

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

Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Модернизация узла очистки сточных вод цеха № 4

ПАО «КуйбышевАзот»

по направлению подготовки 18.03.01 «Химическая технология»

профиль «Химическая технология органических веществ»

Студент группы ХТбз-1231 Амарий Виктор Семенович

Руководитель: доцент, кхн Писарева Валентина Сергеевна

Допустить к защите :

Заведующий кафедрой: _____ Остапенко Г.И.

Тольятти 2017 г.

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

Институт химии и инженерной экологии
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой _____ (И.О.Ф.)
(Подпись, дата)

ЗАДАНИЕ

на выполнение бакалаврской работы

Студенту Амарий Виктору Семёновичу

1. Тема «Модернизация узла очистки сточных вод цеха №4 ПАО
«КуйбышевАзот»»

2. Срок сдачи студентом готовой работы 16.06.2017

3. Исходные данные к работе расход исходной жидкости $L = 31000$ кг/ч; давление в аппарате не более 0,33 Мпа; температура в аппарате 130°C ; начальное содержание углекислого газа в сточной воде $X_{\text{H}}^{\text{CO}_2} = 18$ г/кг; конечное содержание углекислого газа в жидкой фазе $X_{\text{K}}^{\text{CO}_2} = 2,47$ г/кг; начальное содержание аммиака в сточной воде $X_{\text{H}}^{\text{NH}_3} = 55$ г/кг; конечное содержание аммиака в жидкой фазе $X_{\text{K}}^{\text{NH}_3} = 14$ г/кг; начальное содержание углекислого газа в потоке ПГФ $Y_{\text{H}}^{\text{CO}_2} = 0,102$ кг/кг; начальное содержание аммиака в потоке ПГФ $Y_{\text{H}}^{\text{NH}_3} = 0,141$ кг/кг.

4. Содержание текстового документа (перечень подлежащих разработке вопросов) анализ источников информации по технологии очистки сточных вод от аммиака и двуокиси углерода; инженерные расчеты десорбера.

5. Перечень графического материала и иллюстрационного материала (ориентировочный)

5.1 Общие данные;

5.2 Технологическая схема узла очистки сточных вод цеха №4 ПАО «КуйбышевАзот»;

5.3 Виды контактных поверхностей десорберов;

5.4 Результаты расчетов;

5.5 Десорбер с упорядоченной насадкой;

5.6 Обвязка десорбера I ступени.

6. Консультанты

7 Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы 5.03.2017г.

Руководитель _____ (Писарева В.С.)
(подпись, дата)

Задание принял к исполнению _____ (Амарий В.С.)
(подпись, дата)

ИНСТИТУТ ХИМИИ И ИНЖЕНЕРНОЙ ЭКОЛОГИИ
Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующая кафедрой

_____ Г.И. Остапенко
(подпись) (И.О. Фамилия)

« _____ » 20 ____ г.

**КАЛЕНДАРНЫЙ ПЛАН
бакалаврской работы**

Студента:

по теме:

Наименование раздела работы	Плановый срок выполнения раздела	Фактический срок выполнения раздела	Отметка о выполнении	Подпись руководителя
Введение	10.03.2017	13.03.2017		
Теоретическая часть	24.03.2017	24.03.2017		
Технологическая часть	14.04.2017	14.03.2017		
Расчетная часть	5.05.2017	5.05.2017		
Выполнение чертежей:	26.05.2017	26.05.2017		
Выполнение плакатов	1.06.2017	2.06.2017		
Заключение	5.06.2017	5.06.2017		
Предварительная защита	9.06.2017	9.06.2017		
Оформление работы	12.06.2017	12.06.2017		

Руководитель выпускной
квалификационной работы

(подпись)

Писарева В.С.

(И.О. Фамилия)

Задание принял к исполнению

(подпись)

Амарий В.С.

(И.О. Фамилия)

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 69 с., 14 рисунков, 10 таблиц, использовано 43 источника, 6 л. графического материала.

ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД, ПРОИЗВОДСТВО КАРБАМИДА, МОЧЕВИНА, АММИАК, УГЛЕКИСЛЫЙ ГАЗ, ДЕСОРБЦИЯ, НАСАДОЧНЫЙ ДЕСОРБЕР, РЕГУЛЯРНАЯ НАСАДКА, КОЛЬЦА РАШИГА, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ, ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА

Цель работы – выявление потенциальных возможностей для повышения эффективности и снижения затрат процесса очистки сточных вод производства карбамида путем модернизации конструкции десорбера I ступени.

Графическая часть выполнена на 6 листах и включает лист общих данных, технологическая схема узла очистки сточных вод цеха №4 ПАО «КуйбышевАзот», виды контактных поверхностей десорберов, расчеты, десорбер с упорядоченной насадкой, обвязка десорбера I ступени.

В теоретической части рассмотрены: существующая на производстве ПАО «КуйбышевАзот» технология очистки сточных вод; состав и свойства сточных вод производства карбамида, аналитический контроль очистки стоков; существующие способы очистки сточных вод от аммиака, углекислого газа и карбамида; существующие конструкции десорберов.

В технологической части работы предложено использование насадочного десорбера в качестве десорбера I ступени. Произведены расчеты материального и теплового балансов. Рассчитаны основные размеры аппарата и величина гидравлического сопротивления насадочного слоя для двух типов десорберов: с насадкой внавал и регулярной насадкой.

РЕФЕРАТ

Выявлены и проанализированы патентные данные по технологии очистки производственных стоков процесса синтеза карбамида от содержащихся в них аммиака, углекислого газа и карбамида.

Подвергнута более детальному анализу технология очистки сточных вод производства карбамида ПАО «КуйбышевАзот». Проведены технологические и конструкционные расчеты.

Отмечена возможность замены тарельчатого десорбера I ступени на насадочный десорбер. Предложенное решение согласно расчетам позволяет значительно снизить нагрузку по пару, не влияя на степень очистки.

Предложенная конструкция десорбера значительно снижает металлоемкость и затраты на ремонт и обслуживание существующего аппарата. За счет снижения нагрузки по пару является менее энергозатратной. И в целом обладает следующими достоинствами: простота конструкции; надежность работы; низкое гидравлическое сопротивление.

В качестве насадки предлагается использовать распространенные в промышленности кольца Рашига 25x25. Согласно расчетом более целесообразна упорядоченная укладка насадки.

Эффективность проекта основывается на необходимости улучшения качества очистки сточных вод и удешевления процесса.

Содержание

	с.
ВВЕДЕНИЕ	8
1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР	9
1.1 Существующая технология очистки сточных вод производства карбамида ПАО «КуйбышевАзот»	9
1.2 Анализ существующих способов очистки сточных вод производства карбамида	14
1.3 Аналитический контроль очистки сточных вод производства карбамида	21
1.3.1 Состав и влияние на окружающую среду сточных вод производства карбамида	21
1.3.2 Контроль качества сточных вод	24
1.4 Анализ существующих конструкций десорберов	25
1.4.1 Барботажные (тарельчатые) десорберы	25
1.4.2 Насадочные десорберы	29
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ	34
2.1 Способ оптимизации технологии очистки сточных вод	34
2.2 Материальный баланс насадочного десорбера	35
2.3 Тепловой баланс	39
2.4 Определение основных размеров десорбера с насадкой внавал	43
2.4.1 Расчет диаметра десорбера	43
2.4.2 Определение высоты насадочного слоя	45
2.4.3 Определение высоты одного слоя насадки	51
2.5 Определение основных размеров десорбера с упорядоченной насадкой	52
2.5.1 Расчет диаметра десорбера	52
2.5.2 Определение высоты насадочного слоя	53
2.5.3 Определение высоты одного слоя насадки	57

	7
2.6 Расчет гидравлического сопротивления насадочного слоя	57
2.6.1. Десорбер с насадкой внавал	57
2.6.2. Десорбер с упорядоченной насадкой	61
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	64
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	66

ВВЕДЕНИЕ

Мировое производство карбамида с каждым годом увеличивается, что связано с ростом спроса со стороны основных стран-потребителей. Предполагается, что в период с 2015-2020 год мировая мощность по производству мочевины возрастет на 10 %. Анализ российского рынка периода с 2011 по 2014 год показал, что выпуск карбамида увеличился на 4%. Лидером производства мочевины является Приволжский федеральный округ, доля которого на российском рынке составляет почти 40%. Одними из крупнейших предприятий по производству карбамида являются ПАО «КуйбышевАзот» и ПАО «Тольяттиазот».

С ростом объемов производства карбамида растет и количество образующихся в процессе синтеза сточных вод, содержащих в своем составе аммиак, диоксид углерода, карбамид и другие соединения. Данные вещества отрицательно воздействуют на живые организмы, загрязняют атмосферу и водоемы, что представляет реальную опасность здоровью населения. Поэтому содержание их в окружающей среде строго нормируется. И с каждым годом требования к качеству сточных вод растут.

Все это говорит нам о необходимости постоянного совершенствования технологий не только получения карбамида, но и очистки сточных вод. При этом сточная вода после очистки должна соответствовать всем нормам по содержанию в ней загрязняющих веществ, а сам процесс очистки должен быть эффективным, как можно более дешевым и менее ресурсоемким. В данной работе предлагается оптимизировать процесс очистки сточных вод от аммиака и двуокиси углерода путем реконструкции десорбера I ступени, тем самым уменьшить расход парогазовой фазы на очистку и снизить капитальные затраты на ремонт и обслуживание установки.

1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Существующая технология очистки сточных вод производства карбамида ПАО «КуйбышевАзот»

На рис.1 изображена принципиальная схема очистки сточных вод. Сточная вода из ёмкости с температурой 30-40°C насосом подаётся в трубное пространство теплообменников, установленных последовательно, где нагревается до 90-100°C за счёт теплообмена с очищенной водой из десорбера 1 ступени, затем поступает в трубное пространство кипятильника представляющего собой кожухотрубный теплообменник, обогреваемый паром.

Подогретая до 130°C в кипятильнике сточная вода подаётся в десорбер 1 ступени на 4,5 тарелки. В качестве десорбента, в десорбер 1 ступени подается парогазовая фаза (ПГФ) из гидролизеров и сепаратора перед 2 ступени. Для обеспечения высокой степени десорбции температура в кубе десорбера поддерживается равной 130-142°C, а температура верха - 105-115°C.

Десорбер 1 ступени представляет собой массообменный аппарат с ситчатыми тарелками. В результате тепло- и массообмена между жидкостью и газовой фазой в десорбере осуществляется отгонка аммиака и диоксида углерода, перед подачей сточной воды на стадию гидролиза.

Выделенный из сточной воды аммиак и диоксида углерода направляются в конденсатор, где происходит процесс абсорбции-конденсации при температуре 40-45°C. Полученный раствор углеаммонийных солей (УАС) из конденсатора через напорную емкость насосами откачиваются в конденсатор II ступени дистилляции, а часть раствора в виде флегмы поступает на верхнюю тарелку десорбера первой ступени. В качестве хладагента используют оборотную воду.

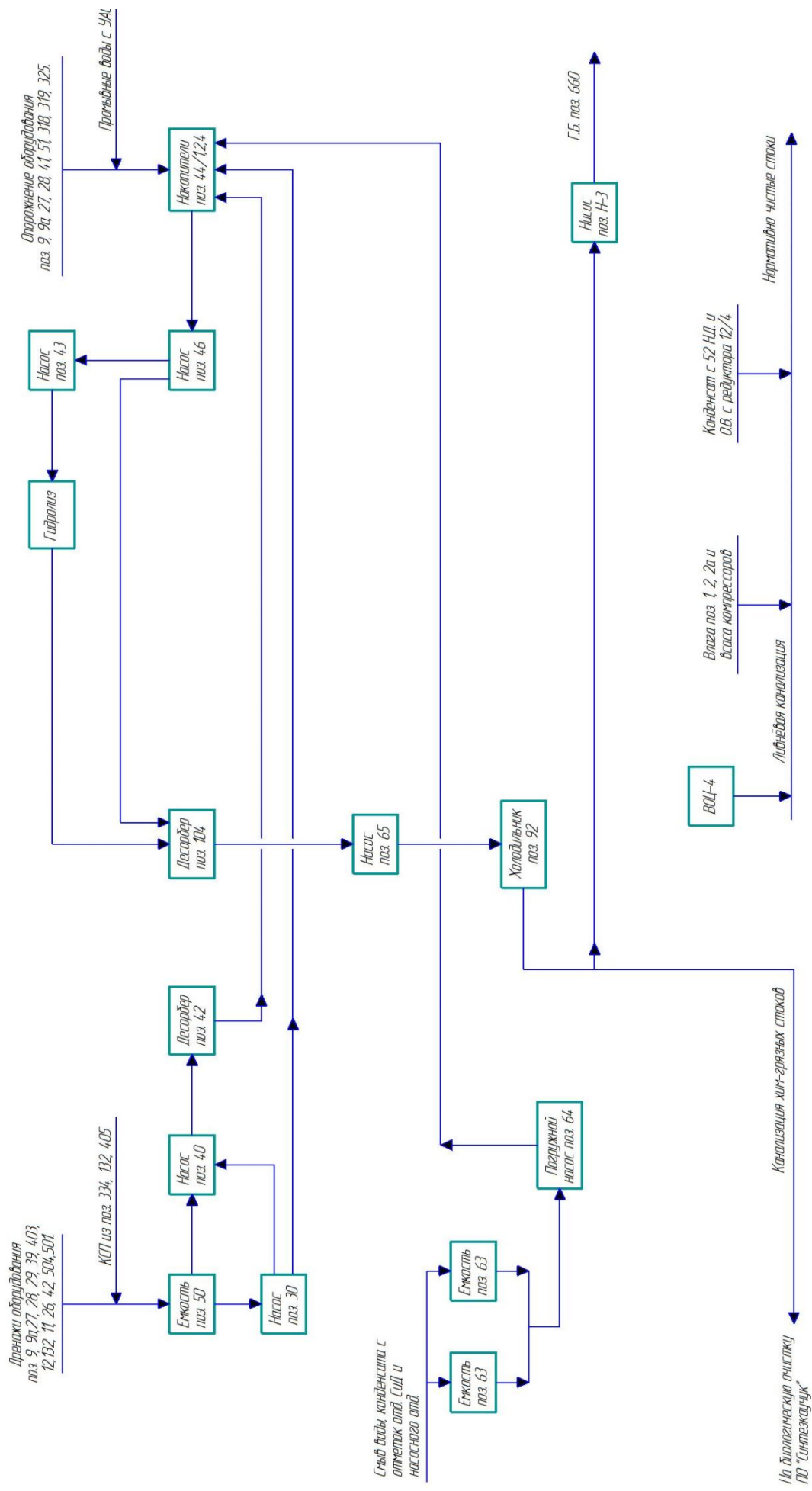
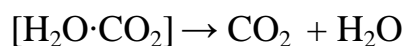


Рисунок 1 – Принципиальная схема очистки сточных вод производства карбамида на ОАО «КуйбышевАзот»

Сточная вода из куба десорбера 1 ступени, отдавая тепло встречному потоку неочищенных стоков в теплообменнике, поступает в емкости-накопители и далее на установку гидролиза.

