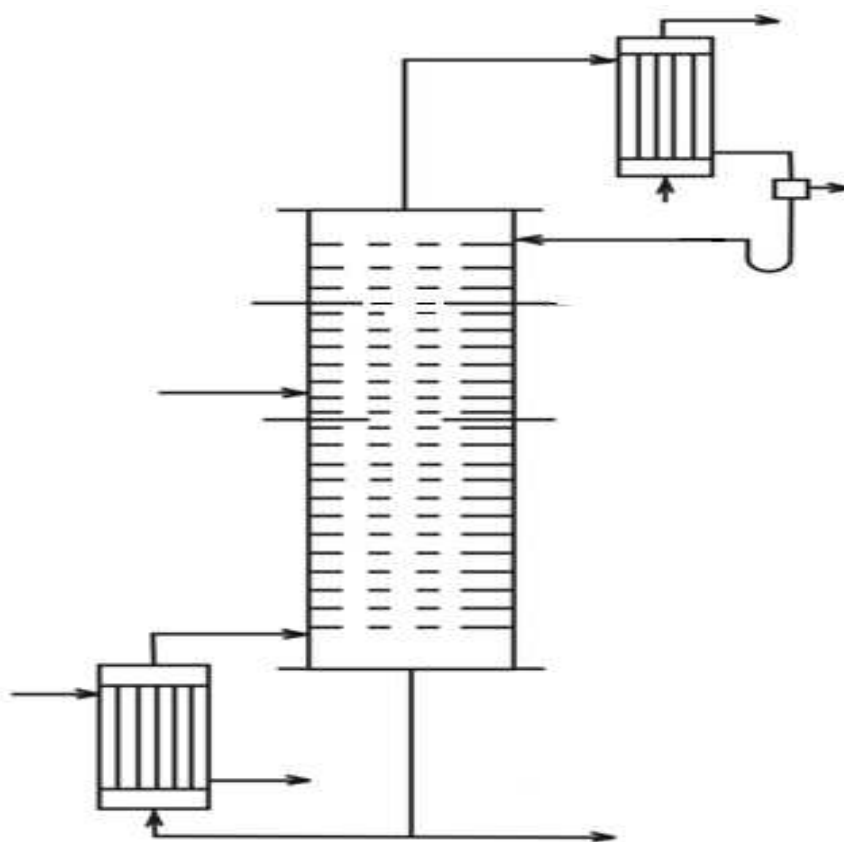


М.М. Башаров, Е.А. Лаптева

**МОДЕРНИЗАЦИЯ
ПРОМЫШЛЕННЫХ УСТАНОВОК
РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСЕЙ В
НЕФТЕГАЗОХИМИЧЕСКОМ
КОМПЛЕКСЕ**



**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**

**Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение
высшего профессионального образования**

**«КАЗАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

М.М. Башаров, Е.А. Лаптева

**Модернизация промышленных установок
разделения смесей в нефтегазохимическом
комплексе**

Монография под редакцией А.Г. Лаптев

«Отечество»

Казань 2013

УДК 66.048.37+66.015.23
ББК 35.113
Б-33

Научный редактор – доктор техн. наук, профессор **А.Г. Лаптев**

Рецензент: доктор техн. наук, профессор **С.И. Поникаров**

Рецензент: доктор техн. наук **Г.Р. Мингалеева**

М.М. Башаров, Е.А. Лаптева

Б-33 Модернизация промышленных установок разделения смесей в нефтегазохимическом комплексе. Монография. Под редакцией Лаптева А.Г. – Казань: Отечество, 2013, – 297 с.

В монографии рассмотрены основные принципы и примеры повышения эффективности и энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции на теплотехнологической установке разделения этаноламинов; теплотехнологической схеме выделения из исходной смеси товарного фенола; теплотехнологической схеме с абсорбером, адсорберами и вспомогательным оборудованием очистки абгазов от изопропилбензола, технологическом узле охлаждения пирогаза и очистки воды в производстве этилена. Показан высокоэффективный энергосберегающий аппарат очистки газов от дисперсной фазы. Даны эксергетические анализы теплотехнологических схем. Рассмотрены высокоэффективные насадки «Инжехим», для модернизации аппаратов разделения.

Монография может быть полезна для преподавателей, аспирантов и студентов старших курсов технических вузов.

ISBN 978-5-9222-0688-4

©КГЭУ

©М.М. Башаров, Е.А. Лаптева 2013

ВВЕДЕНИЕ

Энергосбережение является одним из важных направлений во многих отраслях промышленности, особенно на предприятиях топливно-энергетического комплекса (ТЭК). ТЭК производит более четверти всей промышленной продукции России, принося стране более половины всех валютных поступлений.

Как известно, в структуре себестоимости химической и нефтехимической продукции удельный вес сырья и материалов составляет около 40 %, а энергоресурсов около 20 % и с каждым годом увеличивается. Следует отметить, что на аналогичные производства энергопотребление в России превышает зарубежные на 20-60% [2,3,5-7,9,11,17-21,23].

Предприятия (ТЭК)- нефтехимии – одна из энергоемких отраслей. Поэтому при значительных масштабах расхода энергии на предприятиях ТЭК - нефтехимия каждый процент экономии может дать огромный эффект в народном хозяйстве [6,7,9,11,16-21].

В таблице 1 представлены данные по потреблению топливно-энергетических ресурсов в РФ.

Табл. 1. Потребления топливно-энергетических ресурсов для производства продукции по отраслям промышленности (тонн условного топлива)

Наименование отрасли	Газ	Мазут	Уголь	Эл. энергия	Тепловая энергия
Промышленность (без энергетики)	2000383	39122	1670	1380629	2594950
В том числе: химия и нефтехимия	904616	2061	360	533082	1981271
Топливная	223787	29872	0	518542	188281
Машиностроение	231389	2640	400	125920	221012
Легкая	10748	0	0	5247	22081

Энерго- и ресурсосбережение можно рассматривать как оптимизацию энергетических и материальных потоков существующих технологических процессов для производства продуктов, а более широко – как поиск новых путей рационального использования энергии и сырья для получения тех же, а также новых продуктов [2]. Достижение положительных результатов по экономии энергетических ресурсов возможно только при анализе промышленного энергоиспользования, уровней полезного использования энергии и энергетических потерь на разных участках промышленного предприятия, определение основных, наиболее эффективных путей экономии энергетических ресурсов в промышленности [3].

Одним из самых энергоемких и широко используемых процессов на предприятиях ТЭК – нефтехимия является процесс ректификации смесей. Массообменные колонны имеют сложную конструкцию, большую металлоемкость и повышенное потребление энергии в виде греющих (чаще всего водяной пар) и охлаждающих агентов (чаще всего вода). Расход энергии в значительной мере зависит от совершенства аппаратного оформления, т.е. эффективности используемых контактных устройств в колоннах. Из теории и практики ректификации известно, что чем ниже эффективность контактных устройств, тем требуется больший расход флегмы (флегмовое число) и, следовательно, повышается расход греющего агента в кипятильнике колонны и охлаждающего в дефлегматоре. Известны примеры модернизации ректификационных колонн, обеспечивающие снижение расхода теплоносителей в два раза даже при работе с повышенной нагрузкой на 30% от проектной [6,16,21,23]. Модернизация заключается в оптимизации размеров и режима работы колонн при использовании высокоэффективных контактных устройств, взамен устаревших. Данное направление имеет большие перспективы, т.к. часто позволяет с

небольшими капитальными затратами и сроками исполнения добиться значительного снижения энергозатрат на единицу продукции.

Энерго- и ресурсосбережение неразрывно связано с одной из наиболее актуальных проблем обеспечения экологической безопасности современных производств - защитой воздушной среды от загрязнения органическими выбросами. Такие выбросы создают большинство промышленных источников, на которых для решения этой проблемы функционируют системы газоочистки, нейтрализующие вредные вещества. При этом энергопотребление этими системами часто составляет от 30% до 60% от общего энергопотребления всем предприятием [15].

Экономический кризис в России в начале 90-х гг. XX в., сопровождавшийся спадом промышленности, не привел к снижению уровня загрязнения атмосферы из-за значительного увеличения выбросов автомобильным транспортом, ухудшения работы организации экологического контроля, а также вследствие резкого снижения платежей предприятий за выбросы вредных веществ. В связи с этим остро встает проблема оптимизации выбора технологии газоочистки и модернизация действующего оборудования [8]. От решения этих задач зависит эффективность очистки, ресурсо- и энергосбережение на промышленных установках предприятий энергетики, газовой, нефтехимической и других отраслях промышленности.

В данной монографии рассмотрены задачи энергосберегающих модернизаций установок по разделению смесей методом и ректификации и абсорбции и внедрение в промышленности [1,10]. Модернизация заключается в замене устаревших контактных устройств на более эффективные, что приводит к снижению энергозатрат и повышению качества продукции. В качестве контактных устройств

использованы насадки «Инжехим». Авторы выражают благодарность директору ИВЦ «Инжехим» д.т.н., профессору Фарахову М.И., зам. директора по технологиям Минееву Н.Г. и всем сотрудникам «Инжехим» и ОАО «Казаньоргсинтез», принимавшим участие во внедрении.

Особая благодарность рецензентам и научному редактору за ценные замечания и пожелания.

Используемая литература

1. Башаров М.М. Энергоресурсосберегающая модернизация теплоиспользующих установок в производстве фенола: дис. ... канд. техн. наук / Башаров М.М. – Казань: КГЭУ, 2011.
2. Бродянский В.М., Фратшер В., Михалек К. Эксергетический метод и его приложения. – М.: Энергоиздат, 1988.
3. Глебова Е.В., Глебов Л.С., Сажина Н.Н. Основы ресурсо-энергосберегающих технологий углеводородного сырья. Изд. 2-е. – М.: ФГУП Издательство «Нефть и газ» РГУ нефти и газа им. И.М.Губкина, 2005.
4. Долгосрочная целевая программа «Энергосбережение и повышение энергетической эффективности в РТ на 2011-2015 годы и на перспективу до 2020 года»/Межотраслевой информационно-аналитический журнал/ Ресурсоэффективность в РТ. / 2010, (спец. выпуск) - С. 51-13.
5. Епитов А.П. ТЭК России – конкурентное преимущество национальной экономики//Академия энергетики, 2008, №2 (22).–С. 6-8.
6. Ишаев В.И. Переход от сырьевой политики к созданию мощного сектора переработки // Мировая энергетика, 2008, №2. – С. 6-10.
7. Клименко В.Л., Костерин Ю.В. Энергоресурсы нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – Л.: Химия, 1985.
8. Клетнева Е.Г. Минимизация негативного воздействия энергетических комплексов на очистных сооружениях как мера предупреждения экологических правонарушений (на примере РТ) // Известия вузов. Проблемы энергетики.- 2006.- № 5-6.-С. 63-67.

9. Love D.L., Shiveler G., Pierce D. Совершенствование внутреннего устройства ректификационной колонны// Нефтегазовые технологии, 2007, №9. – С. 107-110.
10. Лаптева Е.А. Энергосбережение на теплотехнологической установке разделения этаноламинов: дис. ... канд. техн. наук /Лаптева Е.А. – Казань: КГЭУ, 2009.
11. Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П. Теория и практика химической энерготехнологии. – М.: Химия, 1988.
12. Лаптев А.Г. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский. – Казань: Изд-во «Печатный двор», 2002.
13. Лаптев А.Г. Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Энергосбережение в химической технологии 2000: Материалы конф. – Казань: Изд-во Казанского государственного технического ун-та, 2000. – С. 35-41.
14. Лаптев А.Г. Основы расчета и модернизация тепло-массообменных установок в нефтехимии/ Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г.// -Казань: КГЭУ,2010.
15. Марченко А.В. Экологические и экономические усовершенствования технологии промышленной вентиляции /Марченко А.В. , Шарапов В.И. // Материалы докладов V Школа-семинар молодых ученых и специалистов академика РАН В.Е. Алемасова «Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении», Казань, 2006. С. 409-412.
16. Назмеев Ю.Г., Конахина И.А. Организация энерготехнологических комплексов в нефтехимической промышленности. – М.: МЭИ, 2001.

17. Свинухов А.Г. Энергосберегающие проблемы технологических процессов нефтепереработки и пути их решения. – М.: ГАНГ, 1992.
18. Саркисов П.Д., Дмитриев Е.А. Энерго- и ресурсосбережение в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии // Тез. докл. конф. «Энергосбережение в химической технологии 2000». Казань: КГТУ, 2000. – С.10-13.
19. Телегина Е.А., Румянцева М.А., Покровский С.В., Салахова И.Р. Внешний вектор энергетической безопасности России. – М.: Энергоатомиздат, 2000.
20. Тимофеев В.С., Фролкова А.К., Бенюнес Хассиба. Разработка принципов создания энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных промышленных смесей // Сб. науч. трудов Рос. Хим.-технол. Ун-та. М., 2001, №179. – С.125-131.
21. Широков В.А. Энергосбережение и охрана воздушного бассейна на предприятиях газовой промышленности. -М.: Академия, 1999.
22. Федеральный закон от 23 ноября 2009г № 261-ФЗ «Об энергосбережении и повышении энергетической эффективности и о внесении изменений в отдельные законодательные акты РФ»/ Межотраслевой информационно-аналитический журнал / Ресурсоэффективность в РТ. / 2010, (спец. выпуск) - С. 12-13.
23. Фарахов М.И. Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ: обзор / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Тр. Академэнерго.– 2008. – №1. – С. 60-72.

