

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 очистки сточных вод в производстве карбамида

Обучающийся

Я.Б. Кунавина

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

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

Тольятти 2023

Аннотация

Бакалаврскую работу выполнила: Кунавина Я. Б.

Тема работы: «Модернизация установки очистки сточных вод в производстве карбамида».

Научный руководитель: Чариков Ю. В.

Цель бакалаврской работы – снижение потребления водных ресурсов и электроэнергии в производстве карбамида, а также снижение нагрузки на биологические очистные сооружения ПАО «ТольяттиАзот».

Структура и объем работы: бакалаврская работа состоит из введения, трех разделов, заключения и списка используемых источников. Бакалаврская работа изложена на 60 страницах, включает 8 таблиц и 12 рисунков, а также список литературы из 30 источников.

Сточные воды из цехов карбамида, как правило, поступают на биологические очистные сооружения, а для получения котловой воды обычно используют речную воду. Затраты на приготовление котловой воды можно существенно сократить, если очищать не речную воду, а сточную воду производства карбамида, где содержание примесей минимально.

Поэтому была разработана технологическая схема очистки сточных вод, обеспечивающая снижение содержания аммиака в сточной воде менее 33 ppm (мг/л) по аммиаку и отсутствие по карбамиду. Такую воду можно направить на получение котловой воды или на подпитку водооборотного цикла, поэтому сброс сточных вод в производстве карбамида будет отсутствовать.

Выполненные расчеты материального и теплового баланса десорбера позволили рассчитать и выбрать пластинчатый холодильник сточной воды взамен воздушного, что обеспечивает экономию расхода электроэнергии и способствует повышению надежности работы оборудования установки, особенно в летний период.

Содержание

Введение.....	4
1 Теоретическая часть.....	5
1.1 Значение и проблемы очистки сточных вод производства карбамида.....	5
1.2 Типовые схемы очистки сточных вод производства карбамида.....	9
1.3 Патентный поиск по технологии очистки сточных вод.....	16
1.4 Выбор и обоснование решения по модернизации установки очистки сточных вод.....	19
2 Технологическая часть	24
2.1 Описание технологической схемы очистки сточных вод.....	24
2.2 Материальный баланс десорбера.....	27
2.3 Тепловой баланс десорбера.....	32
3 Расчетная часть.....	38
3.1 Расчет пластинчатого холодильника.....	38
3.2 Подбор основного и вспомогательного оборудования.....	45
Заключение	56
Список используемой литературы и используемых источников.....	57

Введение

ПАО «Тольяттиазот» является одним из крупнейших предприятий в химической промышленности России и признанным лидером отрасли в стране и за рубежом. В настоящее время на ПАО «Тольяттиазот» работают два агрегата производства карбамида общей мощностью 960 тыс. тонн в год.

В соответствии с указом Президента РФ от 31 декабря 2015 г. № 683 «О Стратегии национальной безопасности Российской Федерации» применение минеральных удобрений в конечном итоге направлено на обеспечение продовольственной безопасности Российской Федерации.

Наличие в производстве карбамида установок для очистки сточных вод позволяет предупредить попадание загрязняющих веществ в водоемы. Кроме того, очищенная вода может быть возвращена в производство путем организации водооборотных циклов, в результате чего сократится потребление воды.

Данная выпускная квалификационная работа актуальна, так как обосновывает внедрение принципов энергоресурсосбережения в технологию очистки сточных вод в производстве карбамида.

Целью представленной бакалаврской работы является снижение потребления водных ресурсов и электроэнергии в производстве карбамида, а также снижение нагрузки на биологические очистные сооружения ПАО «ТольяттиАзот».

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

- выполнить анализ технологии очистки сточных вод в производстве карбамида с целью его модернизации и разработать технологическую схему очистки сточных вод;
- провести расчет материального и теплового балансов десорбции аммиака из сточных вод и расчет оборудования;
- выбрать оборудование в соответствии с расчетами.

1 Теоретическая часть

1.1 Значение и проблемы очистки сточных вод производства карбамида

Сегмент минеральных удобрений в структуре российской химической промышленности является одним из наиболее развитых. Он сохранит свое развитие в дальнейшем, укрепляя свои экспортные позиции, с одновременным развитием внутреннего рынка и повышением эффективности компаний.

Модернизация существующих предприятий в сегменте азотных удобрений с целью повышения энергоэффективности, ресурсосбережения и экологической безопасности позволит сохранить конкурентоспособность на глобальном рынке. Модернизация мощностей также позволит снизить негативное воздействие производств минеральных удобрений на окружающую среду при ужесточении и общей гармонизации экологических требований с международными экологическими стандартами [10].

Доля карбамида в структуре потребления азотных удобрений в мире продолжает возрастать. Сейчас она превышает 60–70 % всего мирового рынка азотных удобрений, а с учетом КАС суммарная доля карбамида в твердой форме и в виде раствора еще выше [20].

Важным фактором конкурентоспособности российских производителей станет расширение производства сложных и комплексных удобрений, адаптированных под временные потребительские предпочтения. Рост данных продуктовых направлений потребует от компаний собственных научно-исследовательских разработок и технологий в области производства и применения минеральных удобрений.

Несмотря на то, что в промышленности по производству удобрений всегда расходуются большие количества энергии в процессах, которые проходят при высоких температурах и давлении, эти производства стали более

энергосберегающими благодаря усовершенствованию применяемых технологий.

К факторам негативного воздействия на окружающую среду при производстве минеральных удобрений относятся:

- выбросы в атмосферу;
- сточные воды.

Эмиссии в виде сточных вод (сбросов) от производств карбамида в водные объекты в большинстве случаев отсутствует. Наличие на предприятиях установок для очистки сточных вод позволяет предупредить попадание загрязняющих веществ в водоемы. Кроме того, очищенная вода может быть возвращена в производство путем организации водооборотных циклов, в результате чего сократится потребление воды [10].

Способы снижения эмиссий:

- очистка сточных вод перед сбросом во внешние источники;
- снижение образования сточных вод за счет вторичного использования в производственных процессах, организации и (или) модернизации водооборотных циклов (в частности, внедрение бессточных систем);
- передача сторонним организациям для вторичного использования, либо с целью более глубокой очистки на сторонних очистных сооружениях;
- удаление сточных вод в изолированные водовмещающие пласты горных пород.

На производствах карбамида технологические сточные воды собираются, очищаются от загрязняющих веществ и направляются на повторное использование в производстве или передаются для дальнейшей дополнительной очистки на биологических очистных сооружениях.

На ПАО «Тольяттиазот» агрегаты №1,2 производства карбамида были введены в эксплуатацию в 1979–1980-е годы, то есть срок их эксплуатации составляет более 40 лет, и это определяет основные приоритетные проблемы производства карбамида.

Физический и моральный износ оборудования предопределяет низкую энергоэффективность производственных процессов и повышает себестоимость продукции.

Работа физически устаревшего оборудования приводит к незапланированным остановкам, потере выработки продукции и соответственно прибыли. Из-за морального износа оборудования, связанного с применением устаревших конструкций аппаратов и их внутренних элементов технологический процесс не может вестись достаточно эффективно.

Сырьем производства карбамида является жидкий аммиак и газообразный диоксида углерода. Процесс организован по технологии стриппинга в токе NH_3 (автостриппинга) при температуре 170–190 °С и давлении 15,5–16,0 МПа [3].

Конденсат сокового пара собирают в емкость сточных вод после вакуумных систем конденсации. Сточную воду охлаждают в рекуперативных теплообменниках до температуры 40–50 °С и вводят в гидролизер, где происходит реакция гидролиза карбамида при давлении 1,8 МПа и температуре 190–195 °С за счет косвенного нагрева насыщенным паром с давлением 2,6 МПа. Паровую фазу из гидролизера направляют на конденсацию в конденсатор, которая идет при температуре 40 °С. При этом образовавшийся раствор карбамата используют для орошения конденсатора 3-ей ступени дистилляции. Сточную воду после гидролиза направляют в десорбер, где под давлением 0,15 МПа и температуре в кубе 135 °С отгоняют NH_3 и CO_2 с помощью паров, полученных в выносном подогревателе. Газы десорбции с температурой 105–110 °С объединяются с газами из гидролизера и поступают в конденсатор. Очищенная сточная вода охлаждается в холодильнике до 40 °С [16].

При этом карбамид, который разложился на аммиак и диоксид углерода в гидролизере и отогнанный аммиак из десорбера, возвращаются в синтез в

виде раствора карбамата аммония, полученного в конденсаторе, и это дополнительно снижает расходный коэффициент по аммиаку.

Часть очищенной сточной воды производства карбамида используется в очистном устройстве башни приллирования, другая часть воды направляется в канализацию.

Сточные воды из цехов карбамида, как правило, поступают на биологические очистные сооружения. Удельные затраты на очистку сточных вод постоянно растут. Для получения котловой воды обычно используют речную воду. Затраты на водоподготовку увеличиваются с каждым годом. Существующая схема затрат на очистку сточных вод агрегатов №1,2 производства карбамида приведена на рисунке 1 [10].

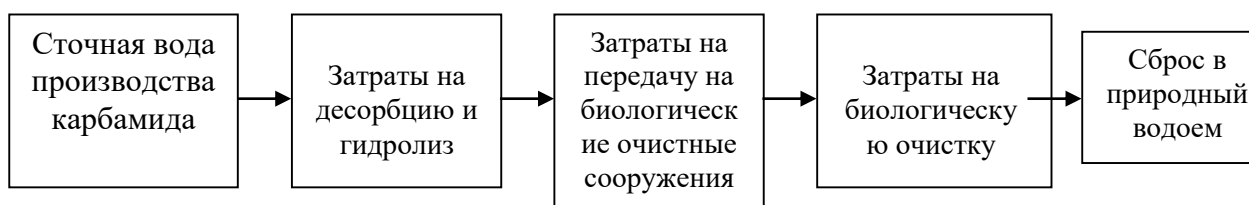


Рисунок 1 – Затраты на очистку сточных вод

Котловую воду чаще всего получают из речной воды. Очистка речной воды включает затраты на очистку от механических, химических примесей и растворенных газов (рисунок 2) [10].

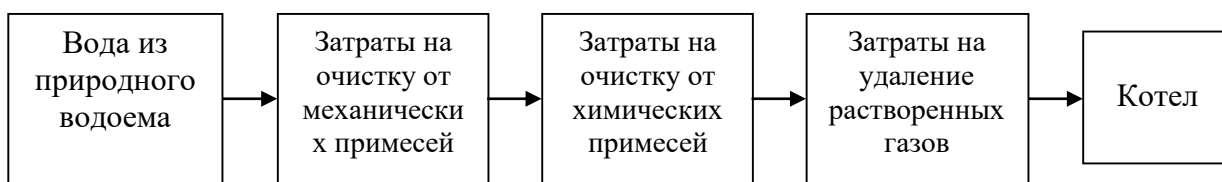


Рисунок 2 – Затраты на очистку речной воды

Затраты на водоподготовку можно существенно сократить, если на приготовление котловой воды использовать не речную воду, которая

содержит большое количество примесей, а сточную воду производства карбамида с минимальным содержанием примесей.

Возможно проведение реконструкции установок очистки сточных вод с минимальным количеством вновь устанавливаемого оборудования, путем модернизации существующих аппаратов и перераспределения технологических потоков. Теоретически достижимая степень очистки установки сточных вод составляет не более 2 мг/л по аммиаку и карбамиду.

С целью достижения заявленных характеристик возвратных сточных вод вовлекаемых в технологический процесс предлагается:

- замена существующих тарелок в десорберах I и II ступени на высокоэффективные;
- установка высокоэффективного двухзонного гидролизера;
- уменьшение градиента температур по высоте гидролизера;
- установка конденсатора газов десорбции, работающего в затопленном режиме;
- наращивание теплообменной поверхности в случае необходимости [10].

1.2 Типовые схемы очистки сточных вод производства карбамида

В результате химического процесса, взаимодействия аммиака и диоксида углерода, не образуются новые вещества, представляющие опасность для окружающей среды. Вода, получаемая в соответствии с уравнением реакции и выделенная из раствора, после узла выпаривания, содержит незначительные примеси аммиака и карбамида [25].

В основе очистки сточных вод производства карбамида лежат процессы десорбции и гидролиза.

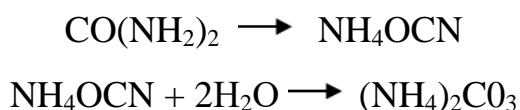
Абсорбция – процесс избирательного поглощения компонентов газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом).

Десорбция – процесс, обратный абсорбции, используемый для выделения из раствора поглощаемого газа (пара) и регенерации абсорбента [2].

Десорбция может осуществляться:

- отгонкой в токе инертного газа и водяного пара;
- нагреванием абсорбента, которое приводит к смещению равновесия в сторону десорбции и испарению десорбируемого компонента;
- снижением давления над абсорбентом до атмосферного, если абсорбция проводилась при избыточном давлении, и вакуумированием с отсасыванием выделившегося компонента, если абсорбция проводилась при атмосферном давлении [8].