Карбамид, содержащийся в сточной воде, разлагается в системе аппаратов в стадии гидролиза в присутствии воды и под воздействием высокой температуры 180°C -195°C.

В этих условиях карбамид (полный амид угольной кислоты) гидролизуеться до аммиака и угольной кислоты, которая разлагается на углекислоту и воду в объёме гидролизеров:



Достаточная высокая скорость реакции гидролиза имеет место при температуре выше 180°C. Максимально допустимая температура, а значит и, соответствующее ей давление в гидролизерах определяются коррозионной и прочностной стойкостью материала гидролизеров. Для стали гидролизеров ОЗХ17Н14М3 она не должна превышать 195°C и P=19 кгс/см².

Стоки, загрязненные аммиаком и карбамидом, из ёмкостей накопителей насосами подаются через трубное пространство теплообменников, где они подогреваются теплом потока из куба десорбера 2 ступени, далее подаются в межтрубное пространство теплообменников (десяти секционный, горизонтальный, кожухотрубчатый теплообменник). В 318/1,2 стоки подогреваются встречным потоком от гидролизера и поступает в трубное пространство подогревателей работающих последовательно по стокам.

Стоки подогреваются теплом конденсации пара в межтрубном пространстве аппаратов и с температурой не более 195°C подаются в

гидролизеры работающие последовательно. Гидролизеры объёмом 12,5 м³ каждый – это сосуды с перегородками.

С целью поддержания рабочей температуры в гидролизерах и десорбции газообразных продуктов реакции из реакционной массы гидролизера в барботёры подаётся острый пар. Давление в системе гидролиза н/б 19 кгс/см².

Газовая фаза с верхней части гидролизеров отводится в конденсаторы 2 ступени дистилляции или в десорбер 1 ступени.

Стоки от гидролизеров поступают в трубное пространство отдавая тепло питания гидролиза, и с температурой примерно 129°С дросселируются в сепаратор перед десорбером 2 ступени.

В сепараторе газовая фаза десорбируется за счёт резкого снижения давления и отводится в конденсатор 2 ступени дистилляции.

Стоки от сепаратора подаются на верхнюю тарелку десорбера 2 ступени. Десорбер 2 ступени - это аппарат тарельчатого типа с 10-ю тарелками, разделённый глухой тарелкой на кубовую и массообменную часть. В массообменной (верхней зоне) расположены 10 тарелок борботажного типа. Газы из кубовой части проходят через фонарь глухой тарелки, не контактируя с жидкостью на тарелке, и поступают под 10-ю тарелку.

В десорбере происходит очистка сточных вод от аммиака и углекислого газа. Стоки поступают на тарелку питания №1 или №3. Десорбентом является пар, поступающий от выносного кипятильника десорбера 2 ступени.

По мере движения стоков от 1-ой тарелки к 10-ой в результате массообмена с десорбентом количество аммиака и углекислого газа в стоках

снижается. Десорбент поступает противотоком от 10-ой тарелки к первой, насыщаясь аммиаком и углекислым газом.

Газы десорбции (насыщенные аммиаком и углекислым газом) проходят каплеотбойник и уходят в коллектор ГД цеха №4.

Стоки от 10-ой тарелки стекают на глухую тарелку, а с нее по двум сливным трубам стекают в куб. В кубе стоки подвергаются тонкой очистке путём барботажа кубовой жидкости водяным паром. Чистый водяной пар абсорбирует аммиак и углекислый газ из стоков и уходит вместе с десорбентом из 104/а в верхнюю зону десорбера 2 ступени.

При нагрузке менее 15 м³/час жидкость неравномерно распространяется по сечению тарелок, часть пара летит мимо стоков, не отдавая аммиак и углекислоту, что снижает степень очистки.

При нагрузке более 35 м³/час тарелки захлёбываются, растёт давление в десорбере, колпачки больше не обеспечивают барботажный режим тарелок, что также снижает степень очистки.

Повышенное содержание аммиака и углекислого газа в стоках на входе выше 90 г/литр (аммиак свободный и аммиак от разложения карбамида) превосходит возможности узла десорбера 2 ступени.

Температура в кубе десорбера 2 ступени поддерживается путём подачи глухого пара в выносной кипятильник и острого пара в кубовый барботёр. Температура в кубе соответствует температуре кипения стоков при установившемся давлении в десорбере.

Повышение давления в десорбере 2 ступени повышает содержание воды в газах десорбера и увеличивает растворимость (содержание) аммиака в жидкой фазе.

Количество греющего пара, ограничено нормой по расходу газов дистилляции на цех №3 не более 16500 нм³/час.

Очищенные стоки из куба десорбера 2 ступени отдают тепло в теплообменнике неочищенным стокам, идущим на гидролиз, после чего поступают на всасывание насоса и далее после холодильника, откачивается в заводской коллектор хим. загрязнённой канализации.

Часть стоков с нагнетания насоса может использоваться на технические нужды отделений к. 652, 654.

Часть стоков насосом поз. Н-3 может подаваться на подпитку ванны очистного устройства г/башни.

Газы десорбции по трубопроводу уходят в коллектор газов дистилляции цеха №4, откуда совместно с газами дистилляции I и II ступеней дистилляции и сдувками из сборника жидкого аммиака поступают в сепаратор 403.

Водяные пары из газов десорбции конденсируются в межтрубном пространстве конденсатора, поглощая аммиак и двуокись углерода, и стекают в ёмкость неочищенных стоков.

1.2 Анализ существующих способов очистки сточных вод производства карбамида

Существует способ очистки стоков от аммиака на золах ТЭЦ в присутствии солей двухвалентного железа [1]. Очищенная таким способом вода содержит 0-2 мг/л аммиака. Основной недостаток предлагаемого метода является длительность процесса очистки в статических условиях – до 1,0% месяцев.

В работе [2] предложен способ очистки стоков от аммиака на золах ТЭЦ в присутствии окислов азота. Снижение содержания аммиака в сточной воде достигает 70%.

Существует способ удаления аммиака, заключающийся в распылении в атмосфере сточных вод с применением сжатого воздуха. Целью распыления является достижение наиболее полного изменения фазового состояния воды [3].

В работе [4] предложен комбинированный способ физико-химической и биологической очистки стоков. Первоначально сточные воды подвергаются процессам электрокоагуляции, отстаивания и фильтрации. После чего аммиак удаляется отдувкой и последующей струйной аэрацией.

Предложен метод удаления аммиака обработкой сточных вод серной или азотной кислотой до рН 3. Процесс проводится в атмосфере инертного газа под давлением с последующей отгонкой аммиака в колонне [5].

В работе [6] приводятся данные о применении биологической нитрофикации для удаления аммиака из состава сточной воды. Процесс проводится под давлением с подачей кислорода. В патенте [7] имеется информация о возможности биохимической нитрофикации и денитрификации сточных вод нитратами или нитритами с последующим нагреванием воды. рН процесса поддерживается равным 6,5-7.

В исследовании [8] предложен способ очистки жидких отходов путем выпаривания отходов в щелочном режиме с одновременной обработкой нитритами, охлаждения вторичного пара и очистки его на ионнообменных фильтрах. В результате взаимодействия иона аммония и нитрит иона при температуре кипения образуются азот и вода.

В работе [9] предложено использование формалина для связывания аммиака сточных вод в азометин $\text{CH}_2=\text{NH}$, который, полимеризуясь в

олигомеры $-\text{[CH}_2\text{-NH]}_n-$ и $(\text{CH}_2)_6\text{N}_4$, легко удаляется из раствора смесью коагулянта с флокулянтom и/или электрокоагуляцией.

В исследовании [10] описывается биохимическая очистка стоков от аммиака в биофильтрах и применение для этой же цели озона и окислительных систем на его основе – озон/пероксид водорода; озон/гетерогенный катализатор на основе соединений переходных металлов; озон/пероксид водорода/гетерогенный катализатор. Исследования возможностей азотно-пероксидной обработки сточных вод описаны в работах [12,13,14,15]. Основным недостатком реагентного способа очистки стоков от аммиака является сложность технологической схемы, включающей в себя обработку озоном или пероксидом водорода, корректировку pH, коагуляцию, фильтрацию и др.

Существует способ очистки сточных вод от связанного аммиака обработкой сточных вод гидроксидом натрия для разложения связанного аммиака, а затем отгонкой образующегося при этом свободного аммиака паром [11]. Остаточное содержание аммиачного может составлять около 25 мг/л.

Обработка стоков путем окисления их пероксидом водорода в присутствии катализатора с последующей ультрафиолетовой обработкой облучателем предложена в патенте США [16]. Предложенная в работе схема позволяет повысить эффективность очистки. Недостатком является дороговизна и невозможность полного удаления аммиака в смеси со сложными органическими загрязнениями.

Известен метод очистки сточных вод производства карбамида, основанный на применении процесса гидролиза стоков. Гидролиз осуществляется при нагреве и повышенном давлении в присутствии фосфорной кислоты. Полученный раствор в последствии промывается спиртом или кетоном, а выпавший осадок отделяется [43]. Этот способ не

может использоваться в качестве процесса глубокой очистки стоков, из-за чего очищенная вода не может использоваться повторно.

В работе [17] описывается способ очистки сточных вод производства мочевины от карбамида, включающий в себя стадию сорбции его на сильнокислотных катионитах. Использованные катиониты требуют регенерацию сильными неорганическими кислотами. Недостатком предлагаемого способа является необходимость использования дорогостоящих ионообменных смол и большого объема фосфорной кислоты.

Исследование [18] предлагает способ очистки сточных вод производства карбамида, включающий следующие стадии:

- смешение сточных вод с воздухом;
- испарение;
- брызгоотделение;
- выброс воздуха с водяными парами в атмосферу.

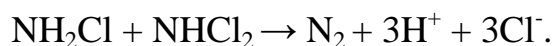
Воздух на смешение со свежим потоком сточной воды поступает со стадии испарения.

Глубокая очистка сточных вод предусматривает наличие стадий гидролиза карбамида, десорбции и ректификации аммиачной воды при атмосферном давлении, если аммиак выводится с установки, или под давлением, если возвращается в цикл [25, 32].

Существует способ очистки сточных вод производства карбамида гидролизом очищаемых стоков [19]. Гидролиз осуществляется методом термического разложения. Процесс протекает в колонном аппарате каскадного типа при повышенном давлении.

В работе [20] предложен способ очистки стоков производства карбамида путем гидролиза очищаемых стоков с последующей отдувкой паром аммиака и двуокиси углерода. Остаточное содержание аммиака составляет 0,03 - 0,006 г/л. Сточная вода после очистки таким способом не может быть использована в качестве питательной в котлах или оборотной в системе водоснабжения из-за малой эффективности очистки.

Для решения этой проблемы в работе [21] способ очистки стоков, отличающийся тем, что после стадии гидролиза стоки подвергаются обработке активным хлором с последующим анионированием. Процесс окисления азота аммонийного активным хлором идет по реакции:



Степень очистки таким способом стоков от аммиака и карбамида достигает 100%. Это позволяет осуществлять повторное использование очищенной воды как в системе оборотного водоснабжения, так и в качестве питательной воды для котлов среднего давления. Остаточное содержание хлоридов в очищенной сточной воде не превышает 3 мг/дм³.

В источнике [22] описывается способ термической очистки сточных вод производства карбамида. Сточные воды, предварительно нагретые до температуры десорбции, очищаются от аммиака в ректификационной колонне при контактном взаимодействии сточных вод с парогазовой смесью. После чего, нагретая до температуры гидролиза сточная вода подается в гидролизер. По окончании гидролиза сточные воды дросселируют и образовавшуюся двухфазную смесь сепарируют в десорбере с получением очищенных сточных вод и парогазовой смеси. Недостатком известного способа является повышенное энергопотребление.

Решение данной проблемы описывается в патенте [23]. Предлагаемый способ предполагает предварительный нагрев сточных вод до температуры десорбции в рекуперативном подогревателе теплом очищенных сточных вод, а затем в рекуперативном конденсаторе. Технологическая схема такого способа очистки представлена на рис. 1.1.

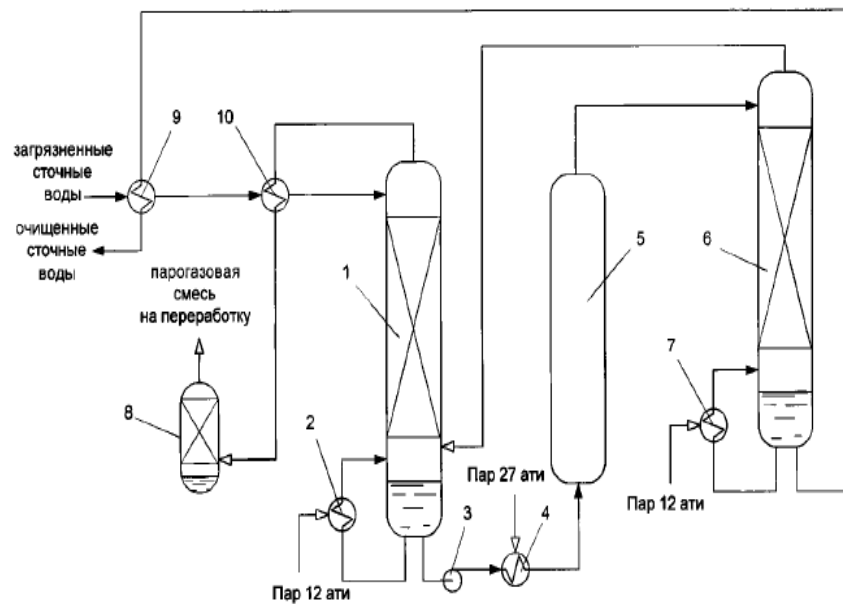


Рисунок 1.1 – Технологическая схема термической очистки сточных вод

1 – ректификационная колонна, 2 – кипятильник, 3- насос, 4,7 – кипятильник, 5 – гидролизер, 6 – десорбер, 8 – абсорбер, 9 – рекуперативный подогреватель, 10 – рекуперативный конденсатор.

