

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

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки / специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(направленность (профиль) / специализация)

## ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Модернизация установки выпаривания в производстве карбамида

Обучающийся

В.В. Боярова

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент, Ю.Н. Орлов

(ученая степень (при наличии), ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2023

## Аннотация

Бакалаврскую работу выполнила: Боярова В. В.

Тема работы: «Модернизация установки выпаривания производства карбамида».

Научный руководитель: канд. хим. наук, доцент Орлов Ю. Н.

Цель бакалаврской работы – модернизация оборудования охлаждения технологических потоков при выпаривании раствора карбамида на производстве ПАО «ТольяттиАзот».

Структура и объем работы: бакалаврская работа состоит из введения, трех разделов, заключения и списка используемых источников. Бакалаврская работа изложена на 71 странице, включает 12 таблиц и 8 рисунков, а также список литературы из 23 источников.

В работе представлена технологическая схема и ее описание. Проведен расчет материального и теплового баланса выпарных аппаратов 1-ой и 2-ой ступени и расчет конденсаторов 1-ой и 2-ой ступени, а также представлены чертежи общего вида испарителя выпарного аппарата и конденсатора 1-ой ступени.

Применение выпаривания в производстве карбамида объясняется тем, что карбамид получают в виде разбавленного водного раствора, а на гранулирование он должен подаваться в виде плава. Воздушные конденсаторы, применяемые в технологической схеме выпаривания карбамида, создают проблемы, связанные с трудностями поддержания вакуума в выпарных аппаратах, особенно в летнее время.

Замена конденсаторов воздушного охлаждения 1-ой и 2-ой ступени на конденсаторы водяного охлаждения позволяет получить значительную годовую экономию электроэнергии, повысить надежность работы оборудования охлаждения технологических потоков и стабильности работы в течение года.

## **Abstract**

The bachelor's thesis was performed by: Boyarova V.V.

Thesis topic: 'Modernization of carbamide evaporation plant'.

Academic supervisor: Candidate of Chemical Sciences, Associate Professor Orlov Y. N.

The purpose of the bachelor's thesis is to modernize the cooling equipment of technological flows during the carbamide evaporation process solution at the production of PJSC 'TogliattiAzot'.

Structure and scope of paper: the bachelor's thesis consists of an introduction, three sections, a conclusion and a reference list. The bachelor's thesis is presented on 71 pages, includes 12 tables and 8 figures, as well as a reference list consisting of 23 sources.

The paper presents a technological scheme and its description. The calculation of the material and thermal balance of the 1st and 2nd stage evaporation apparatus and the calculation of the 1st and 2nd stage capacitors are carried out, and drawings of the general view of the evaporator of the evaporation apparatus and the 1st stage capacitor are also presented.

The use of evaporation in the production of carbamide is explained by the fact that carbamide is obtained in the form of a diluted aqueous solution, and it must be fed to granulation in the form of a melt. The air capacitors used in the technological scheme of carbamide evaporation process create problems related to the difficulties of maintaining a vacuum in evaporators, especially in the summer.

Replacing the 1st and 2nd stage air cooling capacitors with water cooling capacitors allows you to obtain significant annual energy savings, increase the reliability of the cooling equipment of technological flows and stability of operation throughout the year.

## Содержание

Введение.....	5
1 Теоретическая часть.....	6
1.1 Способы получения карбамида .....	6
1.2 Физико-химические основы процесса выпаривания.....	10
1.3 Патентный поиск по технологии производства карбамида.....	14
1.4 Выбор и обоснование решения по модернизации установки выпаривания производства карбамида .....	18
2 Технологическая часть .....	21
2.1 Характеристика сырья и готовой продукции .....	21
2.2 Описание технологической схемы выпаривания карбамида .....	23
2.3 Материальный баланс выпарных аппаратов .....	26
2.4 Тепловой баланс выпарных аппаратов .....	29
3 Расчетная часть.....	36
3.1 Расчет конденсатора 1-ой ступени .....	36
3.2 Расчет конденсатора 2-ой ступени .....	46
3.3 Подбор основного и вспомогательного оборудования .....	56
Заключение .....	67
Список используемой литературы и используемых источников.....	70

## Введение

Карбамид – высоколиквидный продукт, который получают из газового сырья. В структуре использования азотных удобрений в мире доля использования карбамида постоянно увеличивается. В настоящее время на долю карбамида приходится 60–70 % всего мирового рынка азотных удобрений.

Большая часть установок карбамида, работающих в России, были введены в эксплуатацию в 1960–1980-е годы и эксплуатируются более 30 лет, поэтому основными проблемами этих установок являются физический и моральный износ оборудования, а также их недостаточно высокая энергоэффективность.

При работе на физически устаревшем оборудовании возникают незапланированные остановки, которые в итоге ведут к потере выработки конечного продукта. Моральный износ оборудования вызван применением устаревших конструкций аппаратов и их внутренних устройств, что снижает эффективность работы оборудования в процессе эксплуатации.

Данная выпускная квалификационная работы актуальна, так как повышается надежность и энергоэффективность работы оборудования установки выпаривания карбамида.

Целью представленной бакалаврской работы является модернизация оборудования охлаждения технологических потоков при выпаривании раствора карбамида на производстве ПАО «ТольяттиАзот».

Для выполнения поставленной цели выпускной квалификационной работы, необходимо выполнить следующие задачи:

- изучить технологическую схему выпаривания карбамида и провести ее анализ;
- провести расчет материального и теплового балансов выпаривания карбамида и расчет оборудования;
- выбрать оборудование в соответствии с расчетами.

## 1 Теоретическая часть

### 1.1 Способы получения карбамида

Карбамид (мочевина)  $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$  – ценнейшее удобрение азотной группы. Благодаря большому содержанию азота (не менее 46,2 масс. %) карбамид преобладает над другими твердыми удобрениями своей группы.

В последние годы доля карбамида, используемого в промышленности начала расширяться. Дополнительно к традиционным областям применения карбамида для получения меламина, карбамидных смол, синтеза циануровой кислоты, очистки моторных масел, производства гербицидов, лекарств, косметических препаратов, появились новые: производство антигололедных реагентов, очистка отходящих газов от  $\text{NO}_x$  [8].

Как видно из структуры мирового рынка азотных удобрений (рисунок 1), доля карбамида составляет 52 %.

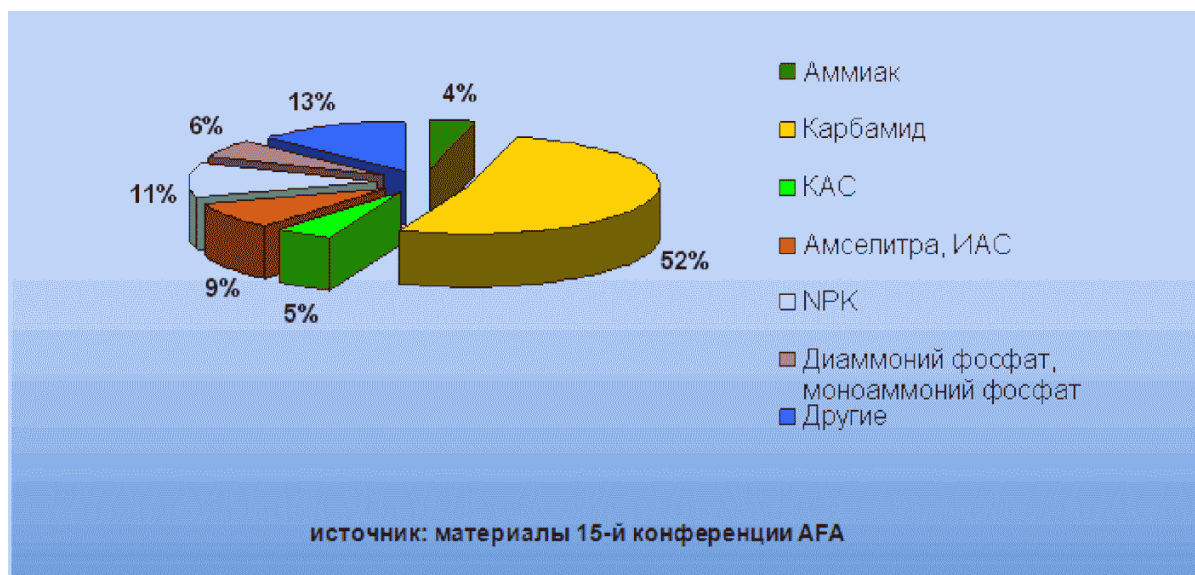


Рисунок 1 – Структура мирового рынка азотных удобрений [8]

В России, как и во всем мире, карбамид в промышленности получают путем синтеза из аммиака и диоксида углерода при высоком давлении и температуре [1]:



Главные стадии производства высококонцентрированного раствора (плава): синтез, дистилляция, конденсация и возврат непрореагировавшего сырья на стадию синтеза, выпаривание воды из раствора карбамида. Товарный карбамид выпускается в виде прилл или гранул в зависимости от используемой технологии: приллирование в башнях или гранулирование в кипящем слое.

Технологии производства концентрированного раствора (плава) карбамида можно разделить на:

- технологии с полным жидкостным рециклом;
- технологии со стриппинг-процессом.

Технологии получения твердых форм готового продукта можно разделить на:

- башни приллирования;
- грануляцию в КС.

В России эксплуатируются две разновидности схемы с полным жидкостным рециклом классический процесс Stamicarbon и усовершенствованный процесс ТЕС. В свою очередь классический процесс Stamicarbon на большинстве предприятий получил усовершенствование в виде процесса URECON®2006 или его элементов [8].

По технологии полного жидкостного рецикла синтез карбамида из жидкого аммиака и газообразного диоксида углерода осуществляется при температуре 180–195 °С и давлении 18,5–20 МПа, с последующим выделением непрореагировавших компонентов на двух ступенях

дистилляции и возвратом (рециклом) в узел синтеза в виде раствора карбамата.

В схеме ТЕС, как и в классической схеме с полным жидкостным рециклом используется один аппарат с высоким давлением (реактор синтеза) и трехступенчатая дистилляция.

Стриппинг-процессы получения плава карбамида являются наиболее энергоэффективными и экологичными.

Производство карбамида из жидкого аммиака и газообразного диоксида углерода по технологии стриппинга в токе  $\text{CO}_2$  осуществляется при температуре 170–185 °С и давлении 13,5–14,5 МПа. Непрореагировавшие  $\text{NH}_3$  и  $\text{CO}_2$  выделяют из плава синтеза и конденсируют их при высоком давлении. Выделение непрореагировавших веществ при высоком давлении осуществляют продувкой  $\text{CO}_2$ .

Производство карбамида из жидкого аммиака и газообразного диоксида углерода по технологии стриппинга в токе  $\text{NH}_3$  производится при температуре 170–190 °С и давлении 15,5–16,0 МПа. В отличие от стриппинга в токе  $\text{CO}_2$  в данной схеме вся газожидкостная смесь из реактора синтеза подается в стриппер, и в схеме отсутствует скруббер высокого давления.

В реакторе синтез карбамида происходит при температуре 190 °С и давлении 15,5 МПа. Процесс синтеза проходит при относительно высоком мольном соотношении (3,5–3,7). Благодаря этому обеспечивается:

- относительно высокая степень конверсии  $\text{CO}_2$  в карбамид (до 65 %);
- малая коррозионная активность плава синтеза;
- низкая скорость образования биурета.

Плав синтеза из реактора подают в подогреваемый паром стриппер с падающей пленкой, где содержание  $\text{CO}_2$  в растворе значительно понижают отгонкой аммиаком, выделяющимся из плава.

Газы дистилляции направляют из стриппера в карбаматный конденсатор, где тепло от образования карбамата аммония используют для генерации пара (4 ата). Возврат карбамата из карбаматного конденсатора в



реактор проводят, используя эжектор, в котором движущей жидкостью является жидкий аммиак. Перепад давления на эжекторе обеспечивает энергию, необходимую для движения потока карбамата аммония. Таким образом, основной рециркулируемый поток возвращают в реактор с минимальными капитальными затратами и эксплуатационными расходами (отсутствие необходимости установки насоса высокого давления для возврата УАС). На первых установках в нижнюю часть дистиллятора в качестве стриппинг-агента подавали газообразный аммиак.

Однако вследствие высокой растворимости аммиака в плаве синтеза, это приводило к увеличению нагрузки на дистилляцию низкого давления. Указанный недостаток удалось устранить за счет уменьшения (до полного исключения) подачи  $\text{NH}_3$  в стриппер и увеличения избытка  $\text{NH}_3$  в реакционной смеси на входе в реактор синтеза. Такой вариант процесса называют автостриппингом (селфстриппинг) [8].

Технологии стриппинга в токе  $\text{CO}_2$  и автостриппинга (в токе  $\text{NH}_3$ ) обеспечивают наиболее высокие технико-экономические показатели. Это достигается возвратом большей части непрореагировавших аммиака и диоксида углерода без снижения давления, а также снижением потерь энергии при дросселировании раствора карбамида. Выбросы вредных веществ в атмосферу сокращаются, так как аммиак и диоксид углерода в результате рециркуляции возвращаются на стадию синтеза карбамида. Тепло конденсации газов дистилляции утилизируется в виде водяного пара.

Производство плава карбамида включает следующие стадии:

- синтез карбамида из аммиака и диоксида углерода;
- дистилляция (при разном количестве ступеней и различных давлениях) с рециркуляцией непрореагировавших аммиака и диоксида углерода на стадию синтеза;
- выпаривание воды из раствора карбамида;
- гранулирование (приллирование) и охлаждение гранул карбамида.

В результате химического процесса, взаимодействия аммиака и диоксида углерода, не образуются новые вещества, представляющие опасность для окружающей среды. Вода, получаемая при синтезе карбамида, и выделенная из раствора, после узла выпаривания, содержит незначительные примеси аммиака и карбамида. При использовании современных технологий, десорбции аммиака и гидролиза карбамида на аммиак и диоксид углерода, очищенная сточная вода с содержанием аммиака и карбамида от 1 до 5 мг/л, может быть использована на водоподготовке для получения котловой воды или на подпитке водооборотного цикла. Никаких других отходов в производстве карбамида не образуется [8].

## **1.2 Физико-химические основы процесса выпаривания**

Процесс концентрирования растворов, заключающийся в частичном удалении растворителя путем его испарения при кипении, называется выпариванием. Испарение при температурах ниже температуры кипения данного раствора происходит с его поверхности, в то время как при кипении растворитель испаряется во всем объеме кипящего раствора, что значительно интенсифицирует процесс удаления растворителя [7].