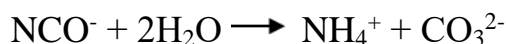
Разложение карбамида осуществляется в две стадии. Сначала происходит реакция изомеризации карбамида в цианат аммония, который в дальнейшем подвергается гидролизу [25]:



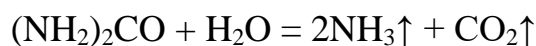
При этом цианат аммония в водном растворе диссоциирует на ионы:



и ионы NCO^- подвергаются гидролизу:



В результате в гидролизере происходит разложение карбамида по суммарной реакции:



Существуют следующие типовые схемы очистки сточных вод производства карбамида:

- десорбция в одну ступень;
- десорбция в две ступени;
- двухступенчатая десорбция и гидролиз;
- двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации.

Принципиальная схема десорбции аммиака в одну ступень представлена на рисунке 3 [10].

Конденсат сокового пара из отделения выпарки, содержащий 0,03 % карбамида, до 7 % аммиака и до 2 % диоксида углерода собирается в сборнике. Из сборника сточная вода через рекуперативный теплообменник подается в десорбер. В десорбере происходит отгон аммиака, диоксида углерода и паров воды из сточной воды при давлении 0,08–0,1 МПа и температуре 112 – 125 °С. Подогрев сточной воды в кубе десорбера может осуществляться за счет подачи водяного пара, как в выносной кипятильник, так и непосредственно в виде подачи «острого» водяного пара.

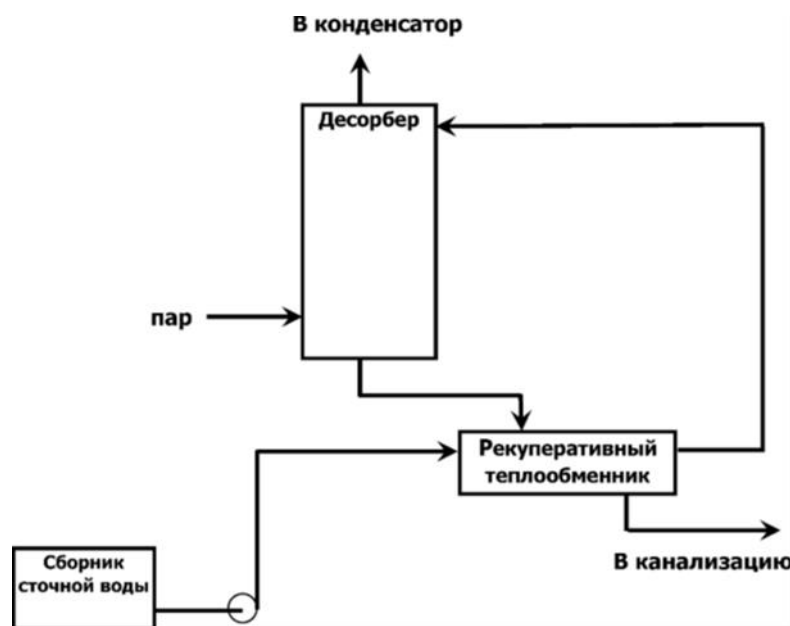


Рисунок 3 – Принципиальная схема десорбции аммиака в одну ступень

Подогрев сточной воды, входящей в десорбер осуществляется в рекуперативном теплообменнике за счет тепла очищенной сточной воды, выходящей из куба десорбера. Далее очищенная сточная вода передается на

очистные сооружения. После отгонки аммиака и диоксида углерода в очищенной сточной воде содержание аммиака составляет не более 200 мг/л и карбамида не более 400 мг/л.

Принципиальная схема десорбции аммиака в две ступени представлена на рисунке 4 [10].

Сточная вода из сборника через рекуперативный теплообменник подается в десорбер I ступени, где происходит отгон аммиака, диоксида углерода и паров воды из сточной воды под давлением 0,25–0,35 МПа и температуре 125–135 °С. Сточная вода обогревается в кубе десорбера I ступени за счет подачи водяного пара в выносной кипятильник. Выходящая из десорбера I ступени сточная вода нагревается в рекуперативном теплообменнике за счет тепла сточной воды выходящей из куба десорбера. Далее сточная вода передается на II ступень десорбции.

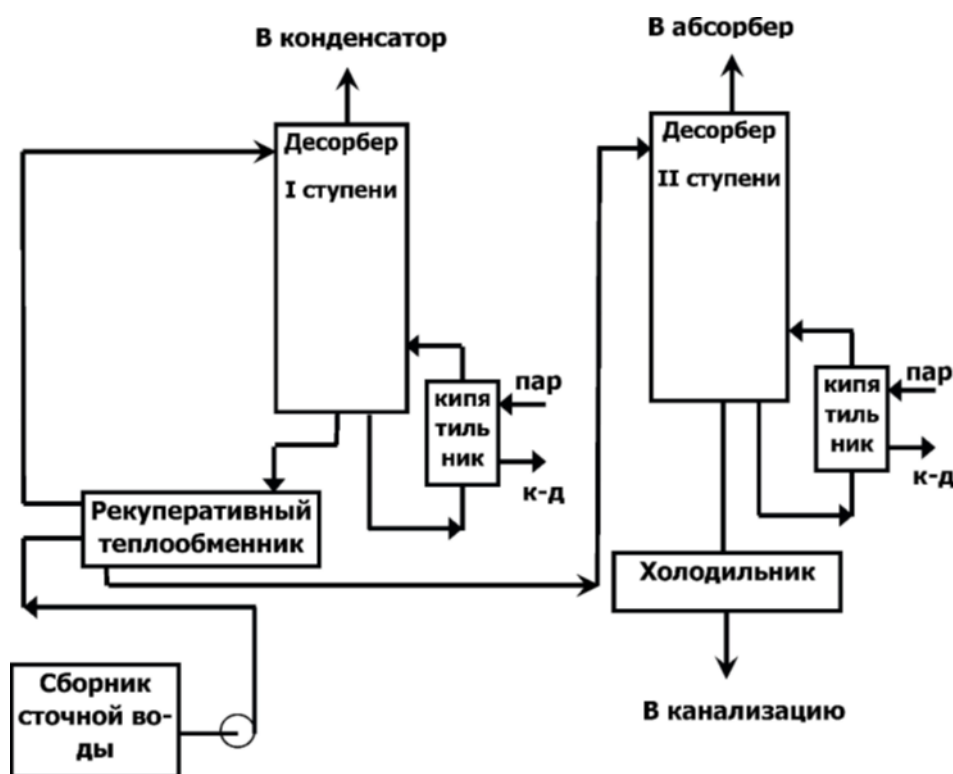


Рисунок 4 – Принципиальная схема очистки сточных вод десорбцией в две ступени

В десорбере II ступени происходит окончательный отгон аммиака, диоксида углерода и паров воды при атмосферном давлении. Сточная вода обогревается в кубе десорбера II ступени за счет подачи водяного пара в выносной кипятильник. Газовая фаза из десорбера II ступени направляется в абсорбер, который работает под атмосферным давлением. Затем очищенная сточная вода, пройдя через холодильник, направляется на очистные сооружения. После двух ступеней десорбции содержание аммиака в сточных водах составляет до 50–100 мг/л и карбамида до 5 г/л [10].

Недостатком данной схемы является отсутствие очистки сточных вод от карбамида, количество которого в стоках практически не изменяется.

На рисунке 5 [10] дана принципиальная схема очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом.

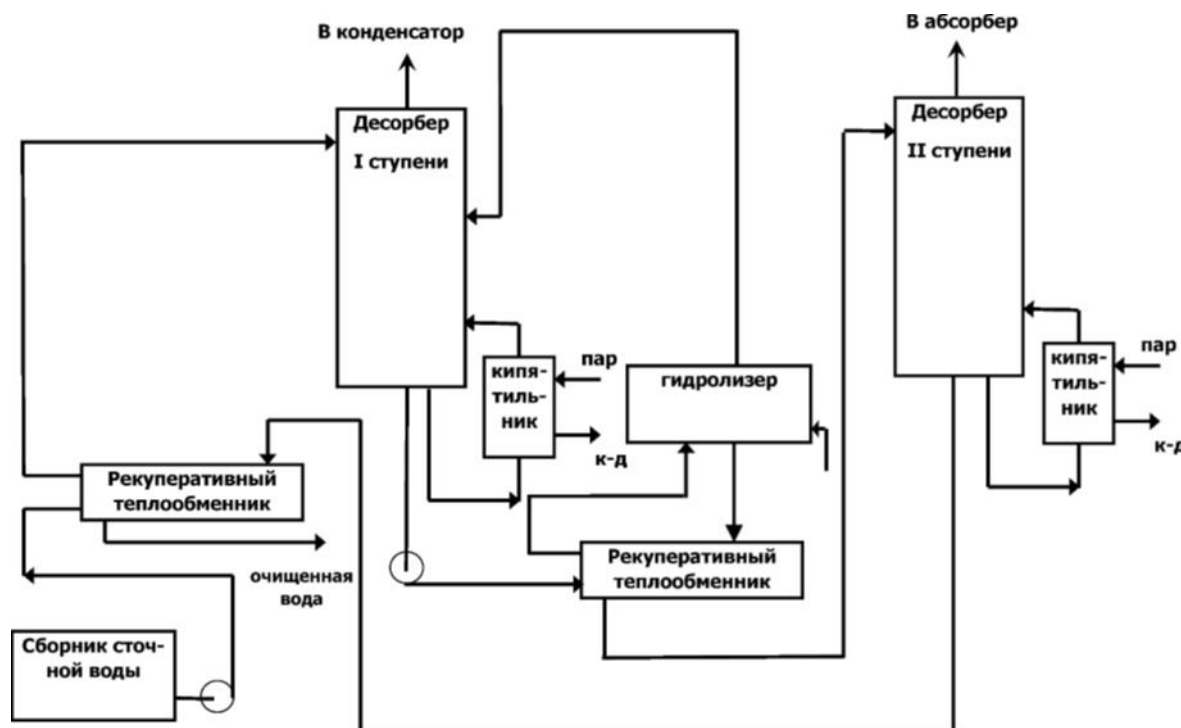


Рисунок 5 – Принципиальная схема очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом

Отличие схемы двухступенчатой десорбции и гидролиза от схемы двухступенчатой десорбции заключается в том, что после I ступени десорбции сточная вода направляется на гидролиз, а затем для окончательной отгонки аммиака, диоксида углерода и воды поступает на II ступень десорбции.

Гидролиз карбамида осуществляется под давлением 1,7–2,0 МПа при температуре 190–200 °С [10].

Применение такой схемы позволяло очистить сточные воды от карбамида до 150–300 мг/л, снизить содержание аммиака до 50–100 мг/л.

Принципиальная схема очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом с узлом конденсации представлена на рисунке 6 [10].

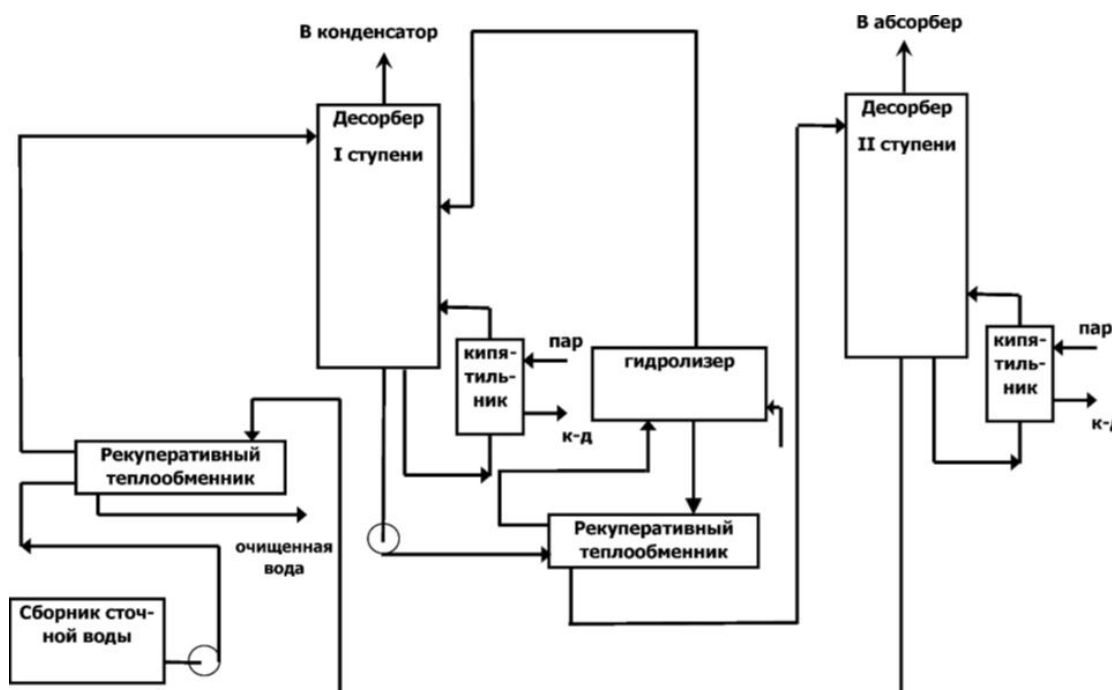


Рисунок 6 – Принципиальная схема очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом с узлом конденсации

Отличие схемы двухступенчатой десорбция и гидролиза с узлом конденсации от схемы двух ступенчатой десорбции с гидролизом заключается в том, что устанавливается отдельный конденсатор для газов десорбции. Это позволяет держать давление в конденсаторе, которое отличается от давления узла рецикла. В результате облегчается эксплуатация данных узлов, так как в

каждом узле держат то давление, которое является оптимальным. Раствор карбамата (сконденсировавшиеся пары воды, аммиака и диоксида углерода) из конденсатора газов десорбции откачивается насосом в конденсатор узла рециркуляции. Часть раствора с нагнетания насоса подается на орошение в верхнюю тарелку десорбера I ступени [10].