ГЛАВА 1

ПОДХОДЫ К ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЮ

Рассмотренные ниже основные принципы и примеры повышения эффективности и энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости единицы продукции.

1.1. Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения

Научный подход к проблеме энерго- и ресурсосбережения приводит к рассмотрению задачи на различных иерархических уровнях, которые классифицируются следующим образом: [11]:

- 1) наномасштаб (молекулы);
- 2) микромасштаб (частицы, капли, пузыри);
- 3) мезомасштаб (основные процессы и аппараты);
- 4) макромасштаб (агрегат, установка, завод);
- 5) мегамасштаб (рынок, окружающая среда).

В данной монографии рассматриваются задачи, связанные со вторым, третьим и четвертым уровнями.

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат:

- 1) увеличение поверхностей контакта фаз в аппаратах, времени протекания реакции, применение более активных катализаторов и т. п. Все эти способы позволяют приблизиться к равновесию при выходе из

аппарата, но часто являются очень дорогостоящими и не всегда дают возможность снизить энергозатраты;

2) изменение технологического режима, оптимизация существующих производств, что не связано с изменением технологической схемы;

3) поиск новых, более совершенных технологических схем, возможно, включающих подсистемы рекуперации вторичных энергоресурсов. Идеальным вариантом организации производства является энергообеспечение за счет экзотермических процессов;

4) применение совмещенных процессов, которые позволяют сократить не только энергетические, но и капитальные затраты.

Энергетическая эффективность производства определяется тем, насколько полно используется подаваемая извне и производимая внутри энергия, т. е. насколько низки потери энергии.

Энергетические потери принято разделять на две группы с точки зрения их распределения:

- внешние, связанные с условиями взаимодействия системы с окружающей средой;
- внутренние, связанные с необратимостью любых реальных процессов, протекающих внутри системы.

Значения внешних и внутренних потерь вычисляют на основании первого и второго начала термодинамики, соответственно.

К внешним потерям относят потери через тепловую изоляцию; с продуктами, энергия которых не используется внутри системы, например с дистиллятом и кубовым остатком ректификационной колонны, охлаждающей водой и т. д.

Потери за счет необратимости протекания процессов проявляются вследствие конечных разностей температур и концентраций при массо- и теплообмене, смешения неравновесных

потоков, гидравлического сопротивления и т. д. Снижение внутренних потерь путем уменьшения термодинамической необратимости процессов связано с уменьшением их движущей силы, а следовательно, с ухудшением их технологических показателей (снижение выхода полезного продукта при химической реакции, степени извлечения компонента при его выделении из смеси и тому подобное). Это противоречие является основой для термодинамической оптимизации, цель которой сводится к минимизации энергозатрат. Основу такой оптимизации составляет энергетический метод, поскольку он позволяет выразить в одинаковых единицах (через эксергию) энергетическую ценность потоков энергии и вещества и учесть не только их количество, но и «качество». Под качеством потока понимается следующее [4,5]. «Высокопотенциальное» тепло в ходе любого процесса неизбежно превращается в «низкопотенциальное», т. е. его температура снижается. Поэтому «низкопотенциальное» тепло всегда имеется в избытке, и приходится искать способы его рационального использования. Проблема состоит не просто в экономии энергии, а «высокопотенциальной» энергии, т. е. в сохранении ее качества.

Основными процессами разделения жидких, газовых и паровых смесей являются ректификация, абсорбция и экстракция. Причем, по энергозатратам процесс ректификации значительно превосходит все остальные процессы. Так, например: на ректификацию расходуется до 30 % всех энергозатрат НПЗ, в США на ректификацию расходуется более 3 % всей произведенной энергии.

Наши расчеты показывают, что в среднем потребление греющего пара на одну атмосферную колонну диаметром 1,4 м ~ 1,5 т/ч, что составляет сумму более 110 тыс. евро в год.

При увеличении диаметра колонны в два раза потребление энергии (греющего пара) повышается в четыре раза. В настоящее время

на предприятиях химической, нефтехимической и газовой отраслей промышленности встречаются колонны диаметром более 5–6 м. Снижение энергозатрат только на 10 % даст экономический эффект несколько сотен тысяч евро в год только на одной установке разделения.

Основными источниками энергосбережения при ректификации являются: снижение флегмового числа за счет повышения КПД колонны, использование тепла паров верха колонны, использование комплексов со связанными тепловыми потоками (минимизация энергозатрат), совмещенные (с абсорбцией, экстракцией и химической реакцией) процессы, рекуперация тепла и холода, снижение гидравлического сопротивления колонн, изменение последовательности разделения, применение АСУТП.

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации [3,8]:

1. Минимальная реконструкция контактных устройств (КУ) в ряде случаев может снизить энергозатраты на 5–10 %. В качестве минимальной реконструкции массообменных тарелок можно отметить следующие изменения и дополнения в конструкциях:

- 1) улучшение структуры потоков за счет секционирования;
- 2) изменение формы и высоты перегородок;
- 3) установка отбойников;
- 4) организация второй зоны контакта фаз;
- 5) оптимизация свободного сечения КУ.

Эти мероприятия улучшают гидродинамическую обстановку на контактных устройствах и, как следствие, повышается эффективность разделения, что дает возможность понизить флегмовое число и затраты на греющий пар в кипятильнике колонны.

Минимальная реконструкция характеризуется малыми затратами средств и времени, и может быть выполнена во время планового капитального ремонта установки.

Можно привести пример минимальной модернизации клапанных тарелок на колонне газофракционирующей установки (ГФУ) Тобольского нефтехимкомбината, которая без капитальных затрат позволила повысить производительность на 18–20 % [13]. Модернизация заключалась в том, что последние ряды клапанов у сливных перегородок смонтированы в перевернутом состоянии. Это обеспечило дополнительный переток жидкости с тарелки на тарелку и вторую зону контакта фаз.

2. Оптимизация режимов работы может дать снижение энергозатрат до 10–30 %. Такими мероприятиями являются:

1) оптимизация флегмового числа в зависимости от расхода и состава питания;

2) оптимизация давления, при котором проводится процесс разделения;

3) для некоторых типов контактных устройств поддерживать нагрузку по сырью, которая обеспечит наивысшую эффективность этих тарелок.

3. Оптимизация технологической схемы особо актуальна при разделении многокомпонентных смесей, когда применяют несколько связанных колонн. Снижение энергозатрат может достигнуть до 20–60 %. При оптимизации обычно решаются следующие задачи:

1) выбор тарелок питания;

2) организация по высоте ректификационной колонны контуров подвода и отвода тепла;

3) ввод питания в виде пара с предыдущей колонны, т. е. организация парциального дефлегматора в ней.

4. Среди одних из дорогостоящих, но эффективных мероприятий является замена КУ на новые (последующая экономия энергоресурсов до 30–50 %):

- 1) тарелки с двумя зонами контакта фаз (комбинированные);
- 2) нерегулярные насадки;
- 3) регулярные (упорядоченные) насадки
- 4) вихревые КУ;
- 5) КУ с нестационарным взаимодействием фаз и другие.

Следует отметить, что в последние годы устаревшие барботажные тарелки часто меняются на новые высокоэффективные насадки. Это обеспечивает кроме снижения энергозатрат на единицу продукции существенное повышение производительности массообменных колонн [3,8,13,16,17].

5. Очень перспективным является направление совмещения различных процессов в одном аппарате. Например: реакционно-массообменные процессы могут обеспечить снижение используемого тепла до 70–80 % за счет использования тепла химической реакции и т. д.

6. Рекуперация тепла продуктов разделения.

Можно привести пример о влиянии качества теплоносителей на энергосбережение. В производстве этилена на установках газоразделения используются холодильные циклы для создания необходимых температур и давлений теплоносителей. Работа компрессорного оборудования часто вызывает попадание масляной фазы в газовую среду. Образуется масляный аэрозоль (туман). Последующая коагуляция масла на поверхностях теплообменных аппаратов повышает термическое сопротивление стенок и снижает эффективность их работы. Кроме этого для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки несколько раз в год выполняются

внеплановые остановки установки газоразделения, что ведет к сокращению выпуска этилена. Сепарация масляного тумана специальным аппаратом позволила исключить остановки и потери продукта, повысить эффективность теплообмена, что дает значительный экономический эффект [5–8].

Еще один пример модернизации колонны на установке газоразделения можно привести по узлу щелочной очистки пирогаза от CO_2 водным раствором щелочи. Замена контактных устройств – колец Рашига на новую насадку «Инжехим–2000» позволила снизить гидравлическое сопротивление колонны в 3–4 раза и значительно повысить эффективность процесса хемосорбции [3,17]. Уменьшились энергозатраты на подачу пирогаза, понизился расход щелочи и сократились потери товарного этилена из-за превышения CO_2 . Срок окупаемости новой насадки составил 2 месяца.

Приведенные выше примеры показывают, как при относительно небольших затратах на модернизацию оборудования можно достичь высоких экономических показателей.

1.2. Теоретические основы энергосбережения

1.2.1. Эксергетический метод термодинамического анализа

В задачах по исследованию степени термодинамического совершенства промышленных объектов используются исходные данные и результаты исследований материальных и энергетических балансов. Балансы эксергии являются основным инструментом для проведения таких исследований.

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности

технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа (Дж. Гиббс, Ж. Гюи, А. Стодол, Ф. Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М. Бродянского (Россия), Я. Шаргута (Польша) и В. Фратчера (Германия) и др. [3,4,,9,10,12,13].

Эксергетический метод анализа позволяет оценить степень использования энергии, ее потери, а также получить распределение этих потерь по отдельным аппаратам производства, то есть выявить наименее эффективные из них [3,10,12,14]. Эксергия системы определяется количеством энергии, которое может быть получено от системы или передано ей в результате обратимого перехода системы из данного состояния в состояние полного термодинамического равновесия с окружающей средой. «Обратимый процесс» – процесс, который «без затрат» можно осуществить в противоположном направлении, то есть только за счет полученной в ходе прямого процесса полезной работы.

Согласно закону Гюи - Стодолы потери эксергии ΔE пропорциональны увеличению энтропии системы ΔS :

$$\Delta E = T_0 \Delta S, \quad (1.1)$$

где T_0 – температура окружающей среды.

В любом реальном процессе $\Delta S > 0$, что является одной из формулировок второго закона термодинамики. С точки зрения энергетики по-настоящему «осязаемым» результатом любого процесса является возрастание энтропии («производство» энтропии), а не

затраты энергии. Отсюда следует и общий путь снижения энергетических затрат - уменьшение «производства» энтропии. Из этого закона следует множество приемов снижения энергетических затрат.

Необходимо увеличить поверхности тепло - и массообмена, время протекания реакции, либо использовать эффективные аппараты, имеющие более высокие коэффициенты тепло и массопередачи.

Вести процесс в аппаратах полного вытеснения, то есть без перемешивания потоков. В аппаратах полного смешения перемешивание приводит к потере движущей силы и сопровождается соответствующим ростом энтропии.

Тепло- и массообменные аппараты противоточного типа выгоднее прямоточных, так как в последних движущая сила распределена крайне неравномерно.

Необходимость уменьшения движущей силы для снижения энергозатрат следует дополнить требованием о равномерности движущей силы. Это положение было развито В. М. Платоновым применительно к процессам ректификации. Потери эксергии являются функцией площади между рабочей и равновесной линиями. При равновесии даже в одной точке средняя движущая сила равна в пределе нулю и габариты аппарата бесконечно велики. Поэтому если изменить технологию так, чтобы движущая сила стала более равномерной (рис. 1.1), то это позволит не только снизить потери эксергии (уменьшив площадь между рабочей и равновесной линиями), но и увеличить среднюю движущую силу процесса. Следовательно, уменьшаются не только энергетические, но и капитальные затраты. Технические приемы, приводящие к уменьшению или к выравниванию движущих сил сводятся к переходу на схемы с вводом и выводом потоков

вещества и энергии по зонам аппаратов, а в пределе с непрерывным подводом и отводом тепла и вещества.