Процесс гидролиза может осуществляться в горизонтальном цилиндрическом аппарате, разделенном на отдельные зоны специальными вертикальными перегородками, при температуре 200-240°C и давлении 20-40 бар. Время процесса гидролиза составляет 20-40 минут. Паровая фаза отделяется в каждой из зон гидролизера. Десорбция выходящего потока осуществляется при давлении 1,5–4,0 бар и температуре 130-150°C [24]. Принципиальная технологическая схема процесса приведена на рис. 1.2

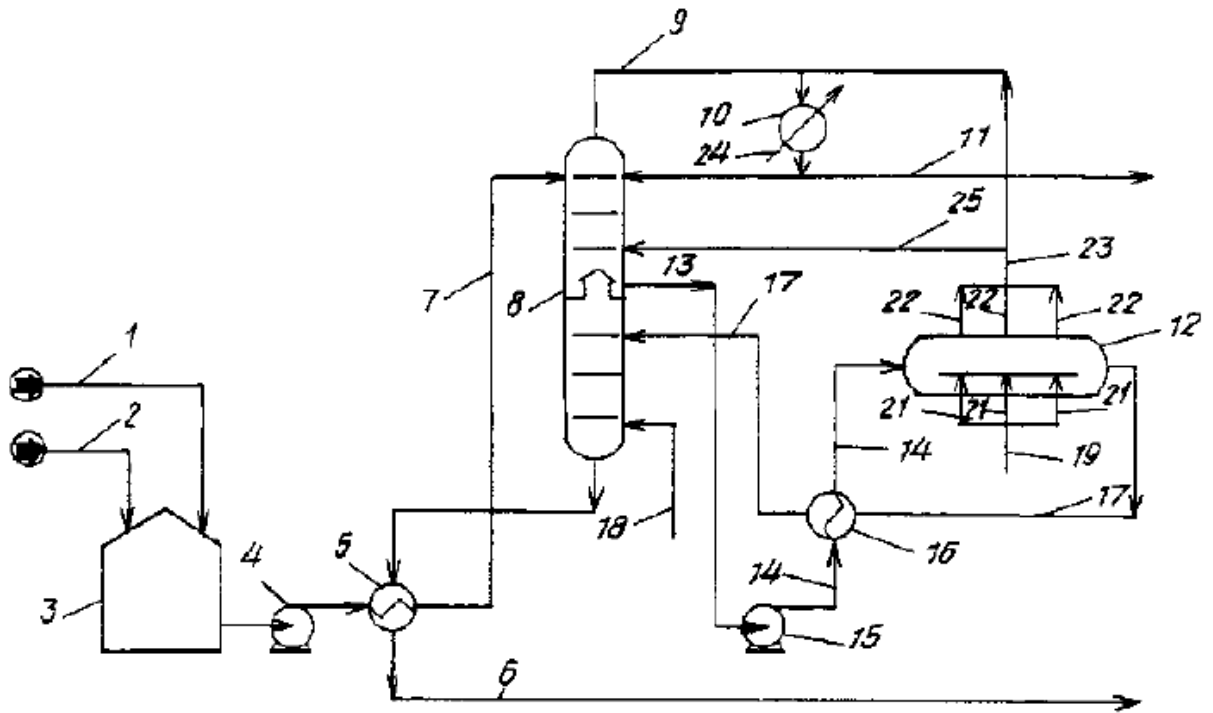


Рисунок 1.2 – Принципиальная технологическая схема глубокой очистки сточных вод с применением усовершенствованной конструкции гидролизера

1, 2, 6, 7, 9, 11, 13, 14, 17, 18, 19, 21, 22, 23, 24, 25 – трубопроводы; 3 – резервуар; 4, 15 – насосы; 5 – теплообменник; 8 – отпарная колонна; 10 – конденсатор; 12 – гидролизер; 16 – теплообменник.

На рис. 1.3 предложено устройства гидролизера.

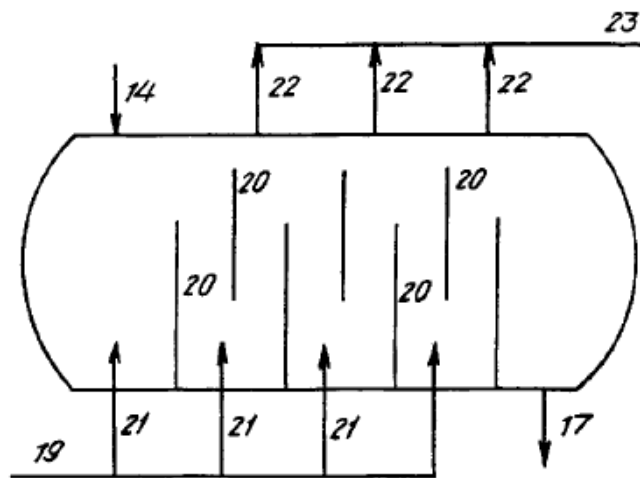


Рисунок 1.3 – Устройство гидролизера

14, 17, 19, 21, 22, 23 – трубопроводы, 20 – перегородки.

Количество перегородок в гидролизере зависит от объемов очищаемой воды, требований к ее качеству и т.д. Часть перегородок гидролизера отрезаны сверху на 10-30% от внутреннего диаметра гидролизера, остальные перегородки отрезаны и сверху и снизу симметрично для получения общей высоты - 70-90% от диаметра. В каждую из зон, образуемых с помощью перегородок, подается свежий пар (трубопровод 21). Отделяемые аммиак и двуокись углерода собираются и выводятся с верхней части аппарата (трубопровод 22).

Наилучшая степень очистки достигается проведением процесса при параметрах, приведенных в табл. 1.1.

Таблица 1.1. Предпочтительные параметры процесса гидролиза

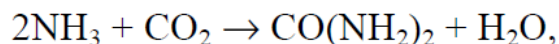
Параметр	Единицы измерения	Значение
Давление	бар	33-37
Температура	°С	230-236
Количество перегородок	шт.	8-12
Высота перегородки	%	75-85
Время нахождения	мин	30-40

1.3 Аналитический контроль очистки сточных вод производства карбамида

1.3.1 Состав и влияние на окружающую среду сточных вод производства карбамида

С каждым годом объемы производства карбамида возрастают. Его получение сопровождается образованием значительного количества реакционных вод [26, 27].

Сточные воды производства мочевины включают в свой состав промывочную воду, непрерывно подаваемую на установку, воду для промывки насоса, конденсат острого пара и воду, образуемую в результате реакции:



При этом сточная вода содержит в себе до 5% NH_3 ; 2,5% CO_2 и 2% $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$. Присутствие аммиака и углекислого газа в сточных водах объясняется неполным превращением их в мочевину, а также частичным гидролизом полученного карбамида на завершающих стадиях процесса [28].

Очистка сточных вод от загрязнений аммиаком, мочевиной и двуокисью углерода необходима из-за опасности загрязнения окружающей среды и возможности возврата ценных веществ на стадию производства [25].

Аммиак, карбонаты аммония, мочевина и двуокись углерода, содержащиеся в сточных водах производства карбамида, отрицательно воздействуют на живые организмы, загрязняют атмосферу и водоемы, что представляет реальную опасность здоровью населения [28].

Аммиак и его соли оказывают вредное воздействие на водных обитателей. Предельно допустимые концентрации (ПДК) данных веществ в водоемах соответственно 0,1 и 5 мг/л. Карбамид же является малотоксичным веществом, его пагубное воздействие на беспозвоночные организмы отмечается лишь при концентрациях более 40 мг/л [29]. Практический порог концентрации карбамида в воде – 10 мг/л [30].

В табл. 1.2 приведены значения ПДК вредных веществ, образующихся при производстве карбамида, в атмосфере и водоемах.

Таблица 1.2. ПДК вредных веществ в атмосфере, мг/м³

Вещество	В производственных помещениях	Территория промышленных предприятий	Населенные пункты	
			Максимально-разовая	Средне-суточная
Аммиак	20	6	0,2	-
СО ₂ , среднесменная	9000	-	-	-
Карбамид	10	3	0,5	0,15

В табл. 1.3 приведены значения ПДК вредных веществ, образующихся при производстве карбамида, водоемах.

Таблица 1.3. ПДК вредных веществ в водоемах, мг/л

Вещество	Нетоксичная концентрация для наиболее чувствительного объекта	Норма внесения для удобрения прудов	Установленная норма
Аммиак	1,0		0,1
Соли аммония			5,0
- карбонат	5,0		
- бикарбонат	30,0		
Карбамид	40,0	1,0-5,0	

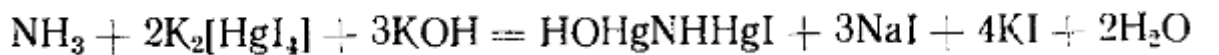
Необходимо, чтобы нормативы достигались еще на стадии сброса, т.к. скорость разбавления стоков в водоемах зависит от многих факторов: скорости течения, русла реки, места сброса и т.д. [31].

1.3.2 Контроль качества сточных вод

Анализ сточных вод включает в себя контроль содержания в них в чистом виде аммиака, карбамида и углекислого газа.

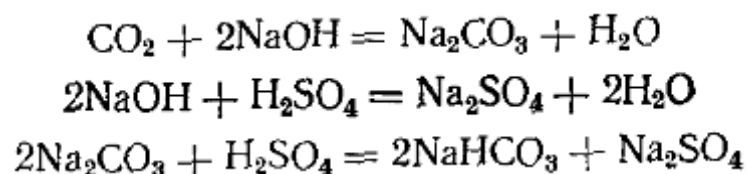
Количественный анализ сточных вод на наличие в них карбамида может осуществляться спектрофотометрическим методом, основанным на изменении оптической плотности раствора комплекса мочевины с *n*-диметиламинобензальдегидом (*n*-ДМАБА) при $\lambda=420$ нм [32].

Свободный аммиак определяется реактивом Несслера, с которым он образует комплекс. При малых количествах аммиака раствор окрашивается в желтый цвет, при значительных – красно-желтый. Большое содержание аммиака становится причиной образования бурого осадка по реакции:



Точное определение интенсивности возможно в фотоколориметре, цилиндрах Геннера или с помощью метода стандартных серий.

Свободный углекислый газ определяется путем добавления к исследуемому раствору щелочи и фенолфталеина и дальнейшем титровании полученного раствора кислотой. При этом оттитровывается избыток щелочи, а карбонат переходит в бикарбонат:



1.4 Анализ существующих конструкций десорберов

1.4.1 Барботажные (тарельчатые) десорберы.

В промышленности используют разнообразные конструкции тарельчатых аппаратов.

По способу слива жидкости их можно разделить:

- Колонны с тарелками со сливным устройством;
- Колонны с тарелками без сливных устройств.

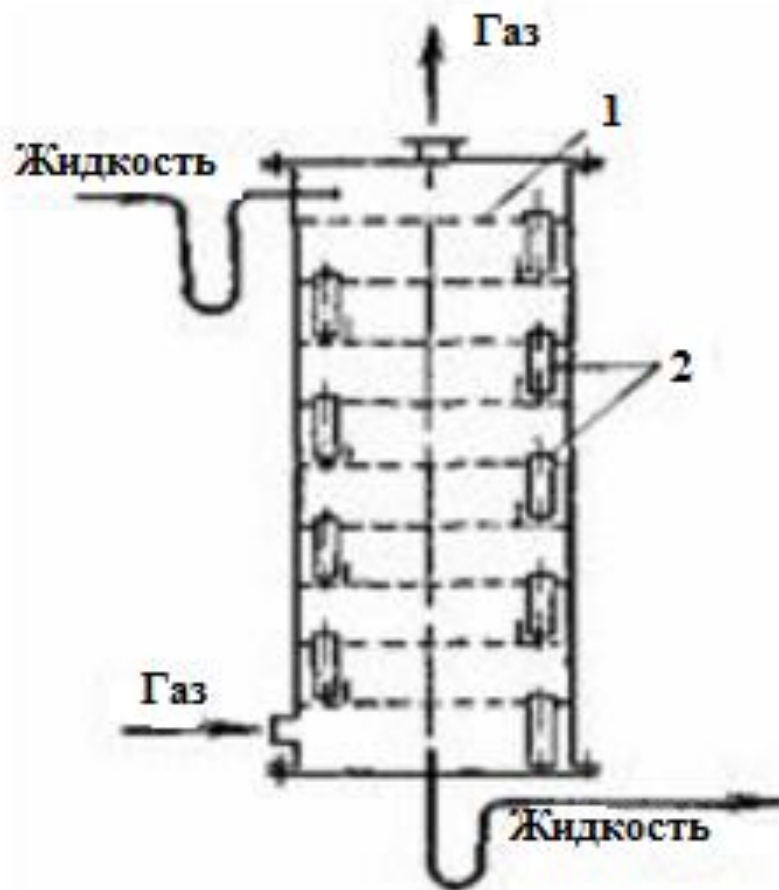


Рис. 1.6 Тарельчатая колонна со сливными устройствами.

1 – тарелка, 2 – сливное устройство.

На рис. 1.6 виден принцип работы колонн тарельчатого типа со сливным устройством. Жидкость с верхней тарелки сливается с тарелки на

тарелку через сливные устройства. Газ движется противотоком с нижней части колонны. Он представляет собой пузырьки, которые образуют слой пены. Она и является основной областью массообмена и теплообмена.

Тарелками со сливным устройством считаются: колпачковые, ситчатые, пластинчатые, клапанные и балластные.