Данная схема позволяет получить сточные воды с содержанием аммиака и карбамида в очищенной сточной воде не более 3 ppm (мг/л).

В таблице 1 приведены данные по сбросам вредных веществ (аммиак и карбамид) в сточных водах производства карбамида, которые соответствуют различным описанным выше схемам [10].

Таблица 1 – Сброс вредных веществ в сточные воды производства карбамида

Наименование загрязняющих веществ	Сбросы		Источники сброса/стадия процесса	Эффективность очистки/повторного использования
	Масса сбросов загрязняющих веществ на выходе из производства в расчете на тонну продукции, кг/т	Метод очистки или переработки		
Десорбция в одну ступень				
Аммонийион (NH ⁴⁺)	0,14	Биологические очистные сооружения	Очистка сточных вод	
Карбамид	0,28			
Десорбция в две ступени + Двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации				
Аммонийион (NH ⁴⁺)	0,098	Гидролиз-десорбция	Очистка сточных вод	80 %
Карбамид	0,29			
Двухступенчатая десорбция и гидролиз				
Аммонийион (NH ⁴⁺)	0,076	Биологические очистные сооружения		
Карбамид	0,409			
Двухступенчатая десорбция и гидролиз с узлом конденсации				
Аммонийион (NH ⁴⁺)	0,0023	Десорбция аммиака Гидролиз карбамида		100 %
Карбамид	0,00114			

Из приведенных выше описанных схем и таблицы 1 наилучшие показатели очистки сточных вод производства карбамида достигаются по

схеме «Очистка сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом с узлом конденсации».

Экологические преимущества данной схемы:

- возможность повторного использования очищенной технологической сточной воды (например, в качестве подпиточной воды водооборотного цикла);
- независимость работы цеха карбамида от смежных цехов (газы десорбции утилизируются в производстве карбамида);
- возврат аммиака и карбамида в виде раствора карбамата в технологию;
- отсутствие выброса аммиака и карбамида с производства карбамида в водный бассейн;
- прекращение сброса сточных вод на биологические очистные сооружения и в канализацию [10].

1.3 Патентный поиск по технологии очистки сточных вод

Известен способ очистки сточных вод от мочевины. Патент RU2160710C1. Владелец патента: Закрытое акционерное общество "Агро-Череповец". Автор: Новиков Б.В. Публикация: 2000.12.20.

«Сущность изобретения состоит в том, что сточные воды после гидролиза и десорбции подвергаются озонированию при pH 6,5-8,5, температуре 20-25°C, а озон берут в количестве 2-7 единиц на единицу мочевины по массе. Способ обеспечивает ликвидацию сточных вод предприятия и доведение их до требований химически очищенной воды, например, для питания котлов среднего давления Р-4 МПа (40 кгс/см²)» [24].

Степень очистки сточных вод от мочевины по предлагаемому способу составляет 100%, что позволяет использовать повторно сточных вод в качестве питательной воды для котлов.

Описана конструкция ситчатой тарелки с отбойными элементами для ректификационной колонны. Патент SU129184A1. Авторы: Коган Ю.С. Шейнман В.И., Публикация: 1960.10.10.

«В описываемой ректификационной тарелке устанавливаемые наклонно к плоскости тарелки отбойные элементы, изготовленные из листового материала с прорезями, позволяют легко отделить от паров жидкость и направлять эту жидкость снова на тарелку.

Конструкция этой тарелки позволяет уменьшить унос жидкости с парами и повысить эффективность тарелки. Тарелка изготавливается из листового материала с прорезями различной формы (ромбовидной, миндалевидной, секторной и щелевидной).

Прорези располагаются в шахматном порядке с направлением осей прорезей под углом к плоскости; тарелки и параллельно друг другу. Над основанием тарелки под углом от 50 до 70° к ее плоскости устанавливаются отбойные элементы, изготовленные из того же листового материала с направлением осей прорезей вниз, в сторону основания тарелки» [21].

Известен способ глубокой очистки сточных вод производства мочевины и устройство для разложения мочевины, содержащейся в сточных водах производства мочевины. Патент RU2052390C1. Владелец патента: Снампрогетти С.п.А. Автор: Франко Гранелли. Публикация: 1996.01.20.

«Очистку сточных вод, образующихся в установках по производству мочевины, проводят в три последовательные стадии: десорбция летучих компонентов, термический гидролиз мочевины и биурета и десорбция летучих компонентов, образующихся в результате гидролиза. Устройство для разложения мочевины, содержащейся в сточных водах производства мочевины, включает гидролизер, выполненный в виде горизонтального цилиндрического сосуда, снабженного расположенным внутри него рядом вертикальных перегородок, разделяющих полость сосуда на зоны» [23].

АО «НИИК» (научно-исследовательский и проектный институт карбамида) большое внимание уделяет экологической безопасности

производства, т.е. очистке газовых выбросов и стоков. В этих целях специалисты компании разработали высокоэффективный гидролизер.

Высокоэффективный гидролизер имеет конструкцию, которая обеспечивает наиболее полное разложение карбамида в сточной воде. В нем ведется как процесс гидролиза карбамида, так и отгонки аммиака.

Гидролизер представляет собой аппарат колонного типа, который состоит из 2-х частей «гидролизной» и «десорбционной». Доказано, что процесс гидролиза карбамида наиболее эффективно протекает в режиме идеального вытеснения. Поэтому секционирование полого аппарата является одним из наиболее простых и надежных способов обеспечения режима идеального вытеснения.

Установка контактных устройств равномерно по высоте гидролизера в «гидролизной» части дает следующий эффект:

- значительно уменьшается обратное перемешивание жидкости;
- значительно увеличивается поверхность контакта фаз в аппарате за счет многократного диспергирования газовой фазы;

Описана конструкция пластинчатого теплообменника. Патент RU2718798C1. Автор Андерсен Бенни. Публикация: 2020.04.14.

Автором патента предложен способ создания пластинчатого теплообменника, приспособленного для высоких давлений без увеличения риска протечек.

«Пластинчатый теплообменник содержит множество теплообменных пластин, собранных стопкой друг на друге, причем между соседними пластинами расположены прокладки. Каждая прокладка расположена в прокладочной канавке, образованной в теплообменной пластине, а донная часть прокладочной канавки определяет уровень основания. Прокладочная канавка содержит усиливающую структуру, имеющую первую выемку на уровне первой выемки, проходящую в продольном направлении прокладочной канавки. Давление особенно велико в областях отверстий, но прокладка расположена только с одной стороны теплообменной пластины,

тогда как другая сторона не поддерживается. Эта проблема решается благодаря тому, что усиливающая структура содержит вторую выемку на уровне второй выемки, проходящую в продольном направлении прокладочной канавки. Вторая выемка может использоваться для приспособления усиления канавки за счет выемок к специальным требованиям в определенных частях теплообменной пластины» [13].

1.4 Выбор и обоснование решения по модернизации установки очистки сточных вод

Действующая установка очистки сточных вод в производстве карбамида работает по схеме очистки сточных вод с двухступенчатой десорбцией и гидролизом с узлом конденсации. Из-за морального и физического износа технологического оборудования она не обеспечивает получение в очищенной сточной воде содержание аммиака и карбамида на уровне 1–5 мг/л, которая могла бы использоваться в качестве котловой воды.

На сегодняшний день имеются перспективные технологии по очистке сточной воды производства карбамида, обеспечивающие содержание аммиака в очищенной сточной воде не более 3 ppm (мг/л).

Карбамид, разложившийся на аммиак и диоксид углерода, и отогнанный аммиак не выбрасываются за пределы производства, а возвращаются в синтез в виде раствора карбамата аммония, что дополнительно снижает расходный коэффициент по аммиаку.

На действующей установке очистки сточных вод гидролиз карбамида осуществляется в две ступени:

– первая ступень: в горизонтальном гидролизере поз. Е-17 с трубным пучком из U-образных труб, где процесс разложения идет при давлении 1,6–1,9 МПа и температуре 190–210 °С. Время пребывания сокового конденсата в гидролизере 1 час;

– вторая ступень: в вертикальном тарельчатом гидролизере поз. R-30. Соковый конденсат стекает вниз по ситчатым тарелкам и вступает на каждой тарелке в тепло- и массообмен с восходящим потоком острого пара с давлением 2,6 МПа. Острый пар подается в нижнюю часть гидролизера [16].

Разработаны и освоены для реконструкции установок очистки сточных вод следующие технические решения:

- замена существующих тарелок в десорберах I и II ступени на высокоэффективные;
- установка высокоэффективного двухзонного гидролизера;
- уменьшение градиента температур по высоте гидролизера;
- установка конденсатора газов десорбции, работающего в затопленном режиме;
- наращивание теплообменной поверхности в случае необходимости [10].

По данным информационно-технического справочника по наилучшим доступным технологиям при производстве аммиака, минеральных удобрений и неорганических кислот наиболее эффективными для десорберов установок очистки сточных вод являются контактные устройства струйного типа.

Схема работы высокоэффективных контактных устройств струйного типа показана на рисунке 7.

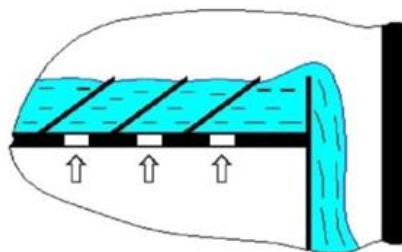


Рисунок 7 – Схема работы контактных устройств струйного типа

Предлагаемые контактные устройства по сравнению с обычными тарелками, используемыми в узлах очистки сточных вод, обладают следующими преимуществами:

- меньшее гидравлическое сопротивление (на ~30 %) за счет лучшего использования кинетической энергии струи газа;

- повышение эффективности работы тарелки на ~15 %. Наклонные отбойные элементы на ситчатой тарелке создают направленное движение газа в сторону перелива, за счет чего уменьшается градиент уровня жидкости на тарелке, вследствие чего газовая фаза равномерно проходит по всему сечению тарелки.

- возможность работы тарелки на повышенных нагрузках по газовой фазе [10].

Технологический процесс разложения карбамида и отгонки аммиака и диоксида углерода с целью повышения эффективности массо- и теплообмена процессов можно оптимизировать следующим образом:

- убрать из технологической схемы горизонтальный гидролизер поз. Е-17;

- для интенсификации процесса гидролиза карбамида в вертикальном тарельчатом гидролизере поз. R-30 предусмотреть подачу острого перегретого водяного пара среднего давления в нижнюю и среднюю часть гидролизера;

- для интенсификации процесса десорбции аммиака и диоксида углерода в вертикальном тарельчатом десорбере поз. С-2 предусмотреть подачу острого перегретого водяного пара низкого давления в нижнюю и среднюю часть десорбера под глухие тарелки. По действующей схеме этот пар подавался в горизонтальный гидролизер, поэтому расход пара практически не увеличивается;

- заменить клапанные тарелки в десорбере поз. С-2 на высокоэффективные ситчатые тарелки струйного типа, что обеспечит повышение эффективности работы тарелки на ~15 %, снижение гидравлического сопротивления за счет лучшего использования кинетической

энергии струи на ~30 %, и возможность работы тарелки на повышенных нагрузках по газовой фазе.

В технологической схеме очистки сточных вод применяется воздушный холодильник для охлаждения сточной воды. Это вызывает ряд трудностей при эксплуатации установки. В летнее время температура воздуха 30–35 °С не позволяет эффективно охлаждать сточную воду с достижением температур 40–45 °С. Возникают отклонения от технологического режима. Из-за этого возможны превышения по выбросам в атмосферу. Зимой же воздушные холодильники из-за температур воздуха до минус 30 °С ÷ минус 35 °С могут размораживаться с растрескиванием. В итоге эти аппараты довольно быстро изнашиваются, что еще больше ухудшает их эффективность в летнее время года.

Замена аппаратов воздушного охлаждения на аппараты водяного охлаждения значительно повышает надежность работы оборудования охлаждения технологических потоков и стабильность работы их в течение года, что в итоге ведет к экономии энергоресурсов [10].

Замена воздушного холодильника поз. ЕА-3 на пластинчатый теплообменник, охлаждаемый деминерализованной водой, поступающей с установки химводоподготовки, позволит эффективно охлаждать очищенную сточную воду в летнее время и обеспечит экономию энергоресурсов.

Основными достоинствами пластинчатых теплообменников являются:

- высокий коэффициент теплопередачи;
- снижение затрат на эксплуатацию и обслуживание теплообменников;
- уменьшение площади, занимаемой теплообменным оборудованием.

Теплообменная поверхность разборных пластинчатых теплообменников легкодоступна для очистки; монтаж и демонтаж таких аппаратов осуществляется весьма быстро. Такие теплообменники применяются как холодильники и конденсаторы [1].

Технические решения по модернизации оборудования установки очистки сточных вод приведены в таблице 2.