Использование эксергетического анализа основано на составлении эксергетического баланса потоков системы, куда включаются физическая и химическая составляющие, соответственно:

$$E_1 = \Delta H - T_0 \Delta S, \quad (1.2)$$

$$E_2 = \sum_i \Delta \mu_i N_i. \quad (1.3)$$

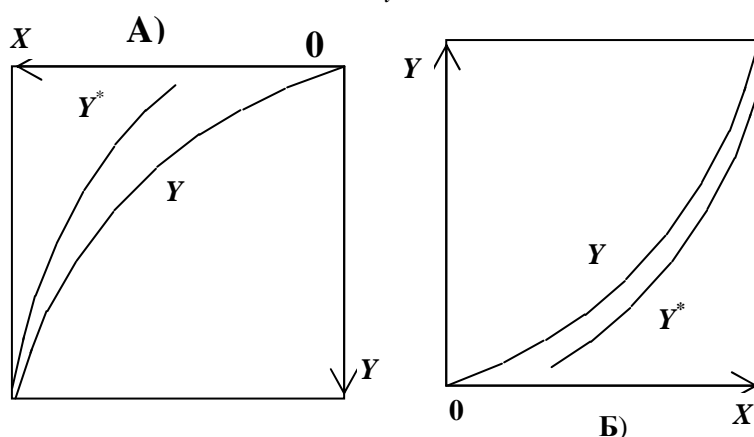


Рис. 1.1. Рабочая (y) и равновесная (y^*) концентрации при неравномерной (а) и равномерной (б) движущей силе процесса.

В обратимом процессе сумма эксергии потоков, подведенных к системе

$\sum E^+$, равна сумме эксергий потоков, отведенных от системы $\sum E^-$

. КПД обратимого процесса будет равен:

$$\eta_e = \sum E^- / \sum E^+ = 1. \quad (1.4)$$

В любом реальном процессе вследствие необратимости $\sum E^- < \sum E^+$, соответственно:

$$\eta_e = \sum E^- / \sum E^+ < 1, \quad (1.5)$$

или
$$\eta_e = 1 - \left(\Delta E / \sum E^+ \right), \quad (1.6)$$

где
$$\Delta E = \sum E^+ - \sum E^-. \quad (1.7)$$

Из последнего уравнения видно, что значение η_e зависит не только от потерь эксергии, но и от ее абсолютных значений. В итоге нередко $\eta_e \rightarrow 1$, так как абсолютные значения эксергии несоизмеримо выше потерь, даже несмотря на то, что последние достаточно велики. Поэтому более целесообразен расчет так называемых «целевых» КПД [1,10,15]:

$$\eta'_e = \sum \Delta E_{\text{ПР}} / \sum \Delta E_{\text{ЗАТР}}, \quad (1.8)$$

где $\sum \Delta E_{\text{ЗАТР}}$ – затраченная эксергия, то есть убыль некоторых ее видов; $\sum \Delta E_{\text{ПР}}$ – произведенная в ходе процесса эксергия, то есть прирост некоторых ее видов.

В [3,10118] отмечается, что термодинамический анализ целесообразно проводить для объектов, для которых характерно наличие двух признаков:

1) в структуре энергобаланса объекта значительную долю имеют процессы превращения энергии, для исследования которых следует применять второе начало термодинамики;

2) функционирование объекта происходит в условиях контакта с равновесной окружающей средой, параметры которой не зависят от данного объекта.

Эти признаки присутствуют при рассмотрении двух видов технических систем – энергетических и технологических.

Механические, электрические и электромеханические системы не являются объектами исследования термодинамического анализа, если в них не играют значительную роль диссипативные процессы. Кроме того, в процессах, в которых передаваемая энергия близка к химической эксергии, дальнейший анализ не может дать сколь угодно существенных результатов. К ним, в частности, относятся и процессы горения в высокотемпературных установках.

Таким образом, применение термодинамического анализа необходимо в тех случаях, когда имеет место комбинация энергетических потоков различных типов или существенное влияние имеют тепловые процессы.

Полная эксергия потока состоит из множества компонентов: химического, теплового, избыточного давления, напряженности электрического поля, напряженности магнитного поля и т.д. В действительности все эти компоненты данного вектора встретиться не могут. Обычно имеет значение лишь один или два члена. Поэтому на практике при разработке алгоритма проведения анализа эксергетическим методом выделяются определяющие компоненты, и дальнейший расчет опирается только на их значения.

1.2.2. Методика термодинамического анализа

Как известно, термодинамический анализ широко применяется для оценки эксергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и в, частности, наиболее современного его варианта – эксергетического анализа [1,2,16].

Для анализа термодинамической эффективности энергетических систем и теплотехнологии промышленных производств, существенное

значение имеет тепловой компонент эксергетического вектора и расходные характеристики.

Методика составления эксергетического баланса и его последующего анализа базируется на известных исследованиях [1,2,16]. Порядок проведения эксергетического анализа теплоэнергетической эффективности теплотехнологических процессов нефтехимической промышленности включает в себя ряд этапов.

Этап 1. Определяются условия проведения технологического процесса и принимаются параметры, необходимые для построения эксергетических функций: параметры окружающей среды, ограничения и допущения, а также составляется балансовая теплотехнологическая схема анализируемой системы. На схему наносятся все элементы технологической схемы, в которых происходит существенное изменение термодинамических параметров потоков теплоты и вещества.

Выбираются параметры окружающей среды, от которых непосредственно зависят результаты проведения термодинамического анализа. Как отмечается в, [16] при расчете эксергетических температурных функций это влияние оказывается весьма значительным. Рекомендуется выбирать параметры окружающей среды по их средним значениям за наиболее напряженный период их работы.

За уровень отсчета эксергии принимается $t_0 = 27 \text{ }^\circ\text{C}$.

Этап 2. Определяются действительные термодинамические параметры рассматриваемых потоков на входе и выходе из элементов (или составляются системы дифференциальных уравнений для анализа эффективности процессов, происходящих в рабочих областях оборудования), на основе построенных материальных и тепловых балансов.

Этап 3. Определяются значения эксергии на входе и выходе элементов, составляется эксергетический баланс, и вычисляются потери эксергии для отдельных элементов и всей системы в целом.

Эксергетический баланс для стационарного процесса, имеет вид:

$$\sum_i E_i^{\text{подв}} = \sum_i E_i^{\text{пол}} + \sum_i E_i^{\text{пот}}, \quad (1.9)$$

где $E_i^{\text{подв}}$ – подведенная к объекту эксергия с i -тым потоком, кВт; $E_i^{\text{пол}}$ – полезно воспринятая в объекте эксергия i -того потока, кВт, $E_i^{\text{пот}}$ – потери эксергии i -го потока в ходе проведения технологического процесса в рассматриваемом объекте, кВт.

1. Эксергия однородного вещества определяется из соотношения

$$\Delta_0 e = i - i_0 - T_0(s - s_0), \quad (1.10)$$

или

$$\Delta_0 e = \int_{T_0}^{T_j} c_p dT + q_j + \int_{T_j}^T c_p dT - T_0 \left(\int_{T_0}^{T_j} c_p \frac{dT}{T} + \frac{q_j}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p \frac{dT}{T} \right) + RT_0 \ln \left(\frac{p}{p_0} \right), \quad (1.11)$$

где T_0 и p_0 – соответственно, температура (К) и давление (Па) окружающей среды, принятые за начало отсчета; i_0 и s_0 – энтальпия и энтропия рабочего вещества, определенная при выбранных параметрах окружающей среды, кДж/кг; T и p – рабочие параметры – температура (К) и давление вещества (Па); i и s – энтальпия и энтропия вещества, определенная при рабочих параметрах, кДж/кг; q_j – скрытая теплота фазового перехода, кДж/кг; T_j – температура фазового перехода, К; c_p – средняя теплоемкость рабочего вещества, кДж/(кг·К);

R – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К).

2. Если рабочее вещество – смесь, которую можно рассматривать как идеальную, то в этом случае эксергия вещества определяется по выражению

$$\Delta_0 e_{см} = e_{ф}^{см} + e_0, \quad (1.12)$$

где $e_{ф}^{см}$ – физическая (термомеханическая) эксергия смеси, определенная при рабочих параметрах ($p, T, \sum X_i$), кДж/кг; e_0 – нулевая химическая эксергия, кДж/кг; X_i – молярная доля компонентов в смеси.

Нулевая эксергия определяется из условия, что в начале отсчета $p_i = p_0$. Ее значение находится по выражению:

$$e_0 = -T_0 \Delta s_{см} = -RT_0 \cdot \sum \frac{p_i}{p_0} = -RT_0 \cdot \sum x_i \cdot \ln(x_i), \quad (1.13)$$

где p_i – парциальное давление компонента в смеси.

Интегральное выражение эксергии смеси, имеет вид

$$\Delta_0 e_{см} = \int_{T_0}^{T_j} c_p^{см} dT + q_j^{см} + \int_{T_j}^T c_p^{см} dT - T_0 \left(\int_{T_0}^{T_j} c_p^{см} \frac{dT}{T} + \frac{q_j^{см}}{T_j} + \int_{T_j}^T c_p^{см} \frac{dT}{T} \right) + \frac{RT_0}{M_{см}} \left(\sum x_i \ln(x_i) + \ln \left(\frac{p}{p_0} \right) \right), \quad (1.14)$$

где $c_p^{см}$ – теплоемкость смеси, кДж/(кг·К); $M_{см}$ – молекулярная масса смеси.

3. Эксергия теплового потока рассчитывается с помощью

соотношения:

$$E_q = \tau_e \cdot Q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \cdot Q, \quad (1.15)$$

где $\tau_e = 1 - \frac{T_0}{T}$ – эксергетическая температурная функция,

определяющая ценность содержащейся в потоке теплоты.

4. Изменение эксергии при осуществлении химических превращений в элементах системы, определяется по разности значений термомеханической эксергии на входе и выходе элемента за вычетом потерь эксергии, связанных с наружным охлаждением ограждающих конструкций через изоляцию, падением давления в элементе и прочие.

Этап 4. Оценивается степень совершенства тепло-технологических процессов. Для этого может использоваться эксергетический КПД, определяемый для каждого элемента и системы в целом с помощью соотношения

$$\eta_e = \frac{\sum E_i^{\text{пол}}}{\sum E_i^{\text{подв}}} = \frac{\sum E_i^{\text{подв}} - \sum E_i^{\text{пот}}}{\sum E_i^{\text{подв}}}. \quad (1.16)$$

Этап 5. Анализ полученных результатов

1.2.3. Энергозатраты на предприятиях нефтехимии

Отечественные нефтеперерабатывающие и нефтехимические производства весьма энергоемки по сравнению с зарубежными, что свидетельствует о больших возможностях снижения энергозатрат. Затраты на энергетические ресурсы в нефтехимии составляют около 50 % от затрат на сырьевые ресурсы. Ниже в таблице 1.1 приведены

данные, показывающие расход нефти на производство некоторых видов нефтехимической продукции (в % от общего объема переработки нефти) [6].

Таблица 1.1. Расход нефти на производство некоторых видов нефтехимической продукции

Производимый продукт	Нефть как сырье	Нефть как энергетическое средство
Этилен и пропилен	2,2	0,75
Бензол и толуол	1,1	0,5
Ксилолы	0,3	0,11
Синтетические жирные кислоты	0,16	0,13

В процессах переработки нефти и нефтехимии фактический расход энергоресурсов значительно превышает теоретически необходимый. Фактические затраты энергоресурсов примерно в 1,7 – 2,6 раза превышают теоретически необходимый минимум. Так как в промышленности около 40-45 % энергоресурсов расходуется полезно, а остальное количество либо трансформируется в различного вида потоки, энергию которых невозможно использовать, либо же теряется.

Для решения проблем связанных с экономией топлива и энергии необходимо разрабатывать и последовательно осуществлять комплексную энергосберегающую политику.

Используемая литература

1. Аракелов В.Е. Методические вопросы экономии энергоресурсов.// Аракелов В.Е., Кремер А.И. // М.: Энергоатомиздат, 1990.
2. Бродянский В.М. Эксергетические расчеты технических систем: / Бродянский В.М., Верхивкер Г.П., Карчев Я.Я. // Справ. пособие. Киев: Наук. Думка, 1991.
3. Бродянский В.М., Фратшер В., Михалек К. Эксергетический метод и его приложения. – М.: Энергоиздат, 1988.
4. Глебова Е.В., Глебов Л.С., Сажина Н.Н. Основы ресурсо-энергосберегающих технологий углеводородного сырья. Изд. 2-е. – М.: ФГУП Издательство «Нефть и газ» РГУ нефти и газа им. И.М.Губкина, 2005.
5. Ишаев В.И. Переход от сырьевой политики к созданию мощного сектора переработки // Мировая энергетика, 2008, №2. – С. 6-10.
6. Клименко В.Л., Костерин Ю.В. Энергоресурсы нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. – Л.: Химия, 1985.
7. Лейбуш А.Г., Шорина Е.Д. Физико-химические свойства этаноламинов // ЖПХ, 1947, Т. XX, № 1-2. – С. 69-76
8. Love D.L., Shiveler G., Pierce D. Совершенствование внутреннего устройства ректификационной колонны// Нефтегазовые технологии, 2007, №9. – С. 107-110.
9. Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П. Теория и практика химической энерготехнологии. – М.: Химия, 1988.
10. Назмеев Ю.Г., Конахина И.А. Организация энерго-технологических комплексов в нефтехимической промышленности. – М.: МЭИ, 2001.
11. Саркисов П.Д., Дмитриев Е.А. Энерго- и ресурсосбережение в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии // Тез. докл.