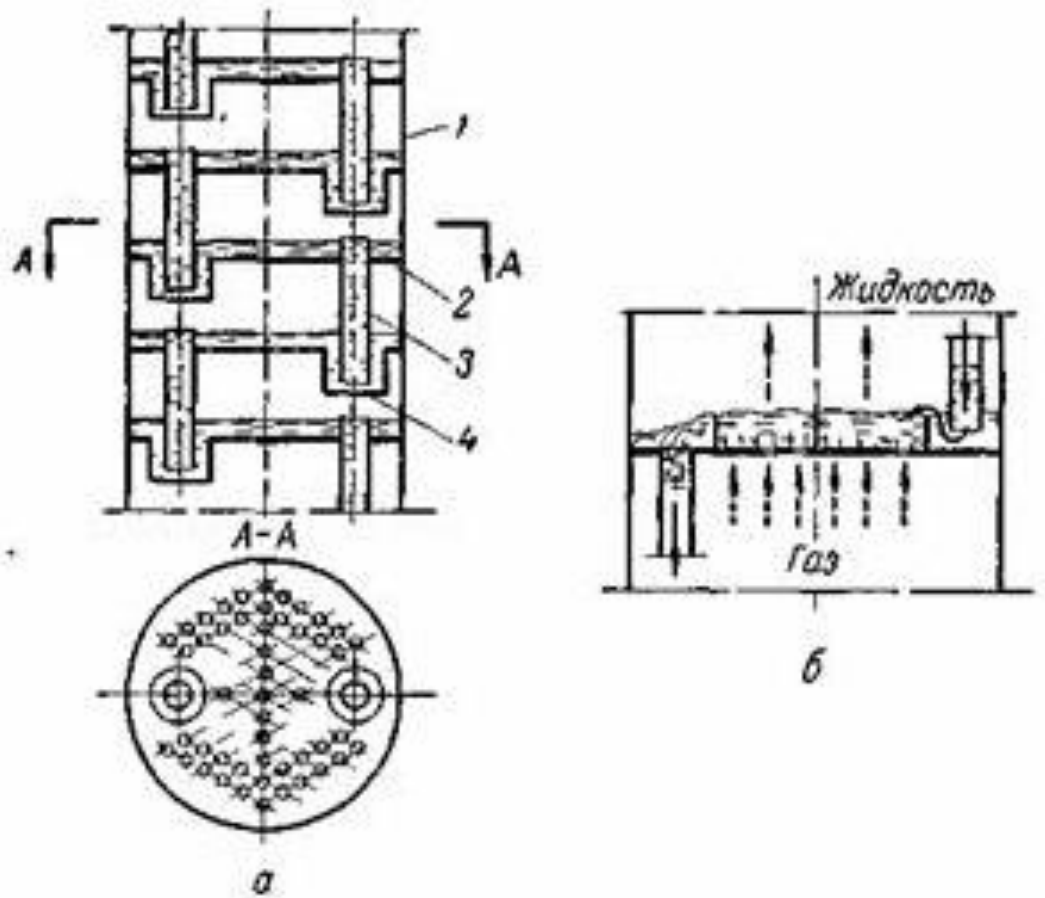


Рис. 1.7. Ситчатая колонна.

а – схема устройства колонны, б – схема работы тарелки; 1 – корпус, 2 – тарелка, 3 – переливная труба, 4 – стакан.

Колпачковые тарелки менее чувствительны к загрязнениям по сравнению с ситчатыми тарелками.

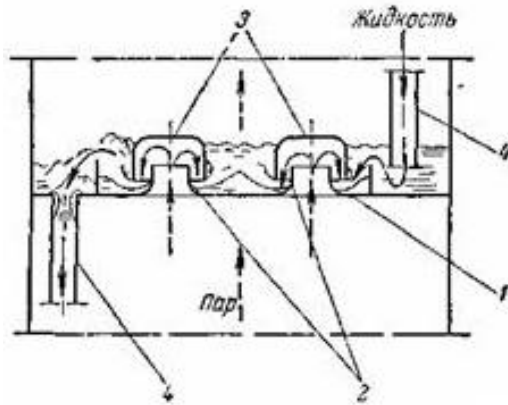


Рис. 1.8. Схема работы колпачковой тарелки

1 – тарелка, 2 – газовые патрубки, 3 – колпачки, 4 – сливные трубки.

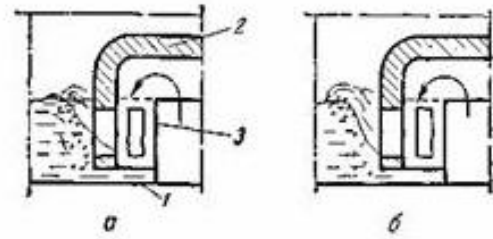


Рис. 1.9. Схема работы колпачка при неполном (а) и

полном (б) открытии прорезей

1 – тарелки, 2 – колпачок, 3 – газовый патрубок

На рис.1.8 представлена схема работы колпачковой тарелки. Газ на тарелку поступает по трубкам, прорезями колпачка 3 делится на большое количество отдельных струй. Газ проходит через слой жидкости и распределяется в ней в виде пузырьков.

Недостатки колонны с колпачковыми тарелками это сложность устройства, высокая стоимость, трудность очистки, низкие предельные нагрузки по газу, поэтому они вытесняются новыми, более прогрессивными аппаратами.

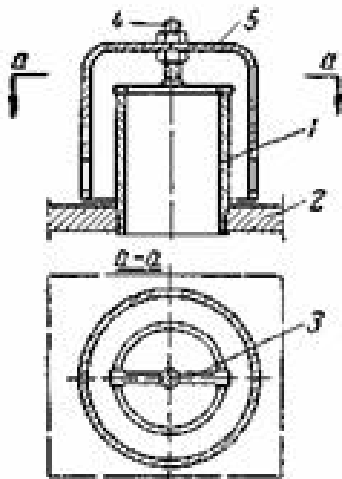


Рис.1.10. Устройство капсульного колпачка

1 – паровой патрубок, 2 – тарелка, 3 – поперечная планка, 4 – болт, 5 – колпачок.

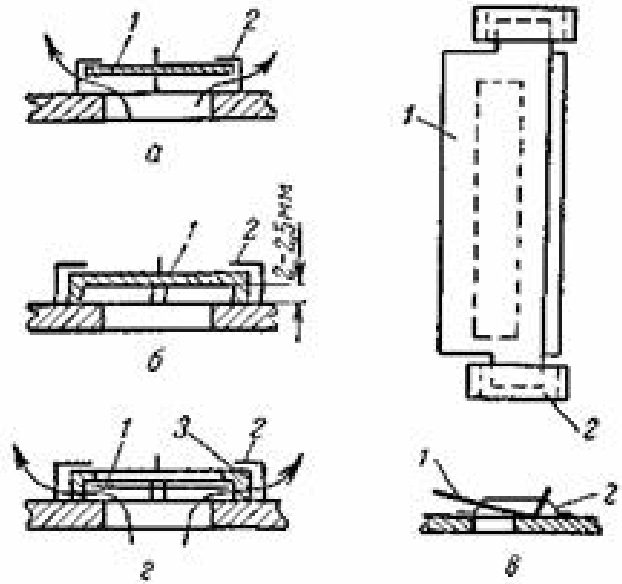


Рис. 1.11. Клапанные тарелки

а,б – с круглыми клапанами; в – с пластинчатым клапаном; г – балластная, 1 – клапан, 2 – кронштейн-ограничитель, 3 – балласт

Рис. 1.10 показывает конструкцию капсульного колпачка. Патрубок развальцован в отверстии тарелки и планки. К планке болтом крепится колпачок.

Клапанные и балластные тарелки получили широкое распространение, для работы в условиях изменяющихся скоростей газа.

Их достоинства в высокой пропускной способности по газу, гидродинамической устойчивости, высокая эффективность. К недостаткам можно отнести высокое гидравлическое сопротивление.

В колоннах с тарелками без сливных устройств газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия. Их еще называют провальными так как при взаимодействии газа и жидкости путем барботажа происходит

«провал» части жидкости на тарелку ниже. Они подразделяются на дырчатые, трубчатые, волнистые и решетчатые.

1.4.2 Насадочные десорберы.

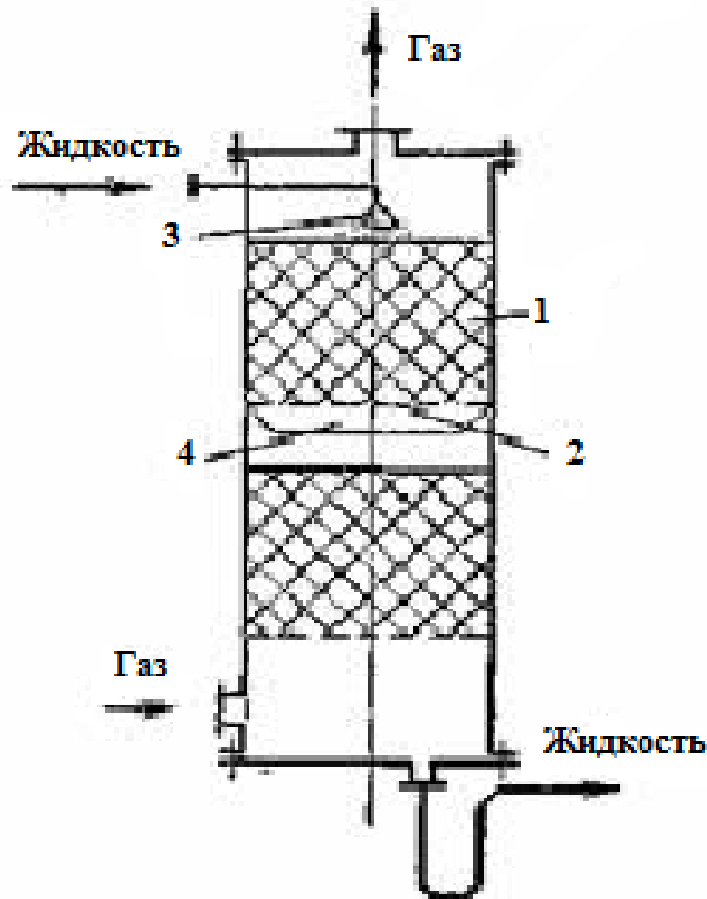


Рис. 1.11 Насадочный десорбер

1-насадка; 2-опорная решетка; 3-распределитель жидкости; 4-перераспределитель жидкости

Насадочный десорбер представляет собой колонну, заполненную насадкой (твердыми телами различной формы). На рис. 1.11 изображена насадочная колонна, в которой насадка располагается на опорной решетке. В опорной решетке предусмотрены отверстия или щели для свободного движения газа и стока жидкости. Распределителем происходит орошение насадочного тела, затем жидкость стекает вниз. В колоннах большого диаметра насадку располагают секциями 2-3 м. Под секциями расположен

перераспределитель. Он необходим для улучшения смачивания насадки и устранения, так называемого пристеночного эффекта – плотность укладки насадки в центре выше, чем у стенок.

Так как в насадочной колонне жидкость, стекая по насадкам, представляет собой тонкую пленку и поверхностью контакта считается смоченная поверхность насадки, поэтому насадочные аппарата относят к пленочным аппаратам.

Эквивалентный диаметр насадки представлен формулой:

$$d_3 = \frac{\Delta S_{ce}}{a} = \frac{4\varepsilon}{a}$$

где a - удельная поверхность насадки ($\text{м}^2/\text{м}^3$); ε – свободный объем ($\text{м}^3/\text{м}^3$);

Гидродинамические режимы насадочных десорберов:

- Пленочный – первый режим. Этот режим наблюдается при небольших скоростях газа и малых плотностях орошения. От скорости газа не зависит количество задерживаемой в насадке жидкости.
- Подвисяния – второй режим. Из-за больших сил трения газа о жидкость при противотоке на поверхности раздела фаз наблюдается торможение жидкости газовым потоком. В следствии скорость жидкости становится меньше, тем самым увеличивается толщина пленки и количество задерживаемой жидкости. При увеличении скорости газа возрастает интенсивность процесса массопередачи. В этом режиме нарушается спокойное течение пленки, и создаются все условия для перехода к барботажу.

- Эмульгирование – третий режим. Он наиболее эффективный из-за возрастания поверхности контакта фаз, но и гидравлическое сопротивление относительно велико. Этот процесс наблюдается при накоплении жидкости в свободном объеме насадки. Процесс накопления жидкости длится пока сила трения, наблюдающаяся между жидкостью и газом, не уравнивает силу тяжести жидкости, которая находится в насадке. При этом жидкость представляет собой сплошную фазу, а газ – дисперсную. Образуется газо-жидкостная эмульсия.

Во втором и третьем режиме работают при условии, что увеличение гидравлического сопротивления не имеет важного значения. Работая при атмосферном давлении, наблюдается очень высокое гидравлическое сопротивление, которое приводит к необходимости работы в пленочном режиме. Поэтому режим в конкретном случае можно установить только с помощью технико - экономического расчета.

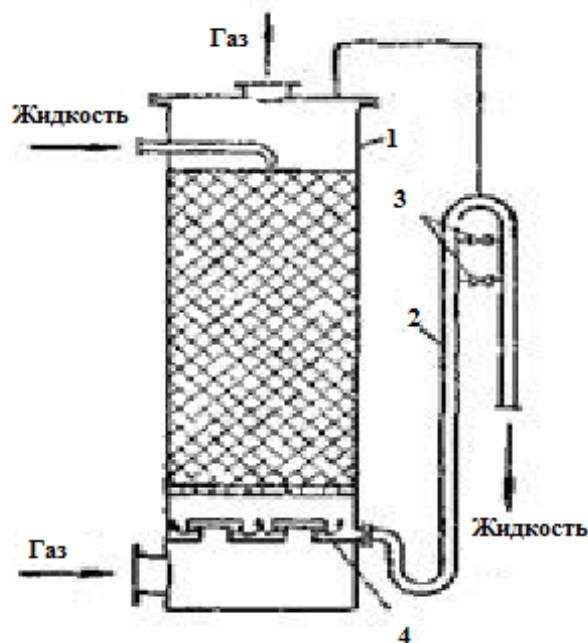


Рис.1.12 Эмульгационная насадочная колонна

1-колонна; 2-гидравлический затвор; 3-вентиль; 4-распределительная тарелка.

В колонне с помощью гидравлического затвора устанавливают и поддерживают режим эмульгирования. Вентилью регулируют высоту эмульсии в колонне. Тарелка 4 используется для равномерного распределения газа по сечению аппарата. В таких колоннах механизм взаимодействия фаз больше похож на барботажный.