Таблица 2 – Технические решения по модернизации оборудования установки очистки сточных вод

Наименование оборудования	До модернизации	После модернизации	Ожидаемый эффект
Горизонтальный гидролизер	Теплообменный аппарат с трубным пучком	Отсутствует	Снижение затрат на техническое обслуживание и капитальный ремонт
Вертикальный гидролизер	Аппарат колонного типа, оборудованный 13-ю ситчатыми тарелками с подачей острого перегретого водяного пара в нижнюю часть гидролизера	Аппарат колонного типа, оборудованный 13-ю ситчатыми тарелками с подачей острого перегретого водяного пара среднего давления в среднюю и нижнюю части гидролизера	Интенсификация процесса гидролиза, что обеспечивает полный гидролиз карбамида
Десорбер	Аппарат тарельчатого типа. Количество тарелок – 55 (53 - клапанные, 2 – глухие) с подачей перегретого водяного пара из выносного подогревателя в нижнюю часть десорбера	Аппарат тарельчатого типа. Количество тарелок – 55 (53 – ситчатые струйного типа, 2 – глухие) с подачей острого перегретого водяного пара в нижнюю и среднюю части десорбера	Повышение эффективности работы тарелки на ~15 %, снижение гидравлического сопротивления на ~30 %, и возможность работы тарелки на повышенных нагрузках по газовой фазе.
Холодильник очищенной сточной воды	Односекционный воздушный холодильник с двумя вентиляторами мощностью 30 кВт	Пластинчатый теплообменник с охлаждением деминерализованной водой с установки химводоподготовки.	Снижение мощности на 60 кВт. Использование по охлаждающей воде вторичных ресурсов.

Модернизация установки очистки сточных вод производства карбамида может обеспечить содержание аммиака в очищенной сточной воде не более 3 ppm и отсутствие карбамида. Такую воду направляют на получение котловой воды или на подпитку водооборотного цикла, поэтому сброс сточных вод в производстве карбамида отсутствует.

2 Технологическая часть

2.1 Описание технологической схемы очистки сточных вод

Технологическая схема очистки сточных вод представлена на рисунке 8.

После стадии выпарки соковый конденсат поступает в сборник поз. 1. Из сборника поз. 1 соковый конденсат центробежным насосом поз. 2 подается в трубное пространство горизонтального кожухотрубного теплообменника поз. 3, где нагревается до температуры не менее 95 °С. В межтрубное пространство теплообменника поз. 3 подается сточная вода из теплообменника поз. 4.

Сокковый конденсат из теплообменника поз. 3 направляется в трубное пространство горизонтального кожухотрубного теплообменника поз. 4, где нагревается до температуры 110–120 °С за счет подачи в межтрубное пространство сточной воды из десорбера поз. 5. Далее соковый конденсат подается на 47, 49, 51 тарелки десорбера поз. 5.

Десорбер поз. 5 представляет собой вертикальный аппарат тарельчатого типа. Количество тарелок – 55, из которых 53 – ситчатые струйного типа и 2 – глухие тарелки, одна из которых расположена в нижней, а другая – в средней части корпуса.

В нижнюю часть и среднюю часть десорбера поз. 5 под глухие тарелки из коллектора подается острый водяной пар давлением 0,45 МПа и температурой 155 °С.

Стекая вниз по тарелкам, соковый конденсат взаимодействует с восходящими потоками газа и пара. В результате тепло- и массообмена аммиак и диоксид углерода десорбируются паром.

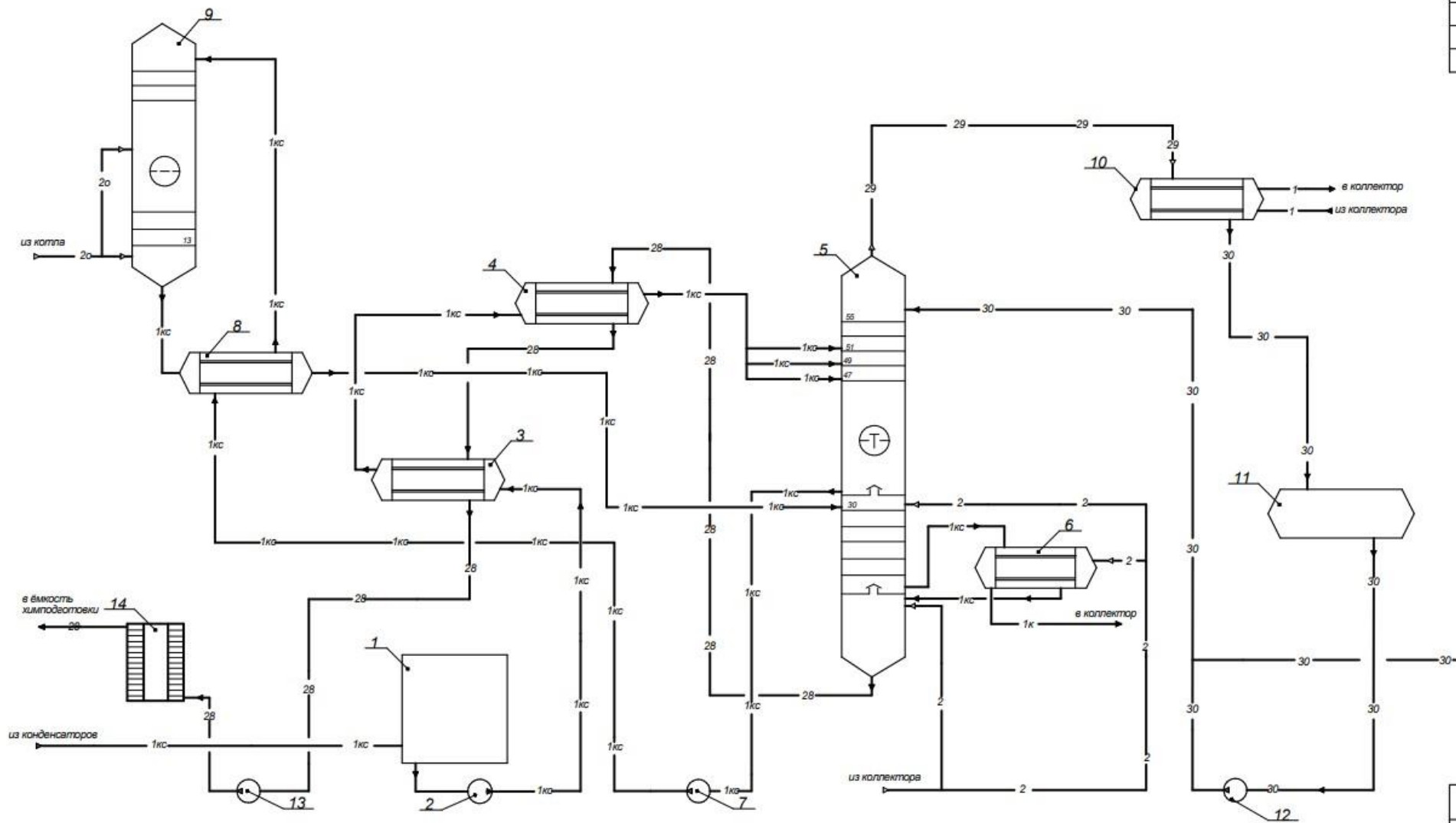
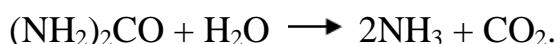


Рисунок 8 – Технологическая схема очистки сточных вод

Соковый конденсат собирается на глухой тарелке, расположенной в средней части десорбера поз. 5, и поступает на всас центробежного насоса поз. 7, откуда направляется в межтрубное пространство кожухотрубного теплообменника поз. 8. В теплообменнике поз. 8 соковый конденсат нагревается до 197 °С и далее поступает на 1-ю тарелку гидролизера поз. 9, которая расположена в верхней части корпуса. Давление в верхней части гидролизера поз. 9 поддерживается в пределах 1,6–1,9 МПа.

Основное тепло для разложения карбамида в гидролизере поз. 9 обеспечивается добавлением острого перегретого пара среднего давления в нижнюю и среднюю часть гидролизера. Соковый конденсат стекает вниз по ситчатым тарелкам и вступает на каждой тарелке в тепло- и массообмен с восходящим потоком острого пара с давлением 2,45 МПа и температурой 348 °С. В гидролизере поз. 9 происходит разложение карбамида по суммарной реакции:



Соковый конденсат из нижней части гидролизера поз. 9 подается в трубное пространство теплообменника поз. 9 и далее поступает на 30-ю тарелку десорбера поз. 5, расположенную под средней глухой тарелкой.

Стекая вниз по тарелкам, соковый конденсат вступает в тепло- и массообмен с восходящими потоками газа и пара, отдавая пару аммиак и диоксид углерода.

С нижней тарелки десорбера поз. 5 соковый конденсат направляется в межтрубное пространство горизонтального кожухотрубного кипятильника поз. 6. Здесь при температуре 125–135 °С продолжается процесс десорбции аммиака и диоксида углерода.

В трубное пространство кипятильника поз. 6 подается пар среднего давления. Из кипятильника поз. 6 газожидкостная смесь поступает под нижнюю тарелку десорбера (в куб) поз. 5. Здесь при давлении 0,2–0,3 МПа завершается процесс десорбции и происходит сепарирование смеси. Содержание аммиака в сточной воде должно быть не более 3 ppm.

Сточная вода из нижней части десорбера поз. 5 подается в межтрубное пространство теплообменника поз. 4 и затем теплообменника поз. 3. Из теплообменника поз. 3 охлажденная до температуры не более 75 °С сточная вода центробежным насосом поз. 13 подается в пластинчатый холодильник поз. 14, где охлаждается деминерализованной водой с установки химводоподготовки.

После холодильника поз. 14 сточная вода направляется в емкость установки химводоподготовки.

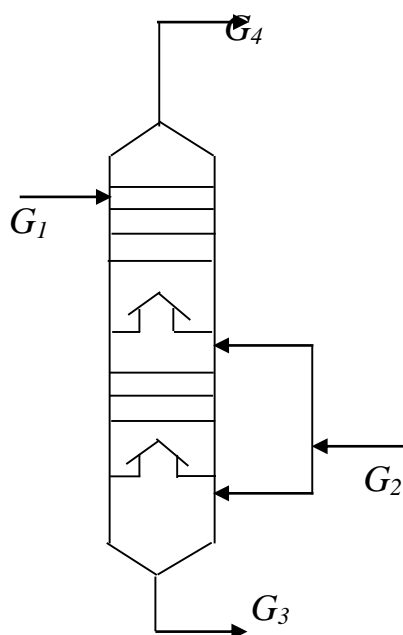
Проходя через тарелки десорбера, газы десорбции дополнительно насыщаются аммиаком и диоксидом углерода и из верха десорбера поз. 5 с температурой не более 125 °С подаются в конденсатор поз. 10. В межтрубном пространстве конденсатора поз.10 при температуре 30–45 °С происходит конденсация газов гидролиза и десорбции с образованием раствора углеаммонийных солей. В трубное пространство конденсатора поз. 10 подается вода из водооборотного цикла.

Раствор углеаммонийных солей из конденсатора поз. 10 сливается в сборник поз. 11, откуда центробежным насосом поз.12 перекачивается в конденсатор низкого давления. Часть раствора углеаммонийных солей в виде флегмы для регулирования температуры парогазовой фазы центробежным насосом поз. 12 подается на орошение в верхнюю часть десорбера поз. 5.

2.2 Материальный баланс десорбера

«Основой для расчета оборудования и определения расходных показателей по сырью служит материальный баланс. На основе материального и энергетического балансов определяют технико-экономические нормативы, характеризующие эффективность производства, в том числе расходные коэффициенты по сырью, вспомогательным материалам и энергетике» [11].

Схема материальных потоков установки приведена на рисунке 8.



G_1 – количество сокового конденсата, поступающего в десорбер; G_2 – количество острого водяного пара, поступающего в десорбер; G_3 – количество сточной воды, уходящей из десорбера; G_4 – количество парогазовой фазы, уходящей из десорбера.

Рисунок 9 – Схема материальных потоков

Данные для расчета:

– производительность по соковому конденсату – $46 \text{ м}^3/\text{ч}$;

– состав сокового конденсата, поступающего в десорбер, в % (масс.):

аммиак – 2,3;

карбамид – 0,8;

вода – 96,9.

– состав сточной воды, уходящей из десорбера, в % (масс.):

аммиак – 3 ppm;

вода – 100.

– состав парогазовой фазы, уходящей из десорбера, в % (масс.):

аммиак – 21,6;

диоксид углерода – 4,4;

вода – 70,0.

Уравнение материального баланса по формуле 1:

$$G_1 + G_2 = G_3 + G_4, \quad (1)$$

где G_1 – массовый расход сокового конденсата, поступающего в десорбер, кг/ч;

G_2 – массовый расход острого водяного пара, поступающего в десорбер, кг/ч;

G_3 – массовый расход сточной воды, уходящей из десорбера, кг/ч;

G_4 – массовый расход парогазовой фазы, уходящей из десорбера, кг/ч;

Часовая производительность по соковому конденсату по формуле 2:

$$G_1 = V_1 \cdot \rho_1, \quad (2)$$

где V_1 – объемный расход сокового конденсата, $V_1 = 46 \text{ м}^3/\text{ч}$;

ρ_1 – плотность сточной воды, $\text{кг}/\text{м}^3$, принимаем $\rho_1 = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$.