конф. «Энергосбережение в химической технологии 2000». Казань: КГТУ, 2000. – С.10-13.

12. Сажин Б.С., Булеков А.П. Эксергетический метод в химической технологии. – М.: Химия, 1992.

13. Свинухов А.Г. Энергосберегающие проблемы технологических процессов нефтепереработки и пути их решения. – М.: ГАНГ, 1992.

14. Сычев В.В. Сложные термодинамические системы. – М.: Энергоатомиздат, 1986.

15. Сорин М.В., Бродянский В.М. Применение обобщенной зависимости КПД системы от КПД ее элементов // Изв. АН СССР. Сер. Энергетика и транспорт, 1990, № 6. – С. 82-89.

16. Телегина Е.А., Румянцева М.А., Покровский С.В., Салахова И.Р. Внешний вектор энергетической безопасности России. – М.: Энергоатомиздат, 2000.

17. Широков В.А. Энергосбережение и охрана воздушного бассейна на предприятиях газовой промышленности. – М.: Академия, 1999.

18. Шелгинский А.Я. Разработка энергосберегающих и экологически прогрессивных направлений производства минеральных удобрений на основе высокоэффективных тепловых схем и интенсификации теплообмена: дис. ... д-ра техн. наук / А.Я. Шелгинский. – М.: МЭИ, 1997.

19. Ясавеев Х.Н., А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: КГЭУ, 2004.-307с.

20. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения нефте- и газопереработке. –Казань: «Печатный двор», 2002.-200с.

21. Лаптев А.Г., Николаев Н.А., Башаров М.М. Методы интенсификации и модернизация теплообменных процессов. Учебно-справочное пособие.-М.: «Теплотехник».2011.-288с.

ГЛАВА 2

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ПРОТИВОТОЧНЫХ АППАРАТОВ

Для выбора энергоресурсосберегающих научно-технических решений эффективным инструментом является математическое моделирование проводимых процессов в промышленных аппаратах.

В данной главе рассмотрена математическая модель массообменного процесса в колоннах с провальными тарелками и в насадочных аппаратах. В математических моделях расчета колонн используются условия термодинамического равновесия, материального баланса и кинетические характеристики процесса барботажа и пленочного течения с моделями структуры потоков.

2.1. Теоретические основы моделирования

Расчет, проектирование и оценка эффективности процессов в колонном оборудовании всегда сопровождаются этапом моделирования его работы, целью которого является нахождение корреляционной связи между показателями процесса, конструктивными характеристиками и нагрузкой.

В насадочных колоннах под показателями эффективности понимают следующие величины: КПД по Мерфи на единицу высоты насадки, высоту единицы переноса, высоту эквивалентной теоретической ступени (тарелки), теплогидравлическую эффективность.

В барботажном слое на массообменных тарелках роль сплошной среды выполняет жидкая фаза, а газовая представлена в виде дисперсной. Основные значимые процессы в барботажном слое:

движение и обменные процессы в ядре потока жидкой фазы, обменные процессы в пограничном слое у газовых струй и пузырьков, обменные процессы внутри пузырьков дисперсной газовой фазы, определяемые в основном диффузией и механической энергией, сообщаемой извне.

Все эти величины существенно зависят от гидродинамических и термодинамических свойств нестационарных двухфазных систем, образующихся в каналах насадки, обусловленных геометрией насадочных элементов и нагрузкой по потокам. Если для упорядоченных насадок существует принципиальная возможность прямого численного моделирования процессов перехода, хотя и требующая огромных вычислительных ресурсов, то для неупорядоченных насадок и барботажного слоя это практически невозможно.

Единственный путь моделирования в условиях сложной геометрии насадочных элементов – это эмпирический или полуэмпирический поиск корреляционной связи между параметрами, определяющими гидродинамические и термодинамические условия в сечении аппарата, и собственно показателями работоспособности и эффективности. Степень совершенства модели будет определяться ее универсальностью, которая в свою очередь основывается на степени использования без упрощений фундаментальных законов гидродинамики.

Экспериментальный путь моделирования, как правило, приводит к обобщению в виде законов подобия. Их недостатки очевидны. Это не только неприменимость полученных таким образом формул к насадкам другого вида и даже иногда другого типоразмера, но и ограниченный диапазон по нагрузкам и теплофизическим свойствам смесей. В то же время само проведение опытов является довольно затратным мероприятием.

Теоретический, точнее, численный путь моделирования, хотя и не может полностью исключить необходимость в экспериментальной поддержке ввиду уже упомянутой сложности и индивидуальности условий движения фаз в различных видах насадок, за счет опоры на фундаментальные законы способен дать более универсальные зависимости, обладающие предсказательной способностью в отношении новых насадок, для которых еще нет экспериментальных данных.

В работах [6-8,20] были сформулированы основные принципы теоретического моделирования, основанного на экспериментальной базе, получившего название сопряженного физического и математического моделирования. Физические процессы, протекающие в аппарате, представляются в математической модели в виде совокупности иерархически распределенных взаимодействующих систем с различными определяющими пространственно-временными масштабами. Для каждой такой системы можно выделить интегральные входные и выходные параметры, являющиеся следствием его внутренней структуры и имеющие связь с другими системами. При этом, как правило, реализуется правило: внутренние структуры взаимодействующих систем с существенно различающимися пространственно-временными масштабами обладают инвариантностью по отношению друг к другу; взаимодействие между системами осуществляется посредством определяющих параметров. В тех случаях, когда внутренняя структура какой-либо из подсистем неизвестна или слишком сложна, для нахождения математической взаимосвязи между определяющими параметрами используют феноменологический подход, позволяющий сократить необходимые вычислительные затраты.

Задача моделирования, таким образом, сводится к следующим этапам: определение совокупности физико-химических процессов в аппарате как макросистемы, определение временных и пространственных масштабов.

Применительно к насадочным аппаратам можно выделить несколько характерных областей, которые в модели могут быть представлены как системы одного порядка: область диспергирования жидкости специальными оросителями или форсунками (соплами); область капельно-струйного взаимодействия жидкости с газовым потоком после области диспергирования; область пленочного и капельно-струйного течения жидкости по насадочным элементам.

В области движения фаз в элементах насадок можно выделить следующие процессы различных пространственных масштабов: движение и обменные процессы в ядре потока газовой фазы; движение и тепломассообменные процессы в пограничном слое газовой фазы; течение и обменные процессы в пленке жидкости.

Все эти процессы могут быть представлены математически как обменивающиеся независимые системы. При этом движения в пленке жидкости и в пограничном слое газовой фазы будут системами одного порядка, а система турбулентного движения в ядре потока – более высокого, включающей предыдущие как подсистемы. Таким образом, общая модель межфазного взаимодействия в насадках формируется следующим образом. Систему дифференциальных уравнений записывают для сплошной фазы, а влияние дисперсной фазы учитывают параметрические за счет источников. Источниковые члены связаны с характеристиками пограничного слоя, который образуется на границе раздела фаз [6-7,10,20,21].

Целью расчета процессов в ядре потока сплошной фазы в тепломассообменных аппаратах является получение профилей

скоростей и движущих сил массо- и теплоотдачи. Это, прежде всего, профили осредненной скорости, температуры и концентрации целевого компонента по сечениям аппарата, а также профиль перепада давления и диссипации кинетической энергии.

В случае, когда используется расчетный метод, основанный на гидродинамической аналогии или выражениях для массо- или теплогидравлической эффективности, первичной задачей является получение профиля осредненной скорости и давления.

Наиболее трудна для моделирования ситуация с движением сплошной фазы в слое неупорядоченных насадок. Большинство авторов в таких случаях используют допущение о равномерном профиле скорости в поперечном сечении колонны, учитывая неравномерность эмпирическими поправками. В этом случае профиль осредненной скорости и давления по высоте колонны связываются с массовым расходом с помощью системы уравнения неразрывности и какой-либо модификации уравнения Дарси-Вейсбаха или Эргана [12,2,4,12,35,38,39,]. Одним из наиболее наглядных с точки зрения физической обоснованности является способ учета неравномерности потоков, предложенный Берманом [3] и развитый далее в работах [22, 9,11,18,19]. В этом подходе поперечное сечение насадочного или тарельчатого аппарата делится на условные зоны с постоянными осредненной скоростью и давлением. На основании закона сохранения импульса и уравнения неразрывности давление и скорости в соседних зонах (k-ой и (k+1)-ой) связываются равенством:

$$\frac{\bar{u}_k}{\bar{u}_{k+1}} = \sqrt{\frac{P_{k+1}}{P_k}}. \quad (2.1)$$

Выражение (2.1) дает возможность учесть неравномерность распределения потоков, вызванную различным гидравлическим сопротивлением зон контактного устройства или аппарата. Например, в насадочных колоннах неравномерности появляются из-за пристеночных эффектов, неудовлетворительного начального распределения потоков, забивания насадок полимерами и т.д. В тарельчатых - из-за градиента уровня жидкости, дефектов монтажа и т. д. [5,26,27,30,34,36,40].

2.2. Математическая модель тепломассопереноса в колонне с провальными тарелками

На базе основных концепций модели многоскоростного континуума для многофазных потоков [25], а также метода сопряженного физического и математического моделирования [6-8,20,21] рассмотрена наиболее физически обоснованная модель движения сплошной среды на провальной тарелке в колонне, основанная на уравнениях Навье - Стокса, гипотезе Буссинеска о турбулентной вязкости [17]. В цилиндрических координатах система уравнений турбулентного переноса импульса в газовой (паровой) фазе (уравнения движения) имеет вид:

$$\rho_r v \frac{\partial v}{\partial r} + \rho_r u \frac{\partial v}{\partial z} = -\frac{\partial P}{\partial r} + \frac{\partial}{\partial r} \left[\frac{1}{r} (\mu_r + \mu_{tr}) \frac{\partial(rv)}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[(\mu_r + \mu_{tr}) \frac{\partial v}{\partial z} \right] + R_{pr},$$

$$\rho_r v \frac{\partial u}{\partial r} + \rho_r u \frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{\partial P}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial r} \left[\frac{1}{r} (\mu_r + \mu_{tr}) \frac{\partial(ru)}{\partial r} \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[(\mu_r + \mu_{tr}) \frac{\partial u}{\partial z} \right] + R_{pz}, \quad (2.2)$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\rho_r rv) + \frac{\partial(\rho_r u)}{\partial z} = R_{cm},$$

где v - составляющая вектора скорости в радиальном направлении r , м/с; u - составляющая вектора скорости в проекции на ось z , м/с; R_{pr} , R_{pz} - проекция силы межфазового взаимодействия на оси O_r и O_z ;

$R_{cm} = \frac{dG}{dV_G}$ - поток массы компонента из одной фазы в другую в элементарном объеме dV_G ; μ_r , $\mu_{тг}$ - коэффициенты молекулярного и турбулентного переноса (вязкости), Па·с; ρ_r - плотность газа, кг/м³.

При эквимольном переносе $R_{cm} = 0$.

Уравнение переноса массы компонента в газовой фазе:

$$v \frac{\partial C}{\partial r} + u \frac{\partial C}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left((D_r + D_{тг}) r \frac{\partial C}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left((D_r + D_{тг}) \frac{\partial C}{\partial z} \right) + R_{сг}, \quad (2.3)$$

где C - концентрация компонента; $D_r, D_{тг}$ - коэффициенты молекулярной и турбулентной диффузии, м²/с; $R_{сг}$ - источник массы.

Уравнение переноса тепла в газовой фазе:

$$v \frac{\partial H}{\partial r} + u \frac{\partial H}{\partial z} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left((\lambda_r + \lambda_{тг}) r \frac{\partial T_r}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left((\lambda_r + \lambda_{тг}) \frac{\partial T_r}{\partial z} \right) + R_{тг}, \quad (2.4)$$

где H - энтальпия, Дж/кг; T_r - температура; $\lambda_r, \lambda_{тг}$ - коэффициенты молекулярной и турбулентной теплопроводности, Вт/(мК); $R_{тг}$ - источник тепла.