Для эффективной работы насадки предъявляют следующие требования:

- Большая поверхность в единице объема;
- Хорошая смачиваемость орошаемой жидкостью;
- Низкое гидравлическое сопротивление газовому потоку;
- Равномерное распределение орошающей жидкости;
- Стойкость к химическому воздействию жидкости и газа;
- Малый удельный вес;
- Высокая механическая прочность;
- Низкая стоимость.

В промышленности используют насадки, которые изображены на рис.1.13 они удовлетворяют конкретные требования для определенного процесса десорбции.

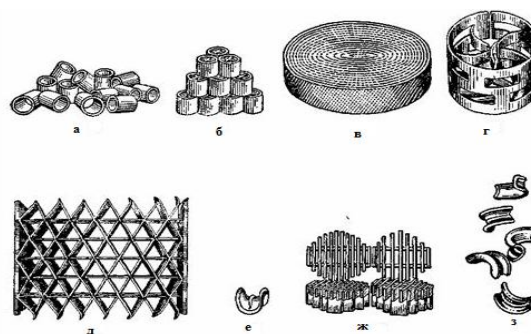


Рис. 1.13 Типы насадок

а - кольца Рашинга (навалом), б - кольца с перегородками, правильно уложенные, в - насадка Гуалсе, г - кольца Паля, д - насадка «Спрейпак», е - седла Берля, ж - хордовая насадка, з - седла «Инталокс».

Чем больше размеры насадки, тем выше допустимая скорость газа и производительность десорбера и ниже гидравлическое сопротивление.

Преимущество насадочных колонн заключается в простоте устройства и не высокое гидравлическое сопротивление.

Недостатками является трудный отвод тепла и плохая смачиваемость насадки при низких плотностях орошения.

2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ

2.1 Способ оптимизации технологии очистки сточных вод

За основу взята технология очистки сточных вод производства карбамида ОАО «КуйбышевАзот».

В данной схеме очистка сточной воды от содержащихся в ней аммиака и диоксида углерода осуществляется в десорберах с колпачковыми тарелками. Данный вид тарелок отличается следующими недостатками:

- сложность устройства;
- высокая стоимость;
- предельные нагрузки по газовой фазе низки;
- высокое гидравлическое сопротивление;
- трудности в очистке.

Высокое гидравлическое сопротивление существующей конструкции аппарата требует высокой скорости подачи газовой фазы, а, следовательно, и повышенного расхода парогазовой фазы (ПГФ). Применение такой конструкции является экономически оправданным в десорбере II ступени, где осуществляется тонкая очистка стоков от примесей.

В десорбере I ступени существующей схемы осуществляется предварительная очистка стоков от аммиака и углекислого газа. Исходя из вышесказанного, можно сделать вывод о том, что конструкция аппарата может быть значительно упрощена без потерь качества конечного продукта.

В качестве конструкции десорбера I ступени в данной работе предлагается использование аппарата насадочного типа. Данная конструкция колонн имеет следующие преимущества:

- простота конструкции;
- надежность работы;
- низкое гидравлическое сопротивление.

Насадочные десорберы не обеспечивают полной очистки сточных вод от загрязняющих веществ. Однако в существующей технологии этого и не требуется.

В качестве насадки предлагается использовать кольца Рашига. Они просты по конструкции, дешевы в изготовлении и обеспечивают удовлетворительный контакт между жидкостью и газом.

Использование аппарата предложенной конструкции в качестве десорбера I ступени очистки сточных вод позволит снизить затраты на обслуживание и ремонт оборудования; снизить нагрузку по пару; обеспечить требуемую регламентом степень очистки.

2.2 Материальный баланс насадочного десорбера

В данном разделе представлен расчет насадочного десорбера с кольцами Рашига 25x25 для удаления растворенных аммиака и углекислого газа из сточных вод производства карбамида по методике [34].

Исходные данные (из регламента):

- расход исходной жидкости $L = 31000$ кг/ч;
- давление в аппарате не более 0,33МПа;
- температура в аппарате 130°C;
- начальное содержание углекислого газа в сточной воде $X_n^{CO_2} = 18$ г/кг;

- конечное содержание углекислого газа в жидкой фазе $X_K^{CO_2} = 2,47$ г/кг;
- начальное содержание аммиака в сточной воде $X_H^{NH_3} = 55$ г/кг;
- конечное содержание аммиака в жидкой фазе $X_K^{NH_3} = 14$ г/кг;
- начальное содержание углекислого газа в потоке ПГФ $Y_H^{CO_2} = 0,102$ кг/кг;
- начальное содержание аммиака в потоке ПГФ $Y_H^{NH_3} = 0,141$ кг/кг;

В процессе десорбции протекают следующие реакции:

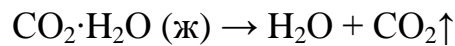
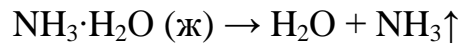


Схема материальных потоков рассматриваемого десорбера представлена на рис. 2.1.

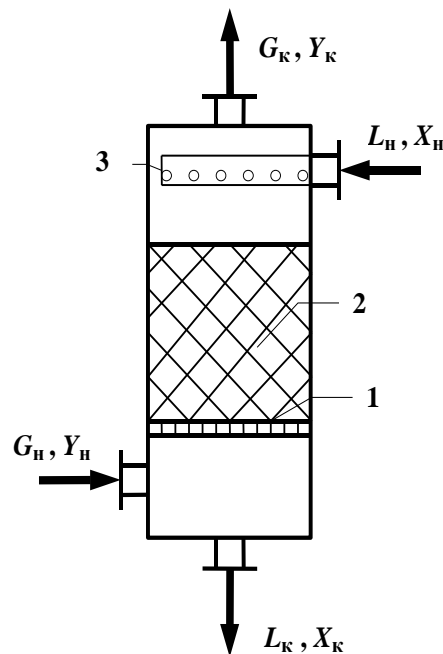


Рис. 2.1. Схема материальных потоков насадочного десорбера:

1 – опорная решетка; 2 – слой насадки; 3 – распределитель жидкости

Степень извлечения (или отгонки) аммиака и диоксида углерода из сточной воды определяется по формуле:

$$\phi = \frac{X_{\text{н}} - X_{\text{к}}}{X_{\text{н}}} \cdot 100 \% \quad (2.1)$$

Общее содержание извлекаемых компонентов в исходной сточной воде:

$$X_{\text{н}} = X_{\text{н}}^{\text{CO}_2} + X_{\text{н}}^{\text{NH}_3} \quad (2.2)$$

$$X_{\text{н}} = 18 + 55 = 73 \text{ г/кг.}$$

Общее содержание неизвлеченных компонентов:

$$X_{\text{к}} = X_{\text{к}}^{\text{CO}_2} + X_{\text{к}}^{\text{NH}_3} \quad (2.3)$$

$$X_{\text{к}} = 2,47 + 14 = 16,47 \text{ г/кг.}$$

Степень отгонки:

$$\phi = (73 - 16,47) \cdot 100 / 73 = 77,4 \%$$

Количество переданной массы M компонента из жидкой фазы в газовую равно:

$$M = L(X_{\text{н}} - X_{\text{к}}) \quad (2.4)$$

$$M = 31000 \cdot (73 \cdot 10^{-3} - 16,47 \cdot 10^{-3}) = 1752,4 \text{ кг/ч}$$

Расход газового поглотителя согласно известным рекомендациям, принимается равным:

$$G = \frac{\rho_{\text{Г}}}{\rho_{\text{Ж}}} 40L \quad (2.5)$$

где ρ_r – плотность ПГФ (2,3 кг/м³);

$\rho_{ж}$ – плотность сточной воды, 915 кг/м³.

$$G = \frac{2,3}{915} \cdot 40 \cdot 31000 = 3117 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} = 0,865 \text{ кг/с}$$

Материальный баланс десорбера I-ой ступени очистки сточных вод производства карбамида приведен в табл. 2.1.

Таблица 2.1 Материальный баланс десорбера 1 ступени

Вещество	Приход			Вещество	Расход		
	кг/ч	т/сут	%		кг/ч	т/сут	%
<i>Сточные воды</i>				<i>Газовая фаза</i>			
- карбамид	465,0	11,16	1,36	- карбамид	48,59	1,17	0,14
- аммиак	1705,0	40,92	5,00	- аммиак	1950,0	41,64	5,09
- диоксид углерода	558,0	13,39	1,64	- диоксид углерода	977,4	19,32	2,36
- H ₂ O	28272,0	678,53	82,87	- H ₂ O	2461,2	54,73	6,68
Всего:	31000	744	90,86		4869,4	116,87	14,27
<i>ПГФ</i>				<i>Жидкая фаза</i>			
- карбамид	48,59	1,17	0,14	- карбамид	465,0	11,16	1,36
- аммиак	439,67	10,55	1,29	- аммиак	434,7	9,83	1,20
- диоксид углерода	319,34	7,66	0,94	- диоксид углерода	76,5	1,73	0,21
- H ₂ O	2309,40	55,43	6,77	- H ₂ O	29384,4	679,22	82,95
	3117	74,81	9,14		29247,6	701,94	85,73
Итого:	34117	818,81	100,00	Итого:	34117	818,81	100,00

Таким образом, в результате расчета материального баланса насадочного десорбера определили требуемый расход ПГФ который составил 3117 кг/ч. Рассчитанная паровая нагрузка меньше значения расхода

пара, используемого на существующей установке очистки сточных вод, на 35%.

2.3 Тепловой баланс

Исходными данными для расчета теплового баланса насадочного десорбера являются:

- температура сточной воды, поступающей на очистку, равная 120°C;
- температура ПГФ, подающейся в десорбер - 190°C;
- температура паровой фазы, уходящей с верха десорбера – 105°C;
- температура очищенной сточной воды – 130°C;
- данные материального баланса.

Количество теплоты рассчитывается по формуле:

$$Q = c \cdot m \cdot T \quad (2.6)$$

где Q – количество теплоты, кДж/ч;

c – удельная теплоемкость компонента, кДж/кг*К или кДж/кг*°С;

T – температура компонента, К или °С;

m – массовый расход вещества, кг/ч.

Температура сточных вод на входе в реактор $t = 120^\circ\text{C}$. Рабочее давление десорбера 0,33 МПа.

Теплоемкости компонентов сточных вод [35]:

$$C_{\text{NH}_3} = 6,91 \text{ кДж/кг}^\circ\text{C}$$

$$C_{\text{CO}_2} = 0,953 \text{ кДж/кг}^\circ\text{C}$$

$$C_{\text{H}_2\text{O}} = 4,243 \text{ кДж/кг}^\circ\text{C}$$

$$C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 122,86 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К} [36]$$

Количество теплоты, поступающее в десорбер с компонентами
СТОЧНЫХ ВОД:

$$Q_{\text{NH}_3} = 6,91 \cdot 1705 \cdot 120 = 1413786 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0,953 \cdot 558 \cdot 393 = 208987 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 4,243 \cdot 28272 \cdot 120 = 14494971 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 122,86 \cdot (465/60) \cdot 393 = 374222 \text{ кДж/ч}$$

Суммарное количество теплоты, поступающее в десорбер с
КОМПОНЕНТАМИ СТОЧНЫХ ВОД:

$$Q_{\text{сточ. вод}} = 1413786 + 208987 + 14494971 + 374222 = 16491966 \text{ кДж/ч}$$

Температура ПГФ, поступающей в десорбер, $t = 190^\circ\text{C}$ (463 К).

Рассчитаем теплоемкости отдельных компонентов при данной
температуре по формулам [37]:

$$C_{\text{оп}} = a + bT + c/T^2 \quad (2.7)$$

или

$$C_{\text{оп}} = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (2.8)$$

$$C_{\text{NH}_3} = 29,80 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot 463 + (-1,67 \cdot 10^{-5}) \cdot 463^2 = 38,01 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$C_{\text{CO}_2} = 44,14 + 9,04 \cdot 10^{-3} \cdot 463 + (-8,53 \cdot 10^{-5}) \cdot 463^2 = 30,03 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$C_{\text{H}_2\text{O}} = 30,00 + 10,71 \cdot 10^{-3} \cdot 463 + 0,33 \cdot 10^{-5} \cdot 463^2 = 35,66 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 86,54 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К} [36].$$

Физическое тепло поступающих в реактор компонентов ПГФ:

$$Q = c \cdot n \cdot T, \quad (2.9)$$

где n – мольный расход веществ, кмоль/ч.

$$Q_{\text{NH}_3} = 38,01 \cdot \frac{439,67}{17} \cdot 463 = 455152 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 30,03 \cdot \frac{319,34}{44} \cdot 463 = 100910 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 35,66 \cdot \frac{2309,40}{18} \cdot 463 = 2118307 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 86,54 \cdot \frac{48,59}{60} \cdot 463 = 32448 \text{ кДж/ч}$$

Суммарное количество теплоты, поступающее в десорбер с компонентами ПГФ:

$$Q_{\text{пгф}} = 455152 + 100910 + 2118307 + 32448 = 2706817 \text{ кДж/ч}$$

Суммарное количество теплоты, поступающее в десорбер:

$$Q_{\text{вх}} = Q_{\text{пгф}} + Q_{\text{сточ. вод}} = 2706817 + 16491966 = 19198783 \text{ кДж/ч}$$

ПГФ, уходящая с верха десорбера, имеет температуру 105°C (378 К).