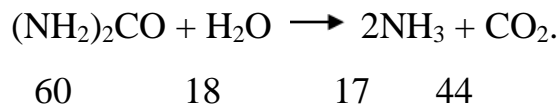
$$G_1 = 46 \cdot 1000 = 46000 \text{ кг}/\text{ч}.$$

Состав и количество сокового конденсата, поступающего в десорбер, приведены в таблице 3.

Таблица 3 – Состав и количество сокового конденсата, поступающего в десорбер

Наименование компонента	Содержание, % масс	Расход, кг/ч
Аммиак	2,3	1058
Карбамид	0,8	368
Вода	96,9	44574
Итого	100	46000

Разложение карбамида по суммарной реакции в гидролизере:



Мольный расход карбамида по реакции:

$$n_{\text{карб.}} = \frac{368}{60} = 6,133 \text{ кмоль/ч.}$$

По реакции потребуется воды:

$$m_{\text{воды}} = 6,133 \cdot 18 = 110 \text{ кг/ч.}$$

Образуется аммиака:

$$m_{\text{ам.}} = 6,133 \cdot 2 \cdot 17 = 209 \text{ кг/ч.}$$

Образуется диоксида углерода:

$$m_{\text{ам.}} = 6,133 \cdot 44 = 270 \text{ кг/ч.}$$

Общее количество аммиака, поступающего в десорбер с соковым конденсатом:

$$m_{\text{ам.}} = 1058 + 270 = 1328 \text{ кг/ч.}$$

Тогда содержание аммиака и диоксида углерода в соковом конденсате в % масс.:

$$\bar{x}_{\text{н.ам.}} = \frac{1328 \cdot 100}{(44574 + 1328 + 270 - 110 - 368)} = 2,9 \text{ \%};$$

$$\bar{x}_{\text{н.диок.}} = \frac{270 \cdot 100}{(44574 + 1328 + 270 - 110 - 368)} = 0,6 \text{ \%}.$$

Количество острого водяного пара, необходимое для десорбции аммиака и диоксида углерода, по формуле 3:

$$G_{\text{min}} = G_1 (\bar{x}_\text{н} - \bar{x}_\text{к}) / \bar{y}_\text{к}, \quad (3)$$

где G_1 – количество сокового конденсата, поступающего в десорбер,

кг/ч;

\bar{X}_H, \bar{X}_K – начальная и конечная концентрации аммиака и диоксида углерода в соковом конденсате, % масс.;

$$\bar{X}_H = 2,9 + 0,6 = 3,2 \%, \quad \bar{X}_K = 0 \%;$$

\bar{Y}_K – конечная концентрация аммиака и диоксида углерода в парогазовой смеси, % масс.

$$\bar{Y}_K = 21,6 + 10,3 = 31,9 \%.$$

$$G_{min} = 46000(3,2 - 0)/31,9 = 4614 \text{ кг/ч.}$$

В действительности, расход десорбента выбираем, используя коэффициент φ равный 1,1–1,3. С учетом расхода пара в гидролизере по заводским данным принимаем коэффициент равным 1,5 [9].

Тогда расход острого водяного пара:

$$G_2 = 1,5 \cdot 4614 = 6921 \text{ кг/ч.}$$

Количество аммиака, поглощенного водяным паром: $m_{ам.} = 1328 \text{ кг/ч.}$

Количество парогазовой фазы, уходящей из десорбера:

$$G_4 = 1328 \cdot 100/21,6 = 6148 \text{ кг/ч.}$$

Состав и количество парогазовой фазы, уходящей из десорбера, приведены в таблице 4.

Таблица 4 – Состав и количество парогазовой фазы, уходящей из десорбера

Наименование компонента	Содержание, % масс	Расход, кг/ч
Аммиак	21,6	1328
Диоксид углерода	4,4	270
Вода	74,0	4550
Итого	100	6148

Количество сточной воды:

$$G_3 = 46000 + 6921 - 6148 = 46773 \text{ кг/ч.}$$

Сводный материальный баланс десорбера приведен в таблице 5.

Таблица 5 – Материальный баланс десорбера

Приход		Расход	
компоненты	кг/ч	компоненты	кг/ч
Соковый конденсат:		Парогазовая фаза:	
карбамид	1058	аммиак	1328
аммиак	368	диоксид углерода	270
вода	44574	вода	4550
Острый водяной пар	6921	Сточная вода	46773
Всего:	52921	Всего:	52921

Количество флегмы, подаваемой в десорбер, принимаем по заводским данным 2,8 % от количества поступающего сокового конденсата:

$$G_{фл.} = 46000 \cdot 2,8 / 100 = 1288 \text{ кг/ч.}$$

Количество сточной воды с учетом флегмы:

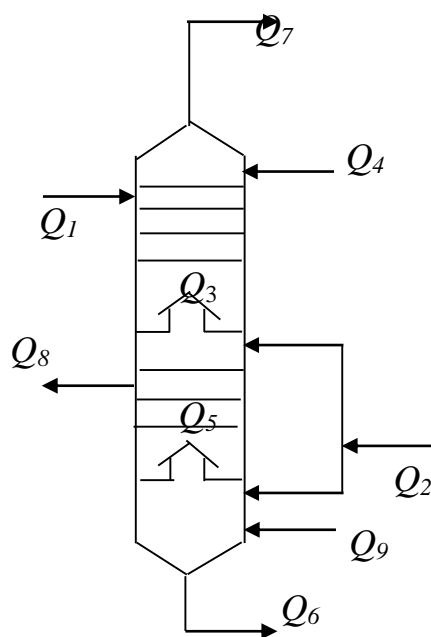
$$G_{ст.в.} = 52921 + 1288 = 54209 \text{ кг/ч}$$

2.3 Тепловой баланс десорбера

Данные для расчета:

- температура поступающего в десорбер сокового конденсата – 115 °С;
- температура поступающего в десорбер водяного пара – 155 °С;
- температура поступающей в десорбер флегмы – 40 °С;
- температура уходящей из десорбера сточной воды – 135 °С;
- температура уходящей из десорбера парогазовой фазы – 125 °С.

Схема тепловых потоков установки очистки сточных вод приведена на рисунке 9 [22].



Q_1 – количество теплоты, поступающей в десорбер с соковым конденсатом; Q_2 – количество теплоты, поступающей в десорбер с острым водяным паром; Q_3 – теплота конденсации острого водяного пара; Q_4 – количество теплоты, поступающей в десорбер с флегмой; Q_5 – тепловой эффект десорбции; Q_6 – количество теплоты с уходящей из десорбера сточной водой; Q_7 – количество теплоты с уходящей из десорбера с парогазовой фазой; Q_8 – потери теплоты в окружающую среду; Q_9 – количество теплоты, поступающей в куб десорбера из кипятыльника.

Рисунок 10 – Схема тепловых потоков

Уравнение теплового баланса десорбера по формуле 4:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_9 = Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8, \quad (4)$$

Приход тепла в десорбер с соковым конденсатом по формуле 5:

$$Q_1 = G_1 \cdot c_1 \cdot t_1, \quad (5)$$

где G_1 – количество сокового конденсата, поступающего в десорбер, кг/ч, $G_1 = 46000$ кг/ч;

c_1 – удельная теплоемкость сокового конденсата, Дж/(кг·К), $c_1 = 4,23$ кДж/(кг·К) [12, табл. XXVIII],

t_1 – температура сокового конденсата, °С.

$$Q_1 = 46000 \cdot 4,23 \cdot 115 / 3600 = 6216 \text{ кВт.}$$

Приход тепла в десорбер с острым водяным паром по формуле 6:

$$Q_2 = G_2 \cdot c_2 \cdot t_2, \quad (6)$$

где G_2 – количество острого водяного пара, поступающего в десорбер, за вычетом количества пара, уходящего с парогазовой фазой, кг/с:

$$G_2 = 6921 - 4550 = 2371 \text{ кг/ч;}$$

c_2 – удельная теплоемкость водяного пара, Дж/(кг·К),

$c_2 = 1,878$ кДж/(кг·К) [18, приложение табл. I];

t_2 – температура водяного пара, °С.

$$Q_2 = 2371 \cdot 1,878 \cdot 155 / 3600 = 192 \text{ кВт.}$$

Тепло конденсации острого водяного пара по формуле 7:

$$Q_3 = G_3 \cdot r_3, \quad (7)$$

где G_3 – количество острого водяного пара, поступающего в десорбер, за вычетом количества пара, уходящего с парогазовой фазой, кг/с, $G_3 = 6921 - 4550 = 2371$ кг/ч;

r_3 – удельная теплота конденсации водяного пара, Дж/кг,

$r_3 = 2104,5$ кДж/кг [19, табл. LII].

$$Q_3 = 2371 \cdot 2104,5/3600 = 1386 \text{ кВт.}$$

Приход тепла в десорбер с флегмой по формуле 8:

$$Q_4 = G_4 \cdot c_4 \cdot t_4, \quad (8)$$

где G_4 – количество флегмы, поступающей в десорбер, кг/ч, $G_4 = 1288$ кг/ч;

c_4 – удельная теплоемкость флегмы, Дж/(кг·К), $c_4 = 4,18$ кДж/(кг·К) [19, табл. XXVIII],

t_4 – температура флегмы, °С.

$$Q_4 = 1288 \cdot 4,18 \cdot 40/3600 = 60 \text{ кВт.}$$

Тепловой эффект десорбции аммиака и диоксида углерода по формуле 9:

$$Q_5 = G_{\text{ам}} \cdot r_{\text{ам}} + G_{\text{диокс}} \cdot r_{\text{диокс}}, \quad (9)$$

где $G_{\text{ам}}$, $G_{\text{диокс}}$ – количество аммиака и диоксида углерода, кг/с, $G_{\text{ам}} = 1328$ кг/ч, $G_{\text{диокс}} = 270$ кг/ч;

$r_{\text{ам}}$, $r_{\text{диокс}}$ – удельная теплота десорбции аммиака, диоксида углерода, кДж/кг;

$r_{\text{ам}} = 1576$ кДж/кг, $r_{\text{диокс}} = 406$ кДж/кг [18, приложение табл. XXII].

$$Q_5 = 1328 \cdot 1576/3600 + 270 \cdot 406/3600 = 612 \text{ кВт.}$$

Расход тепла со сточной водой, уходящей из десорбера, по формуле 10:

$$Q_6 = G_6 \cdot c_6 \cdot t_6, \quad (10)$$

где G_6 – количество уходящей из десорбера сточной воды, кг/с, $G_6 = 54209$ кг/ч;

c_6 – удельная теплоемкость сточной воды, Дж/(кг·К);

по теплоемкости воды $c_6 = 4,27 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$ [19, табл. XXII];

t_6 – температура сточной воды, °С.

$$Q_6 = 54209 \cdot 4,27 \cdot 135 / 3600 = 8680 \text{ кВт}$$

Расход тепла с парогазовой фазой, уходящей из десорбера, по формуле 11:

$$Q_7 = G_7 \cdot c_7 \cdot t_7, \quad (11)$$

где G_7 – массовый расход парогазовой смеси, уходящей из десорбера, кг/с, $G_7 = 6148 \text{ кг/ч}$;

c_7 – удельная теплоемкость парогазовой фазы, Дж/(кг·К);

$c_{\text{ам.}} = 2,213 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$, $c_{\text{диок.}} = 0,882 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$,

$c_{\text{в}} = 1,872 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$ [18, приложение табл. I];

t_7 – температура парогазовой фазы, °С.

$$c_7 = 0,216 \cdot 2,213 + 0,044 \cdot 0,882 + 0,74 \cdot 1,872 = 1,902 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$$

$$Q_7 = 6148 \cdot 1,902 \cdot 125 / 3600 = 406 \text{ кВт.}$$

Потери теплоты десорбером в окружающую среду с учетом потерь 5% по формуле 12:

$$Q_8 = (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4) \cdot 5/100, \quad (12)$$

$$Q_8 = (6216 + 192 + 1386 + 60) \cdot 5/100 = 393 \text{ кВт.}$$

Приход тепла в куб десорбера из кипятивильника по формуле 13:

$$Q_9 = (Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_8) - (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4), \quad (13)$$

$$Q_9 = (612 + 8680 + 406 + 393) - (5945 + 192 + 1386 + 60) = 2237 \text{ кВт.}$$

Сводный тепловой баланс десорбера приведен в таблице 6.

Таблица 6 – Тепловой баланс десорбера

Приход, кВт		Расход, кВт	
Теплота с конденсатом	6216	Тепловой эффект десорбции	612
Теплота с водяным паром	192	Теплота со сточной водой	8680
Теплота конденсации водяного пара	1386	Теплота с парогазовой фазой	406
Теплота с флегмой	60	Потери теплоты в окружающую среду	393
Теплота из кипятильника	2237		
Всего:	10091	Всего:	10091

Вывод: в результате расчетов теплового баланса определено количество тепла, которое необходимо подавать в куб десорбера из кипятильника.

3 Расчетная часть

3.1 Расчет пластинчатого холодильника

В связи с заменой воздушного холодильника сточной воды на пластинчатый, охлаждаемый деминерализованной водой, необходимо выполнить его тепловой расчет и выбрать конструкцию.