Переход жидкости в пар происходит при температурах, соответствующих парциальным давлениям паров нагреваемой жидкости ниже давления окружающей среды. Кипение жидкости начинается, когда парциальное давление паров достигнет давления окружающей среды. Температура кипения растворов зависит от химической природы растворенных веществ и растворителей и повышается с увеличением концентрации растворов и внешнего давления.

При испарении жидкости из раствора при одной и той же температуре давление паров над кипящей жидкостью будет меньше, чем при кипении чистого растворителя, так как для перехода молекул вещества из жидкой

фазы в паровую фазу требуется определенное количество энергии для преодоления воздействия других молекул.

Концентрирование растворов выпариванием – один из наиболее широко применяемых технологических процессов в химической промышленности. Его применение в производстве карбамида объясняется тем, что карбамид получают в виде разбавленного водного раствора, а на гранулирование он должен подаваться в виде плава.

При выпаривании увеличение концентрации раствора карбамида идет путем частичного испарения воды при кипении раствора карбамида. При этом необходимо обеспечить как можно меньший расход энергии и обеспечить минимальные потери карбамида.

Теплоносителем при выпаривании водных растворов в большинстве случаев является водяной пар. Пар, образующийся при выпаривании раствора, называют вторичным паром.

Выпаривание может осуществляться при атмосферном давлении, под вакуумом и под давлением больше атмосферного. Для выпаривания при атмосферном давлении применяют в основном открытые аппараты, а для выпаривания при повышенном давлении – закрытые.

Тепло, затрачиваемое на выпаривание, может быть использовано однократно или многократно. Когда раствор выпаривают в одном аппарате, выпарную установку называют однокорпусной, а технологический процесс выпаривания в таком аппарате – однокорпусным выпариванием. Образующийся при этом вторичный пар не используется. При многократном использовании тепла на выпаривание вторичный пар может применяться для нагревания в других выпарных аппаратах той же установки. Такие выпарные установки называются многокорпусными, а процесс выпаривания в них – многокорпусным выпариванием.

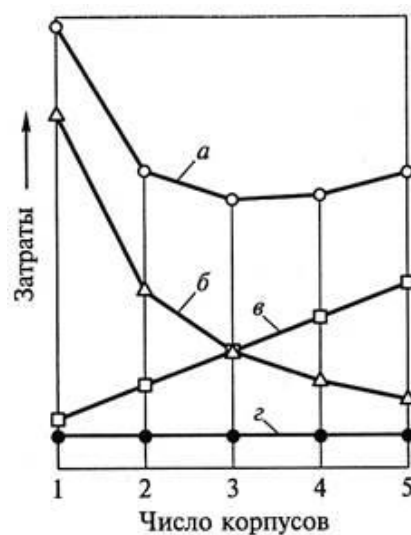
В зависимости от относительного движения греющего пара и выпариваемого раствора различают прямоточные и противоточные выпарные установки.

Преимуществом прямоточной схемы является возможность подачи выпариваемого раствора в выпарной аппарат самотеком. Недостаток прямоточной схемы – это увеличение поверхности теплообмена греющей камеры.

В противоточных схемах теплообмен между отдельными ступенями выпарной установки идет более интенсивно, но требуется использование в схеме насосов, которые эксплуатируются на горячих и легко кристаллизующихся потоках.

Выбор числа ступеней при выпаривании основан на преимуществе многокорпусной выпарной установки использования первичного греющего пара только в первом корпусе. Остальные корпуса могут обогреваться вторичным паром, получаемым в предыдущем корпусе. В результате увеличения числа ступеней многокорпусной выпарной установки уменьшаются производственные затраты на получение греющего пара и соответственно трудозатраты.

Оптимальное число корпусов установок многократного выпаривания обычно определяется экономическими соображениями (рисунок 2), исходя из приведенных затрат на проведение процесса выпаривания (кривая *a*) [7].



а – суммарные затраты на процесс выпаривания; б – затраты на производство пара; в – амортизационные расходы; г – трудозатраты

Рисунок 2 – Определение затрат на проведение процесса выпаривания

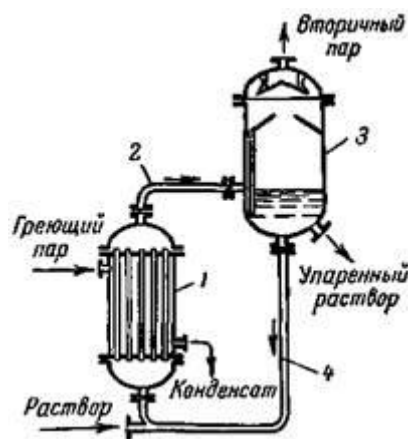
Вторичный пар, который образуется на каждой ступени выпаривания, можно помимо обогрева следующего корпуса использовать для нагрева вне выпарной установки.

Чтобы получить гранулированный карбамид, его полученный раствор необходимо упаривать до консистенции плава с концентрацией близкой к 100 %. Кроме того при выпаривании раствора карбамида необходимо снижать чрезмерное повышение температуры, чтобы свести к минимуму процессы разложения карбамида и образование биурета.

Так как фактор времени является определяющим для процессов разложения карбамида и образования биурета, время, в течение которого раствор карбамида будет находиться при температуре выше 110 °С, должно быть сокращено до минимума. В результате содержание биурета в плаве будет снижено также и при гранулировании плава в грануляционной башне.

Для понижения температуры при выпаривании раствора карбамида применяют создание вакуума, что также позволяет использовать в качестве греющих агентов теплоносителей с более низкими температурами. В результате увеличения полезной разности температур уменьшается требуемая поверхность теплообмена, но несколько увеличивается удельная теплота испарения растворителя, что ведет к увеличению расхода необходимого тепла.

Выпарные аппараты с вынесенной нагревательной камерой (рисунок 3) широко применяется для выпаривания кристаллизующихся растворов, и постепенно вытесняют аппараты других типов.



1 – нагревательная камера; 2 – труба для парожидкостной смеси;  
3 – сепаратор; 4 – циркуляционная труба

Рисунок 3 – Выпарной аппарат с вынесенной нагревательной камерой

Роль зоны вскипания выполняет труба, соединяющая нагревательную камеру и сепаратор. Размещение нагревательной камеры вне корпуса выпарного аппарата способствует повышению интенсивности выпаривания не только за счет увеличения разности плотностей жидкости и парожидкостной смеси в циркуляционном контуре, но и за счет увеличения длины кипяtilьных труб.

### 1.3 Патентный поиск по технологии производства карбамида

Результаты проведенного патентного поиска по проблемам разработки технологии получения карбамида в условиях ПАО «Тольяттиазот» представлены ниже.

Способ получения карбамида. Россия, патент RU2529462C1, классы МПК C07C 273/04. Владелец патента: Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза" (ОАО НИИК). Дата публикации: 27.09.2014 г.

«Изобретение относится к способу получения карбамида из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении, молярном соотношении  $\text{NH}_3:\text{CO}_2 = (3,4-3,7):1$ .

В предложенном способе получения карбамида газы и плав карбамида после реактора синтеза выводятся отдельно. Раствор углеаммонийных солей, выходящий из второй зоны конденсации, направляется в реактор, отличающийся тем, что дистилляцию первой ступени проводят в токе  $\text{CO}_2$ , используемого в количестве 35–40 % от общего его количества, вводимого в процесс. Газы, выделенные на стадии сепарации, в количестве 75–85 % от общего, вводят в первую зону конденсации газов дистилляции первой ступени, а остальное количество газов, выделенных на стадии сепарации, вместе с газами, выведенными из реактора синтеза, вводят во вторую зону конденсации газов дистилляции первой ступени.

Техническим результатом, достигаемым при реализации предложенного способа, является обеспечение возможности продуцирования пара с избыточным давлением не ниже 0,33 МПа в первой зоне конденсации газов дистилляции первой ступени. Это обеспечивает его использование на последующих стадиях процесса производства карбамида. Сохранение практически того же расхода пара из внешних источников, что и в известном способе, позволяет уменьшить капитальные затраты благодаря уменьшению поверхности теплообмена в аппаратах конденсации газов дистилляции первой ступени и в аппаратах дистилляции второй ступени» [16].

Способ и установка для получения карбамида и способ модернизации установки для получения карбамида. Россия, патент RU2499791C1, класс МПК C07C 273/04. Владелец патента: Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза" (ОАО НИИК). Дата публикации: 27.11.2013.

«Изобретение направлено на сокращение масштаба рециркуляции реагентов. Предложенный способ, отличается тем, что поток раствора из зоны синтеза перед подачей на стадию дистилляции при давлении 1,5–2,5 МПа подвергают адиабатической сепарации при давлении 8–12 МПа с последующей дистилляцией при этом же давлении в токе диоксида углерода,

используемого в количестве 40–60 % от общего его количества, вводимого в процесс.

Технический результат, достигаемый при использовании предложенных способа и установки, состоит в повышении степени превращения исходных реагентов в зоне синтеза» [14].

Способ получения карбамида. Россия, патент RU2442772C1, классы МПК C07C 273/04, C07C 275/00. Владелец патента: Открытое акционерное общество "Научно-исследовательский и проектный институт карбамида и продуктов органического синтеза" (ОАО НИИК). Дата публикации: 20.02.2012.

«Изобретение относится к способу получения карбамида при повышенных температуре и давлении в установке, содержащей секцию высокого давления, которая включает реактор, стриппер, конденсатор и скруббер. Способ включает взаимодействие аммиака и диоксида углерода в реакторе с образованием реакционной смеси и отдельным выводом из реактора жидкостного потока, содержащего карбамид, карбамат аммония и свободный аммиак в водном растворе, и газового потока, содержащего, в основном, инертные газы.

Технический результат, на достижение которого направлено изобретение, состоит в повышении надежности применяемого оборудования» [15].

Узел концентрации раствора карбамида. Россия, патент RU201591U1 класс МПК C07C 273/04. Владелец патента: Акционерное общество "Аммоний". Дата публикации: 22.12.2020.

«Сущность изобретения: заявляемая полезная модель раскрывает узел концентрации раствора карбамида для установки производства карбамида, включающий в себя две ступени выпаривания, причем каждая из упомянутых ступеней включает в себя вакуумный сепаратор. При этом вакуумные сепараторы обеих ступеней соединены между собой трубопроводом для раствора карбамида с установкой регулирующего



клапана. Давление во второй ступени узла концентрации ниже давления в первой ступени узла концентрации. Посредством упомянутого регулирующего клапана в трубопроводе для сокового пара узел концентрации раствора карбамида позволяет разделить вакуум первой и второй ступеней выпаривания и регулировать уровень вакуума в каждой из ступеней выпаривания.

Полезная модель обеспечивает упрощение узла выпаривания раствора карбамида для производства карбамида и повышение его надежности за счет снижения количества компонентов» [18].

Выпарной аппарат. Россия, патент RU2294786C2 класс МПК В01D 1/06 [3]. Владелец патента: Хомяков А. П. Дата публикации: 03.10.2007.

«Изобретение относится к выпарной технике и может быть использовано в химической промышленности. Выпарной аппарат отличается тем, что устройство для ввода вторичного пара и продукта в сепаратор выполнено в виде отдельных патрубков, каждый из которых закреплен одним концом на верхнем конце соответствующей теплообменной трубки, а другим тангенциально соединен с сепаратором.

Техническим результатом является повышение надежности работы аппарата за счет исключения пригорания продукта на внутренней поверхности теплообменных трубок, уменьшение потерь гидродинамического напора в теплообменных трубках» [3].

Выбранные патенты относятся к способу получения карбамида из аммиака и диоксида углерода при повышенных температуре и давлении и концентрированию раствора карбамида путем его выпаривания. Техническим результатом данных патентов является совершенствование технологического процесса производства карбамида и повышение надежности работы аппаратов, входящих в технологическую схему.

#### **1.4 Выбор и обоснование решения по модернизации установки выпаривания производства карбамида**

В технологической схеме двухступенчатого выпаривания раствора карбамида применяются аппараты воздушного охлаждения для конденсации паров сокового пара. Конденсаторы 1-ой и 2-й ступени состоят из 16 параллельно работающих секций, объединенных в группы по 4 секции в каждой и имеющих по одному вентилятору на каждую группу. Секции конденсаторов выполнены из оребренных труб, собранных в трубной решетке. Регулирование температуры в секциях каждой группы выполняется изменением угла атаки соответствующего вентилятора в соответствии с поступающими усредненными сигналами от термопар.

Применение воздушных конденсаторов в технологической схеме ведет к возникновению проблем при эксплуатации установки выпаривания раствора карбамида. В летнее время температура воздуха может достигать 30–35 °С, что не позволяет эффективно охлаждать и конденсировать соковый пар с достижением температур 40–45 °С. В результате возникают отклонения от технологического режима, которые создают трудности для поддержания вакуума в выпарных аппаратах. Из-за этого также возможны превышения по выбросам в атмосферу. Зимой же аппараты воздушного охлаждения из-за температур воздуха до минус 30 °С – минус 35 °С могут размораживаться с растрескиванием [8].

Технические характеристики воздушных конденсаторов представлены в таблице 1.

Таблица 1 - Характеристика воздушных конденсаторов [12]

Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
Конденсатор 1-ой ступени	1	4-х секционный воздушный холодильник из оребренных труб. Поверхность теплообмена оребренных труб – 27000 м <sup>2</sup> . Количество труб в пучке – 180 шт. Количество пучков – 16 шт. Ширина пучка – 3100 мм. Длина пучка – 5700 мм. D <sub>тр</sub> 25,4 × 1,65 мм. Среда в трубках – соковый пар. Воздух нагнетается из атмосферы 4-мя вентиляторами. Мощность – 30 кВт. Давление расчетное – вакуум. Температура: рабочая – 40–60 °С; расчетная – 160 °С.
Конденсатор 2-ой ступени	1	4-х секционный воздушный холодильник из оребренных труб. Поверхность теплообмена оребренных труб – 22440 м <sup>2</sup> . Количество труб в пучке – 172 шт. Количество пучков – 16 шт. Ширина пучка – 2870 мм. Длина пучка – 4530 мм. D <sub>тр</sub> 25,4 × 1,65 мм. Среда в трубках – соковый пар. Воздух нагнетается из атмосферы 4-мя вентиляторами. Мощность – 30 кВт. Давление расчетное – вакуум. Температура: рабочая – 30–45 °С; расчетная – 170 °С.

При эксплуатации аппаратов воздушного охлаждения с оребренными трубами в результате загрязнения теплопередающих поверхностей коэффициент теплоотдачи снижается в 1,5...2,0 раза, что значительно снижает коэффициент теплопередачи.

Из-за снижения теплоотдачи теплоносителей и неравномерности охлаждения в пределах одной секции воздушного конденсатора также может происходить деформация труб, что ведет к снижению надежности и безопасности эксплуатации аппаратов.