Рассчитаем удельные теплоемкости компонентов ПГФ:

$$C_{\text{NH}_3} = 29,80 + 25,48 \cdot 10^{-3} \cdot 378 + (-1,67 \cdot 10^{-5}) \cdot 378^2 = 37,17 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$C_{\text{CO}_2} = 44,14 + 9,04 \cdot 10^{-3} \cdot 378 + (-8,53 \cdot 10^{-5}) \cdot 378^2 = 35,06 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$C_{\text{H}_2\text{O}} = 30,00 + 10,71 \cdot 10^{-3} \cdot 378 + 0,33 \cdot 10^{-5} \cdot 378^2 = 34,65 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$C_{\text{CO}(\text{NH}_2)_2} = 71,11 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К} [36].$$

Физическое тепло выходящих из реактора компонентов ПГФ:

$$Q_{\text{NH}_3} = 37,17 \cdot \frac{1950,0}{17} \cdot 378 = 1611647 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 35,06 \cdot \frac{977,4}{44} \cdot 378 = 294389 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 34,65 \cdot \frac{2461,2}{18} \cdot 378 = 179089 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO(NH}_2)_2} = 71,11 \cdot \frac{48,59}{60} \cdot 378 = 21767 \text{ кДж/ч}$$

Суммарное количество теплоты, уходящее с верха десорбера вместе с компонентами ПГФ:

$$Q_{\text{пгф2}} = 1611647 + 294389 + 179089 + 21767 = 2106892 \text{ кДж/ч}$$

Очищенная сточная вода покидает десорбер с низа колонны с температурой 130 °С (403 К). Теплоемкости компонентов сточной воды при данной температуре:

$$C_{\text{NH}_3} = 6,98 \text{ кДж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C_{\text{CO}_2} = 0,965 \text{ кДж/кг} \cdot \text{K}$$

$$C_{\text{H}_2\text{O}} = 4,245 \text{ кДж/кг} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$C_{\text{CO(NH}_2)_2} = 125,8 \text{ Дж/моль} \cdot \text{K}.$$

Количество теплоты, покидающее десорбер с компонентами сточных вод:

$$Q_{\text{NH}_3} = 6,98 \cdot 434,7 \cdot 130 = 394447 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0,965 \cdot 76,5 \cdot 403 = 29750 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 4,245 \cdot 29384,4 \cdot 130 = 16215781 \text{ кДж/ч}$$

$$Q_{\text{CO(NH}_2)_2} = 125,8 \cdot \frac{465}{60} \cdot 403 = 392905 \text{ кДж/ч}$$

Суммарное количество теплоты компонентов уходящих сточных вод:

$$Q_{\text{сточ. вод1}} = 394447 + 29750 + 16215781 + 392905 = 17032883 \text{ кДж/ч}$$

Суммарное количество теплоты, покидающее реактор:

$$Q_{\text{вых}} = Q_{\text{пгф1}} + Q_{\text{сточ. вод1}} = 2106892 + 17032883 = 19139775 \text{ кДж/ч}$$

Потери тепла в окружающую среду при наличии тепловой изоляции:

$$Q_{\text{потерь}} = Q_{\text{вх}} - Q_{\text{вых}} \quad (2.10)$$

$$Q_{\text{потерь}} = 19198783 - 19139775 = 59008 \text{ кДж/ч.}$$

Потери составили 0,3% от общей тепловой нагрузки.

Тепловой баланс десорбера представлен в табл. 2.2.

Таблица 2.2. Тепловой баланс десорбера

Приход, кДж/ч		Расход, кДж/ч	
<i>Сточная вода</i>		<i>ПГФ</i>	
$Q_{\text{CO(NH}_2)_2}$	374222	$Q_{\text{CO(NH}_2)_2}$	21767
Q_{NH_3}	1413786	Q_{NH_3}	1611647
Q_{CO_2}	208987	Q_{CO_2}	294389
$Q_{\text{H}_2\text{O}}$	14494971	$Q_{\text{H}_2\text{O}}$	179089
<i>ПГФ</i>		<i>Сточная вода</i>	
$Q_{\text{CO(NH}_2)_2}$	32448	$Q_{\text{CO(NH}_2)_2}$	394447
Q_{NH_3}	455152	Q_{NH_3}	424788
Q_{CO_2}	100910	Q_{CO_2}	29750
$Q_{\text{H}_2\text{O}}$	2118307	$Q_{\text{H}_2\text{O}}$	16215781
		$Q_{\text{потерь}}$	59008
Итого:	19198783	Итого:	19198783

2.4 Определение основных размеров десорбера с насадкой внавал

2.4.1 Расчет диаметра десорбера

Фиктивная скорость газа в точке захлебывания (W_3) определяется посредством решения следующего уравнения:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_{\Gamma} \mu_{\text{ж}}^{0,16}}{g V_{\text{св}}^3 \rho_{\text{ж}}} \right) = A_1 - B_1 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}, \quad (2.11)$$

где $\alpha_v = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$;

$g = 9,8 \text{ м/с}^2$ – ускорение свободного падения;

$V_{\text{св}} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ – свободный объем насадки;

$\mu_{\text{ж}} = 0,4688 \text{ мПа}\cdot\text{с}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости;

$\rho_{\text{г}}, \rho_{\text{ж}}$ – плотность газа и жидкости, соответственно.

$$\rho_{\text{г}} = \frac{\rho_0 T_0}{T} \quad (2.12)$$

$$\rho_{\text{г}} = 2,3 \cdot 273 / (273+150) = 1,48 \text{ кг/м}^3;$$

Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки приведены в табл. 2.3 [38].

Таблица 2.3. Значения коэффициентов A_1 и B_1 от типа насадки

Тип насадки	A_1	B_1
Кольца Рашига внавал	- 0,073	1,75

Фиктивную скорость газа можно найти из уравнения:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 1,48 \cdot 0,4688^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 915} \right) = -0,073 - 1,75 \left(\frac{31000}{3117} \right)^{0,25} \left(\frac{1,48}{915} \right)^{0,125} \quad (2.13)$$

После вычислений имеем:

$$\lg(W_3^2 \cdot 0,072) = -1,46,$$

Отсюда находится фиктивная скорость:

$$W_3 = 0,47 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость газа W :

$$W = bW_3 = 0,8 \cdot 0,47 = 0,38 \text{ м/с,}$$

при $b = 0,8$.

Диаметр колонны $D_{\text{к}}$:

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{G}{\rho_r \cdot 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,865}{1,48 \cdot 0,785 \cdot 0,38}} = 1,41 \text{ м.} \quad (2.14)$$

Из таблицы 2.4 выбирается ближайший стандартный диаметр колонны $D_{\text{ГОСТ}} = 1,6$ м и пересчитывается рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_r S_{\kappa}} = \frac{0,86}{1,48 \cdot 2} = 0,3 \text{ м/с,} \quad (2.15)$$

где $S_{\kappa} = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4} = 2 \text{ м}^2$ – площадь поперечного сечения колонны

Таблица 2.4. Нормальный ряд диаметров колонн для химической промышленности

$D_{\text{ГОСТ}}, \text{ м}$	0,4	0,5	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,2	2,6	3
------------------------------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	---

2.4.2 Определение высоты насадочного слоя

Коэффициент распределения при постоянной температуре и давлении определяется по соотношению:

$$m = \frac{E}{P}, \quad (2.16)$$

где E – константа Генри, зависящая от температуры и природы газа и жидкости;

P – общее давление смеси газов или.

$$m_{\text{CO}_2} = 2,59 \cdot 10^6 / 2475 = 1046$$

$$m_{\text{NH}_3} = 2469 / 2475 = 0,998$$

Составы газа и жидкости выражены в относительных массовых концентрациях, поэтому коэффициент распределения умножаем на поправочный множитель:

$$\bar{m} = m \frac{M_{\text{смж}}}{M_{\text{смг}}}, \quad (2.18)$$

где $M_{\text{смг}}$ – молекулярная масса газовой смеси, кмоль/кг; $M_{\text{смж}}$ – молекулярная масса жидкой смеси, кмоль/кг.

$$M_{\text{ср}} = M_{\text{CO}_2} \cdot \chi_{\text{CO}_2} + M_{\text{NH}_3} \cdot \chi_{\text{NH}_3} + M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \chi_{\text{H}_2\text{O}} + M_{\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}} \cdot \chi_{\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}}$$

$$M_{\text{смг}} = 44 \cdot 0,045 + 17 \cdot 0,159 + 18 \cdot 0,79 + 60 \cdot 0,0049 = 19,2 \text{ кмоль/кг}$$

$$M_{\text{смж}} = 44 \cdot 0,007 + 17 \cdot 0,059 + 18 \cdot 0,92 + 60 \cdot 0,004 = 18,1 \text{ кмоль/кг}$$

$$\bar{m}_{\text{CO}_2} = 1046 \cdot 18,1 / 19,2 = 986$$

$$\bar{m}_{\text{NH}_3} = 0,998 \cdot 18,1 / 19,2 = 0,94$$

Движущие силы массопередачи в нижней части десорбера:

$$\Delta Y_{\text{H}} = Y_{\text{H}}^* - Y_{\text{H}}, \quad (2.19)$$

в верхней части десорбера:

$$\Delta Y_{\text{K}} = Y_{\text{K}}^* - Y_{\text{K}}, \quad (2.20)$$

где $Y_{\text{K}}^* = \bar{m} \cdot X_{\text{H}}$ – равновесная с жидкостью состава X_{H} концентрация компонента в газе;

$Y_{\text{H}}^* = \bar{m} \cdot X_{\text{K}}$ – равновесная концентрация компонента в газовой фазе на входе в аппарат, кг/кг.

$$Y_{\text{CO}_2 \text{ K}}^* = 986 \cdot 18 \cdot 10^{-3} = 17,148 \text{ кг/кг}$$

$$Y_{\text{NH}_3 \text{ K}}^* = 0,94 \cdot 55 \cdot 10^{-3} = 0,0517 \text{ кг/кг}$$

$$Y_{\text{CO}_2 \text{ H}}^* = 986 \cdot 2,47 \cdot 10^{-3} = 2,43 \text{ кг/кг}$$

$$Y_{\text{NH}_3 \text{ H}}^* = 0,94 \cdot 14 \cdot 10^{-3} = 0,0132 \text{ кг/кг}$$

$$Y_{\text{K}}^* = Y_{\text{CO}_2 \text{ K}}^* + Y_{\text{NH}_3 \text{ K}}^* = 17,148 + 0,0517 = 17,19 \text{ кг/кг}$$

$$Y_{\text{H}}^* = Y_{\text{CO}_2 \text{ H}}^* + Y_{\text{NH}_3 \text{ H}}^* = 2,43 + 0,0132 = 2,44 \text{ кг/кг}$$

$$\Delta Y_{\text{H}}^* = 2,44 - 0,243 = 2,197 \text{ кг/кг}$$

$$\Delta Y_{\text{K}}^* = 17,19 - 0,601 = 16,589 \text{ кг/кг}$$

Средняя движущая сила массопередачи

$$\Delta Y_{\text{cp}} = \frac{\Delta Y_{\text{K}} - \Delta Y_{\text{H}}}{\ln \frac{\Delta Y_{\text{K}}}{\Delta Y_{\text{H}}}} = \frac{16,589 - 2,197}{\ln \frac{16,589}{2,197}} = 7,11 \text{ кг/кг.} \quad (2.21)$$

Число единиц переноса n_{0y} равно:

$$n_{0y} = \frac{Y_{\text{K}} - Y_{\text{H}}}{\Delta Y_{\text{cp}}} = \frac{0,601 - 0,243}{7,11} = 0,05. \quad (2.22)$$

Коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах можно определить по теоретическим [39, 40] или эмпирическим зависимостям [38, 41], например вида:

Для газовой фазы:

$$\text{Nu}_{\Gamma} = 0,407 \text{Re}_{\Gamma}^{0,655} \text{Pr}_{\Gamma}^{0,33}, \quad (2.23)$$

D_{Γ} – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе, $\text{м}^2/\text{с}$.

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} + V_C^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C}} \quad (2.24)$$

где P – абсолютное давление, кгс/см², V_A, V_B, V_C – мольные объемы газов, M_A, M_B, M_C – мольные массы газов.

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 403^{3/2}}{3,25 \cdot \left(4^{1/3} + 25,8^{1/3} + 18,9^{1/3}\right)^2} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 5,05 \cdot 10^{-6}$$

Критерий Рейнольдса:

$$\mathbf{Re}_r = \frac{4W\rho_r}{a_v\mu_r} = \frac{4 \cdot 0,3 \cdot 1,48}{200 \cdot 0,014 \cdot 10^{-3}} = 634,3, \quad (2.25)$$

где ρ_r – плотность газа; μ_r – динамический коэффициент вязкости газа, мПа·с.

Диффузионный критерий Прандтля:

$$\mathbf{Pr}_r = \frac{\mu_r}{D_r\rho_r} = \frac{0,014 \cdot 10^{-3}}{5,05 \cdot 10^{-6} \cdot 1,48} = 1,87. \quad (2.26)$$

Подставляя значения, получаем значение числа Нуссельта:

$$\mathbf{Nu}_r = 0,407 \cdot \mathbf{Re}_r^{0,655} \mathbf{Pr}_r^{0,33} = 0,407 \cdot 634,3^{0,655} \cdot 1,87^{0,333} = 34,3, \quad (2.27)$$

и коэффициента массоотдачи:

$$\beta_r = \frac{\mathbf{Nu}_r D_r}{d_3} = \frac{34,3 \cdot 5,05 \cdot 10^{-6}}{0,0148} = 11,7 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}, \quad (2.28)$$

где эквивалентный диаметр:

$$d_3 = \frac{4V_{CB}}{a_v} = 4 \cdot 0,74 / 200 = 0,0148 \text{ м}. \quad (2.29)$$

Для жидкой фазы используется критериальное выражение:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}. \quad (2.30)$$

Коэффициент диффузии газов в жидкости:

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{\text{ж}}} \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} + V_C^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C}} \quad (2.31)$$

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{0,272} \cdot \left(4^{1/3} + 25,8^{1/3} + 18,9^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 1,88 \cdot 10^{-9}.$$

Число Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L}{S_{\text{к}} a_{\text{в}} \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 31,000 / 3600}{2 \cdot 200 \cdot 0,272 \cdot 10^{-3}} = 316,6. \quad (2.32)$$

Число Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{D_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}} = \frac{0,272 \cdot 10^{-3}}{1,88 \cdot 10^{-9} \cdot 915} = 158,1. \quad (2.33)$$

Число Нуссельта:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5} = 0,0021 \cdot 316,6^{0,75} 158,1^{0,5} = 1,98.$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{\text{Nu}_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}{\theta_{\text{пр}}} = \frac{1,98 \cdot 1,88 \cdot 10^{-9}}{2,08 \cdot 10^{-5}} = 1,79 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}, \quad (2.34)$$

где приведенная толщина пленки жидкости:

$$\theta = \left(\frac{2}{\rho_{\text{ж}}} / \rho_{\text{ж}}^2 \cdot g \right)^{1/3} = \left((0,272 \cdot 10^{-3})^2 / 915^2 \cdot 9,8 \right)^{1/3} = 2,08 \cdot 10^{-5} \text{ м}. \quad (2.35)$$

При известных значениях β_{Γ} и $\beta_{\text{ж}}$ вычисляется коэффициент массопередачи (3):

$$K_{\text{ор}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m} \rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}}}{\beta_{\text{ж}}}} = \frac{1}{\frac{1}{11,7 \cdot 10^{-3}} + \frac{986 \cdot (4,48/915)}{1,79 \cdot 10^{-4}}} = 1,11 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.} \quad (2.36)$$

При известном значении $K_{\text{ор}}$ высота единиц переноса $h_{\text{ор}}$ вычисляется по выражению:

$$h_{\text{ор}} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ор}} S_k a_v \psi_a} = \frac{3117 \div 3600}{1,48 \cdot 1,11 \cdot 10^{-4} \cdot 2 \cdot 200 \cdot 0,507} = 26. \quad (2.37)$$

Коэффициент активной поверхности массопередачи:

$$\psi_a = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} \sigma^{-m_3} = 2,26 \cdot 4,44^{0,455} \cdot 58^{-0,535} = 0,507, \quad (2.38)$$

$$m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 2,5^{-0,48} = 0,535. \quad (2.39)$$

массовая скорость жидкости:

$$W_{\text{ж}} = \frac{q \rho_{\text{ж}}}{3600} = \frac{16,9 \cdot 915}{3600} = 4,44 \text{ кг/(м}^2\text{с)}, \quad (2.40)$$

$$q = \frac{L}{S_k \rho_{\text{ж}}} = \frac{31000}{2 \cdot 915} = 16,9 \text{ м}^3\text{/(м}^2\text{час)} - \text{плотность орошения,} \quad (2.41)$$

$\sigma = 0,058$. В расчете $\sigma \approx 58$ мН/м – коэффициент поверхностного натяжения воды.