Данные для расчета:

Параметры горячего теплоносителя (сточная вода):

- расход $G_1 = 46773 \text{ кг/ч} = 12,99 \text{ кг/с}$;
- температура начальная – $75 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура конечная – $50 \text{ }^\circ\text{C}$;

Параметры холодного теплоносителя (деминерализованная вода):

- температура начальная – $20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- температура конечная – $40 \text{ }^\circ\text{C}$;

Принимаем для горячего теплоносителя – сточной воды – индекс 1;

для холодного теплоносителя – деминерализованная воды – индекс 2.

Движение теплоносителей в пластинчатом теплообменнике противоточное (принимается).

Температурный напор по формуле 14:

$$\begin{array}{r} 75 \text{ }^\circ\text{C} \rightarrow 50 \text{ }^\circ\text{C} \\ 40 \text{ }^\circ\text{C} \leftarrow 20 \text{ }^\circ\text{C} \\ \hline \Delta t_6 = 35 \text{ }^\circ\text{C} \quad \Delta t_M = 30 \text{ }^\circ\text{C} \end{array}$$

при $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_M} \leq 2$; $\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M}{2}$, (14)

$$\Delta t_{cp} = \frac{35 + 30}{2} = 32,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средняя температура деминерализованной воды:

$$t_2 = (40 + 20)/2 = 30 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Средняя температура сточной воды по формуле 15:

$$t_1 = t_2 + \Delta t_{\text{ср}}, \quad (15)$$

$$t_1 = 30 + 32,5 = 62,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Теплофизические свойства сточной воды при $t_1 = 62,5 \text{ }^\circ\text{C}$ [19, табл. XXVII]:

плотность $\rho_1 = 982 \text{ кг/м}^3$;

удельная теплоемкость $c_1 = 4,182 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$;

коэффициент теплопроводности $\lambda_1 = 0,661 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$;

динамическая вязкость $\mu_1 = 0,452 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$;

критерий Прандтля $Pr_1 = 2,87$.

Теплофизические свойства деминерализованной воды при $t_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ [19, табл. XXVIII]:

плотность $\rho_2 = 996 \text{ кг/м}^3$;

удельная теплоемкость $c_2 = 4,18 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$;

коэффициент теплопроводности $\lambda_2 = 0,618 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$;

динамическая вязкость $\mu_2 = 0,804 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$;

критерий Прандтля $Pr_2 = 5,42$.

Тепловая нагрузка аппарата со стороны сточной воды по формуле 16:

$$Q = G_1 \cdot c_1 (t_{1н} - t_{1к}), \quad (16)$$

где G_1 – количество сточной воды, кг/с;

c_1 – удельная теплоемкость сточной воды, Дж/(кг·К);

$t_{1н}$, $t_{1к}$ – начальная и конечная температура сточной воды, $^\circ\text{C}$.

$$Q = 12,99 \cdot 4,182 \cdot (75 - 50) = 1358,1 \text{ кВт}.$$

Расход деминерализованной воды по формуле 17:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2(t_{2к} - t_{2н})}, \quad (17)$$

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

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

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

$$G_2 = \frac{1358,1}{4,18(40-20)} = 16,2 \text{ кг/с.}$$

Значение коэффициента теплопередачи ориентировочно принимаем по табл. 3.4 [19] $K_{ор} = 800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Площадь поверхности теплообмена ориентировочно по формуле 18:

$$F_{ор.} = \frac{Q}{K \Delta t_{ср}}, \quad (18)$$

где Q - тепловая нагрузка, Вт;

K - коэффициент теплопередачи $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$;

$\Delta t_{ср}$ - средняя разность температур, °С.

$$F_{ор.} = \frac{1358100}{800 \cdot 32,5} = 52,2 \text{ м}^2.$$

Принимаем предварительно «пластинчатый теплообменник типа ТПР с поверхностью пластины $f = 0,6 \text{ м}^2$ [15, табл. 3.56]:

- поверхность $F = 50 \text{ м}^2$;

- количество пластин $N = 84$ шт.

Техническая характеристика пластин $f = 0,6 \text{ м}^2$:

- эквивалентный диаметр канала $d_э = 7,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}$;

- поперечное сечение канала $S = 26,2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$;

– приведенная длина канала $L_n = 0,89$ м;
– габаритные размеры: длина 1375 мм; ширина 600 мм; толщина 1 мм»
[15].

С целью увеличения коэффициентов теплоотдачи увеличиваем число пакетов (ходов) в теплообменнике. Выбираем компоновку пластин по два симметричных пакета. Тогда количество межпластинных каналов в каждом пакете составит 21 [12].

Скорость сточной воды в 21 каналах по формуле 19:

$$w_1 = \frac{G_1}{\rho_1 \cdot m \cdot S}, \quad (19)$$

где G_1 – количество сточной воды, кг/с;

ρ_1 – плотность сточной воды, кг/м³;

m – количество каналов;

S – поперечное сечение канала, м².

$$w_1 = \frac{12,99}{982 \cdot 21 \cdot 26,2 \cdot 10^{-4}} = 0,24 \text{ м/с}$$

Режим движения сточной воды по каналам по формуле 20:

$$Re_1 = \frac{w_1 \cdot d_3 \cdot \rho_1}{\mu_1}, \quad (20)$$

где w_1 – скорость сточной воды, м/с;

d_3 – эквивалентный диаметр канала, м;

ρ_1 – плотность сточной воды, кг/м³;

μ_1 – динамическая вязкость сточной воды, Па·с.

$$Re_1 = \frac{0,24 \cdot 7,4 \cdot 10^{-3} \cdot 982}{0,452 \cdot 10^{-3}} = 3858,5 > 100;$$

следовательно, режим турбулентный. Для этого случая находим коэффициент теплоотдачи для сточной воды по формуле 21:

$$\alpha_1 = \frac{\lambda_1}{d_3} 0,135 \cdot Re_1^{0,73} \cdot Pr_1^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}, \quad (21)$$

где λ_1 – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К);

d_3 – эквивалентный диаметр канала, м;

Re_1 – критерий Рейнольдса;

Pr_1 – критерий Прандтля.

Принимаем $Pr = Pr_{ст}$.

$$\alpha_1 = \frac{0,661}{0,0074} 0,135 \cdot 3858,5^{0,73} \cdot 2,87^{0,43} = 7871,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Скорость деминерализованной воды в 21 каналах по формуле 22:

$$w_2 = \frac{G_2}{\rho_2 \cdot m \cdot S}, \quad (22)$$

где G_2 – массовый расход деминерализованной воды, кг/с;

ρ_2 – плотность деминерализованной воды, кг/м³;

m – количество каналов;

S – поперечное сечение канала, м².

$$w_2 = \frac{16,2}{996 \cdot 21 \cdot 26,2 \cdot 10^{-4}} = 0,3 \text{ м/с}.$$

Режим движения деминерализованной воды по каналам по формуле 23:

$$Re_2 = \frac{w_2 \cdot d_3 \cdot \rho_2}{\mu_2}, \quad (23)$$

где w_2 – скорость деминерализованной воды, м/с;

d_3 – эквивалентный диаметр канала, м;

ρ_2 – плотность деминерализованной, кг/м³;

μ_2 – динамическая вязкость обратной воды, Па·с.

$$Re_2 = \frac{0,3 \cdot 7,4 \cdot 10^{-3} \cdot 996}{0,804 \cdot 10^{-3}} = 2750,1 > 100;$$

следовательно, режим турбулентный. Для этого случая находим коэффициент теплоотдачи для деминерализованной воды по формуле 24:

$$\alpha_2 = \frac{\lambda_2}{d_3} 0,135 \cdot Re_2^{0,73} \cdot Pr_2^{0,33} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}, \quad (24)$$

где λ_2 – коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К);

d_3 – эквивалентный диаметр канала, м;

Re_2 – критерий Рейнольдса;

Pr_2 – критерий Прандтля.

Принимаем $Pr = Pr_{ст}$.

$$\alpha_2 = \frac{0,618}{0,0074} 0,135 \cdot 2750,1^{0,73} \cdot 5,42^{0,43} = 7556,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи по формуле 25:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma R_{ст} + \frac{\delta}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (25)$$

где « $R_{ст}$ – сопротивление теплопередаче загрязненной стенки, м²·К/Вт

$R_{ст1} = 2900$ м²·К/Вт, $R_{ст2} = 2900$ м²·К/Вт, [19, табл. XXXI];

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

$\lambda_{ст} = 17,5$ Вт/(м·К) для коррозионно-стойкой стали; [19, табл. XXVIII];

δ – толщина стенки, м» [19].

$$K = \frac{1}{\frac{1}{7871,9} + \frac{1}{2900} + \frac{1}{2900} + \frac{0,001}{17,5} + \frac{1}{7556,5}} = 994 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Требуемая поверхность теплообмена:

$$F_p = \frac{1358100}{994 \cdot 32,5} = 42 \text{ м}^2.$$

Проверяем необходимый запас поверхности принятого нормализованного пластинчатого теплообменника по формуле 26:

$$\Delta = \frac{F - F_p}{F_p} 100\%, \quad (26)$$

$$\Delta = \frac{50 - 42}{42} 100\% = 19 \text{ \%}.$$

Запас попадает в рекомендуемый интервал 15÷30 % .

Принимаем в качестве холодильника сточной воды разборный пластинчатый теплообменник типа ТПР со следующими данными [15, табл. 3.56]:

- поверхность теплообмена $F = 50 \text{ м}^2$;
- поверхность пластины $f = 0,6 \text{ м}^2$;
- количество пластин $N = 84$ шт.
- число последовательно работающих пакетов $X = 2$;
- габаритные размеры: длина 1375 мм; ширина 600 мм; толщина 1 мм.

3.2 Подбор основного и вспомогательного оборудования

Сборник поз. 1 представляет собой вертикальный сварной аппарат емкостного типа, предназначенный для сбора сокового конденсата после стадии выпарки раствора карбамида. Конструктивно корпус сборника представляет собой цилиндрическую обечайку с приваренными эллиптическими днищами. Для поддержания заданной температуры внутри корпуса смонтирован змеевик, в который подается водяной пар [7].

Технические характеристики сборника:

- диаметр – 3570 мм;
- высота – 4300 мм;
- объем – 40 м³.

Теплообменники поз. 3, 4, 6, 8, 10 представляет собой горизонтальные кожухотрубные аппараты, состоящие из цилиндрического сварного кожуха, трубного пучка и крышек. Трубный пучок образован трубами, закрепленными в двух трубных решетках [17].

Технические характеристики теплообменных аппаратов приняты по заводским данным и представлены в таблице 7.

Десорбер поз. 5 представляет собой вертикальный аппарат тарельчатого типа и предназначен для отгонки аммиака и диоксида углерода из сточной воды.

Общий вид десорбера представлен на рисунке 11.

Аппарат конструктивно состоит из стандартных элементов: обечайки, днищ, штуцеров, люков, опоры и внутренних устройств – тарелок [14].

Количество тарелок – 55, из которых 53 – ситчатые струйного типа и 2 – глухие тарелки, одна из которых расположена в нижней, а другая – в средней части корпуса.

Опорные детали тарелок должны быть приварены к корпусу аппарата [4].

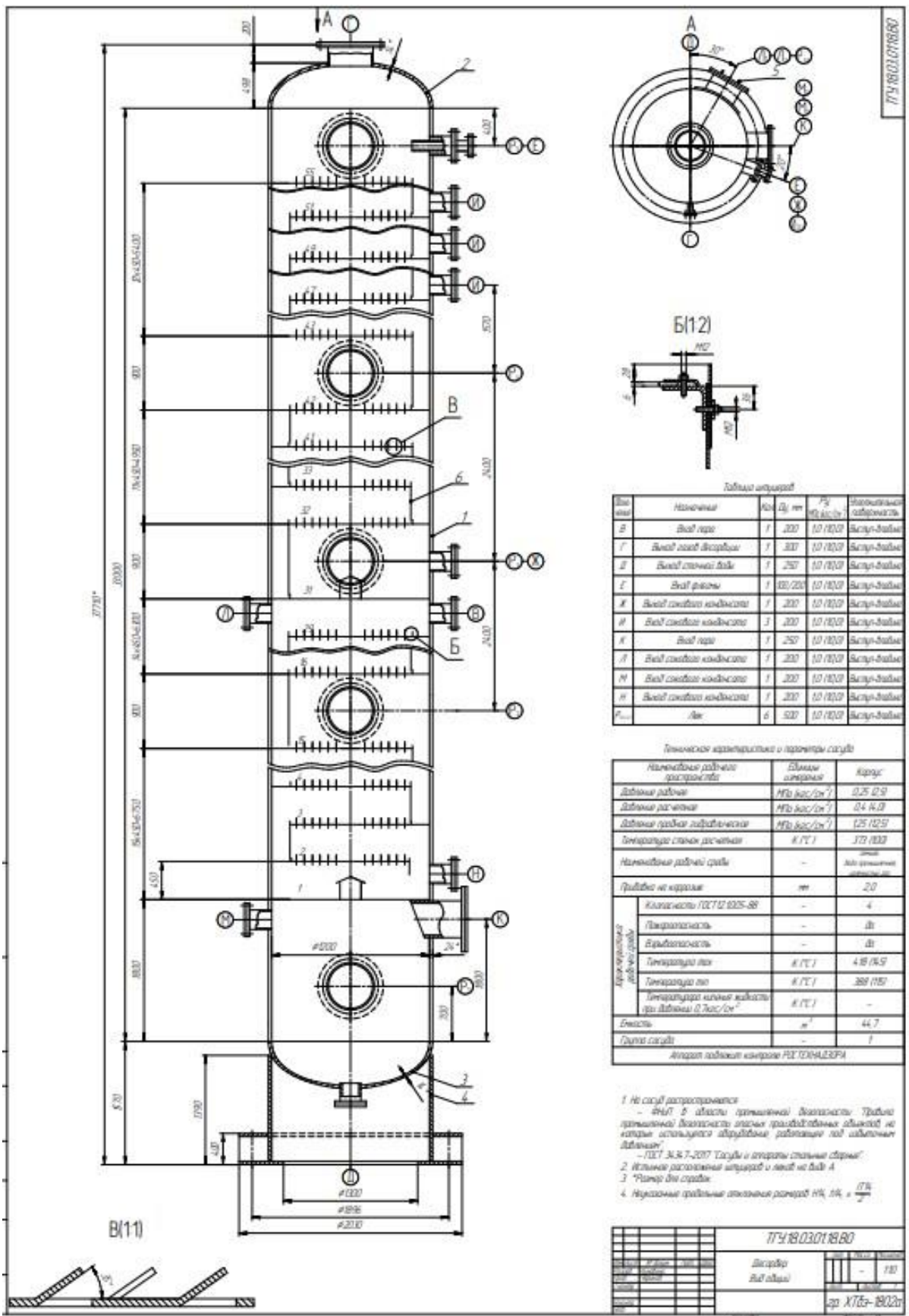


Рисунок 11 – Общий вид десорбера

Десорбер принимаем по заводским данным, так как он является нестандартным и включает две ступени:

– 1-ая ступень – верхняя часть десорбера, включающая 23 тарелки ситчатых с отбойными элементами и одну тарелку глухую, расположенную на высоте 18,4 м. На 1-ую ступень поступает исходный соковый конденсат с содержанием 2,3 % аммиака и 0,8 % карбамида. Здесь происходит отгонка большей части аммиака за счет подачи острого насыщенного пара с давлением 0,45 МПа и температурой 155 °С. Разложение карбамида на аммиак и диоксид углерода происходит в гидролизере, куда дальше подается соковый конденсат. После гидролизера соковый конденсат возвращается на 2-ую ступень десорбера;

– 2-ая ступень – нижняя часть десорбера, включающая 30 тарелок ситчатых с отбойными элементами и одну глухую тарелку, расположенную на высоте 2,9 м. Сокковый конденсат после гидролизера направляется на 30-ю тарелку 2-ой ступени. За счет подачи острого насыщенного пара с давлением 0,45 МПа и температурой 155 °С происходит отгонка аммиака и диоксида углерода, образовавшихся в результате разложения карбамида. Из нижней части 2-ой ступени парожидкостная смесь направляется в кипятильник, где завершается процесс десорбции и происходит сепарирование смеси;

– кубовая часть, расположенная под глухой нижней тарелкой, куда направляется после кипятильника парожидкостная смесь для разделения жидкой и парогазовой фаз.

Для удобства осмотра в процессе эксплуатации, ремонта, монтажа и демонтажа внутренних устройств в десорбере предусмотрены шесть люков D_y 500.

Технические характеристики десорбера:

- диаметр – 1248 мм;
- высота – 37710 мм;
- объем – 44,7 м³.

Гидролизер поз. 9 представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа, оборудованный тарелками, и предназначен для разложения карбамида, содержащегося в сточной воде.

Корпус гидролизера состоит из обечайки и приваренных днищ.

В гидролизере установлены 13 разборных ситчатых тарелок.

Технические характеристики гидролизера:

– диаметр – 1850 мм;

– объем – 42,5 м³.

Сборник поз. 11 представляет собой горизонтальный сварной аппарат для слабого раствора углеаммонийных солей.

Технические характеристики сборника:

– диаметр – 1500 мм;

– длина – 3910 мм;

– объем – 4,2 м³.

Пластинчатый холодильник поз.14 предназначен для охлаждения сточной воды.

Общий вид пластинчатого разборного холодильника представлен на рисунке 12.

«Пластинчатый холодильник собран из пакета пластин на прокладках и поддерживающей рамы.

Теплообменник включает следующие узлы и детали:

– опорная лапа;

– пакет пластин;

– фиксирующая крышка;

– подвижная крышка; — опорная стойка;

– стяжные болты;

– направляющая планка (нижняя);

– несущая планка (верхняя);

– соединения под сварку или фланец;

– стяжные гайки» [5].

«Конструктивно разборный пластинчатый холодильник, состоит из рамы и пакета пластин. Рама состоит из неподвижной плиты и прижимной плиты, задней стойки, которая соединена с неподвижной плитой верхней направляющей и нижней направляющей. Рама обеспечивает конструктивную опору и воспринимающую нагрузку от массы и внутреннего давления в теплообменнике» [6].

Между неподвижной и прижимной плитами находится 84 пластины с резиновыми уплотнительными прокладками. Пластина представляет прецизионный отштампованный лист, имеющий гофрированную форму. С каждой стороны пластинчатый холодильник снабжен двумя концевыми пластинами. Пакет прижат к неподвижной плите прижимной плитой стяжными болтами.

Технические характеристики пластинчатого теплообменника:

- поверхность теплообмена – 50 м²;
- поверхность пластины – 0,6 м²;
- количество пластин – 84 шт.

Технические характеристики основного и вспомогательного оборудования приведены в таблице 7.

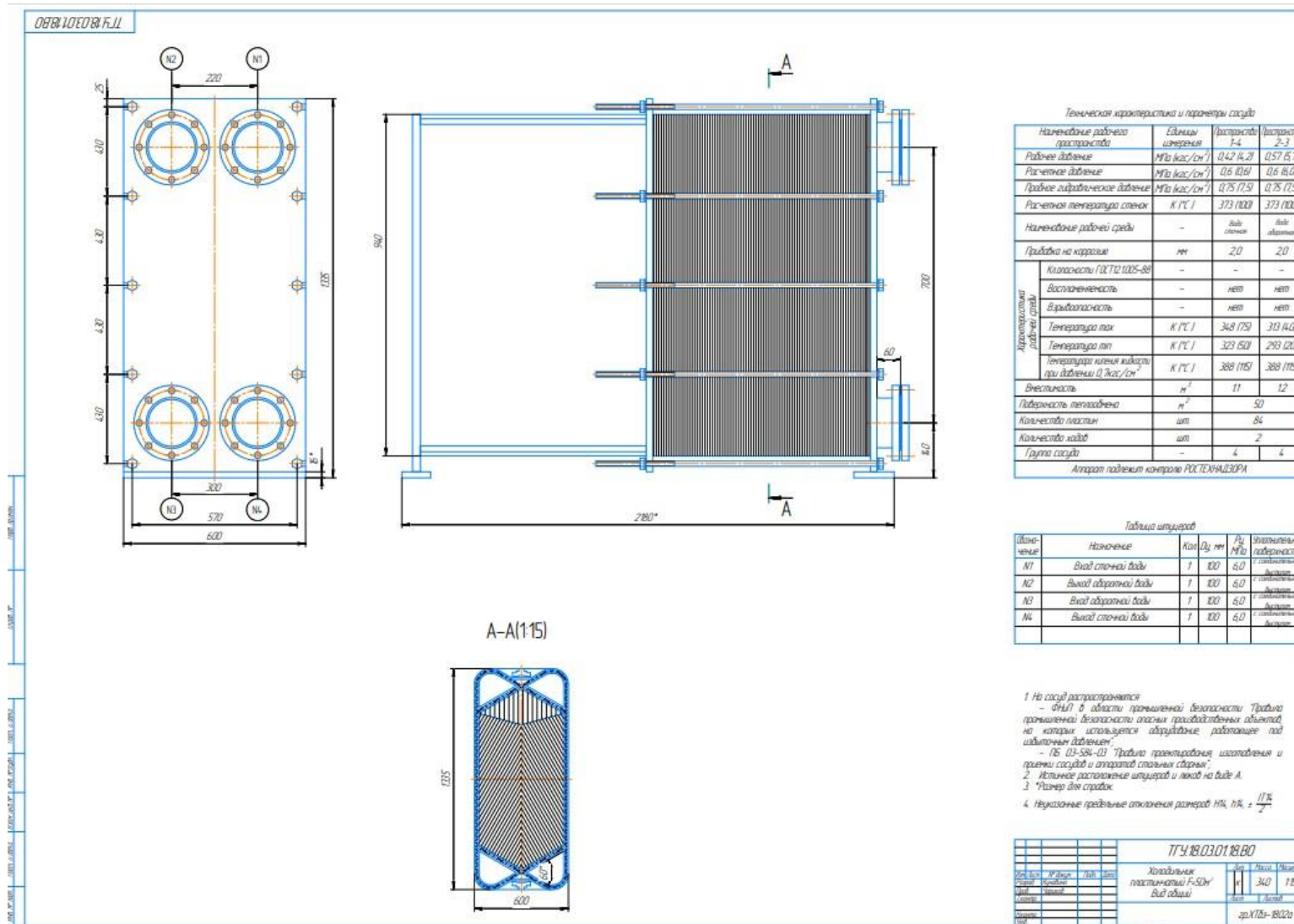


Рисунок 12 – Общий вид пластинчатого холодильника

Таблица 7 – Характеристика основного и вспомогательного оборудования

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
1	Сборник	1	«Вертикальный сварной аппарат со змеевиком. Диаметр аппарата – 3570 мм. Высота – 4300 мм. Объем – 40 м ³ . Среда: конденсат сокового пара. Давление: расчетное – гидростатическое. Температура: расчетная – 60 °С» [16].
3	Теплообменник	1	«Горизонтальный 2-х секционный кожухотрубный аппарат с U - образными трубками. Диаметр - 219 мм. Длина - 7510 мм. Поверхность теплообмена - 90 м ² . Количество трубок в двух секциях – 110 шт. Дтр. 20 х 2 мм. Трубное пространство: среда: сточная вода, содержащая аммиаки карбамид. Давление: расчетное – 2,1 МПа. Температура: расчетная - 130 °С, рабочая – не менее 95 °С. Межтрубное пространство: среда: сточная вода, содержащая аммиак. Давление: расчетное – 4 МПа. Температура: расчетная - 165 °С, рабочая – не более 75 °С» [16].
4	Теплообменник	1	«Горизонтальный 3-х секционный кожухотрубный аппарат с U - образными трубками. Диаметр - 521 мм. Длина - 7340 мм. Поверхность теплообмена - 135 м ² . Количество трубок в трех секциях – 165 шт. Дтр. 20 х 2 мм. Трубное пространство: среда: сточная вода, содержащая аммиаки карбамид. Давление: расчетное – 2 МПа. Температура: расчетная - 215 °С, рабочая – не менее 170 °С. Межтрубное пространство: среда: сточная вода, содержащая аммиак. Давление: расчетное - 1,9 МПа. Температура: расчетная - 215 °С, рабочая – не менее 120 °С» [16].

Продолжение таблицы 7

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
5	Десорбер	1	<p>Вертикальный аппарат тарельчатого типа. Количество тарелок - 55, из которых 53 – ситчатых струйного типа, 2 - глухие. Глухие тарелки расположены на высоте 2,9 м и 18,4 м. Диаметр - 1248 мм. Высота - 37710 мм. Объем - 44,7 м³. Среда: сточная вода, аммиак, диоксид углерода. Давление: расчетное – 0,4 МПа; рабочее - 0,2-0,3 МПа. Температура: рабочая (верх) - не более 125 °С; (низ) - не более 145 °С</p>
6	Кипятильник	1	<p>«Горизонтальный кожухотрубный аппарат. Диаметр - 508 мм. Длина - 4154 мм. Поверхность теплообмена – 49,5 м². Количество трубок – 138 шт. Дтр. 19 x 1,25 мм. Длина трубок – 3048 мм. Трубное пространство: среда: пар. Давление: расчетное – 2,8 МПа. Температура: расчетная – 225 °С. Межтрубное пространство: среда: сточная вода. Давление: расчетное – 0,45 МПа. Температура: расчетная – 163 °С» [16].</p>
8	Теплообменник	1	<p>Горизонтальный аппарат с U - образными трубками. Количество трубок – 234 шт. Дтр. 19 x 1,65 мм. Трубное пространство: среда: сточная вода. Давление: рабочее - 1,6 - 1,9 МПа. Температура: рабочая – 137 - 207 °С; расчетная - 230 °С. Межтрубное пространство Среда: конденсат. Давление: рабочее - 1,6- 1,9 МПа. Температура: рабочая – 130 - 197 °С; расчетная - 230 °С.</p>

Продолжение таблицы 7

Позиция по схеме	Наименование оборудования	Кол-во	Техническая характеристика
9	Гидролизер	1	Вертикальный цилиндрический аппарат колонного типа, оборудованный 13-ю ситчатыми тарелками. Диаметр – 1850 мм. Объем – 42,5 м ³ . Среда: NH ₃ , CO ₂ , H ₂ O. Давление: расчетное – 2,6 МПа; рабочее – 1,6-1,9 МПа. Температура: рабочая - не более 225 °С; расчетная – 255 °С.
10	Конденсатор	1	«Горизонтальный кожухотрубный аппарат. Диаметр - 1016 мм. Длина - 11504 мм. Поверхность теплообмена – 500 м ² . Количество трубок – 836 шт. Дтр. 19 x 1,65 мм. Длина трубок – 3048 мм. Трубное пространство: среда: охлаждающая вода. Давление: расчетное – 0,7 МПа. Температура: расчетная – 60 °С. Межтрубное пространство: среда: пары аммиака, диоксида углерода, воды. Давление: расчетное – 0,35 МПа. Температура: расчетная – 100 °С» [16].
11	Сборник	1	Горизонтальный сварной аппарат. Диаметр аппарата - 1500 мм. Длина - 3910 мм. Объем – 4,2 м ³ . Среда: слабый раствор УАС. Давление: рабочее - 0,05- 0,15 МПа; расчетное – 0,3 МПа. Температура: рабочая - 30-45 °С;
14	Пластинчатый холодильник	1	Разборный пластинчатый теплообменник с двумя пакетами (ходами). Поверхность теплообмена - 50 м ² . Поверхность пластины - 0,6 м ² . Количество пластин - 84 шт. Габариты пластин: длина 1375 мм; ширина 600 мм; толщина 1 мм. Среда: сточная и деминерализованная вода.