Применительно к провальной тарелке эти уравнения должны дополняться следующими краевыми условиями:

- при $z = 0$: $u = u_H$, $C = C_H$, $T_r = T_{гн}$ (на входе);

- при $z = 1$: $\partial u / \partial z = 0$, $\partial C / \partial z = 0$, $\partial T / \partial z = 0$ (на выходе);
- при $r = 0$: $\partial v / \partial r = 0$, $\partial C / \partial r = 0$, $\partial T / \partial r = 0$ (на оси симметрии);
- при $r = \pm R$: $v = 0$, $u = -U_{гр}$, $\partial C / \partial r = 0$, $q = -\lambda \frac{\partial T}{\partial r}$ (на стенках),

где $U_{гр}$ - скорость на межфазной поверхности пленки жидкости, стекающей по стенкам колонны, м/с.

Краевые условия для давления определяются из уравнений (2.2.).

Система уравнений (2.2) – (2.5) незамкнутая. Неизвестными здесь являются коэффициенты турбулентного обмена $\mu_{тг}$, $D_{тг}$, $\lambda_{тг}$, а также источники импульса, массы и тепла: R_{pz} , R_{pr} , $R_{сг}$, $R_{тг}$.

Составляющая источника импульса по оси r , R_{pr} может не учитываться ввиду своей малости.

Остальные источниковые члены вычисляются по следующим формулам:

$$R_{тг} = \frac{a_v (\alpha \Delta T_{гж} + \beta (C^* - C)) \Delta H_{гж}}{\phi}, \quad (2.5)$$

$$R_{сг} = \frac{a_v \beta (C - C^*)}{\phi}, \quad (2.6)$$

$$R_{pz} = \frac{a_v \gamma (W_0 + U_{гр})}{\phi}. \quad (2.7)$$

где a_v - удельная поверхность газожидкостного слоя, m^2/m^3 ; ϕ - газосодержание слоя; α , β , γ - коэффициенты переноса теплоты, массы и импульса в пограничном слое соответственно; W_0 , $U_{гр}$ - скорости на оси турбулентного ядра потока газовой фазы и на внешней границе

жидкости соответственно; $\Delta H_{гж}$ - теплота, связанная с изменением агрегатного состояния. Теплота $\Delta H_{гж}$ определяется исходя из изменения энтальпии при конденсации, упрощенно $\Delta H_{гж} = r_0 + H_{вп}$, где, в свою очередь, r_0 - теплота парообразования, $H_{вп}$ - теплота пара в состоянии насыщения, оба параметра определяются при температуре жидкой фазы $T_{ж}$.

На барботажных тарелках наиболее часто используется допущение о полном перемешивании жидкой фазы по высоте слоя, что хорошо подтверждается экспериментально [13,42]. Особенно это справедливо для пенного слоя на провальных тарелках (т.е без специальных переливных устройств). Это значительно упрощает математическую модель тепло- и массопереноса, используемую в практических целях для расчета эффективности контактных устройств и всей массообменной колонны.

Двумерная модель (2.2) - (2.4) сводится к одномерной [17].

Известно, что межфазный тепломассообмен в барботажном слое значительно (на порядок) более интенсивный, чем в капельно-струйной области взаимодействия в межтарельчатом пространстве. На основании этого допустимо в качестве элементарной секции в колонне с провальными тарелками рассматривать среднюю толщину барботажного слоя.

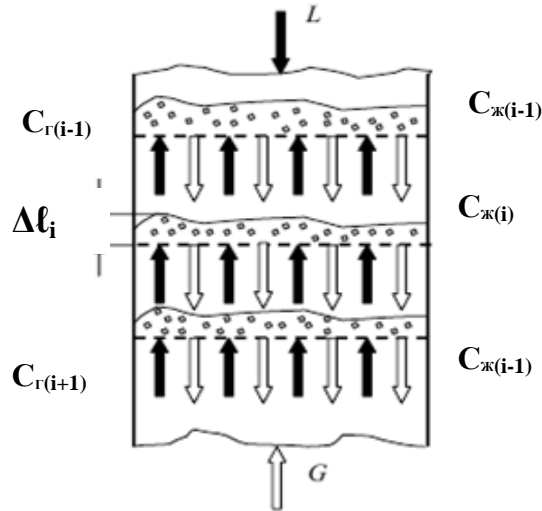


Рис. 2.1. Схема взаимодействия фаз.

В каждой секции (т.е. на тарелке), согласно модели, происходит полное перемешивание жидкости, а паровой поток движется в режиме идеального вытеснения. Между секциями перемешивание отсутствует (рис. 2.1).

Тогда одномерное уравнение массопереноса в жидкой фазе на провальной барботажной тарелке получит вид:

$$U_{\text{ж}} \frac{C_{\text{жн}} - C_{\text{ж}}}{\Delta z} = \frac{C_{\text{жн}} - C_{\text{ж}}}{\theta} = R_{\text{сг}}, \quad (2.8)$$

где $U_{\text{ж}}$ - средняя скорость жидкости, м/с; θ - среднее время пребывания жидкости на тарелке, с.

Дискретизация уравнения (2.8) для секционной модели колонны (рис. 2.1), с учетом выражения источникового члена (2.6), для i -ой секции получит вид:

$$U_{\text{ж}(i)} \frac{(C_{\text{ж}(i-1)} - C_{\text{ж}(i)})}{\Delta l_i} = \frac{(a_v k_c)_i (C_{\text{ж}(i)} - C_{\text{ж}(i)}^*)}{\phi}, \quad i = 1, 2, 3, \dots, n, \quad (2.9)$$

где $C_{ж}$ (с соответствующим индексом) – концентрация компонента в жидкой фазе; $C_{ж(i)}^*$ – равновесная концентрация жидкости к концентрации пара в секции; Δl_i – размер секции в вертикальном направлении, м; n – число секций; $U_{ж(i)}$ – средняя скорость жидкости в секции, м/с; k_c – коэффициент массопередачи, м/с.

Источник массы $R_{сг(i)} = \frac{(a_v k_c)_i (C_{ж(i)} - C_{ж(i)}^*)}{\phi}$ зависит от значения

объемного коэффициента массопередачи в секции и движущей силы процесса.

Концентрацию пара, покидающего i -ю ячейку, найдем из уравнения материального баланса:

$$G(C_{г(i)} - C_{г(i+1)}) = L(C_{ж(i-1)} - C_{ж(i)}). \quad (2.10)$$

Пренебрегая в первом приближении возможной нелинейностью рабочих линий обменных процессов на тарелке, примем в качестве средней концентрации среднее арифметическое:

$$C_{гср} = (C_{г(i+1)} + C_{г(i)}) / 2. \quad (2.11)$$

Из уравнений (2.9) - (2.11), учитывая, что $C_{ж}^* = C_{г} / \bar{m}$, найдем концентрацию целевого компонента в жидкой фазе, с i -ой ячейки [17]:

$$C_{ж(i)} = \frac{C_{ж(i-1)} + bC_{г(i+1)} + \frac{b}{2} \frac{L}{G} C_{ж(i-1)}}{b\bar{m} + 1 + \frac{b}{2} \frac{L}{G}}, \quad i = 1, 2, 3, \dots, n, \quad (2.12)$$

где $b = \frac{(a_v k_c)_i \Delta l_i}{\phi U_{ж(i)} \bar{m}}$, \bar{m} - коэффициент распределения

С помощью аналогичных рассуждений можно получить выражение для вычисления температуры жидкой фазы на выходе из i -ой ячейки.

Выражение (2.12) позволяет в явном виде вычислить концентрацию в жидкой фазе на каждой тарелке по высоте колонны.

Эффективность разделения смеси на тарелке (КПД по Мерффри) запишем по известным выражениям:

в жидкой фазе

$$\eta_x = \left(\frac{C_H - C_K}{C_H - C^*} \right)_{ж}, \quad (2.13)$$

в паровой фазе

$$\eta_y = \left(\frac{C_K - C_H}{C^* - C_H} \right)_{г}. \quad (2.14)$$

Источник массы зависит от значения объемного коэффициента массопередачи в секции и движущей силы процесса. Обычно коэффициенты массопередачи находят по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений, где коэффициенты массоотдачи в жидкой и газовой (паровой) фазах вычисляются по критериальным выражениям различных авторов (Г.П. Соломахи, А.И. Родионова, В.В. Дильмана, О.С. Чехова и др.). В этих случаях коэффициенты массоотдачи являются средней интегральной характеристикой для всего барботажного слоя, и учет локальных неоднородностей не представляется возможным. Уравнения, связывающие коэффициенты

массоотдачи с локальными характеристиками работы газораспределительных элементов (колпачков, клапанов и др.), получены в работах Л.П. Холпанова [37] – массоотдача в газовой фазе и С.Г. Дьяконова, В.И. Елизарова, А.Г. Лаптева [6, 10,21] – массоотдача в газовой и жидкой фазах. Появилась возможность учесть в каждой секции высоту столба жидкости, скорость пара в отверстиях газораспределительных элементов, эквивалентный диаметр отверстия и физические свойства смесей [9,11,19].

Уравнения для развитого турбулентного режима имеют вид:

в жидкой фазе:

$$(\beta A)_{\text{ж}} = \frac{u_{*ж} \left[S_0 \left(\rho_{\Gamma} W_0^2 / 2 + \rho_{\text{ж}} g h'_{\text{ст}} \right) - S_{\text{к}} \rho_{\Gamma} W_{\text{к}}^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1\text{ж}}} S_{\text{сж}} \sqrt{R_{1\text{ж}}} \left(u_{*ж}^2 \rho_{\text{ж}} + 2 \sigma / R_{\text{э}} \right)}, \quad (2.15)$$

в газовой фазе:

$$(\beta A)_{\Gamma} = \frac{u_{*\Gamma} \left[S_0 \left(\rho_{\Gamma} W_0^2 / 2 + \rho_{\text{ж}} g h'_{\text{ст}} \right) - S_{\text{к}} \rho_{\Gamma} W_{\text{к}}^2 / 2 \right]}{\arctg \sqrt{R_{1\Gamma}} S_{\text{с}\Gamma} \sqrt{R_{1\Gamma}}} \left(u_{*\Gamma}^2 \rho_{\Gamma} + 2 \sigma / R_{\text{э}} \right)}, \quad (2.16)$$

где u_{*} – динамическая скорость на поверхности раздела фаз, м/с; S_0 – площадь отверстий в газораспределительных элементах, занятая газовым потоком на входе в слой жидкости, м²; ρ – плотность фазы, кг/м³; W_0 – средняя скорость газа в отверстиях газораспределительных элементов на входе в барботажный слой, м/с; $h_{\text{ст}}$ – среднее значение статического столба жидкости, м; $S_{\text{к}}$ – площадь свободного сечения колонны, м²; $W_{\text{к}}$ – средняя скорость газа в свободном сечении

колонны, м/с; $R_{1ж}, R_{1г}$ – параметры пограничного слоя; $Sc = \nu/D$ – число Шмидта; σ – поверхностное натяжение, Н/м; R_{\ominus} – эквивалентный радиус отверстия в тарелке (газораспределительного элемента), м. Значения \arctg в радианах.

Параметры уравнений (2.15), (2.16) вычисляются по выражениям [6]:

- динамическая скорость

$$u_{*ж} = \left[\frac{\rho_{г} (W_0^2 - W_{п}^2)}{4\rho_{ж}} + \frac{gh_{\phi}}{2} \right]^{0,5}, \quad u_{*г} = \left[\frac{W_0^2 - W_{п}^2}{4} + \frac{\rho_{ж}gh_{\phi}}{2\rho_{г}} \right]^{0,5}, \quad (2.17)$$

- коэффициент трения

$$C_{f0ж} = \frac{0,073}{Re_{0ж}^{0,2}}, \quad (2.18)$$

$$Re_{0ж} = \frac{U_{гп}l}{\nu_{ж}},$$

- скорость на поверхности струи

$$U_{гп} = W_0 - u_{*г} \sqrt{R_{1г}} \arctg \sqrt{R_{1г}},$$

- безразмерная толщина вязкого подслоя

$$R_{1ж} = 11,6 \frac{U_{гп}}{u_{*ж}} \sqrt{\frac{C_{f0ж}}{2}}, \quad (2.19)$$

$$R_{1г} = 11,6 \frac{W_0}{u_{*г}} \sqrt{\frac{C_{f0г}}{2}},$$

- коэффициент трения

$$C_{f0r} = \frac{0,073}{Re_{0r}^{0,2}}, \quad Re_{0r} = \frac{W_0 l}{\nu_r},$$

- высота газовой струи

$$l = h_\phi = 2,45d_3 \left[\frac{\rho_r W_0^2}{gd_3 (\rho_{ж} - \rho_r)} \right]^{0,35}. \quad (2.20)$$

Средняя скорость газа в сечении распада струи на пузыри составляет $W_{\Pi} = W_k / \phi$, где $\phi \approx 0,75$ – газосодержание в данном сечении; h_ϕ – высота газовой струи, м.