Значения параметров A_3 , b_3 и p_3 для различных типов насадок приводятся в табл. 2.5.

Таблица 2.5. Значения параметров в зависимости от типа насадки

Тип насадки	A_3	b_3	p_3
Кольца	2,26	0,83	0,48
Седла	0,767	0,495	0,98

Высота слоя насадки H в десорбере:

$$H = h_{ог} n_{ог} = 26 \cdot 0,05 = 1,3 \text{ м.} \quad (2.42)$$

2.4.3 Определение высоты аппарата

Высоту колонны в целом определяем по формуле:

$$H_k = H_n + h_n + h_v + n \cdot h_p, \quad (2.43)$$

где h_n – высота нижней части колонны, м;

h_v – высота верхней части колонны, м, принимается в зависимости от диаметра колонны (таблица 2.6);

n - число слоев насадки;

h_p – расстояние между слоями насадки;

Таблица 2.6. Зависимость высоты сепарационного пространства над насадкой и расстоянием между днищем колонны и насадкой от диаметра колонны

Диаметр, мм	h_v , мм	h_n , мм
400-1000	600	1500
1200-2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500

$$H_k = 1,3 + 1 + 2 + 0 \approx 4,5 \text{ м.}$$

2.5 Определение основных размеров десорбера с упорядоченной насадкой

2.5.1 Расчет диаметра десорбера

Фиктивная скорость газа в точке захлебывания (W_3) определяется посредством решения следующего уравнения:

$$\lg \left(\frac{W_3^2 a_v \rho_g \mu_{ж}^{0,16}}{g V_{св}^3 \rho_{ж}} \right) = A_1 - B_1 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_g}{\rho_{ж}} \right)^{0,125}, \quad (2.11)$$

где $a_v = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – удельная поверхность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$;

$g = 9,8 \text{ м}/\text{с}^2$ – ускорение свободного падения;

$V_{св} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ – свободный объем насадки;

$\mu_{ж} = 0,4688 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости;

$\rho_g, \rho_{ж}$ – плотность газа и жидкости, соответственно.

$$\rho_g = \frac{\rho_0 T_0}{T} \quad (2.12)$$

$$\rho_g = 2,3 \cdot 273 / (273+150) = 1,48 \text{ кг}/\text{м}^3;$$

Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки даны в табл. 2.7 [38].

Таблица 2.7. Значения коэффициентов A_1 и B_1 в зависимости от типа насадки

Тип насадки	A_1	B_1
Кольца Рашига	0,251	1,75
упорядочено		

Фиктивная скорость газа равна:

$$\lg\left(\frac{W_3^2 \cdot 200 \cdot 1,48 \cdot 0,4688^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot 915}\right) = 0,251 - 1,75\left(\frac{31000}{3117}\right)^{0,25} \left(\frac{1,48}{915}\right)^{0,125} \quad (2.13)$$

$$\lg(W_3^2 \cdot 0,072) = -1,14,$$

Отсюда фиктивная скорость газа:

$$W_3 = 0,99 \text{ м/с.}$$

Рабочая скорость газа W :

$$W = bW_3 = 0,7 \cdot 0,99 = 0,69 \text{ м/с,}$$

при $b = 0,7$ (0,6-0,8 для колец Рашига).

Диаметр колонны D_k :

$$D_k = \sqrt{\frac{G}{\rho_r \cdot 0,785W}} = \sqrt{\frac{0,865}{1,48 \cdot 0,785 \cdot 0,68}} = 1,1 \text{ м.} \quad (2.14)$$

Из таблицы 2.4 выбирается ближайший стандартный диаметр колонны $D_{\text{ГОСТ}} = 1,2$ м и пересчитывается рабочая скорость газа:

$$W = \frac{G}{\rho_r S_k} = \frac{0,865}{1,48 \cdot 1,13} = 0,5 \text{ м/с,} \quad (2.15)$$

где $S_k = \frac{\pi D_{\text{ГОСТ}}^2}{4} = 1,13 \text{ м}^2$ – площадь поперечного сечения колонны

2.5.2 Определение высоты насадочного слоя

Для газовой фазы:

$$\text{Nu}_r = 0,407 \text{Re}_r^{0,655} \text{Pr}_r^{0,33}, \quad (2.23)$$

D_r – коэффициент диффузии поглощаемого компонента в газе, $\text{м}^2/\text{с}$.

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} + V_C^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C}} \quad (2.24)$$

где P – абсолютное давление, кгс/см², V_A, V_B, V_C – мольные объемы газов, M_A, M_B, M_C – мольные массы газов.

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} \cdot 403^{3/2}}{3,25 \cdot (4^{1/3} + 25,8^{1/3} + 18,9^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 5,05 \cdot 10^{-6}$$

Критерий Рейнольдса:

$$\mathbf{Re}_r = \frac{4W\rho_r}{a_v\mu_r} = \frac{4 \cdot 0,5 \cdot 1,48}{200 \cdot 0,014 \cdot 10^{-3}} = 1057, \quad (2.25)$$

где ρ_r – плотность газа; μ_r – динамический коэффициент вязкости газа, мПа·с.

Диффузионный критерий Прандтля:

$$\mathbf{Pr}_r = \frac{\mu_r}{D_r\rho_r} = \frac{0,014 \cdot 10^{-3}}{5,05 \cdot 10^{-6} \cdot 1,48} = 1,87. \quad (2.26)$$

Подставляя значения, получаем значение числа Нуссельта:

$$\mathbf{Nu}_r = 0,407 \cdot \mathbf{Re}_r^{0,655} \mathbf{Pr}_r^{0,33} = 0,407 \cdot 1057^{0,655} \cdot 1,87^{0,333} = 47,87, \quad (2.27)$$

и коэффициента массоотдачи:

$$\beta_r = \frac{\mathbf{Nu}_r D_r}{d_3} = \frac{47,87 \cdot 5,05 \cdot 10^{-6}}{0,0148} = 16,3 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}, \quad (2.28)$$

где эквивалентный диаметр:

$$d_3 = \frac{4V_{CB}}{a_v} = 4 \cdot 0,74 / 200 = 0,0148 \text{ м}. \quad (2.29)$$

Для жидкой фазы используется критериальное выражение:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5}. \quad (2.30)$$

Коэффициент диффузии газов в жидкости:

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu_{\text{ж}}} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C} \right)^{1/3}} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C}} \quad (2.31)$$

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{0,272} \cdot \left(4^{1/3} + 25,8^{1/3} + 18,9^{1/3} \right)} \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{17} + \frac{1}{18}} = 1,88 \cdot 10^{-9}.$$

Число Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{4L}{S_{\text{к}} a_{\text{в}} \mu_{\text{ж}}} = \frac{4 \cdot 31,000 / 3600}{1,13 \cdot 200 \cdot 0,272 \cdot 10^{-3}} = 560. \quad (2.32)$$

Число Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ж}} = \frac{\mu_{\text{ж}}}{D_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}}} = \frac{0,272 \cdot 10^{-3}}{1,88 \cdot 10^{-9} \cdot 915} = 158,1. \quad (2.33)$$

Число Нуссельта:

$$\text{Nu}_{\text{ж}} = 0,0021 \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^{0,75} \text{Pr}_{\text{ж}}^{0,5} = 0,0021 \cdot 560^{0,75} 158,1^{0,5} = 3,04.$$

Коэффициент массоотдачи:

$$\beta_{\text{ж}} = \frac{\text{Nu}_{\text{ж}} D_{\text{ж}}}{\theta_{\text{пр}}} = \frac{3,04 \cdot 1,88 \cdot 10^{-9}}{2,08 \cdot 10^{-5}} = 2,74 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}, \quad (2.34)$$

где приведенная толщина пленки жидкости:

$$\theta = \left(\frac{2}{\rho_{\text{ж}}^2} / \rho_{\text{ж}}^2 \cdot g \right)^{1/3} = \left((0,272 \cdot 10^{-3})^2 / 915^2 \cdot 9,8 \right)^{1/3} = 2,08 \cdot 10^{-5} \text{ м}. \quad (2.35)$$

При известных значениях β_{Γ} и $\beta_{\text{ж}}$ вычисляется коэффициент массопередачи:

$$K_{\text{ор}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{\bar{m} \rho_{\Gamma} / \rho_{\text{ж}}}{\beta_{\text{ж}}}} = \frac{1}{\frac{1}{16,3 \cdot 10^{-3}} + \frac{986 \cdot 0,48 / 915}{2,74 \cdot 10^{-4}}} = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.} \quad (2.36)$$

При известном значении $K_{\text{ор}}$ высота единиц переноса $h_{\text{ор}}$ вычисляется по выражению:

$$h_{\text{ор}} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} K_{\text{ор}} S_k a_v \psi_a} = \frac{0,865}{1,48 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4} \cdot 1,13 \cdot 200 \cdot 0,65} = 23,4. \quad (2.37)$$

Коэффициент активной поверхности массопередачи:

$$\psi_a = A_3 W_{\text{ж}}^{0,455} \sigma^{-m_3} = 2,26 \cdot 7,62^{0,455} \cdot 58^{-0,535} = 0,65, \quad (2.38)$$

$$m_3 = b_3 d_{\text{нас}}^{-p_3} = 0,83 \cdot 2,5^{-0,48} = 0,535. \quad (2.39)$$

массовая скорость жидкости:

$$W_{\text{ж}} = \frac{q \rho_{\text{ж}}}{3600} = \frac{29,98 \cdot 915}{3600} = 7,62 \text{ кг/(м}^2\text{с)}, \quad (2.40)$$

$$q = \frac{L}{S_k \rho_{\text{ж}}} = \frac{31000}{1,13 \cdot 915} = 29,98 \text{ м}^3\text{/(м}^2\text{час)} - \text{плотность орошения}, \quad (2.41)$$

$\sigma = 0,058$. В расчете $\sigma \approx 58$ мН/м – коэффициент поверхностного натяжения воды.

Значения параметров A_3 , b_3 и p_3 для различных типов насадок приводятся в табл. 2.5.

Высота слоя насадки H в десорбере:

$$H = h_{\text{ор}} n_{\text{ор}} = 23,4 \cdot 0,05 = 1,17 \text{ м.} \quad (2.42)$$

2.5.3 Определение высоты слоя насадки

Высоту колонны в целом определяем по формуле:

$$H_k = H_n + h_n + h_e + n \cdot h_p, \quad (2.43)$$

$$0,5 n = 11 - 1 - 2 - 1,17$$

$$n = 13,66 \approx 14 \text{ шт.}$$

Высота одного слоя насадки:

$$h_{\text{нас}} = H/n \quad (2.44)$$

$$h_{\text{нас}} = 1,17/14 \approx 8 \text{ см}$$

2.6 Расчет гидравлического сопротивления насадочного слоя

2.6.1. Десорбер с насадкой внавал

Гидравлическое сопротивление насадочной колонны определяется по формуле [42]:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ор}} + \Delta p_{\text{мс}}, \quad (2.45)$$

где $\Delta p_{\text{ор}}$ – сопротивление орошаемой насадки, Па;

$\Delta p_{\text{мс}}$ – потеря давления на преодаление местных сопротивлений.

Сопротивление орошаемой насадки определяется по формуле [9]:

$$\Delta p_{\text{ор}} = H_n \left(\frac{\Delta p}{l} \right)_{\text{сн}} \left\{ 1 + A \left[\left(\frac{L}{G_y} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \left(\frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\}, \quad (2.46)$$

где A – коэффициент, равный 5,1;

μ_x, μ_y – динамическая вязкость воды и пара соответственно;

$(\Delta p/l)_{\text{сн}}$ – сопротивление сухой насадки на один метр высоты, определяется по формуле:

$$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{\text{сн}} = \lambda \frac{\alpha}{4V_{\text{св}}^3} \frac{w^2 \rho_y}{2}, \text{ Па} \cdot \text{м}. \quad (2.47)$$

Значение λ находится из формулы:

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_y^{0,2}}; \quad (2.48)$$

$$\lambda = 16/634,3^{0,2} = 4,4$$

Тогда, сопротивление сухой насадки на один метр высоты:

$$\frac{\Delta p}{l}_{\text{сн}} = 4,4 \cdot \frac{200 \cdot 0,3^2 \cdot 1,48}{4 \cdot 0,74^3 \cdot 2} = 63,15 \text{ Па} \cdot \text{м}$$

$$\begin{aligned} \Delta p_{\text{оп}} &= 1,3 \cdot 63,15 \cdot 1 + 5,1 \cdot \frac{31000^{1,8}}{3117} \cdot \frac{1,48}{915} \cdot \frac{22,4^{0,2} \cdot 0,225}{1,34} \\ &= 509,4 \text{ Па} \end{aligned}$$

Потеря давления на преодоление местных сопротивлений находится по формуле:

$$\Delta p_{\text{мс}} = \Delta p_{1,4} + \Delta p_{2,3} \quad (2.49)$$

где $\Delta p_{1,4}$ – потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне;

$\Delta p_{2,3}$ – потеря давления на преодоление местных сопротивлений – входа и выхода из насадки.

