущества реконструкции // Энергетик: спецвыпуск. 2000. С.15- 21.
5. Голубев И.Ф., Кияшова В.П., Перельштейн И.П., Паришн Е.Б. Теплофизические свойства аммиака. М., Издательство стандартов, 1978. – 264 с.
6. ГОСТ 2081-2010 Карбамид. Технические условия. [Электронный ресурс]. – URL: <https://files.stroyinf.ru/Index2/1/4293815/4293815634.htm> (дата обращения 20.04.2020).
7. Дыбина П.В., Соловьева А.С., Вишняк Ю.И. Расчеты по технологии неорганических веществ. Учебное пособие для студентов химико-технологических специальностей. Под общ. ред. д.т.н. проф. П.В. Дыбиной. - М.: Изд. «Высш. шк.», 1967. - 524 стр., 20 табл., 32 ил.
8. Жестков С.В. Разработка высокоинтенсивной энергосберегающей технологии карбамида. [Электронный ресурс]. – URL: <http://tekhnosfera.com/razrabotka-vysokointensivnoy-energoberegayuschey-tehnologii-karbamida> (дата обращения 30.04.2020).

9. Иванова Т.П., Федорова Н.И. Руководство по проектированию градирен. Москва, 1980. – 144 с.
10. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1971. – 785 с.
11. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. Л.: Химия, 1990. – 375 с.
12. Кучерявый В.И., Лебедев В.В. Синтез и применение карбамида. Л.: Химия, 1970. – 198 с.
13. Лаптев А.Г., Ведьгаева И.А. Устройство и расчет промышленных градирен: Монография. Казань: КГЭУ, 2004. – 180 с.
14. Латыпов Р.Ш. Общая химическая технология [Текст]: Курс лекций: [Учебник для студентов хим.-технол. специальностей вузов]: В 2-х ч. / Р.Ш. Латыпов, Н.М. Лебедева, Н.Н. Терпиловский; Казан. хим.-технол. ин-т им. С.М. Кирова; Под ред. проф. И.П. Мухленова. - Изд. 3-е, перераб. и доп. - Казань: КХТИ, 1977. - 48 с.
15. Общая химическая технология: Учебник для вузов. КНИГИ; НАУКА и УЧЕБА Название: Общая химическая технология: Учебник для вузов. Автор: Бесков В.С. Издательство: Академкнига, 2005. – 452 с.
16. Основы проектирования производств неорганических веществ: учебное пособие / В.Ю. Прокофьев. – Иваново: Иван. Государственный химико-технологический университет, 2015. – 130-135 с.
17. Островский С.В. Совершенствование технологической схемы производства карбамида с целью снижения производственных потерь карбамида и сырья. [Электронный ресурс]. – URL: <https://cyberleninka.ru/article/n/sovershenstvovanie-tehnologicheskoy-shemy-proizvodstva-karbamida-s-tselyu-snizheniya-proizvodstvennyh-poter-karbamida-i-syrua> (дата обращения 20.07.2020).
18. Острога Р.А., Юхименко Н.П., Михайловский Я.Э., Литвиненко, А.В. Технология получения гранулированных удобрений на органической

основе. / Европейский журнал передовых технологий. 2016. № 6(79). С.19 - 25.

19. Патент RU 2 071 467 C1 Способ получения карбамида. Оpubл. 10.01.1997. Автор(ы): Котлярский Д.В., Гендельман А.Б., Тарасов В.А., Дурач Р.Н. [Электронный ресурс]. – URL: https://yandex.ru/patents/doc/RU2071467C1_19970110 (дата обращения 30.04.2020).

20. Патент RU 2 442 772 C1 Способ получения карбамида. Оpubл. 20.02.2012. Автор(ы): Сергеев Ю.А., Андержанов Р.В., Воробьев А.А., Солдатов А.В., Головин Ю.А., Шнепп Ю.Б., Ожегин А.В., Прокопьев А.А., Костин О.Н., Кузнецов Н.М., Есин И.В. [Электронный ресурс]. – URL: <http://www.freepatent.ru/patents/2442772> (дата обращения 30.04.2020).

21. Патент RU 2 499 791 C1 Способ и установка для получения карбамида и способ модернизации установки для получения карбамида. Оpubл. 27.11.2013. Автор(ы): Сергеев Ю.А., Андержанов Р.В., Воробьев А.А., Солдатов А.В., Лобанов Н.В., Прокопьев А.А., Кузнецов Н.М., Костин О.Н., Есин И.В. [Электронный ресурс]. – URL: <http://www.freepatent.ru/patents/2499791> (дата обращения 30.04.2020).

22. ПК-4Р. Постоянный технологический регламент производства карбамида мощностью 960 тыс. тонн в год поставки фирмы «Снампрожетти» Италия, утвержденный генеральным директором ЗАО Корпорация «Тольяттиазот» 6 июля 2013 года.

23. Пономаренко В.С. О реконструкции вентиляторных градирен // Химическая промышленность. 1996. № 7. С. 45.

24. Пономаренко В.С. Технологическое оборудование градирен // Электрические станции. 1996. №11. С. 19-28.

25. Расчеты по технологии неорганических веществ. Учебное пособие для вузов. Изд. 2-е, перераб. Под редакцией проф. М.Е. Позина. Л., Химия, 1977. – 496 с.

26. Сергеев Ю.А., Кузнецов Н.М., Чирков А.В. Карбамид: свойства, производство, применение: Монография. – Нижний Новгород: Кварц, 2015. – 544 с.
27. Солдатов А.В., Шестаков Н.А. Строительство агрегата карбамида с использованием существующего резервного оборудования. [Электронный ресурс]. – URL: <https://niik.ru/press-center/publications/%D0%A1%D0%BE%D0%BB%D0%B4%D0%B0%D1%82%D0%BE%D0%B2.pdf> (дата обращения 30.04.2020).
28. Inoue Shigeru, Kanai Kazumichi, Otsuka Eiji Equilibrium of Urea Synthesis. II. [Электронный ресурс]. – URL: <https://www.journal.csj.jp/doi/abs/10.1246/bcsj.45.1616> (дата обращения: 15.04.2021).
29. Khalid T. Alkusayer (Inventor) Andrew Ollerhead Advised by Professor Stephen J. Kmiotek Ammonia Synthesis for Fertilizer Production [Электронный ресурс]. – URL: https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/E-project-102815-141044/unrestricted/MQP_Final_Paper_-_Andrew_Ollerhead.pdf (дата обращения: 10.04.2021).
30. Lino Carlessi Alessandro Gianazza Process for the synthesis of urea comprising a passivation stream at the stripper bottom [Электронный ресурс]. – URL: <https://patents.google.com/patent/US20150025273> (дата обращения: 10.04.2021).
31. Prem Baboo Urea plant energy saving by selection of liner material and internals [Электронный ресурс]. – URL: https://www.researchgate.net/publication/345989868_urea_plant_energy_saving_by_selection_of_liner_material_and_inernals (дата обращения: 15.04.2021).
32. Stefan Schlüter, Christian Geitner Simulation of Methanol and Urea Production from Catalytic Conversion of Steel Mill Gases [Электронный ресурс]. – URL: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/full/10.1002/cite.202000068> (дата обращения: 18.04.2021).