Кожухотрубчатые конденсаторы, которые используются в технологических процессах химических производств, обеспечивают

оптимальный теплообмен между газообразными и жидкими средами и работают по принципу водяного охлаждения пара в технологических целях.

Достоинствами кожухотрубчатых конденсаторов являются:

- большая площадь поверхности теплопередачи при относительно компактных размерах кожухотрубчатого теплообменника;
- простота изготовления;
- проще в обслуживании;
- лучшее решение для открытых водооборотных контуров с водой из градирен;
- надежность в работе;
- возможность работы под большими давлениями.

Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения обеспечит значительное повышение надежности работы оборудования охлаждения технологических потоков, повышение стабильности работы в течение года, что в итоге ведет к экономии энергоресурсов.

## 2 Технологическая часть

### 2.1 Характеристика сырья и готовой продукции

Требования к качеству исходного сырья и вспомогательных материалов приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристика сырья и вспомогательных материалов [12]

Наименование сырья, материалов, полупродуктов	Государственный или отраслевой стандарт, ТУ, регламент	Показатели, обязательные для проверки по стандарту	Регламентируемые показатели с допустимыми отклонениями
Аммиак жидкий синтетический марки Б [5]	ГОСТ 6221–90	Массовая доля аммиака, %, не менее (при определении воды объемным методом) Массовая доля воды, %, не более (объемным методом) Массовая концентрация масла, мг/дм <sup>3</sup> , не более Массовая концентрация железа, мг/дм <sup>3</sup> , не более	99,6 0,2–0,4 8 2
Двуокись углерода (газообразная)	-	Содержание CO <sub>2</sub> , % об, не менее Массовая концентрация сернистых соединений, мг/м <sup>3</sup> , не более Содержание горючих, % об, не более Температура, °С, не более Давление, мм.вод.ст. (кПа), не менее	98 1 0,05 45 200(2,0)
Вода деминерализованная	Технологический регламент установки хим. водоподготовки	Массовая концентрация кремнекислоты (в пересчете на SiO <sub>2</sub> ), мг/дм <sup>3</sup> , не более рН	0,1 6,5–8,0
Азот газообразный	ГОСТ 9293–74 сорт 2	Объемная доля азота, %, не менее Массовая концентрация масла, мг/м <sup>3</sup> , не более Объемная доля кислорода, %, не более Давление, МПа (кгс/см <sup>2</sup> ), не более	99,0 Выдерживает испытания по п.3.7. 1,0 0,25 (2,5)

Карбамид должен по своим физико-химическим показателям, соответствовать требованиям и нормам ГОСТа 2081–2010. Физико-химические показатели карбамида для марки «Б» приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Физико-химические показатели карбамида [4]

Наименование показателя	Нормы для марки "Б"		
	Высший сорт	Первый сорт	Второй сорт
1. Массовая доля азота в пересчете на сухое вещество, %, не менее	46,2	46,2	46,2
2. Массовая доля биурета, %, не более	1,4	1,4	1,4
3. Массовая доля свободного аммиака, %, не более	не нормируется		
4. Массовая доля воды, %, не более: метод высушивания метод Фишера	0,3	0,3	0,3
	0,5	0,5	0,6
5. Рассыпчатость, %	100	100	100
6. Гранулометрический состав: - массовая доля гранул размером от 1 до 4 мм, %, не менее - массовая доля гранул размером от 2 до 4 мм, %, не менее - массовая доля гранул менее 1 мм, %, не более - остаток на сите 6 мм, не более	94	94	94
	70	50	–
	3	5	5
	отсутствие		
7. Статическая прочность гранул, кгс/гранулу, не менее	0,7	0,5	0,3

Карбамид способен слеживаться, что обуславливается его хорошей растворимостью в воде. Уменьшение слеживаемости карбамида достигается снижением влаги в готовом продукте и охлаждением его до температуры 50–60 °С.

Карбамид представляет собой азотное удобрение, содержащее азот в амидной форме (в составе  $\text{NH}_2$  группы).

Наибольшее количество используемого для технических нужд карбамида потребляется в производстве карбамидоформальдегидных полимеров (КФП), получаемых путем поликонденсации карбамида с формальдегидом.

## 2.2 Описание технологической схемы выпаривания карбамида

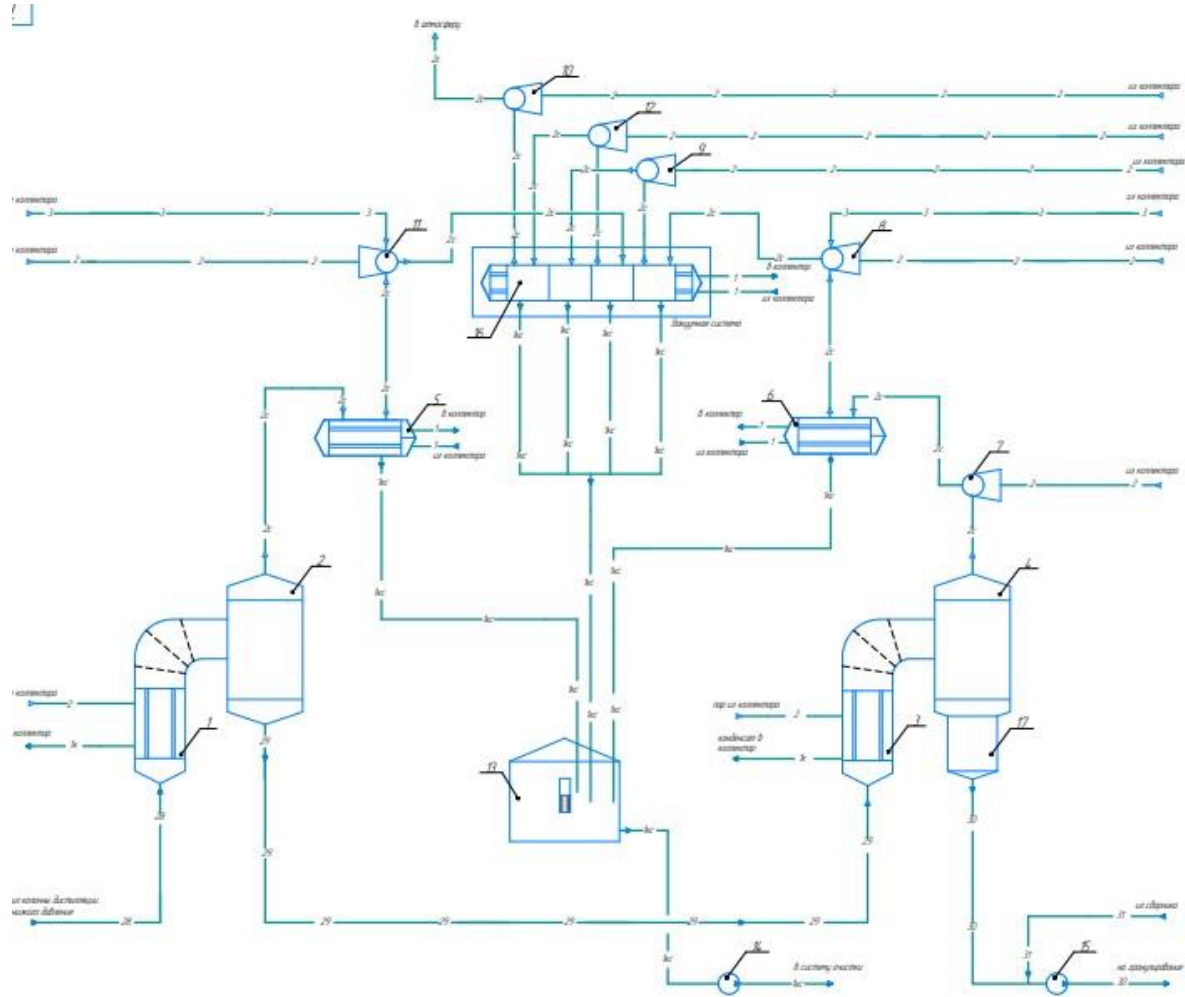
Схема выпаривания карбамида приведена на рисунке 4.

Раствор карбамида с концентрацией карбамида не менее 79 % (масс.) из колонны дистилляции низкого давления направляется снизу в испаритель 1-ой ступени выпаривания поз. 1, выполненный в виде вертикального кожухотрубного теплообменника, в межтрубное пространство которого подается пар с давлением 0,33–0,45 МПа (3,3–4,5 кгс/см<sup>2</sup>).

Раствор карбамида, проходя по трубкам испарителя вверх, нагревается до температуры 122–138 °С и в виде парожидкостной смеси направляется в сепаратор 1-ой ступени поз. 2. В сепараторе при абсолютном давлении 0,3–0,5 ата газовая фаза отделяется от жидкой фазы.

Раствор карбамида с концентрацией карбамида не менее 94 % (масс.) из сепаратора 1-ой ступени поз. 2 самотеком поступает в испаритель 2-ой ступени поз. 3, а соковый пар поступает в межтрубное пространство горизонтального кожухотрубного конденсатора 1-ой ступени поз. 5. В конденсаторе соковый пар конденсируется, и образующийся конденсат по барометрической трубе стекает в гидрозатвор сборника поз. 13. Несконденсированный соковый пар из конденсатора 1-ой ступени поз. 5 паровым эжектором поз. 11 подается в третью секцию конденсатора поз. 16.

Раствор карбамида, проходя вверх по трубкам испарителя 2-ой ступени поз. 3, нагревается до температуры 136–140 °С и в виде парожидкостной смеси направляется в сепаратор 2-ой ступени поз. 4. В сепараторе при абсолютном давлении 0,03–0,05 ата газовая фаза отделяется от жидкой фазы. Плав карбамида стекает в сборник поз. 17 и далее из сборника центробежным насосом поз. 15 направляется на стадию гранулирования.



Условное обозначение	Наименование рабочей среды в трубопроводе
- 1 - 1 -	Вода обратная
- К - К -	Конденсат
- Кс - Кс -	Конденсат сырой
- 2 - 2 -	Пар
- 2с - 2с -	Пар сырой
- 3 - 3 -	Вода
- 28 - 28 -	Раствор карбамида
- 29 - 29 -	Угреный раствор карбамида
- 30 - 30 -	Лед карбамид
- 31 - 31 -	Карбамид в рафинированном слое

Обознач	Наименование	Кол	Примеч
1	Испаритель 1-ой ступени	1	
2	Испаритель 1-ой ступени	1	
3	Испаритель 2-ой ступени	1	
4	Испаритель 2-ой ступени	1	
5	Конденсатор 1-ой ступени	1	
6	Конденсатор 2-ой ступени	1	
7	Паровый эжектор	1	
8	Паровый эжектор	1	
9	Паровый эжектор	1	
10	Паровый эжектор (обратный)	1	
11	Паровый эжектор	1	
12	Паровый эжектор	1	
13	Сборник	1	
14	Насос	1	
15	Насос	1	
16	Конденсатор 4-х ступенчатый	1	
17	Сборник	1	

Рисунок 4 – Схема выпаривания карбамида



Соковый пар из сепаратора 2-ой ступени поз. 4 паровым эжектором поз. 7 подается в горизонтальный кожухотрубчатый конденсатор 2-ой ступени поз. 6. Здесь он конденсируется и образовавшийся конденсат по барометрической трубе сливается в гидрозатвор сборника поз. 13, а несконденсированный соковый пар паровым эжектором поз. 8 направляется в четвертую секцию конденсатора поз. 16.

Регулирование остаточного давления (вакуума) на 2-ой ступени выпаривания обеспечивается автоматически – изменением количества подсосываемого атмосферного воздуха.

Конденсация несконденсированного в конденсаторах поз. 5 и поз. 6 сокового пара производится в конденсаторе поз. 16.

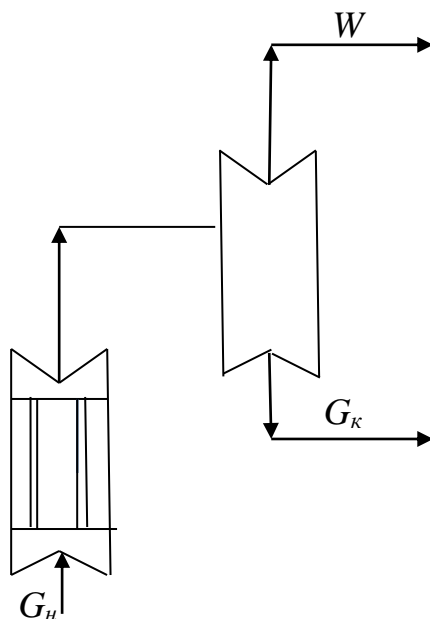
Соковый пар из конденсатора 1-ой ступени поз. 5 эжектором поз. 11 подается в третью секцию конденсатора поз. 16 и далее эжектором поз. 12 в первую секцию конденсатора поз. 16. Сокковый пар из конденсатора 2-ой ступени поз. 10 эжектором поз. 8 подается в четвертую секцию конденсатора поз. 16, откуда эжектором поз. 9 – во вторую секцию конденсатора поз. 16. Несконденсированный пар из первой секции конденсатора поз. 16 хвостовым эжектором поз. 10 выбрасывается в атмосферу. Полученный в секциях конденсатора поз. 16 конденсат по барометрическим трубам сливается в гидрозатвор сборника поз. 13. Тепло конденсации снимается охлаждающей водой, подаваемой в трубки конденсатора поз. 16 из водооборотного цикла.

В качестве рабочего потока в эжекторах поз. 12 и в хвостовом эжекторе используется пар низкого давления 0,33–0,45 МПа (3,3–4,5 кгс/см<sup>2</sup>).

Соковый конденсат из гидрозатвора через перегородку, обеспечивающую постоянный уровень в гидрозатворе, переливается непосредственно в сборник поз. 13, откуда центробежным насосом поз. 14 подается в систему очистки сточной воды.

## 2.3 Материальный баланс выпарных аппаратов

Схема материальных потоков установки приведена на рисунке 5.



$G_n$  – количество раствора карбамида, поступающего в выпарной аппарат;  $G_k$  – количество плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата;  $W$  – количество сокового пара, уходящего из выпарного аппарата

Рисунок 5 – Схема материальных потоков

Исходные данные:

– производительность по карбамиду 60 т/ч.

Состав поступающего раствора карбамида в % (масс):

– карбамид – 82,6;

– вода – 16,8;

– биурет – 0,6.

Состав упаренного плава карбамида после 1-ой ступени в % (масс):

– карбамид – 94,3;

– вода – 5,0;

– биурет – 0,7.