Потеря давления на преодаление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в колонне:

$$\Delta p_{1,4} = (\xi_1 + \xi_4) \frac{w_2^2 \rho_y}{2}, \quad (2.50)$$

где ξ_1 – коэффициент внезапного расширения;

ξ_4 – коэффициент внезапного сужения;

w_r – скорость газового потока в подводящих и отводящих газопроводах, м/с.

Скорость газового потока принимается в пределах 5-20 м/с. Принимаем $w_r = 10$ м/с, тогда диаметр газопроводов равен:

$$D_e = \sqrt{\frac{G_y}{0,785 \cdot \rho_y \cdot w_2}}; \quad (2.51)$$

$$D_r = \frac{\frac{3117}{3600}}{0,785 \cdot 1,48 \cdot 10} = 0,28 \text{ м}$$

По ГОСТ 8732-78 выбираем трубопровод со стандартным диаметром $D_r = 300$ мм.

Определяем критерий Рейнольдса:

$$Re_e = \frac{w_2 D_e \rho_y}{\mu_y}. \quad (2.52)$$

$$Re_r = \frac{10 \cdot 0,3 \cdot 1,48}{1,34 \cdot 10^{-6}} = 3313$$

Отношение площадей сечений газопровода и колонны F_r/F_k определяются по формуле:

$$\frac{F_e}{F_k} = \frac{0,785 \cdot D_e^2}{0,785 \cdot D_k^2}. \quad (2.53)$$

$$\frac{F_\Gamma}{F_K} = \frac{0,3^2}{1,6^2} = 0,03$$

Коэффициенты местных сопротивлений $\xi_1 = 1$, $\xi_4 = 1$. Тогда потеря давления газового потока на преодаление местных сопротивлений:

$$\Delta p_{1,4} = 1 + 1 \cdot \frac{10^2 \cdot 1,48}{2} = 148 \text{ Па}$$

Потеря давления на преодаление местных сопротивлений входа и выхода из насадки:

$$\Delta p_{2,3} = \xi_2 + \xi_3 \cdot \frac{\omega_H^2 \cdot \rho_\Gamma}{2}, \quad (2.54)$$

где ξ_2 - коэффициент внезапного сужения при входе в насадку;

ξ_3 - коэффициент внезапного расширения при выходе из насадки;

ω_H - фактическая скорость газового потока в насадке, м/с.

Фактическая скорость газового потока в насадке:

$$\omega_H = \frac{\omega}{V_{CB}} \quad (2.55)$$

$$\omega_H = \frac{0,3}{0,74} = 0,405 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re_H = \frac{0,405 \cdot 0,0145 \cdot 1,48}{1,34 \cdot 10^{-6}} = 6485$$

Определяем отношение площадей сечений насадки и колонны $F_{H,CB}/F_K$:

$$\frac{F_{н.св}}{F_k} = \frac{V_{св} S_k}{S_k}; \quad (2.56)$$

$$\frac{F_{н.св}}{F_k} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Коэффициенты местных сопротивлений $\xi_2 = 1$, $\xi_3 = 1$. Тогда:

$$\Delta p_{2,3} = 1 + 1 \cdot \frac{0,405^2 \cdot 1,48}{2} = 0,3 \text{ Па}$$

Потеря давления на преодаление местных сопротивлений:

$$\Delta p_{мс} = 111 + 0,3 = 111,3 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление насадочного десорбера:

$$\Delta P = 509,4 + 148 = 657 \text{ Па.}$$

2.6.2 Десорбер с упорядоченной насадкой

Сопротивление сухой насадки на один метр высоты:

$$\frac{\Delta p}{l}_{сн} = 3,97 \cdot \frac{200 \cdot 0,5^2 \cdot 1,48}{4 \cdot 0,74^3 \cdot 2} = 90,7 \text{ Па} \cdot \text{м}$$

$$\Delta p_{ор} = 1,17 \cdot 90,7 \cdot 1 + 5,1 \cdot \frac{31000}{3117}^{1,8} \cdot \frac{1,48}{915} \cdot \frac{22,4}{1,34}^{0,2 \cdot 0,225} = 473 \text{ Па}$$

Скорость газового потока принимается в пределах 5-20 м/с.

Принимаем $\omega_r = 10$ м/с, тогда диаметр газопроводов равен:

$$D_r = \frac{\frac{3117}{3600}}{0,785 \cdot 1,48 \cdot 10} = 0,28 \text{ м}$$

По ГОСТ 8732-78 [10] выбираем трубопровод со стандартным диаметром $D_r = 300$ мм.

Определяем критерий Рейнольдса:

$$Re_{\Gamma} = \frac{10 \cdot 0,3 \cdot 1,48}{1,34 \cdot 10^{-6}} = 3313$$

Отношение площадей сечений газопровода и колонны F_{Γ}/F_K :

$$\frac{F_{\Gamma}}{F_K} = \frac{0,3^2}{1,2^2} = 0,06$$

Коэффициенты местных сопротивлений $\xi_1 = 1$, $\xi_4 = 0,5$ Тогда потеря давления газового потока на преодаление местных сопротивлений:

$$\Delta p_{1,4} = 1 + 0,5 \cdot \frac{10^2 \cdot 1,48}{2} = 111 \text{ Па}$$

Фактическая скорость газового потока в насадке:

$$\omega_H = \frac{0,5}{0,74} = 0,67 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re_H = \frac{0,67 \cdot 0,0145 \cdot 1,48}{1,34 \cdot 10^{-6}} = 10730$$

Определяем отношение площадей сечений насадки и колонны $F_{H,CB}/F_K$:

$$\frac{F_{H,CB}}{F_K} = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Коэффициенты местных сопротивлений $\xi_2 = 0,5$, $\xi_3 = 0,5$. Тогда потеря давления на преодаление местных сопротивлений входа и выхода из насадки:

$$\Delta p_{2,3} = 0,5 + 0,5 \cdot \frac{0,67^2 \cdot 1,48}{2} = 0,3 \text{ Па}$$

Потеря давления на преодаление местных сопротивлений:

$$\Delta p_{MC} = 111 + 0,3 = 111,3 \text{ Па}$$

Общее гидравлическое сопротивление насадочного десорбера:

$$\Delta P = 473 + 111,3 = 584,3 \text{ Па.}$$

Таким образом, по результатам расчета основных размеров и гидравлического сопротивления насадочного слоя двух десорберов делаем вывод, что конструкция десорбера с регулярной (упорядоченной) насадкой является предпочтительной. Данный вывод основывается на следующих заключениях:

- диаметр аппарата с упорядоченной насадкой меньше диаметра аппарата с насадкой внавал. Использование на производстве аппарата с меньшими размерами значительно снижает металлоемкость процесса, затраты на ремонт, обслуживание и замену оборудования;

- полученные значения размеров десорбера с упорядоченной насадкой позволяют взять за основу конструкцию существующего аппарата, заменив тарелки на сетки с насадкой. Такое решение снижает затраты на замену аппарата;

- количество насадки, требуемое для обеспечения нужной степени очистки сточных вод от аммиака и оксида углерода, для упорядоченной насадки несколько ниже, чем для укладки внавал. Это также снижает затраты на оформление процесса десорбции;

- гидравлическое сопротивление насадки, уложенной внавал, выше гидравлического сопротивления регулярной насадки.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В представленной работе рассматривается возможность замены тарельчатой конструкции десорбера I ступени установки очистки сточных вод производства карбамида ПАО «КуйбышевАзот» на насадочную с целью снижения нагрузки по пару и уменьшения капитальных затрат на ремонт и обслуживание аппарата.

Исследован процесс очистки сточных вод производства карбамида от загрязняющих ее веществ, в т.ч. аммиака, диоксида углерода и карбамида. Рассмотрены требования к химическому составу очищенных сточных вод. Описаны различные конструкции аппаратов, применяемых в процессе очистки;

Отмечена возможность использования более упрощенной конструкции аппарата в качестве десорбера I ступени очистки сточных вод, а именно насадочного десорбера;

Произведены расчеты материального и теплового балансов процесса очистки сточной воды от аммиака и диоксида углерода, протекающего в рассматриваемом аппарате.

Получено, что при использовании насадочной конструкции десорбера возможно уменьшение расхода парогазовой смеси до 35%;

Были рассчитаны основные размеры аппарата и величина потерь гидравлического напора в слое насадки для двух конструкций десорбера: с насадкой внавал и регулярной (упорядоченной) насадкой. По результатам расчета десорбер с регулярной насадкой является более предпочтительным;

Размеры рассчитанного десорбера с регулярной насадкой позволяют использовать аналогичную конструкцию существующего на производстве десорбера I ступени, заменив лишь тарелки на слои с насадкой;

Таким образом, предлагаемая конструкция насадочного десорбера обладает рядом преимуществ по сравнению с действующей тарельчатой конструкцией:

- простота конструкции;
- меньший расход ПГФ;
- меньшее гидравлическое сопротивление;
- сниженные затраты на ремонт и обслуживание.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Способ очистки сточных вод от аммиака. Авторское свидетельство СССР № 710978. 25.01.1980
2. Способ очистки сточных вод от аммиака. Патент СССР № 963958. опубл. 07.10.1982.
3. Способ и устройство для обработки сточных вод. Патент РФ № 97110107. опубл. 02. 05. 1999.
4. Способ очистки сточных вод и установка для его осуществления. Патент РФ № 2013382. опубл. 30.05.1994.
5. Способ обработки водных растворов, содержащих сероводород, цианистый водород и аммиак. Патент РФ № 2078054. опубл. 27.04.1997.
6. Способ и установка для очистки сточных вод. Патент РФ № 2135420. опубл. 27.08.1999.
7. Способ очистки сточных вод от аммонийного азота. Патент РФ № 2136612. опубл. 10.09. 1999.
8. Способ переработки аммиаксодержащих жидких радиоактивных отходов. Патент РФ 2333165. опубл. 02.06.2001.
9. Способ удаления аммиака и аммонийного азота из вод шламового хозяйства металлургических производств. Патент РФ 2338698. опубл. 20.11.2008.
10. Способ очистки сточных вод. Патент РФ № 2359921. опубл. 27.06.2009.
11. Кокс и химия: ежемес. науч.-техн. и произв. журнал / учредители: предприятия и орг. коксохим. промышленности. № 9-10, с. 41. Металлургия, 1993.

12. Способ очистки воды от органических веществ. Патент РФ. 2040481. опубл. 25.07.1995.
13. Способ глубокой очистки высококонцентрированных сточных вод. Патент РФ №2 099294. опубл. 20.12.1997.
14. Способ очистки сточных вод. Патент РФ № 2104960. опубл. 20.02.1998.
15. Способ очистки стоков. Патент РФ № 2116264. опубл. 27.07.1998.
16. Treatment of wastewater containing citric acid and triethanolamine. Патент США №5139679. 18 авг 1992.
17. Способ очистки сточных вод от мочевины. Патент СССР № 451641. опубл. 1974 г.
18. Способ обработки сточных вод в производстве мочевины. Патент СССР № 732212. опубл. 1980 г.
19. Способ гидролиза мочевины, содержащейся в отработанной воде с установок синтеза мочевины, и колонный аппарат для его осуществления. Патент РФ № 2056408. опубл. 20.03.1996.
20. Способ очистки сточных вод производства мочевины. Патент СССР № 186891. опубл. 1966 г.
22. Горловский Д.М. и др. Технология карбамида. - Л.: Химия, 1981. - С. 230-232.
23. Способ термической очистки сточных вод производства карбамида. Патент ВУ 13415. Опубл. 30.08.2010.
24. Способ глубокой очистки сточных вод производства мочевины и устройство для разложения мочевины, содержащейся в сточных водах производства мочевины. Патент ВУ 3731. опубликовано 20.01.1996.

25. Горловский Д.М., Альтшулер Л.Н., Кучерявый В.И. Технология карбамида. Л.: Химия, 1981. — 320 с.
26. Справочник НТД. Очистка сточных вод при производстве продукции, выполнении работ и оказании услуг на крупных предприятиях. Москва. Бюро НТД. 2015.
27. Проскуряков В.А., Шмидт Л.И. Очистка сточных вод в химической промышленности. Л.: Химия, 1977. - 464с.
28. Водопользование и очистка промстоков // Приложение к журн. «Безопасность жизнедеятельности».-2003.-№9.
29. Пашкевич М. А. Совершенствование системы очистки сточных вод // Безопасность жизнедеятельности.-2004.-N 7.
30. ТангиевБ.Б. Экологическая безопасность водных ресурсов // Гражданин и право.-2006.-№7.- С.76-81.31.
32. Аналитический контроль производства в азотной промышленности. Вып. № 14. Контроль производства карбамида (мочевины). М: «Химия», 1965 г.
33. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов - 10-е изд., стереотипное, доработанное. Перепечатано с изд. 1973 г. — М.: ООО ТИД «Альянс», 2004. — 753 с., илл.
34. Методические указания к выполнению контрольной работы по курсу Процессы и аппараты химической технологии. Расчет насадочного декарбонизатора. Казань 2010.
35. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии ч.1. - М.:Химия, 1995.

36. Мищенко К.П. и Равделя А.А. Краткий справочник физико-химических величин. Л.: Химия, 1974 г. – 200 стр.
37. Жаворонков Н.М. Справочник азотчика. М: Химия, 1987
38. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е. М.: Химия, 1976.
39. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Разделение жидких и газовых гомогенных смесей в тарельчатых и насадочных аппаратах. Учеб. пособие / Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005 г.
40. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1976.
41. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. учебное пособие для вузов. — Казань: Изд-во Казанского гос. ун-та, 1993.
42. Леканова Т.Л. Расчет абсорбционных установок: учебное пособие для вузов. — Сыктывкар, 2010.
43. Способ очистки сточных вод. Дзержинский филиал Государственного научно-исследовательского проектного института азотной промышленности, продуктов органического синтеза. Патент СССР № 239863. опубл. 01.01.1969.