Точность расчета коэффициентов тепло- и массоотдачи по (2.15), (2.16) значительно зависит от достоверности вычисления характеристик газораспределительных элементов на тарелке (W_0, S_0, R_3) и высоты столба жидкости $h'_{ст}$. Алгоритмы и примеры расчета тепло- и массоотдачи на барботажных тарелках даны в работах [6, 21, 9-11, 19].

Коэффициенты массопередачи и теплопередачи в барботажном слое с использованием выражений (2.15), (2.16) можно вычислить по уравнениям аддитивности фазовых сопротивлений

$$(KA)_{ож}^{-1} = (\beta A)_{ж}^{-1} + [m(\beta A)_r]^{-1}, \quad (2.21)$$
$$(KA)_{ог}^{-1} = (\beta A)_r^{-1} + m(\beta A_{ж})^{-1},$$

$$(KA)_t^{-1} = [\rho_{\Gamma} c_{p\Gamma} (\alpha A)_{\Gamma}]^{-1} + [\rho_{\text{ж}} c_{p\text{ж}} (\alpha A)_{\text{ж}}]^{-1}, \quad (2.22)$$

где коэффициенты массопередачи имеют размерность $\text{м}^3/\text{с}$, а коэффициент теплопередачи – $\text{Вт}/\text{К}$, т.е. размерность произведения коэффициентов переноса на площадь межфазной поверхности.

На основе выражений (2.15) – (2.16) уравнения для объемных коэффициентов получают вид (1/с):

$$\beta_a = \frac{(\beta A)}{V_{\text{сл}}}; \quad \alpha_a = \frac{(\alpha A)}{V_{\text{сл}}}, \quad (2.23)$$

где $V_{\text{сл}}$ – объем двухфазного слоя или жидкой фазы на тарелке, м^3 .

Основными параметрами рассмотренной модели массоотдачи являются: площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0 ; средняя скорость газа W_0 в сечении S_0 ; эквивалентный радиус отверстия газораспределительного элемента $R_{\text{э}}$; статический столб жидкости над геометрическим центром отверстия $h_{\text{ст}}$. От достоверности их определения зависит точность расчета коэффициентов переноса (2.15), (2.16).

В работах [21,9,11,19] приводится методика расчета параметров газораспределительных элементов S_0 ; W_0 ; $R_{\text{э}}$; $h_{\text{ст}}$ в зависимости от типа барботажной тарелки (ситчатая, струйная, колпачковая и клапанная).

Расчет коэффициентов массопередачи рекомендуется проводить в следующем порядке:

Задаются входные параметры: скорость газа в колонне W_k , статический столб жидкости $h_{ст}$, конструктивные параметры тарелки и средние составы смесей.

По известным методикам определяются физические свойства многокомпонентной смеси [16,28].

Для заданного типа контактного устройства определяются площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0 , скорость газа W_0 в данном сечении и параметры R_1, u_* .

Ниже рассмотрен алгоритм расчета провальных тарелок.

Барботаж на провальных тарелках происходит не равномерно: через часть отверстий движется газ, через часть отверстий протекает жидкость, некоторые отверстия могут находиться в состоянии механического равновесия газа с жидкостью.

Среднюю скорость газа (пара) в работающих отверстия провальной тарелки найдем из уравнения [1,31]:

$$\Delta \overline{P}_{ст} = \left(\frac{\beta}{1-\beta} \right) \left[\frac{\xi \rho_r \overline{W_0^2}}{2(1-\tau)^3} + \frac{4\sigma}{d_3} \right]. \quad (2.24)$$

Отсюда

$$W_0 = \sqrt{\frac{2(\Delta \overline{P}_{ст} - A \Delta P_\sigma)(1-\tau)^3}{A \xi \rho_r}}, \quad (2.25)$$

где $A = \beta/(1-\beta)$, $\Delta \overline{P}_{ст} = \rho_{ж} g h_{ст}$, $\Delta P_\sigma = \frac{4\sigma}{d_3}$.

Долю сечения отверстий, занятых жидкостью, - τ находят из условия минимума потерь энергии газового потока или из условий минимума статистического уровня в зоне барботажа [1]:

$$\tau = \frac{1}{1 + \sqrt[3]{\left(\frac{L}{G}\right)^2 \frac{\rho_{ж} \xi \mu^2}{\rho_{г}}}}, \quad (2.26)$$

где L, G – массовые расходы жидкости и газа; μ – коэффициент расхода, $\mu = 0,62$. Коэффициент сопротивления провальной тарелки можно принять равным $\xi = 1,5$.

Коэффициент β в уравнении (2.24) учитывает неоднородность поля статических давлений в зоне барботажа газа $\Delta P_{ст1}$ и среднее статическое давление столба жидкости $\overline{\Delta P}$.

$$\beta = \frac{\Delta P_{ст1}}{\overline{\Delta P}}, \quad (2.27)$$

где $\overline{\Delta P} = \rho_{ж} g (\overline{h_{ст}} + \Delta h)$, $\overline{h_{ст}}$ – среднее значение статического столба жидкости на тарелке; Δh – гидравлический напор, вызывающий истечение.

Для расчета коэффициента β в работе [1] предлагается эмпирическая зависимость:

$$\beta = 1,11 \left(\rho_{г} / \rho_{ж} \right)^{0,118} \quad (2.28)$$

Среднее значение статического столба жидкости в зоне барботажа:

$$h_{\text{ст}} = \beta \overline{h_{\text{ст}}} + \beta \Delta h, \quad (2.29)$$

где $\Delta h = \left(\frac{1}{2g} \right) \left(\frac{u_{\text{ж}}}{\tau \mu} \right)^2$, $u_{\text{ж}} = Q/F_{\text{св}}$; Q - расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$.

Площадь отверстий провальной тарелки, занятую газовым потоком, найдем из уравнения:

$$S_0 = \frac{S_{\text{k}} \overline{W_{\text{k}}}}{W_0}. \quad (2.30)$$

Значение S_0 должно удовлетворять условию: $S_0 < S_{\text{от}} (1-\tau)$, где $S_{\text{от}} = S_{\text{k}} F_{\text{св}}$.

Результаты расчета коэффициентов массоотдачи в жидкой и газовой фазах, а также массопередачи, отнесенных к площади тарелки, представлены на рис. 2.2 - 2.5. Для сравнения использовались экспериментальные данные различных авторов и эмпирические выражения [24,15,33,32].

$\beta_{\text{жф}} \cdot 10^3, \text{м/с}$

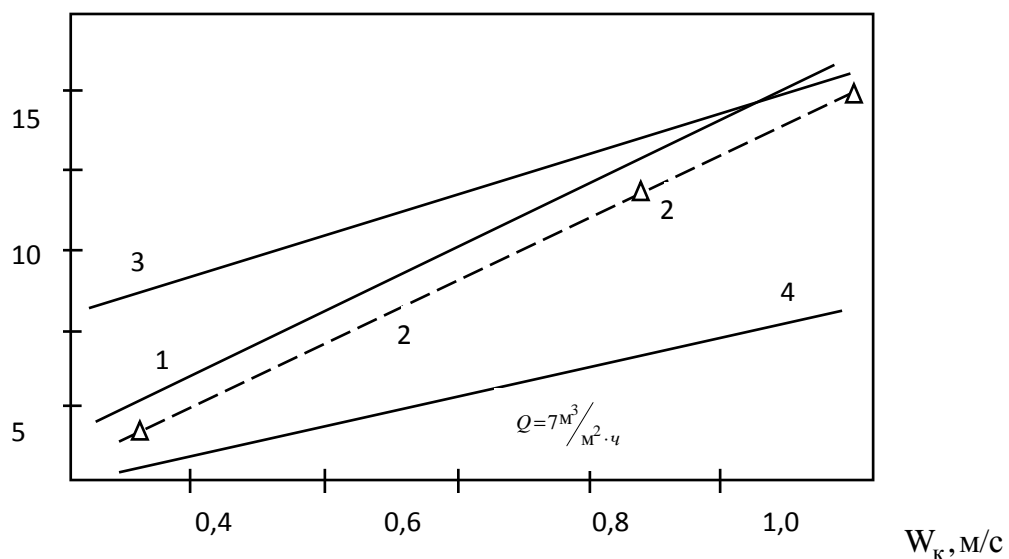
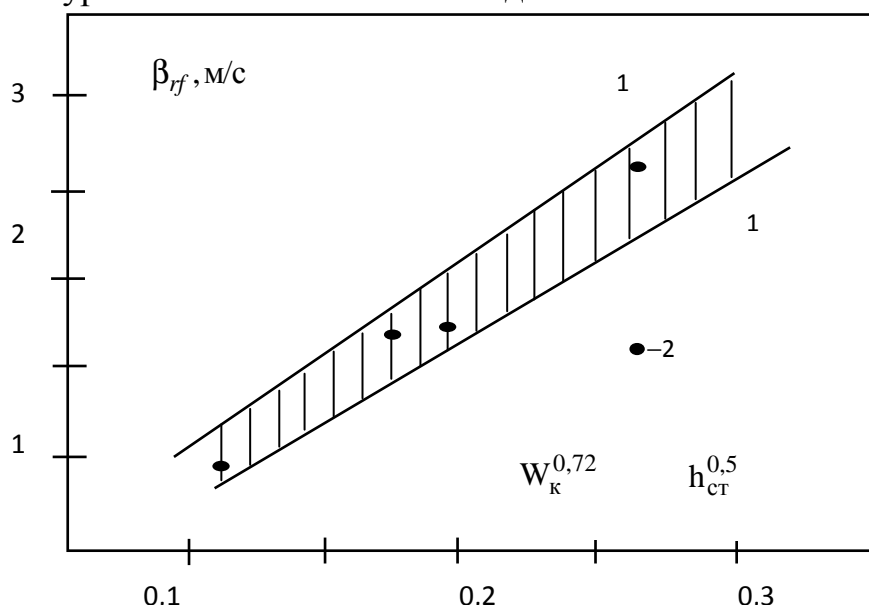
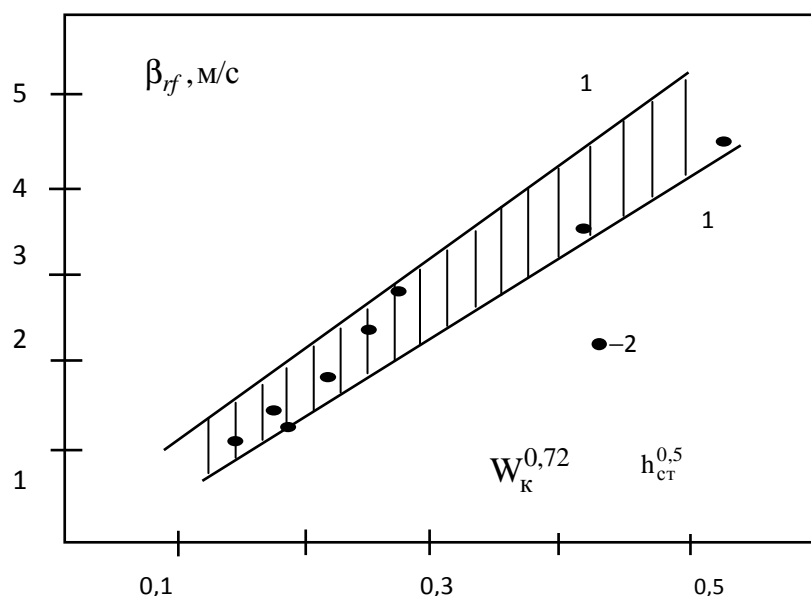


Рис. 2.2. Зависимость коэффициента $\beta_{\text{жф}}$ от скорости газа при

десорбции CO_2 из воды воздухом. 1 – расчет по уравнению (2.15); 2 – экспериментальные данные [32]; 3,4 – расчет по эмпирическим уравнениям Касаткина и Родионова соответственно.