Состав упаренного плава карбамида после 2-ой ступени в % (масс):

– карбамид – 98,9;

– вода – 0,3;

– биурет – 0,8.

Уравнение материального баланса по формулам 1 и 2:

$$G_H = G_K + W, \quad (1)$$

$$G_H \cdot x_H = G_K \cdot x_K \quad (2)$$

где  $G_H, G_K$  – массовые расходы начального и конечного раствора, кг/ч;

$x_H, x_K$  – массовые доли раствора карбамида в начальном и конечном растворе;

$W$  – массовый расход выпариваемой воды (сокового пара), кг/ч.

Производительность по раствору карбамида, поступающего на выпаривание по формуле 3:

$$G_{H1} = \frac{G_K \cdot 100}{x_{y1}}, \quad (3)$$

$$G_{H1} = 60 \cdot 1000 \cdot 100/82,6 = 72639 \text{ кг/ч.}$$

Состав и количество раствора карбамида, поступающего в выпарной аппарат 1-ой ступени, приведены в таблице 4.

Таблица 4 – Состав и количество раствора карбамида, поступающего в выпарной аппарат 1-ой ступени

Наименование компонента	Содержание, % масс	Расход, кг/ч
Карбамид	82,6	60000
Вода	16,8	12203
Биурет	0,6	436
Итого:	100	72639

Количество испарившегося сокового пара на 1-ой ступени по формуле 4:

$$W_1 = G_k \left(1 - \frac{X_{H1}}{X_{K1}}\right), \quad (4)$$

$$W_1 = 72639 \left(1 - \frac{82,6}{94,3}\right) = 9014 \text{ кг/ч.}$$

Количество упаренного раствора после 1-ой ступени по формуле 5:

$$G_{K1} = G_{H1} - W, \quad (5)$$

$$G_{K1} = 72639 - 9014 = 63625 \text{ кг/ч.}$$

Состав и количество плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата 1-ой ступени, приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Состав и количество плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата 1-ой ступени

Наименование компонента	Содержание, % масс	Расход, кг/ч
Карбамид	94,3	60000
Вода	5,0	3181
Биурет	0,7	444
Итого:	100	63625

Сводная таблица материального баланса выпарного аппарата 1-ой ступени приведена в таблице 6.

Таблица 6 – Материальный баланс выпарного аппарата 1-ой ступени

Приход		Расход	
Компоненты	кг/ч	Компоненты	кг/ч
Раствор карбамида:		Раствор карбамида:	
карбамид	60000	карбамид	60000
вода	12203	вода	3181
биурет	436	биурет	444
		Соковый пар:	9014
Всего:	72639	Всего:	72639

Количество испарившегося сокового пара на 2-ой ступени:

$$W_2 = 63625 (1 - 94,3/98,9) = 2960 \text{ кг/ч.}$$

Количество упаренного раствора после 2-ой ступени по формуле 6:

$$G_{к2} = G_{к1} - W_2, \quad (6)$$

$$G_{к2} = 63625 - 2960 = 60665 \text{ кг/ч.}$$

Состав и количество плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата 2-ой ступени, приведены в таблице 7.

Таблица 7 – Состав и количество плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата 2-ой ступени

Наименование компонента	Содержание, % масс	Расход, кг/ч
Карбамид	98,9	60000
Вода	0,3	181
Биурет	0,8	484
Итого:	100	60665

Сводная таблица материального баланса выпарного аппарата 2-ой ступени приведена в таблице 8.

Таблица 8 – Материальный баланс выпарного аппарата 2-ой ступени

Приход		Расход	
Компоненты	кг/ч	Компоненты	кг/ч
Раствор карбамида:		Раствор карбамида:	
карбамид	60000	карбамид	60000
вода	3181	вода	181
биурет	444	биурет	484
		Соковый пар:	2960
Всего:	63625	Всего:	63625

Объем раствора карбамида на входе и общий объем раствора карбамида и сокового пара на выходе имеет равные значения и составляет 63625 кг/ч, что подтверждает правильность расчета материального баланса.

## 2.4 Тепловой баланс выпарных аппаратов

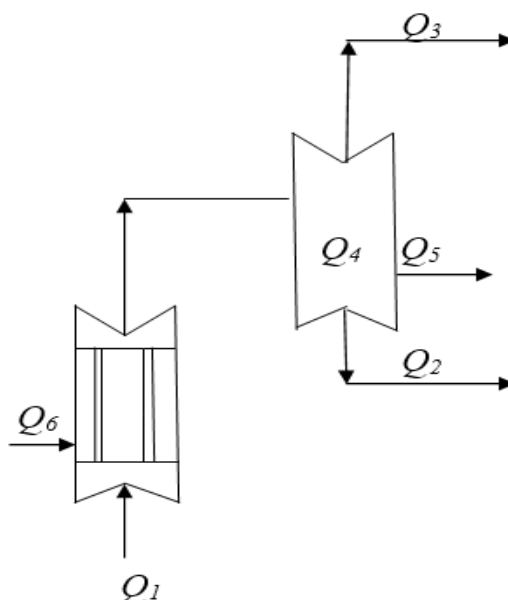
Исходные данные для 1-ой ступени выпаривания:

- температура раствора карбамида, поступающего в выпарной аппарат – 110 °С;
- температура плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата – 130 °С;
- температура уходящего сокового пара – 135 °С.

Исходные данные для 2-ой ступени выпаривания:

- температура плава карбамида, поступающего в выпарной аппарат – 130 °С;
- температура плава карбамида, уходящего из выпарного аппарата – 140 °С;
- температура уходящего сокового пара – 145 °С.

Схема тепловых потоков установки выпаривания карбамида приведена на рисунке 6.



$Q_1$  – количество теплоты, приходящей в выпарной аппарат с раствором карбамида;  $Q_2$  – количество теплоты, уходящей с плавом карбамида;  $Q_3$  – количество теплоты, уходящей с соковым паром;  $Q_4$  – теплота парообразования;  $Q_5$  – потери теплоты;  $Q_6$  – количество теплоты, передаваемой в испарителе от греющего пара

Рисунок 6 – Схема тепловых потоков

Уравнение теплового баланса по формуле 7:

$$Q_1 + Q_6 = Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5, \quad (7)$$

Приход теплоты с раствором карбамида на 1-ую ступень:

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot t_1, \quad (8)$$

где  $G_1$  – расход массовый раствора карбамида, поступающего в выпарной аппарат, кг/с (из материального баланса),  $G_1 = 72639$  кг/ч;

$c_1$  – удельная теплоемкость поступающего раствора карбамида, Дж/(кг·К),

$t_1$  – температура раствора карбамида, °С.

Удельная теплоемкость раствора карбамида по формуле 9:

$$c_1 = c_k \cdot x_k + c_b \cdot x_b, \quad (9)$$

где  $c_k, c_b$  – удельная теплоемкость карбамида и воды, Дж/(кг·К),

$$c_k = 1,345 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К}) [12];$$

$$c_b = 4,233 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К}) [13, \text{табл. XXXV}];$$

$x_k, x_b$  – массовые доли карбамида и воды;

$$x_k = 0,83;$$

$$x_b = 0,17 \text{ (из материального баланса).}$$

$$c_1 = 1,345 \cdot 0,826 + 4,233 \cdot 0,17 = 1,836 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$$

$$Q_1 = 72639/3600 \cdot 1,836 \cdot 110 = 4075 \text{ кВт.}$$

Расход теплоты с плавом карбамида 1-ой ступени по формуле 10:

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot t_2, \quad (10)$$

где  $G_2$  – расход плава карбамида, кг/с (из материального баланса),  $G_2 =$

63625 кг/ч;

$c_2$  – удельная теплоемкость плава карбамида, Дж/(кг·К);

$t_2$  – температура плава карбамида, °С;

$c_k = 1,345$  кДж/(кг·К) [12];

$c_b = 4,266$  кДж/(кг·К) [13, табл. XXXV].

$$c_2 = 1,345 \cdot 0,95 + 4,266 \cdot 0,05 = 1,492 \text{ кДж/(кг·К)}$$

$$Q_2 = 63625/3600 \cdot 1,492 \cdot 130 = 3428 \text{ кВт.}$$

Расход теплоты с уходящим соковым паром 1-ой ступени по формуле 11:

$$Q_3 = G_3 \cdot c_3 \cdot t_3, \quad (11)$$

где  $G_3$  – расход массовый сокового пара, кг/с (из материального баланса),  $G_3 = 9014$  кг/ч;

$c_3$  – удельная теплоемкость сокового пара, кДж/(кг·К);

$c_3 = 1,951$  кДж/(кг·К) [16, табл. LI];

$t_3$  – температура упаренного раствора карбамида, °С.

$$Q_3 = 9014/3600 \cdot 1,951 \cdot 135 = 659 \text{ кВт.}$$

Теплота парообразования на 1-ой ступени по формуле 12:

$$Q_4 = G_3 \cdot r, \quad (12)$$

где  $G_3$  – массовый расход сокового пара, кг/с;

$r$  – удельная теплота парообразования, кДж/кг,

$r = 2319$  кДж/кг [13, табл. LI].

$$Q_4 = 9014/3600 \cdot 2319 = 5807 \text{ кВт.}$$



Потери теплоты принимаем 5% по формуле 13:

$$Q_5 = (Q_2 + Q_3 + Q_4 - Q_1) \cdot 5/100, \quad (13)$$
$$Q_5 = (3428 + 659 + 5807 - 4075) \cdot 5/100 = 291 \text{ кВт.}$$

Количество теплоты, передаваемой от греющего пара в испарителе:

$$Q_6 = 3428 + 659 + 5807 + 291 - 4075 = 6110 \text{ кВт.}$$

Сводный тепловой баланс выпарного аппарата 1-ой ступени приведен в таблице 9.

Таблица 9 – Тепловой баланс выпарного аппарата 1-ой ступени

Приход, кВт		Расход, кВт	
Теплота с выпариваемым раствором	4075	Теплота с упаренным раствором	3428
Теплота с греющим паром	6110	Теплота с соковым паром	659
		Теплота парообразования	5807
		Потери теплоты	291
Всего:	10185	Всего:	10185

Приход теплоты с плавом карбамида на 2-ую ступень:

$$Q_1 = 3428 \text{ кВт}$$

Расход теплоты с плавом карбамида 2-ой ступени по формуле 14:

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot t_2, \quad (14)$$

где  $G_2$  – расход массовый плава карбамида, кг/с (из материального баланса);

$$G_2 = 60665 \text{ кг/ч.}$$

$c_2$  – удельная теплоемкость плава карбамида, Дж/(кг·К);

$t_2$  – температура плава карбамида, °С.

$c_k = 1,345$  кДж/(кг·К),

$c_b = 4,287$  кДж/(кг·К) [13, табл. XXXV].

$$c_2 = 1,345 \cdot 0,997 + 4,287 \cdot 0,003 = 1,354 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$$

$$Q_2 = 60665/3600 \cdot 1,354 \cdot 140 = 3194 \text{ кВт.}$$

Расход теплоты с уходящим соковым паром 2-ой ступени по формуле 15:

$$Q_3 = G_3 \cdot c_3 \cdot t_3, \quad (15)$$

где  $G_3$  – расход массовый сокового пара, кг/с (из материального баланса);

$G_3 = 2960$  кг/ч;

$c_3$  – удельная теплоемкость сокового пара, кДж/(кг·К),

$c_3 = 1,877$  кДж/(кг·К) [13, табл. LII];

$t_3$  – температура упаренного раствора карбамида, °С.

$$Q_3 = 2960/3600 \cdot 1,877 \cdot 145 = 224 \text{ кВт.}$$

Теплота парообразования на 2-ой ступени по формуле 16:

$$Q_4 = G_3 \cdot r, \quad (16)$$

где  $G_3$  – массовый расход сокового пара, кг/с;

$r$  – удельная теплота парообразования, кДж/кг,

$r = 2554$  кДж/кг [13, табл. LII].

$$Q_4 = 2960/3600 \cdot 2554 = 2100 \text{ кВт.}$$

Потери теплоты принимаем 5% и определяем по формуле 17:

$$Q_5 = (Q_2 + Q_3 + Q_4 - Q_1) \cdot 5/100, \quad (17)$$

$$Q_5 = (3194 + 224 + 2100 - 4075) \cdot 5/100 = 105 \text{ кВт.}$$

Количество теплоты, передаваемой от греющего пара в испарителе:

$$Q_6 = 3194 + 224 + 2100 + 105 - 3428 = 2195 \text{ кВт.}$$

Сводный тепловой баланс выпарного аппарата 2-ой ступени приведен в таблице 10.

Таблица 10 – Тепловой баланс выпарного аппарата 2-ой ступени

Приход, кВт		Расход, кВт	
Теплота с выпариваемым раствором	3428	Теплота с упаренным раствором	3194
Теплота с греющим паром	2195	Теплота с соковым паром	224
		Теплота парообразования	2100
		Потери теплоты	105
Всего:	5623	Всего:	5623

Общее количество теплоты на входе и на выходе имеет равные значения и составляет 5623 кВт, что подтверждает правильность расчета теплового баланса.

Результаты материального и теплового балансов дают возможность рассчитать коэффициенты затраты сырья и энергетических ресурсов, состав и качество полученных продуктов, выход продуктов, селективность, материальные и энергетические потери, степень превращения сырья и степень использования энергии.

### 3 Расчетная часть

#### 3.1 Расчет конденсатора 1-ой ступени

##### 3.1.1 Предварительный тепловой расчет

Исходные данные.

Трубное пространство:

- теплоноситель – обратная вода;
- температура начальная – 20 °С, температура конечная – 40 °С.

Межтрубное пространство:

- теплоноситель – соковый пар;
- начальная температура сокового пара – 135 °С;
- массовый расход – 9014 кг/ч = 2,5 кг/с;
- давление – вакуум 0,3–0,5 ата.

Принимаем для горячего теплоносителя – соковый пар – индекс 1, для холодного теплоносителя – обратная вода – индекс 2.

Тепловая нагрузка аппарата со стороны сокового пара [11]:

– при охлаждении до температуры конденсации по формуле 18:

$$Q_{1\text{охл.}} = G_1 \cdot c_{1\text{п}} \cdot (t_{\text{конд.}} - t_{1\text{п.}}), \quad (18)$$

– при его конденсации по формуле 19:

$$Q_{\text{конд.}} = G_1 \cdot r_1, \quad (19)$$

– при охлаждении конденсата по формуле 20:

$$Q_{2\text{охл.}} = G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{\text{конд.}} - t_{1\text{к.}}), \quad (20)$$

где  $G_1$  – массовый расход сокового пара, кг/с;

$c_{1\text{п}}$  – удельная теплоемкость сокового пара, Дж/(кг·К);

$r_1$  – удельная теплота конденсации сокового пара, кДж/кг;

$t_{\text{конд.}}$ ,  $t_{1к}$  – температура конденсации сокового пара и конечная температура конденсата, °С;

$c_1$  – удельная теплоемкость конденсата сокового пара, Дж/(кг·К).