Показатели концентрации аммиака и карбамида в очищенной сточной воде до и после модернизации установки очистки сточных вод в производстве карбамида приведены в таблице 8.

Таблица 8 – Показатели концентрации аммиака и карбамида в очищенной сточной воде до и после модернизации

Наименование показателя	До модернизации	После модернизации
Состав сточной воды после очистки, ppm: аммиак карбамид	150 отсутствует	3 отсутствует

Модернизация установки очистки сточных вод в производстве карбамида может обеспечить высокую степень очистки сточной воды и позволит получить концентрацию в очищенной сточной воде аммиака не более 3 ppm и отсутствие карбамида. Такую воду направляют на получение котловой воды или на подпитку водооборотного цикла, поэтому сброс сточных вод в производстве карбамида отсутствует. Схема затрат на получение котловой воды в результате модернизации установки очистки сточных вод в производстве карбамида представлена на рисунке 12 [10].

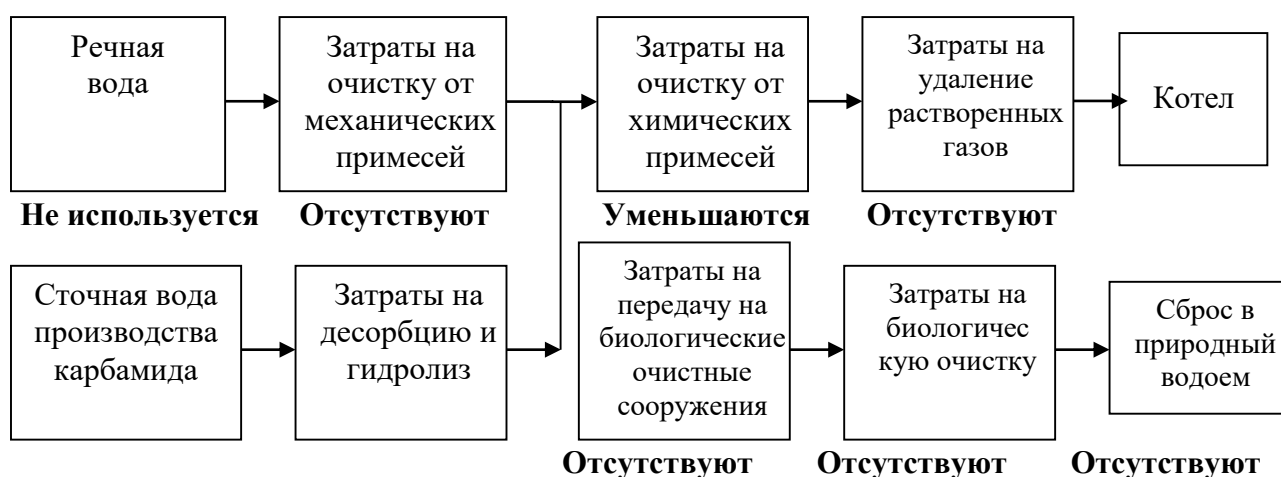


Рисунок 12 – Схема затрат на получение котловой воды

В результате замены односекционного воздушного холодильника на пластинчатый охлаждаемый деминерализованной водой достигается:

– уменьшение поверхности теплообмена с 1515 м² до 50 м² за счет увеличения коэффициента теплоотдачи по воздуху с 3 Вт/(м²·К) до 900 Вт/(м²·К). Соответственно увеличивается и коэффициент теплопередачи;

– в качестве охлаждающего теплоносителя используется деминерализованная вода с установки химводоподготовки, которую требуется нагревать в соответствии с технологическим процессом. Поэтому дополнительный расход охлаждающей воды практически отсутствует;

– снижение мощности по двум вентиляторам на 60 кВт.

Годовая экономия электроэнергии по формуле 27:

$$P_{\text{год}} = P_{\text{вент}} \cdot n \cdot T, \quad (27)$$

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

n – количество вентиляторов;

T – число рабочих часов в году, ч; $T = 8400$ ч.

$$P_{\text{год}} = 30 \cdot 4 \cdot 8400 = 1008000 \text{ кВт} \cdot \text{ч}$$

Вывод: в результате в целом сократятся затраты:

– на очистку речной воды от механических, химических примесей и растворенных газов при подготовке котловой воды;

– на передачу сточных вод на биологические очистные сооружения, их биологическую очистку и сброс в природный водоем.

Замена воздушного холодильника сточной воды на пластинчатый холодильник водяного охлаждения позволит эффективно охлаждать очищенную сточную воду в летнее время и обеспечит экономию электроэнергии 1008 тыс. кВт·ч в год.

Заключение

При изучении технологической документации установки очистки сточных вод в производстве карбамида на ПАО «Тольяттиазот» были выявлены недостатки действующих технологической схемы и оборудования, которые в первую очередь объясняются физическим и моральным износом оборудования старых агрегатов производства карбамида.

На основании информационного поиска были определены технические решения, позволяющие:

- повысить эффективность работы десорбера;
- обеспечить наиболее полное удаление аммиака и карбамида из сточной воды.

Была разработана технологическая схема очистки сточных вод с заменой горизонтального гидролизера на подачу острого пара в десорбер и вертикальный гидролизер и воздушного холодильника сточной воды на пластинчатый с охлаждением оборотной водой.

Исходя из данных материального баланса и теплового баланса десорбера, был выполнен расчет пластинчатого холодильника. На основании выполненных расчетов был подобран пластинчатый холодильник, а также выбрано основное и вспомогательное оборудование в соответствии с разработанной технологической схемой очистки сточных вод.

Исключение из энергозатрат электрической энергии на вентиляторы холодильника сточной воды обеспечит годовую экономию электроэнергии 1008 тыс. кВт·ч.

Из полученных данных можно сделать вывод, что модернизация установки очистки сточных вод позволит повысить энергоэффективность, ресурсосбережение и экологической безопасности технологического процесса производства карбамида, поэтому считаю, что поставленная цель и задачи достигнуты.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Банных О.П. Основные конструкции и тепловой расчет теплообменников. Учебное пособие. [Электронный ресурс] СПбНИУ ИТМО, 2018. 42 с. – URL: <chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj> (дата обращения: 09.09.2023).

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. Гашкова, В. И. Основы технологии минеральных удобрений : учеб, пособие / В. И. Гашкова, В. Р. Миролубов ; [Электронный ресурс] Издательство Урал, ун-та, 2018. 88 с. – URL: <https://znanium.com/catalog/document?id=423710#fragment> (дата обращения: 09.09.2023).

4. ГОСТ 31838 – 2012 Аппараты колонные. Технические требования. [Электронный ресурс] – URL: <https://internet-law.ru/gosts/gost/53680/> (дата обращения: 09.09.2023).

5. ГОСТ ISO 15547–1–2016 Промышленность нефтяная, нефтехимическая и газовая. Теплообменники пластинчатого типа. Часть 1. Пластинчатые и рамочные теплообменники. [Электронный ресурс] – URL: <https://internet-law.ru/gosts/gost/72440/> (дата обращения: 11.09.2023).

6. ГОСТ Р ISO 15547–1–2009 Нефтяная и газовая промышленность. Пластинчатые теплообменники. Технические требования. [Электронный ресурс] – URL: ostest.info/gost/001.075.180.020/gost-r-iso-15547-1-2009 (дата обращения: 11.09.2023).

7. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: В 2-х кН.: Часть 1. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. - М.: Альянс, 2017. 400 с.

8. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: В 2-х кн.: Часть 2. Массообменные процессы и аппараты - М.: Альянс, 2015. 368с.
9. 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.
10. 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: 11.09.2023).
11. Кузнецова И.М.Б Харлампида Х.Э, Иванов В.Г., Чиркунов Э.В. Общая химическая технология. Основные концепции проектирования химико-технологических систем: Учебник / Под ред. Х.Э. Харлампида. – СПб.: Издательство «Лань», 2022. 384 с.
12. Остриков, А.Н. Процессы и аппараты. Расчет и проектирование аппаратов для тепловых и теплообменных процессов: Учебное пособие / А.Н. Остриков, В.Н. Василенко и др. – СПб: Лань, 2018. – 440с.
13. Пластинчатый теплообменник [Электронный ресурс] Патент RU 2718798С1. Автор Андерсен Бенни. Публикация: 2020–04–14. – URL: <https://patenton.ru/patent/RU2718798C1>(дата обращения: 15.09.2023).
14. Поникаров И.И. Машины и аппараты химических производств и нефтепереработки : учебник / И.И. Поникаров, М. Г. Гайнуллин– Санкт-Петербург: Лань, 2020. 604 с.
15. Поникаров И.И., Поникаров С.И., Рачковский С.В. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтепереработки (примеры и задачи): учебное пособие – Санкт-Петербург: Лань, 2020. – 716 с.
16. Постоянный технический регламент производства карбамида ПАО «ТольяттиАзот». Тольятти, 2018. 402 с.
17. Процессы и аппараты химической технологии. Общий курс : учебник : в 2 книгах / В. Г. Айнштейн, М. К. Захаров, Г. А. Носов [и др.] ; под редакцией В. Г. Айнштейна. – 8-е изд., стер. – Санкт-Петербург : Лань, [б. г.]. – Книга 1 :

Книга 1 – 2019. 916 с. – ISBN 978-5-8114-2975-2. – Текст : электронный // Лань : электронно-библиотечная система.

18. Расчеты по технологии неорганических веществ. Под редакцией докт. техн. наук проф. П. В. Дыбиной. – «Высшая школа», Москва – 1967. 523 с.

19. 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.

20. Сергеев, Ю. А., Кузнецов, Н. М., Чирков, А. В. Карбамид: свойства, производство, применение. – Н. Новгород : Кварц, 2018.

21. Ситчатая для ректификационной колонны тарелка с отбойными элементами [Электронный ресурс] Патент SU129184A1 Авторы: Коган Ю.С. Шейнман В.И. Публикация: 1960.10.10 – URL: https://patents/doc/SU129184A1_19601010 (дата обращения: 15.09.2023).

22. Смирнов Н.Н. Барабаш В.М., Карпов К.А. Альбом типовой химической аппаратуры (принципиальные схемы аппаратов): Учебное пособие / Под общ. ред. Н.А. Смирнова – СПб : Лань, 2022 – 84с.

23. Способ глубокой очистки сточных вод производства мочевины и устройство для разложения мочевины, содержащейся в сточных водах производства мочевины. [Электронный ресурс] Патент RU2052390C1 Владелец патента: Снампрогетти С.п.А. Автор: Франко Гранелли. Публикация: 1996.01.20. – URL: https://patents/doc/RU2052390C1_19960120 (дата обращения: 16.09.2023).

24. Способ очистки сточных вод от мочевины. Патент RU2160710C1. Владелец патента: Закрытое акционерное общество "Агро-Череповец". Автор: Новиков Б.В. Публикация: 2000.12.20 – URL: https://patents/doc/RU2160710C1_20001220 (дата обращения: 15.09.2023).

25. Химия и основы технологии минеральных удобрений: Учебник / И. А. Петропавловский, Б. А. Дмитриевский, Б. В. Левин, И. А. Почиталкина. -

СПб. : Проспект Науки, 2021. - 344 с.

26. Dirks, W., Tillaart, H., Higgins, B. High-Efficiency Scrubbing Technology for Urea Fluid-Bed Granulator Exhaust Gas // The World's Leading Annual Conference and Exhibition «Nitrogen+Syngas-2014». – France. – 2014. – P. 205–216.

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

28. 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: 14.09.2023).

29. Maxwel, G. Synthetic Nitrogen Products: A Practical Guide to the Products and Processes [Текст] / G. Maxwel // Plenum Publishers. – 2017. – 112 p.

30. Trinha, T. KuShaaria, K. Basit, A. Azeem, B. Shuib, A. Use of Multidiffusion Model to Study the Release of Urea from Urea Fertilizer Coated with Polyurethane-like Coating [Текст] / T. Trinha, K. KuShaaria, A. Basit, B. Azeem, A. Shuib // APCBEE Procedia. – 2014. – № 8. – pp. 146-150.