а)

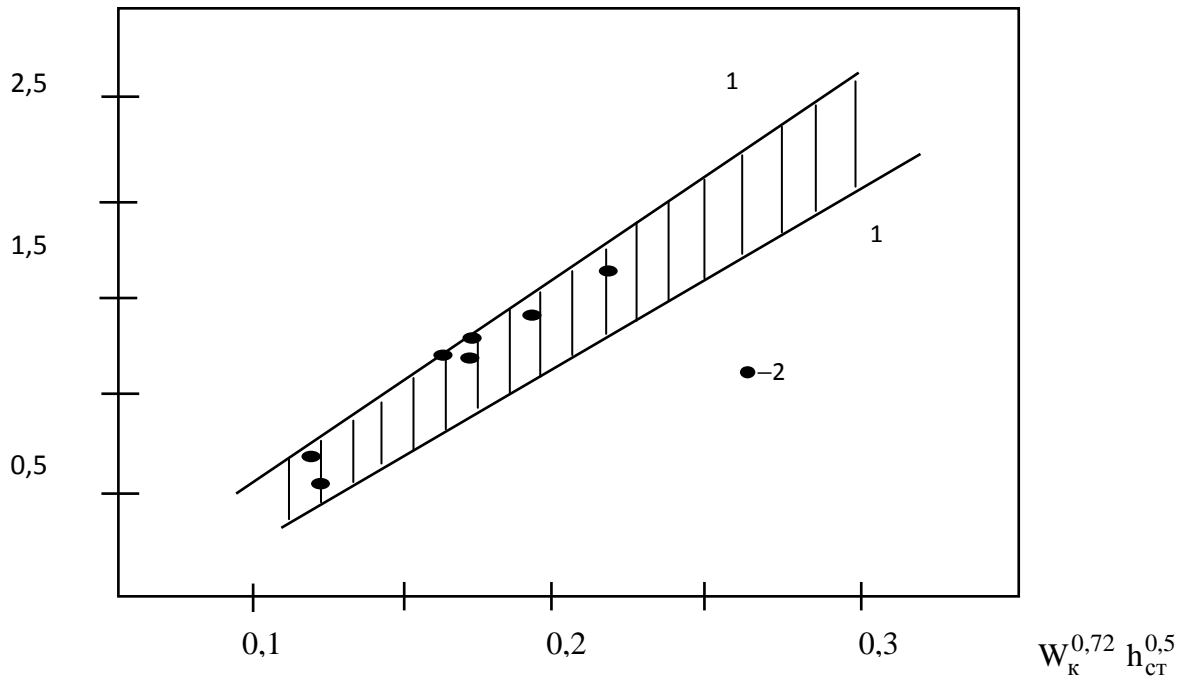


б)

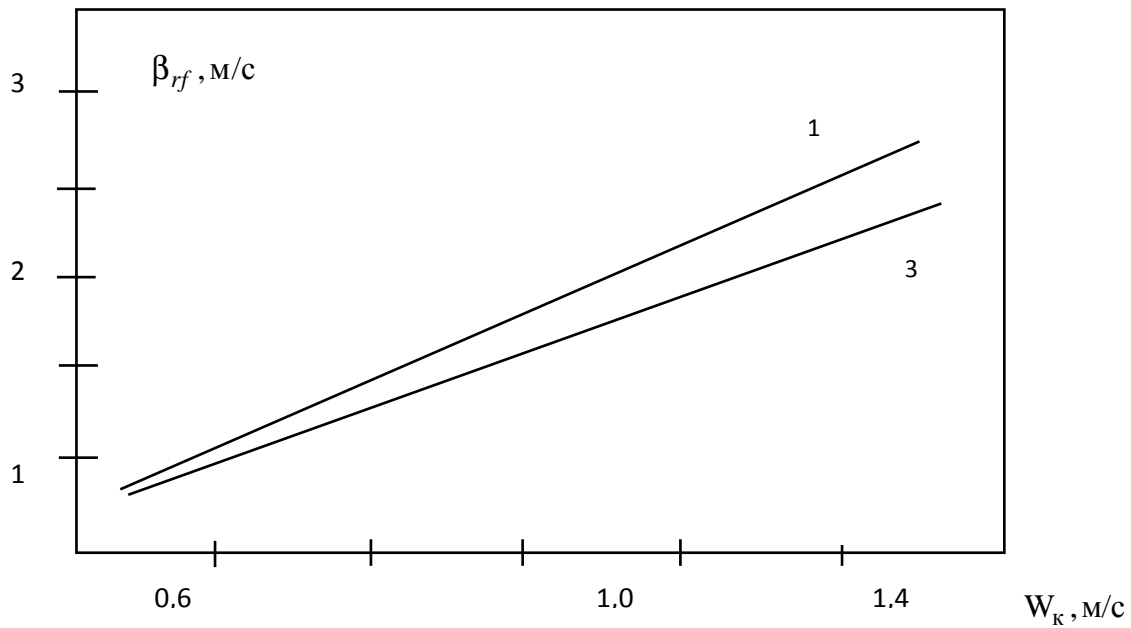
Рис. 2.3. Зависимости β_{rf} от гидравлического комплекса W_k , h_{ct} .

1-1 – область расчетных значений по уравнению (2.16); 2 – экспериментальные данные [24]. Ректификация систем: а – метанол-изобутанол; б – этанол-вода.

$\beta_{rf}, \text{м/с}$

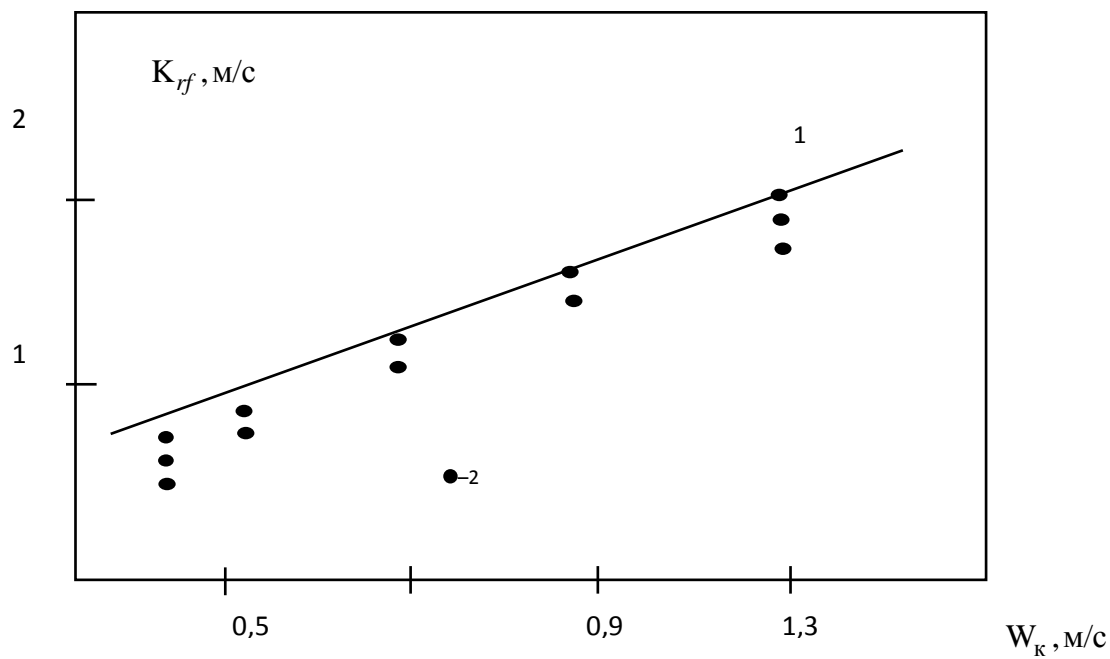


а)

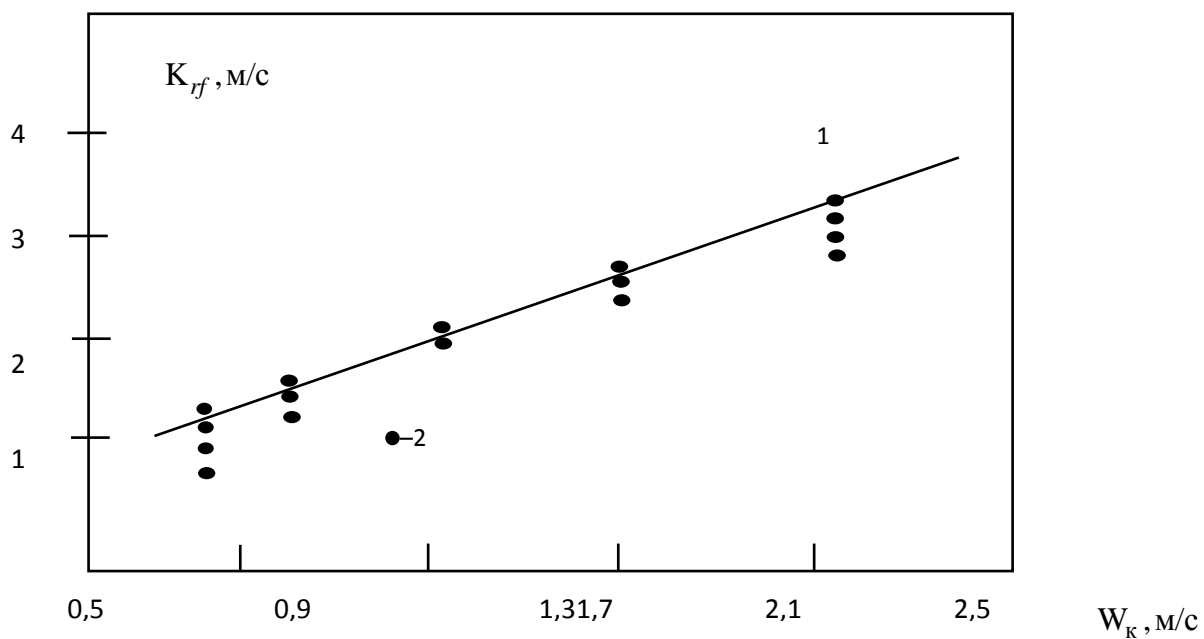


б)

Рис. 2.4. Зависимости β_{rf} от гидравлических параметров. 1 – расчет по уравнению (2.16); 2 – экспериментальные данные [15]; 3 – расчет по критериальному уравнению Соломахи [15]. а – абсорбция бензола соляровым маслом; б – ректификация ацетон-метанол.



a)



б)

Рис. 2.5. Зависимости коэффициентов массопередачи в газовой фазе при ректификации систем: а – н. гексан-бензол; б – этанол-вода. 1 – расчет по уравнению (2.21); 2 – экспериментальные данные [41].

Удовлетворительное согласование расчетных и экспериментальных данных различных авторов позволяет использовать рассмотренные уравнения и алгоритм расчета для провальных тарелок.

2.3. Математическая модель насадочной массообменной колонны

В насадочных колоннах жидкость распределяется по поверхности насадочных элементов, образуя на них жидкую пленку. Газ или пар также разделяются на ряд потоков, которые движутся в каналах сложной формы, образованных насадкой и стекающей жидкостью. Для описания структуры потока с учетом обратного перемешивания при движении газа и жидкости в насадочной колонне используются диффузионные модели.

Многочисленные экспериментальные данные [1,13,30,31] показывают, что для большинства регулярных насадок справедливо допущение о незначительной доле или полном отсутствии поперечного перемешивания газовой фазы. Тогда полная система уравнений (2.2) - (2.4) преобразуется в систему уравнений, удовлетворяющую известной диффузионной модели [3, 13,42].

Одномерная модель насадочного слоя

Для двухфазных потоков (газ - жидкость) уравнения диффузионной модели записываются для каждой фазы, а переход массы компонента учитывается в виде объемных источников массы.

Уравнения однопараметрической диффузионной модели для жидкой и газовой фаз при стационарном режиме имеют вид:

$$\begin{cases} W_{\text{ж}} \frac{dX}{d\xi} = D_{\text{пж}} \frac{d^2X}{d\xi^2} + r_X, \\ W_{\text{г}} \frac{dY}{d\xi} = D_{\text{пг}} \frac{d^2Y}{d\xi^2} - r_Y, \end{cases} \quad (2.31)$$

где $D_{\text{пж}}$, $D_{\text{пг}}$ – коэффициенты продольного перемешивания в жидкой и газовой фазах, $\text{м}^2/\text{с}$; $r_Y = (Y, \xi)$; $r_X = (X, \xi)$ – источники массы в фазах; ξ – продольная координата (по высоте слоя – рис. 2.6). X , Y – концентрация компонента в жидкой и газовой фазах.

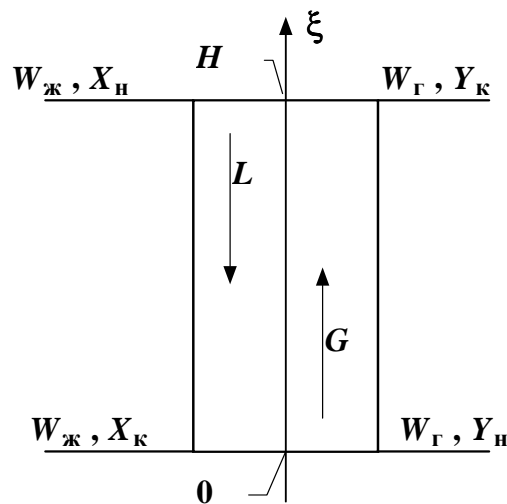


Рис. 2.6. Одномерная модель насадочного абсорбера.