Температура конденсации сокового пара при абсолютном давлении 0,4 ата составляет 75,9 °С [13, табл. LII], принимаем  $t_{1к} = 45$  °С.

$c_{1п} = 2,156$  кДж/(кг·К) при средней температуре  $(135+75,9)/2=105,5$  °С [13, табл. XLIV];

$c_1 = 4,185$  кДж/(кг·К) при средней температуре  $(75,9+45)/2=60,5$  °С [13, табл. XXVIII].

$$Q_{1\text{охл.}} = 2,5 \cdot 2,156 \cdot (135 - 75,9) = 318,5 \text{ кВт};$$

$$Q_{\text{конд.}} = 2,5 \cdot 2319,23 = 5798,1 \text{ кВт};$$

$$Q_{2\text{охл.}} = 2,5 \cdot 4,185 \cdot (75,9 - 45) = 323,3 \text{ кВт}.$$

Общая тепловая нагрузка по формуле 21:

$$Q = Q_{1\text{охл.}} + Q_{\text{конд.}} + Q_{2\text{охл.}}, \quad (21)$$

$$Q = 318,5 + 5798,1 + 323,3 = 6439,9 \text{ кДж}.$$

Расход оборотной воды по формуле 22:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2(t_{2к} - t_{2н})}, \quad (22)$$

где  $Q$  - тепловая нагрузка аппарата со стороны оборотной воды, кДж;

$c_2$  – удельная теплоемкость оборотной воды, Дж/(кг·К);

$c_2 = 4,178$  кДж/(кг·К) при средней температуре 30 °С [13, табл. XXVIII];

$t_{2н}$ ,  $t_{2к}$  – начальная и конечная температура оборотной воды, °С.

$$G_2 = \frac{6439,9}{4,16(40 - 20)} = 77,4 \text{ кг/с.}$$

Температура оборотной воды при переходе ее из зоны охлаждения конденсата в зону конденсации сокового пара по формуле 23:

$$t_{1x} = \frac{Q_{2\text{охл.}}}{G_2 \cdot c_2} + t_{2н}, \quad (23)$$

$$t_{1x} = \frac{323,3}{77,1 \cdot 4,182} + 20 = 21 \text{ °C}$$

Температура оборотной воды при переходе ее из зоны конденсации сокового пара в зону охлаждения сокового пара по формуле 24:

$$t_{2x} = t_{2к} - \frac{Q_{1\text{охл.}}}{G_2 \cdot c_2}, \quad (24)$$

$$t_{2x} = 40 - 318,5 / (77,1 \cdot 4,179) = 39,1 \text{ °C.}$$

Температурный напор в зоне охлаждения конденсата по формуле 25:

$$\begin{array}{c} 75,9 \text{ °C} \rightarrow 45 \text{ °C} \\ 21 \text{ °C} \leftarrow 20 \text{ °C} \\ \hline \Delta t_{\bar{\theta}} = 54,9 \text{ °C} \quad \Delta t_M = 25 \text{ °C} \end{array}$$

$$\text{при } \frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_M} > 2; \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{\theta}} - \Delta t_M}{2,31 \lg \frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_M}}, \quad (25)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{54,9 - 25}{2,31 \lg \frac{54,9}{25}} = 38,8 \text{ °C.}$$

Температурный напор в зоне конденсации сокового пара по формуле 26:

$$\begin{array}{r}
75,9\text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow 75,9\text{ }^{\circ}\text{C} \\
39,1\text{ }^{\circ}\text{C} \leftarrow 21\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\hline
\Delta t_M = 36,8\text{ }^{\circ}\text{C} \quad \Delta t_{\theta} = 54,9\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\text{при } \frac{\Delta t_{\theta}}{\Delta t_M} \leq 2; \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\theta} + \Delta t_M}{2}, \\
\Delta t_{cp} = \frac{54,9 + 36,8}{2} = 45,8\text{ }^{\circ}\text{C}.
\end{array} \tag{26}$$

Температурный напор в зоне охлаждения сокового пара по формуле 25:

$$\begin{array}{r}
135\text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow 75,9\text{ }^{\circ}\text{C} \\
40\text{ }^{\circ}\text{C} \leftarrow 39,1\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\hline
\Delta t_{\theta} = 95\text{ }^{\circ}\text{C} \quad \Delta t_M = 36,8\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\Delta t_{cp} = \frac{95 - 36,8}{2,31 \lg \frac{95}{36,8}} = 61,4\text{ }^{\circ}\text{C}.
\end{array}$$

Средняя температура воды в зоне конденсации:

$$t_{cp} = (39,1 + 21)/2 = 30,1\text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Физико-химические константы для воды при  $t_{cp} = 30,1\text{ }^{\circ}\text{C}$  [13, табл. XXVII]:

- плотность  $\rho_2 = 996\text{ кг/м}^3$ ;
- удельная теплоемкость  $c_2 = 4174\text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ ;
- коэффициент теплопроводности  $\lambda_2 = 0,618\text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ ;
- динамическая вязкость  $\mu_2 = 0,802 \cdot 10^{-3}\text{ Па}\cdot\text{с}$ ;
- критерий Прандтля  $Pr_2 = 5,42$ .

Коэффициент теплоотдачи от стенки к жидкости ( $\alpha_2$ ) меньше, чем от конденсирующегося пара к стенке ( $\alpha_1$ ). Для интенсификации теплопередачи необходимо увеличить  $\alpha_2$  за счёт повышения скорости теплоносителя до значения, обеспечивающего развитую турбулентность потока ( $Re > 10000$ ) [6]. Задаем нижней границей значений критерия Рейнольдса для оборотной воды  $Re_{2op} = 10000$ .

Найдем максимальное число труб, приходящихся на один ход, необходимое для поддержания турбулентного режима движения теплоносителя в трубах по формуле 27:

- для труб диаметром  $d_n = 20 \cdot 2$  мм  $d_{вн} = 0,02 - 0,002 \cdot 2 = 0,016$  м:

$$n/z = \frac{G_2}{0,785 \cdot Re_{2op} \cdot d_{вн} \cdot \mu_2}, \quad (27)$$

где  $G_2$  – массовый расход оборотной воды, кг/с;

$n$  – число труб;

$d_{вн}$  – внутренний диаметр труб;

$\mu_2$  – динамическая вязкость оборотной воды, Па·с.

$$n/z = \frac{77,4}{0,785 \cdot 10000 \cdot 0,016 \cdot 0,802 \cdot 10^{-3}} = 600,8.$$

- для труб диаметром  $d_n = 25 \cdot 2$  мм  $d_{вн} = 0,025 - 0,002 \cdot 2 = 0,021$  м:

$$n/z = \frac{77,4}{0,785 \cdot 10000 \cdot 0,021 \cdot 0,802 \cdot 10^{-3}} = 583,2.$$

Задаваясь ориентировочным значением коэффициента теплопередачи от водяного пара к оборотной воде  $K = 300 \div 1200$  Вт/(м<sup>2</sup>·К), от жидкости к жидкости (вода)  $K = 800 \div 1700$  Вт/(м<sup>2</sup>·К), [13, табл. 3.4] находим ориентировочную площадь поверхности теплообмена по формуле 28:



$$F_{\text{ор.}} = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{ср}}}, \quad (28)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи Вт/(м<sup>2</sup>·К).

В зоне охлаждения сокового пара при  $K = 800$  Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$F_{1\text{охл.}} = \frac{318500}{800 \cdot 61,4} = 6,5 \text{ м}^2$$

В зоне конденсации при  $K_1 = 300$  Вт/(м<sup>2</sup>·К),  $K_2 = 1200$  Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$F_{\text{конд1.}} = \frac{5798100}{300 \cdot 45,8} = 422,6 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{конд2.}} = \frac{5798100}{1200 \cdot 45,8} = 105,5 \text{ м}^2$$

В зоне охлаждения конденсата при  $K = 800$  Вт/(м<sup>2</sup>·К):

$$F_{2\text{охл.}} = \frac{323300}{800 \cdot 38,8} = 10,4 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{ор1}} = 6,5 + 422,6 + 10,4 = 439,5 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{ор1}} = 6,5 + 105,5 + 10,4 = 122,4 \text{ м}^2$$

По табл. 4 приложения 1 [9] выбираем теплообменник по следующим критериям:

– возможные площади поверхности  $F$  должны максимально перекрывать полученную  $F_{\text{ор}} = 122,4 \div 439,5 \text{ м}^2$ . Лучше всего подходят теплообменники с диаметром кожуха  $D = 800$  мм;

– число труб на один ход  $n/z$  должно быть меньше ориентировочного, но близким к нему: 600,8 для труб 20×2 мм и 583,2 для 25×2 мм (носит рекомендательный характер).

Оптимальным теплообменником для диаметра 20×2 мм будет  $D = 800$  мм,  $z = 2$ , так как  $n/z = 345 < 600,8$ . Для диаметра 25×2 мм лучше всего подходит теплообменник с  $D = 1000$  мм,  $z = 2$ , так как  $n/z = 359 < 583$ . Из подходящих вариантов выбирают теплообменник с меньшими габаритами. Для последующих расчетов выбираем кожухотрубный конденсатор со следующими данными [9, приложение табл. 4]:

- диаметр,  $D = 800$ ;
- число ходов,  $z = 2$ ;
- число труб,  $n = 690$ ;
- диаметр труб,  $d = 20 \times 2$  мм
- длина труб,  $l = 4$  м.

### 3.1.2 Уточненный тепловой расчет

Режим движения воды в трубках конденсатора по формуле 29:

$$Re_2 = \frac{G_2 \cdot z}{0,785 \cdot n \cdot d_{\text{вн}} \cdot \mu_2}, \quad (29)$$

где  $G_2$  – массовый расход оборотной воды, кг/с;

$z$  – число ходов;

$n$  – число труб;

$d_{\text{вн}}$  – внутренний диаметр труб;

$\mu_2$  – динамическая вязкость оборотной воды, Па·с.

$$Re_2 = \frac{77,4 \cdot 2}{0,785 \cdot 690 \cdot 0,016 \cdot 0,802 \cdot 10^{-3}} = 22271,9$$

В данном случае в трубках конденсатора присутствует развитое турбулентное движение теплоносителя.

Коэффициент теплоотдачи для оборотной воды в зоне конденсации по формуле 30:

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2}{d_{\text{вн}}} 0,021 \cdot Re_2^{0,8} \cdot Pr_2^{0,43}, \quad (30)$$

где  $\lambda_2$  – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К);

$d_{\text{вн}}$  – внутренний диаметр труб, м;

$Re_2$  – критерий Рейнольдса;

$Pr_2$  – критерий Прандтля.

$$\alpha_2 = \frac{0,618}{0,016} 0,021 \cdot 22271,90,8 \cdot 5,420,43 = 5045,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи при конденсации сокового пара по формуле 31:

$$\alpha_1 = 2,02 \cdot \varepsilon \cdot \lambda_k \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot n \cdot \ell}{\mu_k \cdot G_1}}, \quad (31)$$

где  $\varepsilon$  – поправочный множитель,  $\varepsilon = 1$  (для насыщенного водяного пара);

$\lambda_k$  – коэффициент теплопроводности конденсата, Вт/(м·К);

$\lambda_k = 0,676$  Вт/(м·К) [13, табл. XXVIII];

$\rho_k$  – плотность конденсата, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_k = 974$  кг/м<sup>3</sup> [13, табл. XXVIII];

$\mu_k$  – динамическая вязкость конденсата, Па·с;

$\mu_k = 0,373 \cdot 10^{-3}$  Па·с [13, табл. XXVII];

$n$  – число труб

$G_1$  – расход пара, кг/с

$l$  – длина труб.

$$\alpha_1 = 2,02 \cdot 1 \cdot 0,676 \sqrt[3]{\frac{974^2 \cdot 690 \cdot 4}{0,373 \cdot 10^{-3} \cdot 2,5}} = 19264,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи по формуле 32:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma R_{ст} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (32)$$

где  $R_{ст}$  – сопротивление теплопередаче загрязненной стенки,  $\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$

$$R_{ст1} = 5800 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}, R_{ст2} = 2400 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}, [13, \text{табл. XXXI}];$$

$\lambda_{ст}$  – коэффициент теплопроводности стенки,  $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ ;

$$\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}); [13, \text{табл. XXVIII}];$$

$\delta$  – толщина стенки, м.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{19264,5} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{2400} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{5045,5}} = 1133,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока по формуле 33:

$$q = K \cdot \Delta t_{ср.}, \quad (33)$$

$$q = 1133,4 \cdot 45,8 = 51909,7 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Проверка расчета по формулам 34-37:

$$\Delta t_1 = \frac{q}{\alpha_1}, \quad (34)$$

$$\Delta t_1 = \frac{51909,7}{19264,5} = 2,7 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_2 = \frac{q}{\alpha_2}, \quad (35)$$

$$\Delta t_2 = \frac{51909,7}{5045,5} = 10,3 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{ст} = q \cdot \Sigma R_{ст.}, \quad (36)$$

$$\Delta t_{ст} = 51909,7 \left( \frac{1}{5800} + \frac{1}{2400} + \frac{0,002}{46,5} \right) = 32,8 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{cp} = \Delta t_1 + \Delta t_{12} + \Delta t_{ct} \cong \Delta t_{cp}, \quad (37)$$

$$\Delta t_{cp} = 2,7 + 10,3 + 32,8 = 45,8 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Расчет произведен правильно.

Так как 90,4% тепловой нагрузки конденсатора приходится на конденсацию сокового пара, площадь поверхности теплообмена определяем по процессу конденсации.

Расчетная площадь поверхности теплообмена по формуле 38:

$$F_p = \frac{Q}{q}, \quad (38)$$

$$F_p = \frac{6439900}{51909,7} = 124 \text{ м}^2.$$

Площадь теплообмена по формуле 39:

$$F = \pi \cdot d_{cp} \cdot n \cdot l, \quad (39)$$

где  $d_{cp} = 18 \text{ мм} = 0,018 \text{ м}$

$$F = 3,14 \cdot 0,018 \cdot 690 \cdot 4 = 156 \text{ м}^2.$$

Запас площади поверхности теплообмена по формуле 40:

$$\Delta = \frac{F - F_p}{F_p} 100\%, \quad (40)$$

$$\Delta = \frac{156 - 124}{124} 100\% = 25,8 \text{ } \%$$

Запас попадает в рекомендуемый интервал [11] 15÷30 %.

## 3.2 Расчет конденсатора 2-ой ступени

### 3.2.1 Предварительный тепловой расчет

Исходные данные:

Трубное пространство:

- теплоноситель – обратная вода;
- температура начальная – 20 °С, температура конечная – 40 °С;

Межтрубное пространство:

- теплоноситель – соковый пар;
- начальная температура сокового пара – 145 °С;
- массовый расход – 2960 кг/ч = 0,82 кг/с;
- давление – вакуум 0,03–0,05 ата.

Принимаем для горячего теплоносителя – соковый пар – индекс 1;

для холодного теплоносителя – обратная вода – индекс 2.

Тепловая нагрузка аппарата со стороны сокового пара [11]:

– при охлаждении до температуры конденсации по формуле 41:

$$Q_{1\text{охл.}} = G_1 \cdot c_{1\text{п}} \cdot (t_{\text{конд.}} - t_{1\text{п.}}), \quad (41)$$

– при его конденсации по формуле 42:

$$Q_{\text{конд.}} = G_1 \cdot r_1, \quad (42)$$

– при охлаждении конденсата по формуле 43:

$$Q_{2\text{охл.}} = G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{\text{конд.}} - t_{1\text{к.}}), \quad (43)$$

где  $G_1$  – массовый расход сокового пара, кг/с;

$c_{1\text{п}}$  – удельная теплоемкость сокового пара, кДж / (кг · К);

$r_1$  – удельная теплота конденсации, кДж/кг;

$t_{\text{конд.}}$ ,  $t_{1к}$  – температура конденсации сокового пара и конечная температура конденсата, °С.

$c_1$  – удельная теплоемкость конденсата сокового пара, кДж / (кг · К);

Температура конденсации сокового пара при абсолютном давлении 0,04 ата составляет 29 °С [13, табл. LII], принимаем  $t_{1к} = 25$  °С.

$c_{1п} = 1,988$  кДж / (кг · К) при средней температуре  $(145+29)/2=87$  °С [13, табл. XLIV];

$r_1 = 2433,1$  кДж/кг [13, табл. XLV];

$c_1 = 4,179$  кДж/(кг · К) при средней температуре  $(29+25)/2=27$  °С [13, табл. XXVIII].

$$Q_{1\text{охл.}} = 0,82 \cdot 1,988(145 - 29) = 189,1 \text{ кВт};$$

$$Q_{\text{конд.}} = 0,82 \cdot 2433,1 = 1995,1 \text{ кВт};$$

$$Q_{2\text{охл.}} = 0,82 \cdot 4,179(29 - 25) = 13,7 \text{ кВт}.$$

Общая тепловая нагрузка по формуле 44:

$$Q = Q_{1\text{охл.}} + Q_{\text{конд.}} + Q_{2\text{охл.}} \quad (44)$$

$$Q = 189,1 + 1995,1 + 13,7 = 2197,9 \text{ кВт}.$$

Расход оборотной воды по формуле 45:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2(t_{2к} - t_{2н})} \quad (45)$$

где  $Q$  – тепловая нагрузка аппарата со стороны оборотной воды, кДж;

$c_2$  – удельная теплоемкость оборотной воды, кДж / (кг · К),

$c_2 = 4,178$  кДж / (кг · К) [13, табл. XXVIII];

$t_{2н}$ ,  $t_{2к}$  – начальная и конечная температура оборотной воды, °С.

$$G_2 = \frac{2197,9}{4,178(40 - 20)} = 26,3 \text{ кг/с.}$$

Температура оборотной воды при переходе ее из зоны охлаждения конденсата в зону конденсации сокового пара по формуле 46:

$$t_{1x} = \frac{Q_{2\text{охл.}}}{G_2 \cdot c_2} + t_{2н}, \quad (46)$$

$$t_{1x} = 13,7 / (26,3 \cdot 4,182) + 20 = 20,1 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Температура оборотной воды при переходе ее из зоны конденсации сокового пара в зону охлаждения сокового пара по формуле 47:

$$t_{2x} = t_{2к} - \frac{Q_{1\text{охл.}}}{G_2 \cdot c_2}, \quad (47)$$

$$t_{2x} = 40 - 189,1 / (26,3 \cdot 4,179) = 38,3 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Температурный напор в зоне охлаждения конденсата по формуле 48:

$$\begin{array}{r} 29 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ 20,1 \text{ }^\circ\text{C} \leftarrow 20 \text{ }^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_6 = 8,9 \text{ }^\circ\text{C} \quad \Delta t_M = 5 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\text{при } \frac{\Delta t_6}{\Delta t_M} \leq 2; \quad \Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M}{2}, \quad (48)$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{8,9 + 5}{2} = 7 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Температурный напор в зоне конденсации сокового пара по формуле 48:



$$\begin{array}{r}
29\text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow 29\text{ }^{\circ}\text{C} \\
38,3\text{ }^{\circ}\text{C} \leftarrow 20,1\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\hline
\Delta t_{\delta}=9,3\text{ }^{\circ}\text{C} \quad \Delta t_{\text{M}}=8,9\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\Delta t_{\text{cp}} = \frac{9,3 + 8,9}{2} = 9,1\text{ }^{\circ}\text{C}.
\end{array}$$

Температурный напор в зоне охлаждения сокового пара:

$$\begin{array}{r}
145\text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow 29\text{ }^{\circ}\text{C} \\
40\text{ }^{\circ}\text{C} \leftarrow 39,1\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\hline
\Delta t_{\delta}=105\text{ }^{\circ}\text{C} \quad \Delta t_{\text{M}}=10,1\text{ }^{\circ}\text{C} \\
\text{при } \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{M}}} > 2; \quad \Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{M}}}{2,31 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{M}}}} \\
\Delta t_{\text{cp}} = \frac{105 - 10,1}{2,31 \lg \frac{105}{10,1}} = 40,5\text{ }^{\circ}\text{C}.
\end{array} \tag{49}$$

Средний температурный напор для воды в зоне конденсации:

$$\Delta t_{\text{cp}} = (38,3 + 20,1)/2 = 29,2\text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Физико-химические константы для оборотной воды при  $t_{\text{cp}} = 29,2\text{ }^{\circ}\text{C}$  [13, табл. XXVII]:

- плотность  $\rho_2 = 996\text{ кг/м}^3$ ;
- удельная теплоемкость  $c_2 = 4175\text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$ ;
- коэффициент теплопроводности  $\lambda_2 = 0,616\text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$ ;
- динамическая вязкость  $\mu_2 = 0,811 \cdot 10^{-3}\text{ Па}\cdot\text{с}$ ;
- критерий Прандтля  $Pr_2 = 5,26$ .

Коэффициент теплоотдачи от стенки к жидкости ( $\alpha_2$ ) меньше, чем от конденсирующегося пара к стенке ( $\alpha_1$ ). Для интенсификации теплопередачи необходимо увеличить  $\alpha_2$  за счёт повышения скорости теплоносителя до

значения, обеспечивающего развитую турбулентность потока ( $Re > 10000$ ) [6]. Задаемся нижней границей значений критерия Рейнольдса для оборотной воды  $Re_{2op} = 10000$ .

Найдем максимальное число труб, приходящихся на один ход, необходимое для поддержания турбулентного режима движения теплоносителя в трубах по формуле 50:

- для труб диаметром  $d_n = 20 \times 2$  мм  $d_{вн} = 0,02 - 0,002 \cdot 2 = 0,016$  м:

$$n/z = \frac{G_2}{0,785 \cdot Re_{2op} \cdot d_{вн} \cdot \mu_2}, \quad (50)$$

где  $G_2$  – массовый расход оборотной воды, кг/с;

$n$  – число труб;

$d_{вн}$  – внутренний диаметр труб;

$\mu_2$  – динамическая вязкость оборотной воды, Па·с.

$$n/z = \frac{26,3}{0,785 \cdot 10000 \cdot 0,016 \cdot 0,811 \cdot 10^{-3}} = 258,2$$

- для труб диаметром  $d_n = 25 \times 2$  мм  $d_{вн} = 0,025 - 0,002 \cdot 2 = 0,021$  м:

$$n/z = \frac{26,3}{0,785 \cdot 10000 \cdot 0,021 \cdot 0,811 \cdot 10^{-3}} = 196,7.$$

Задаваясь ориентировочным значением коэффициента теплопередачи от водяного пара к оборотной воде  $K = 300 \div 1200$  Вт/(м<sup>2</sup>·К), от жидкости к жидкости (вода)  $K = 800 \div 1700$  Вт/(м<sup>2</sup>·К), [13, табл. 3.4] находим ориентировочную площадь поверхности теплообмена по формуле 51:

$$F_{op} = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}}, \quad (51)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи Вт/(м<sup>2</sup>·К).

– в зоне охлаждения сокового пара при  $K = 800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ :

$$F_{1\text{охл.}} = \frac{189100}{800 \cdot 40,5} = 5,8 \text{ м}^2$$

– в зоне конденсации при  $K_1 = 300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ,  $K_2 = 1200 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ :

$$F_{\text{конд1.}} = \frac{1995100}{300 \cdot 9,1} = 730,8 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{конд2.}} = \frac{1995100}{1200 \cdot 9,1} = 182,7 \text{ м}^2$$

– в зоне охлаждения конденсата при  $K = 800 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ :

$$F_{2\text{охл.}} = \frac{13700}{800 \cdot 7} = 2,4 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{оп1}} = 5,8 + 730,8 + 2,4 = 739 \text{ м}^2$$

$$F_{\text{оп2}} = 5,8 + 182,7 + 2,4 = 190,9 \text{ м}^2$$

По табл. 4 приложения [9] выбираем теплообменник по следующим критериям:

– возможные площади поверхности  $F$  должны максимально перекрывать полученную  $F_{\text{оп}} = 190,9 \div 739 \text{ м}^2$ . Лучше всего подходят теплообменники с диаметром кожуха  $D = 1000 \text{ мм}$ ;

– число труб на один ход  $n/z$  должно быть меньше ориентировочного, но близким к нему: 258,2 для труб  $20 \times 2 \text{ мм}$  и 196,7 для  $25 \times 2 \text{ мм}$  (носит рекомендательный характер).

Оптимальным теплообменником для диаметра  $20 \times 2 \text{ мм}$  будет  $D = 1000 \text{ мм}$ ,  $z = 6$ , так как  $n/z = 174 < 258,2$ . Для диаметра  $25 \times 2 \text{ мм}$  лучше всего подходит теплообменник с  $D = 1000 \text{ мм}$ ,  $z = 4$ , так как  $n/z = 166,5 < 196,7$ , но он хуже соответствует пункту 1, так как  $F_{\text{max}} = 394 > 314$ .

Для последующих расчетов выбираем кожухотрубный конденсатор со следующими данными [10, приложение табл. 4]:

- диаметр,  $D = 1000$ ;
- число ходов,  $z = 6$ ;
- число труб,  $n = 1044$ ;
- диаметр труб,  $d = 20 \times 2$  мм
- длина труб,  $l = 6$  м.

### 3.2.2 Уточненный тепловой расчет

Режим движения воды в трубках конденсатора по формуле 52:

$$Re_2 = \frac{G_2 \cdot z}{0,785 \cdot n \cdot d_{\text{вн}} \cdot \mu_2}, \quad (52)$$

где  $G_2$  – массовый расход оборотной воды, кг/с;

$z$  – число ходов;

$n$  – число труб;

$d_{\text{вн}}$  – внутренний диаметр труб,

$\mu_2$  – динамическая вязкость оборотной воды, Па·с.

$$Re_2 = \frac{26,3 \cdot 6}{0,785 \cdot 1044 \cdot 0,016 \cdot 0,811 \cdot 10^{-3}} = 14838,7.$$

В данном случае в трубках конденсатора присутствует развитое турбулентное движение теплоносителя.

Коэффициент теплоотдачи для оборотной воды в зоне конденсации по формуле 53:

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2}{d_{\text{вн}}} 0,021 \cdot Re_2^{0,8} \cdot Pr_2^{0,43}, \quad (53)$$

где  $\lambda_2$  – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К);

$d_{\text{вн}}$  – внутренний диаметр труб, м;

$Re_2$  – критерий Рейнольдса;

$Pr_2$  – критерий Прандтля.

$$\alpha_2 = \frac{0,616}{0,016} 0,021 \cdot 14838,70,8 \cdot 5,260,43 = 2088,1 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи при конденсации сокового пара по формуле 54:

$$\alpha_1 = 2,02 \cdot \varepsilon \cdot \lambda_k \sqrt[3]{\frac{\rho^2 \cdot n \cdot \ell}{\mu_k \cdot G_1}}, \quad (54)$$

где  $\varepsilon$  – поправочный множитель,  $\varepsilon = 1$  (для насыщенного водяного пара);

$\lambda_k$  – коэффициент теплопроводности конденсата, Вт/(м·К);

$\lambda_k = 0,616$  Вт/(м·К) [13, табл. XXVII];

$\rho_k$  – плотность конденсата, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_k = 996$  кг/м<sup>3</sup> [13, табл. XXVII];

$\mu_k$  – динамическая вязкость конденсата, Па·с;

$\mu_k = 0,811 \cdot 10^{-3}$  Па·с [13, табл. XXVII];

$n$  – число труб;

$G_1$  – расход пара, кг/с

$l$  – длина труб, м.

$$\alpha_1 = 2,02 \cdot 1 \cdot 0,616 \sqrt[3]{\frac{996^2 \cdot 1044 \cdot 6}{0,811 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8}} = 26425,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплопередачи по формуле 55:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma R_{ст} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (55)$$

где  $R_{ст}$  – сопротивление теплопередаче загрязненной стенки, м<sup>2</sup>·К/Вт

$R_{ст1} = 5800$  м<sup>2</sup>·К/Вт,  $R_{ст2} = 2400$  м<sup>2</sup>·К/Вт, [13, табл. XXXI];

$\lambda_{ст}$  – коэффициент теплопроводности стенки, Вт/(м·К);

$\lambda_{ст} = 46,5$  Вт/(м·К); [13, табл. XXVIII];

$\delta$  – толщина стенки, м.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{26425,2} + \frac{1}{5800} + \frac{1}{2400} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{2088,1}} = 870,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхностная плотность теплового потока по формуле 33:

$$q = K \cdot \Delta t_{ср.}, \quad (56)$$
$$q = 870,5 \cdot 9,1 = 7921,5 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Проверка расчета по формулам 57-60:

$$\Delta t_1 = \frac{q}{\alpha_1}, \quad (57)$$

$$\Delta t_1 = \frac{7921,5}{26425,2} = 0,3 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_2 = \frac{q}{\alpha_2}, \quad (58)$$

$$\Delta t_2 = \frac{7921,5}{2088,1} = 3,8 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{ст} = q \cdot \Sigma R_{ст.}, \quad (59)$$

$$\Delta t_{ст} = 7921,5 \left( \frac{1}{5800} + \frac{1}{2400} + \frac{0,002}{46,5} \right) = 5 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{ср} = \Delta t_1 + \Delta t_{12} + \Delta t_{ст} \cong \Delta t_{ср.}, \quad (60)$$

$$\Delta t_{ср} = 0,3 + 3,8 + 5 = 9,1 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Расчет произведен правильно.

Так как 94,1% тепловой нагрузки конденсатора приходится на конденсацию сокового пара, площадь поверхности теплообмена определяем по процессу конденсации.

Расчетная площадь поверхности теплообмена по формуле 61:

$$F_p = \frac{Q}{q}, \quad (61)$$
$$F_p = \frac{2197900}{7921,5} = 277,5 \text{ м}^2.$$

Площадь теплообмена по формуле 62:

$$F = \pi \cdot d_{\text{ср.}} \cdot n \cdot l, \quad (62)$$

где  $d_{\text{ср.}} = 18 \text{ мм} = 0,018 \text{ м}$

$$F = 3,14 \cdot 0,018 \cdot 1044 \cdot 6 = 354,3 \text{ м}^2.$$

Запас площади поверхности теплообмена по формуле 63:

$$\Delta = \frac{F - F_p}{F_p} 100\%, \quad (63)$$
$$\Delta = \frac{354,3 - 277,5}{277,5} 100\% = 27,7 \text{ \%}.$$

Запас попадает в рекомендуемый интервал 15÷30 % [11].

### 3.3 Подбор основного и вспомогательного оборудования

Испаритель 1-ой ступени поз. 1 предназначен для нагрева раствора карбамида до температуры 122–138 °С и выполнен в виде нестандартного вертикального кожухотрубчатого теплообменного аппарата. Общий вид испарителя представлен на рисунке 7.

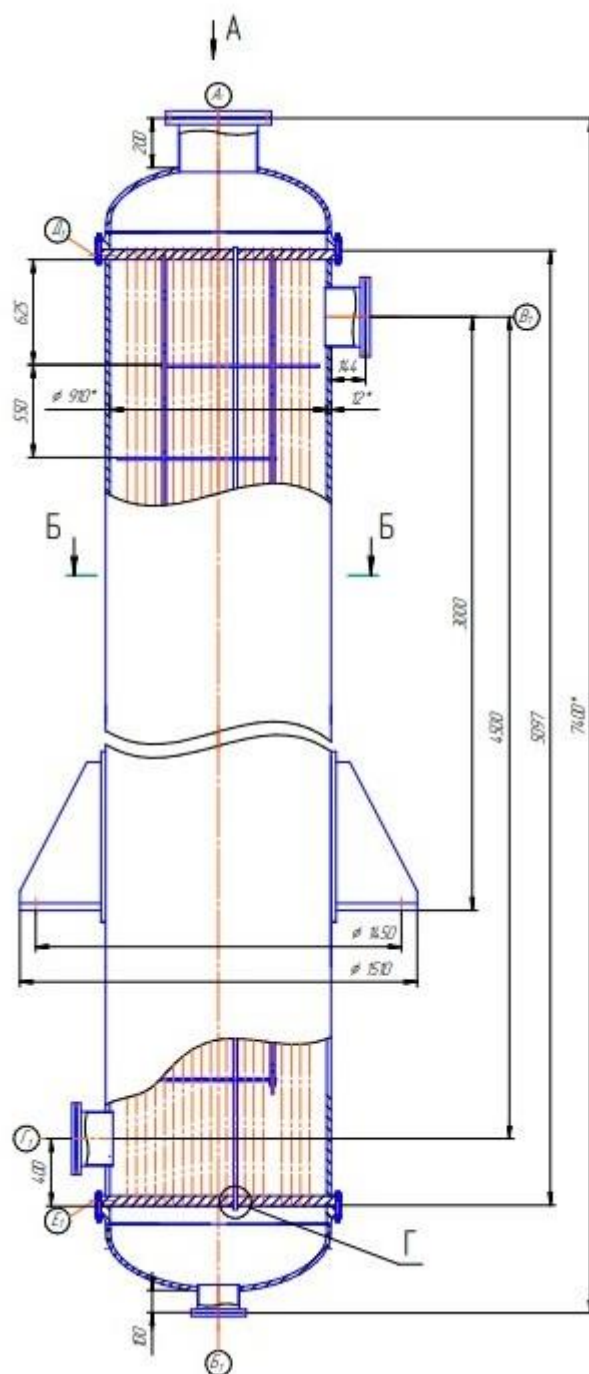


Рисунок 7 – Общий вид испарителя 1-ой ступени



В межтрубное пространство испарителя подается пар давлением 0,33–0,45 МПа (3,3–4,5 кгс/см<sup>2</sup>). В трубное пространство испарителя снизу вверх поступает раствор карбамида. Напор для подачи раствора карбамида в испаритель обеспечивается разностью давлений на входе и выходе. Давление на входе в испаритель составляет 2–4 кгс/см<sup>2</sup>, а в сепараторе 1-ой ступени вакуум – 0,3–0,5 ата. Диаметр трубок принят 9,5×1,245 мм вместо стандартных 38×2 мм. Это объясняется необходимостью прохождения раствора карбамида по трубкам испарителя с большой скоростью, так как фактор времени является определяющим для процессов разложения карбамида и образования биурета. Время в течение которого раствор карбамида будет находиться при температуре выше 110 °С, должно быть сокращено до минимума.

Принимаем испаритель 1-ой ступени по заводским данным:

- диаметр,  $D = 910$  мм;
- высота,  $H = 7400$  мм;
- поверхность теплообмена,  $F = 544$  м<sup>2</sup>;
- диаметр труб,  $d = 9,5 \times 1,245$  мм;
- длина трубок,  $l = 5097$  мм;
- количество трубок,  $n = 3636$  шт.

Сепаратор 1-ой ступени поз. 2 предназначен для отделения вторичного пара от упаренного раствора карбамида при 0,3–0,5 ата и выполнен в виде вертикального емкостного аппарата. Для очистки вторичного пара от капельного уноса в сепараторе предусмотрено паросепарационное устройство. Так как сепаратор нестандартный принимаем его характеристики по заводским данным:

- диаметр,  $D = 6430$  мм;
- высота,  $H = 14651$  мм;
- объем,  $V = 324$  м<sup>3</sup>.

Испаритель 2-ой ступени поз. 3 предназначен для плава карбамида до температуры 136–140 °С и выполнен в виде нестандартного вертикального

кожухотрубчатого теплообменного аппарата. В межтрубное пространство испарителя подается пар давлением 0,33–0,45 МПа (3,3–4,5 кгс/см<sup>2</sup>). В трубное пространство испарителя снизу вверх поступает плава карбамида. Напор для подачи плава карбамида в испаритель обеспечивается гидростатическим напором и разностью вакуума на входе и выходе. Вакуум в сепараторе 1-ой ступени составляет 0,3–0,5 ата, а в испарителе 2-ой ступени – 0,03–0,05 ата. Диаметр трубок принят 18×1,245 мм вместо стандартных 38×2 мм. Это также объясняется необходимостью прохождения плава карбамида по трубкам с большой скоростью, так как фактор времени является определяющим для процессов разложения карбамида и образования биурета.

Принимаем испаритель 2-ой ступени по заводским данным:

- диаметр,  $D = 910$  мм;
- высота,  $H = 5300$  мм;
- поверхность теплообмена,  $F = 321$  м<sup>2</sup>;
- диаметр труб,  $d = 18 \times 1,245$
- длина трубок,  $l = 3000$  мм;
- количество трубок,  $n = 3576$  шт.

Сепаратор 2-ой ступени поз. 4 предназначен для отделения вторичного пара от плава карбамида при 0,03–0,05 ата и выполнен в виде вертикального емкостного аппарата. Для очистки вторичного пара от капельного уноса в сепараторе предусмотрено паросепарационное устройство. Так как сепаратор нестандартный принимаем его характеристики по заводским данным:

- диаметр,  $D = 4550$  мм;
- высота,  $H = 10650$  мм;
- объем,  $V = 123$  м<sup>3</sup>.

В качестве конденсатора 1-ой ступени поз. 5 в соответствии с выполненным расчетом принимаем горизонтальный двухходовой кожухотрубчатый теплообменный аппарат с линзовым компенсатором. Так как разность температур теплоносителей больше 50 °С, на стенках и трубках

устройства возникают большие температурные напряжения. Компенсация деформации и снижение температурных напряжений происходит за счет расширения или сжатия вдоль оси установленных в корпусе линзовых компенсаторов [2]. Конденсатор состоит из следующих основных частей:

- цилиндрического корпуса с двумя приваренными штуцерами для подвода сокового пара и отвода конденсата;
- вставленного в корпус пучка труб с трубными решетками;
- расположенного в корпусе компенсатора [10].

Общий вид конденсатора представлен на рисунке 8.

Конденсаторы с линзовым компенсатором имеют сравнительно небольшие размеры, высокую прочность и устойчивость к тепло- и гидроударам.

Основные параметры конденсатора 1-ой ступени:

- поверхность теплообмена,  $173 \text{ м}^2$ ;
- диаметр кожуха,  $D = 800 \text{ мм}$ ;
- число труб,  $n = 690$ ;
- диаметр труб,  $d = 20 \times 2 \text{ мм}$ ;
- длина труб,  $l = 4 \text{ м}$ .

В качестве конденсатора 2-ой ступени поз.б в соответствии с выполненным расчетом принимаем горизонтальный шестиходовой кожухотрубчатый теплообменный аппарат с линзовым компенсатором. Так как разность температур теплоносителей больше  $50 \text{ }^\circ\text{C}$ , на стенках и трубках устройства возникают большие температурные напряжения.

Основные параметры конденсатора 2-ой ступени:

- поверхность теплообмена,  $F = 394 \text{ м}^2$ ;
- диаметр кожуха,  $D = 1000 \text{ мм}$ ;
- число труб,  $n = 1044$ ;
- диаметр труб,  $d = 20 \times 2 \text{ мм}$ ;
- длина труб,  $l = 6 \text{ м}$ .

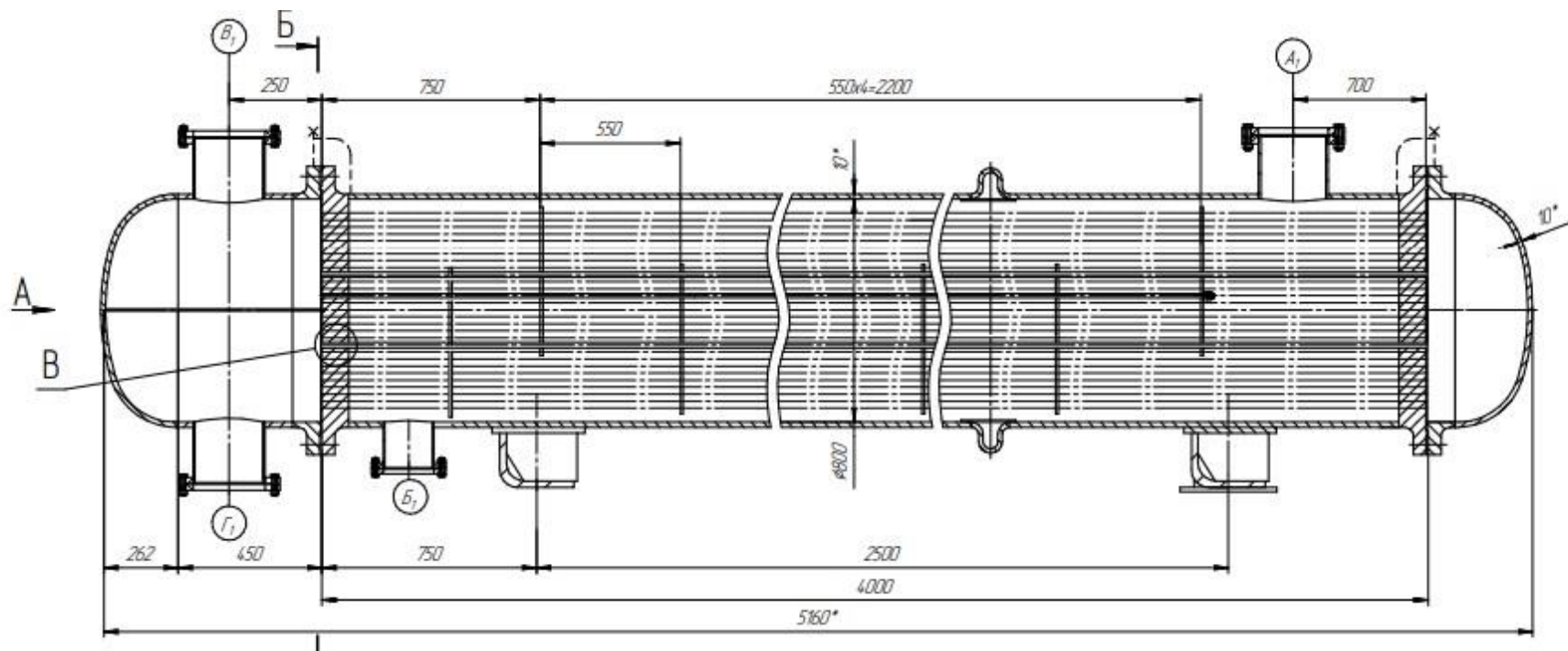


Рисунок 8 – Общий вид конденсатора 1-ой ступени

Конденсатор поз. 16 нестандартный горизонтальный кожухотрубчатый теплообменный аппарат, разделенный на четыре секции, и входит в четырехступенчатую парэжекторную установку, создающую вакуум в системе. В качестве рабочего потока в эжекторах используется пар низкого давления 0,33–0,45 МПа (3,3–4,5 кгс/см<sup>2</sup>). В паровом эжекторе происходит интенсивное сжатие паров, находящихся под вакуумом, что позволяет увеличить создаваемый вакуум. Процесс конденсации паров происходит за счет подачи оборотной воды в трубное пространство конденсатора.

Основные параметры конденсатора:

- поверхность теплообмена,  $F = 66 \text{ м}^2$ ;
- диаметр кожуха,  $D = 457,2 \text{ мм}$ ;
- число труб,  $n = 24$ ;
- диаметр труб,  $d = 14 \times 1,25 \text{ мм}$ .

Технические характеристики основного и вспомогательного оборудования приведены в таблице 11.

Таблица 11 – Характеристика основного и вспомогательного оборудования

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
1	Испаритель 1-ой ступени	1	<p>Вертикальный кожухотрубный теплообменник.                      Диаметр – 910 мм. Высота – 7400 мм.                      Поверхность теплообмена – 544 м<sup>2</sup>.                      Диаметр трубок – 9,5×1,245 мм.                      Длина трубок – 5097 мм.                      Количество трубок – 3636 шт.                      Межтрубное пространство:                      Среда: пар.                      Давление расчетное – 0,55 МПа (5,5 кгс/см<sup>2</sup>).                      Температура расчетная - 180 °С.                      Трубное пространство:                      Среда: раствор карбамида.                      Давление рабочее – 0,3–0,4 кгс/см<sup>2</sup> (абс.);                      расчетное – вакуум.                      Температура расчетная – 160 °С.                      Температура рабочая – 122–135 °С.</p>
2	Сепаратор 1-ой ступени	1	<p>Вертикальный сварной аппарат.                      Диаметр – 6430 мм. Высота – 14651 мм.                      Объем – 324 м<sup>3</sup>                      Среда: соковый пар.                      Давление:                      рабочее – 0,3–0,4 кг/см<sup>2</sup> (абс.);                      расчетное наружное - 1,0 кгс/см<sup>2</sup>.                      Температура:                      рабочая – 122–136 оС; расчетная – 160 °С.</p>

Продолжение таблицы 11

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
3	Испаритель 2-ой ступени	1	Вертикальный кожухотрубный теплообменник. Диаметр – 910 мм. Высота – 5300 мм. Поверхность теплообмена – 321 м <sup>2</sup> . Диаметр трубок – 18×1,245 мм. Длина трубок– 3000 мм. Количество трубок – 3576шт. Межтрубное пространство: Среда: пар. Давление расчетное – 0,55 МПа (5,5 кгс/см <sup>2</sup> ). Температура расчетная – 180 °С. Трубное пространство: Среда: плав карбамида. Давление рабочее – 0,03–0,05 кгс/см <sup>2</sup> (абс.); расчетное – вакуум. Температура расчетная –170 °С; рабочая – 136–142°С.
4	Сепаратор 2-ой ступени	1	Вертикальный сварной аппарат. Диаметр – 4550 мм. Высота – 10650 мм. Объем – 123 м <sup>3</sup> Среда: соковый пар. Давление: рабочее – 0,3–0,4 кг/см <sup>2</sup> (абс.); расчетное наружное - 1,0 кгс/см <sup>2</sup> . Температура: рабочая – 122–136 °С; расчетная – 160 °С.

Продолжение таблицы 11

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
5	Конденсатор 1-ой ступени	1	<p>Горизонтальный двухходовой кожухотрубный теплообменник с линзовым компенсатором.  Диаметр – 800 мм. Длина – 5160 мм.  Поверхность теплообмена – 173 м<sup>2</sup>.  Диаметр трубок – 20×2 мм. Длина трубок – 4 м. Количество трубок – 690 шт.  Трубное пространство:  Среда – оборотная вода.  Давление:  расчетное – 6 кгс/см<sup>2</sup>.  Температура:  расчетная – 50 °С.  Межтрубное пространство:  Среда: соковый пар.  Давление расчетное – вакуум.  Температура расчетная – 160 °С.</p>
6	Конденсатор 2-ой ступени	1	<p>Горизонтальный шестиходовой кожухотрубный теплообменник с линзовым компенсатором.  Диаметр – 1000 мм. Длина – 7260 мм.  Поверхность теплообмена – 394 м<sup>2</sup>.  Диаметр трубок – 20×2 мм.  Длина трубок – 6 м. Количество трубок – 1044 шт.  Трубное пространство:  Среда – оборотная вода.  Давление:  расчетное – 6 кгс/см<sup>2</sup>.  Температура: расчетная – 50 °С.  Межтрубное пространство:  Среда: соковый пар.  Давление расчетное – вакуум.  Температура расчетная – 160 °С.</p>



Продолжение таблицы 11

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
13	Сборник	1	Вертикальный сварной аппарат со змеевиком. Диаметр - 3570 мм. Высота - 4300 мм. Объем - 40 м3. Среда: конденсат сокового пара. Давление: расчетное – гидростатическое. Температура: расчетная – 60 °С.
16	Конденсатор	1	Горизонтальный кожухотрубный аппарат. Диаметр – 457,2 мм. Длина – 7700 мм. Поверхность теплообмена – 66 м <sup>2</sup> . Диаметр трубок – 14 x 1,25 мм. Количество трубок – 24 шт. Межтрубное пространство: Среда: пар. Давление расчетное – вакуум. Температура расчетная – 160 °С. Трубное пространство: Среда: охлаждающая вода. Давление: расчетное – 6 кгс/см <sup>2</sup> . Температура: расчетная –50 °С.

Ожидаемые результаты модернизации установки выпаривания карбамида показаны в таблице 12.

Таблица 12 – Ожидаемые результаты модернизации установки выпаривания карбамида

Наименование показателя	До модернизации	После модернизации
Коэффициент теплоотдачи, Вт/(м <sup>2</sup> ·К).	Для воздуха 3–9	Для оборотной воды 250–900
Поверхность теплообмена конденсатора 1-ой ступени, м <sup>2</sup>	27000	173
Поверхность теплообмена конденсатора 2-ой ступени, м <sup>2</sup>	22440	394
Нагнетание воздуха из атмосферы 4-мя вентиляторами конденсатора 1-ой ступени. Мощность вентилятора – 30 кВт.	Мощность 4-х вентиляторов 120 кВт	Оборотная вода из водооборотного контура с градирнями
Нагнетание воздуха из атмосферы 4-мя вентиляторами конденсатора 2-ой ступени. Мощность вентилятора – 30 кВт.	Мощность 4-х вентиляторов 120 кВт	Оборотная вода из водооборотного контура с градирнями
В летнее время температура воздуха, нагнетаемого вентиляторами, может достигать 30–35 °С	Неэффективное охлаждение и конденсация сокового пара из-за достижения температур 40–45 °С	Повышение эффективности охлаждения и конденсации сокового пара

Годовая экономия электроэнергии по формуле 66:

$$P_{\text{год.}} = P_{\text{вент.}} \cdot n \cdot T, \quad (66)$$

где  $P_{\text{вент.}}$  – мощность вентилятора, кВт;

$n$  – количество вентиляторов;

$T$  – число рабочих часов в году, ч;  $T = 8040$  ч.

$$P_{\text{год.}} = 30 \cdot 8 \cdot 8400 = 2016000 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Вывод: в результате замены конденсаторов воздушного охлаждения 1-ой и 2-ой ступени на конденсаторы водяного охлаждения годовая экономия электроэнергии составит 2016 тыс. кВт·ч и повысится надежность работы оборудования технологических потоков охлаждения.

## Заключение

В результате изучения технологической схемы выпаривания раствора карбамида по технологии стриппинг-процесса получения плава карбамида в токе  $\text{NH}_3$  было выявлено, что применение конденсаторов воздушного охлаждения в технологической схеме ведет к возникновению отклонений от технологического режима, связанных с трудностями поддержания вакуума в выпарных аппаратах. Также при эксплуатации аппаратов воздушного охлаждения с оребренными трубами из-за снижения теплоотдачи теплоносителей и неравномерности охлаждения в пределах одной секции воздушного конденсатора может происходить деформация труб, что ведет к снижению надежности и безопасности эксплуатации аппаратов.

Была разработана технологическая схема выпаривания раствора карбамида с заменой конденсаторов воздушного охлаждения 1-ой и 2-ой ступени на конденсаторы водяного охлаждения с подачей оборотной воды из водооборотного контура с градирнями.

Исходя из данных материального баланса и теплового баланса выпарных аппаратов 1-ой и 2-ой ступени, были выполнены расчеты конденсаторов 1-ой и 2-ой ступени. На основании выполненных расчетов были подобраны кожухотрубчатые теплообменные конденсаторы, а также выбрано основное и вспомогательное оборудование в соответствии с разработанной технологической схемой выпаривания карбамида.

Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы конденсаторов воздушного охлаждения обеспечит годовую экономию электроэнергии 2016 тыс. кВт·ч.

Из полученных данных можно сделать вывод, что модернизация установки выпаривания карбамида обеспечивает энергосбережение технологического процесса, а также способствует повышению стабильности работы установки в течение года и надежности работы оборудования, поэтому считаю, что поставленная цель и задачи достигнуты.

## Список используемой литературы и используемых источников

1. Ахметов Т. Г., Бусыгин В. М., Гайсин Л. Г., Ахметова Р. Т. Химическая технология неорганических веществ / Под ред. Т. Г. Ахметова – СПб: Лань, 2019. 452 с.
2. Баранов, Д.А. Процессы и аппараты химической технологии : учебное пособие / Д.А. Баранов. – 3-е изд., стер. – СПб: Лань, 2020. 408 с. – ISBN 978-5-8114-4984-2. – Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система. – URL: <https://e.lanbook.com/book/130186> (дата обращения: 05.05.2022).
3. Выпарной аппарат [Электронный ресурс] : пат. 2294786С2 Рос. Федерация : МПК В01D 1/06/ Хомяков А.П.; – № 2005115166/15; заявл. 18.05.2005; опубл. 03.10.2007. – URL: [https://yandex.ru/patents/doc/RU2294786C2\\_20070310](https://yandex.ru/patents/doc/RU2294786C2_20070310) (дата обращения: 11.04.2023).
4. ГОСТ 2081-2010 Карбамид. Технические условия [Электронный ресурс]: Взамен ГОСТ 2081-92; Введ. с 01.03.2011. – URL: [internet-law.ru/gosts/gost/49930/](http://internet-law.ru/gosts/gost/49930/) (дата обращения: 11.04.2023).
5. ГОСТ 6221-90 Аммиак жидкий технический. Технические условия [Электронный ресурс]: Введ. с 01.03.1991; Дата актуал. 01.01.2023. – URL: <https://internet-law.ru/gosts/gost/10594/> (дата обращения: 11.04.2023).
6. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию: Учебное пособие для вузов / Ю.И. Дытнерский, Г.С. Борисов, В Брыков. – М.: Альянс, 2017. 496 с.
7. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: В 2-х кн.: Часть 1. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. – М.: Альянс, 2019. 400 с.
8. ИТС 2-2022 Производство аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот [Электронный ресурс] – М.: Бюро НДТ, 2022. 838 с. – URL: <https://base.garant.ru/406092235/> (дата обращения: 11.04.2023).

9. Липин, А.А. Расчет теплообменных аппаратов. Кожухотрубчатые теплообменники: [Электронный ресурс] учеб. пособие / А.А. Липин, Ю.Е. Романенко, А.В. Шибашов, А.Г. Липин; Иван. гос. хим.-технол. ун-т. – Иваново, 2017. 76 с. - URL: <chrome-extension://efaidnbnmnibpcjpcglclefindmkaj/https://mkl> (дата обращения: 09.04.2023).

10. Поникаров И.И. Машины и аппараты химических производств и нефтепереработки : учебник / И.И. Поникаров, М. Г. Гайнуллин– Санк-Петербург: Лань, 2020. 604 с.

11. Поникаров И.И., Поникаров С.И., Рачковский С.В. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтепереработки (примеры и задачи): учебное пособие – Санк-Петербург: Лань, 2020. 716 с.

12. Постоянный технический регламент производства карбамида ПАО «ТольяттиАзот». – Тольятти, 2018 – 402 с.

13. Романков П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) [Электронный ресурс] : учебное пособие для вузов / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк. Электрон. текстовые данные. — СПб. : ХИМИЗДАТ, 2017. 544 с.

14. Способ и установка для получения карбамида и способ модернизации установки для получения карбамида [Электронный ресурс] : пат. 2499791С1 Рос. Федерация : МПК С07С 273/04 / Сергеев Ю. А. ; ОАО НИИК. - №2012134931/04 ; заявл. 15.08.2012 ; опубл. 27.11.2013. - URL: <https://patenton.ru/patent/RU2499791C140> (дата обращения: 11.04.2023).

15. Способ получения карбамида [Электронный ресурс] : пат. 2442772С1 Рос. Федерация : МПК С07С 273/04, 275/00 / Сергеев Ю. А. ; ОАО НИИК. - №2010141628/04 ; заявл. 10.11.2010 ; опубл. 20.02.2012- URL: [https://yandex.ru/patents/doc/RU2442772C1\\_20120220](https://yandex.ru/patents/doc/RU2442772C1_20120220) (дата обращения: 10.04.2023).

16. Способ получения карбамида [Электронный ресурс] : пат. 2529462 Рос. Федерация : МПК С07С 273/04 / Сергеев Ю. А. ; ОАО НИИК. -

№2013122512/04 ; заявл. 15.05.2013 ; опубл. 27.09.2014. - URL: [https://yandex.ru/patents/doc/RU2529462C1\\_20140927](https://yandex.ru/patents/doc/RU2529462C1_20140927) (дата обращения: 10.04.2023).

17. ТУ 3612-024-00220302-02. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. [Текст]. – Взамен ТУ 26-02-92573 81, ТУ 26-02-1090-88 ; Введ. с 01.01.2003. – Москва: ВНИИНефтеМаш, 2002. – 112 с.43

18. Узел концентрации раствора карбамида [Электронный ресурс] : пат. 201591U1 Рос. Федерация : МПК C07C 273/04 / Бабик С.С.; ОА «Аммоний». - №2020122793 ; заявл. 07.09.2020 ; опубл. 22.12.2020. - URL: [https://yandex.ru/patents/doc/RU201591U1\\_20201222](https://yandex.ru/patents/doc/RU201591U1_20201222) (дата обращения: 11.04.2023).

19. 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: 10.04.2021).

20. 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/Eproject-102815-141044/unrestricted/MQP\\_Final\\_Paper\\_-\\_Andrew\\_Ollerhead.pdf](https://web.wpi.edu/Pubs/E-project/Available/Eproject-102815-141044/unrestricted/MQP_Final_Paper_-_Andrew_Ollerhead.pdf) (дата обращения: 10.04.2021).

21. 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: 14.05.2021)

21. Prem Baboo Urea plant energy saving by selection of liner material and inernals [Электронный ресурс]. – URL: [https://www.researchgate.net/publication/345989868\\_urea\\_plant\\_energy\\_saving\\_by\\_selection\\_of\\_liner\\_material\\_and\\_inernals](https://www.researchgate.net/publication/345989868_urea_plant_energy_saving_by_selection_of_liner_material_and_inernals) (дата обращения: 10.04.2021).

22. 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: 20.04.2021). 49. Yuan Q. et al.: Effects of oxygen concentration on the passivation of Si-containing steel Corrosion reviews, 2018