Источник массы r_Y , r_X определяет количество массы перераспределяемого компонента, переходящее из одной фазы в другую в единице объема насадочного слоя, и имеет вид:

$$r_Y = K_{\text{оx}} a_v \psi_a (Y - Y^*), \quad r_X = K_{\text{оy}} a_v \psi_a (X^* - X), \quad (2.32)$$

где K_{ox} , K_{oy} - коэффициенты массопередачи по фазам; a_v - удельная поверхность, m^2/m^3 ; ψ_a - коэффициент активной поверхности массопередачи [31].

Граничные условия на входе и на выходе из аппарата записываются в виде (условия Данкверта):

$$\begin{cases} \xi = 0, & \frac{dX}{d\xi} = 0, & W_{\Gamma} Y + D_{\text{пр}} \frac{dY}{d\xi} = 0; \\ \xi = H, & \frac{dY}{d\xi} = 0; & -W_{\text{ж}} X + D_{\text{пж}} \frac{dX}{d\xi} = 0. \end{cases} \quad (2.33)$$

Система дифференциальных уравнений (2.31) с граничными условиями (2.33) записывается в конечно-разностном виде и решается численными методами на ЭВМ. Решение системы дифференциальных уравнений (2.31) с граничными условиями дает распределение поля концентраций в жидкой и газовой фазах по высоте колонны и возможность рассчитать высоту слоя насадки в массообменном аппарате с учетом перемешивания потоков.

Для вычисления коэффициентов массоотдачи используется математическая модель [6,21], которая позволяет рассчитать данные коэффициенты, основываясь только на результатах гидравлического исследования контактного устройства.

Коэффициенты продольного перемешивания в фазах в насадочных колоннах находятся по критериальным уравнениям.

$$\begin{aligned} \text{Pe}_{\text{ж}} &= f(\text{Re}_{\text{ж}}, \text{Ga}_{\text{ж}}, a_v, d_{\text{н}}), \\ \text{Pe}_{\Gamma} &= f(\text{Re}_{\Gamma}, \text{Ga}_{\Gamma}, a_v, d_{\text{н}}). \end{aligned} \quad (2.34)$$

При недостатке экспериментальной информации о числе Пекле насадки допустимо использовать уравнения (2.31) с $D_{\text{П}} = 0$ ввиду уже указанной малости. В этом случае система уравнений удовлетворяет модели идеального вытеснения. Уравнения (2.31) решаются итерационно. Для большинства регулярных насадок решение этой системы уравнений дает информацию о распределении температур и концентрации в насадочном слое. Для нерегулярных насадок с пленочным режимом течения расчет по одномерной модели также может оказаться достаточным. В тех случаях, когда предполагается значительная неравномерность по поперечным зонам движения фаз, следует воспользоваться полной системой уравнений [23,21], а по (2.31) вычислять первоначальное приближение теплофизических и термодинамических параметров по высоте насадочного слоя.

Для полного описания межфазного взаимодействия в системах рассмотренных уравнений переноса, кроме источниковых членов, необходимы уравнения, описывающие динамику движения жидкой фазы [29, 35].

Результаты решения

Система уравнений (2.31) решается различными численными методами. Конечным результатом решения, кроме физических полей, являются значения концентраций на выходе из слоя насадки. При известных равновесной, начальной и конечной концентрациях вычисляется эффективность разделения смеси. Результаты расчетов в виде высоты одной эквивалентной теоретической тарелки (ступени) и сравнение с известными экспериментальными данными приведены на рис. 2.7 и 2.8 [23]. Согласование результатов расчетов и опытных данных находится в пределах погрешности эксперимента в двухфазных средах (15-20%).

Представленная математическая модель используется в следующих главах для расчета вариантов модернизации промышленных насадочных аппаратов в производстве фенола и разделения этаноламинов.

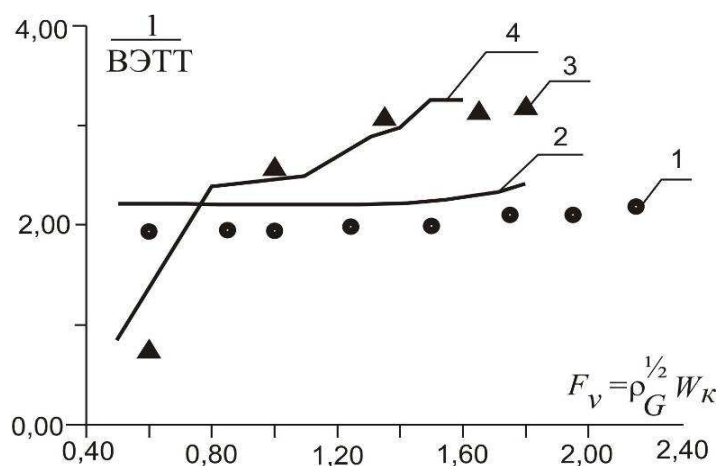


Рис. 2.7. Зависимость ВЭТТ от фактора скорости F_v .

Ректификация смеси метанол–этанол в насадочной колонне: 1,3 – эксперимент; 2,4 – расчет ($L/G = 1$, $D_k = 0,5$ м, $H = 2$ м); 1,2 – кольца Палля 50 мм; 3,4 – кольца Палля 25 мм ВЭТТ – высота эквивалентной теоретической тарелки).

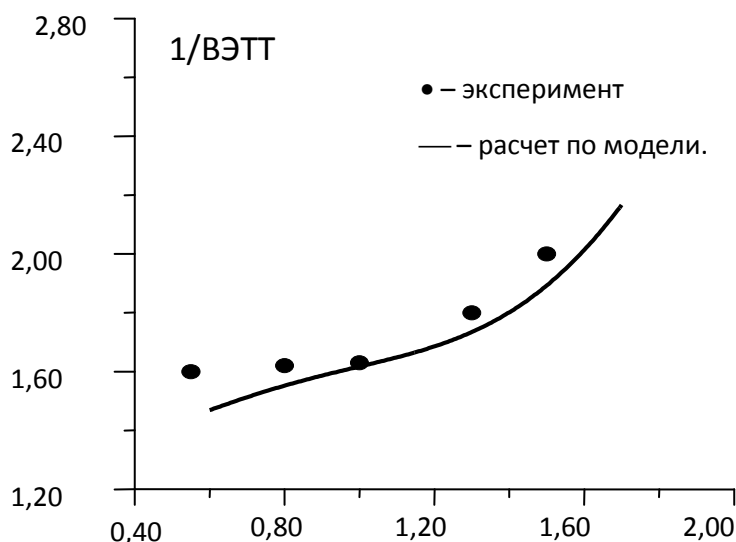


Рис. 2.8. Зависимость ВЭТТ от фактора скорости F_v .

Ректификация смеси метанол–этанол в насадочной колонне. $D_k = 0,5$ м, $H = 2$ м, $L/G = 1$, кольца Рашига 50x50.

Используемая литература

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты./ И.А. Александров. – М: Химия, 1978.
2. Vortmeyer D., Shuster J. Evaluation of Steady Flow Profiles in Rectangular and Circular Packed Beds by a Variational Method // Chem. Eng. Sci. 1983. V. 38. № 10. – P. 1691
3. Берман Л. Д. Испарительное охлаждение циркуляционной воды. Л.Д. Берман // М: госэнергоиздат, 1960.
4. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое./М.А. Гольдштик – Новосибирск: Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1984.
5. Geary Nicholas. Circulation and scale-up in bubble columns/ Nicholas Geary, Richard Rice // AIChE Journal. – 1992. – 38. – № 1. – С. 76–82.
6. Дьяконов С.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ / С. Г. Дьяконов, В. И Елизаров, А. Г. Лаптев – Казань: Изд-во Казанского университета, 1993.
7. Дьяконов С.Г. Определение эффективности массообменных устройств на основе сопряженного физического и математического моделирования / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Теоретические основы химической технологии. – 1992. – Т. 26. – № 1. – С. 33–42.
8. Дьяконов С.Г. Теоретические основы проектирования промышленных аппаратов химической технологии на базе сопряженного физического и математического моделирования / Дьяконов С.Г., Елизаров В.В., Елизаров В.И.//Казань: КГТУ, 2009.
9. Дьяконов С.Г. Кинетика массопередачи на колпачковых тарелках с учетом неравномерности распределения фаз в барботажном слое / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1993. – № 9. – С. 5–8.

10. Дьяконов С.Г. Модель массоотдачи в барботажном слое контактного устройства на основе концепции активного (входного) участка / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Теоретические основы химической технологии. – 1991. – Т. 25. – № 6. – С. 783–795.
11. Елизаров В.И. Математическое моделирование объемных коэффициентов массоотдачи на контактных устройствах с учетом неравномерности распределения фаз в газо (паро) жидкостном слое / В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Массообменные процессы и аппараты хим. технологии: межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, КХТИ. – 1990. –С. 4–8.
12. Ergun S. Fluid Flow through Packed Columns // Chem. Eng. Progr. 1952. V. 48. № 42. – P. 89.
13. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – 3-е изд. / В.В. Кафаров. – М.: Высшая школа, 1979.
14. Кениг Е.Я. Исследование кинетики массо- и теплопереноса при разделении многокомпонентных смесей / Е.Я. Кениг // Теоретические основы химической технологии. – 1994. – Т. 28. – № 3. – С. 223–242.
15. Коуль А. Очистка газов. / Коуль А., Розенфельд С. // М.: Недра, 1969.
16. Krishna R., Taylor R. Multicomponent mass transfer: theory and applications // In: N.P. Cheremisinoff (ed.). Handbook of and Mass Transfer. V. II. Houston: Gulf Publ. Company Book Division. 1986. – P. 259.
17. Лаптев А.Г., Математическая модель тепломассопереноса в противоточных газо - (паро-) жидкостных аппаратах// Лаптев А.Г., Башаров М.М., Сайтбаталов М.В. // Вестник КГЭУ, №2 2011.–С.14-17.
18. Лаптев А.Г. Устройство и расчет промышленных градирен / Лаптев А.Г., Ведьгаева И.А. //Казань: КГЭУ, 2004.
19. Лаптев А.Г. Определение объемных коэффициентов массоотдачи в газо(паро)жидкостном слое на промышленных контактных устройствах

при масштабном переходе (ситчатые и струйные тарелки) / А.Г. Лаптев, В.И. Елизаров, С.Г. Дьяконов // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 1991. – Т. 34, № 6. – С. 97–101.

20. Лаптев А.Г. Конструирование и модернизация аппаратов разделения и очистки веществ в нефтехимии / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2009. – № 4. – С. 26–29.

21. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А.Г. Лаптев. – Казань: Изд-во Каз. ун-та, 2007.

22. Лаптев А.Г. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский. – Казань: Изд-во «Печатный двор», 2002.

23. Лаптев А.Г. Основы расчета и модернизация тепломассообменных установок в нефтехимии/ Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г.// - Казань: КГЭУ, 2010.

24. Мамедов Э.М. / Кинетика жидкофазной дегидратации диметилфенилкарбинола // Мамедов Э.М., Гагарин М.А., Харлампиди Х.Э.// Электронный журнал «Исследовано в России», 2001. С. 1625 – 1631

25. Нигматуллин Р.И. Основы механики гетерогенных сред Р.И. Нигматуллин. – М.: Наука, 1987.

26. Павлов В.П. Масштабный переход от лабораторных и опытных исследований к производству / В.П. Павлов, Е.И. Мартюшин // Химическая пром-ть. – 1986. – № 8. – С. 497–501.

27. Palmer Murray. Scale modelling of flow problems // Che. Eng. (Gr. Brit.). – 1986. – № 421. – P. 28–30.

28. Петлюк Ф.Б. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет / Ф.Б. Петлюк, Л.А. Серафимов – М.: Химия, 1983.

29. Reinhard Billet. Packed towers in processing and enviropmental technology. VCH. – New York, 1995.

30. Розен А.М. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А.М. Розен, Е.И. Мартюшин, В.М. Олевский и др.; под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.
31. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е. / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976.
32. Саркисов П.Д. Проблемы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии / П.Д. Саркисов // Химическая промышленность. – 2008. – №11. – С. 14-17.
33. Саркисов П.Д. Энерго- и ресурсосбережение в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии / Саркисов П.Д., Дмитриев Е.А. // Материалы конференции «Энергосбережение в химической технологии 2000». Казань: КГТУ, 2002. С. 10-13.
34. Solari R.B. Fluid patterns and velocity distribution on commercial-scale sieve trays / R.B. Solari, R.L. Bell // A.I.Ch.E.J. – 1986. – V. 32. – № 4. – P. 640–649.
35. Слеттери Дж. Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах / Дж. Слеттери – М.: Мир, 1978.
36. Franz K. Flow structures in bubble columns / K. Franz, Th. Borner, H. Joachim, R. Burchholz // Ger. Chem. Eng. – 1984. – V. 7. – № 6. – P. 365–374.
37. Холпанов Л.П. Гидродинамика и теплообмен с поверхностью раздела / Л.П. Холпанов, В.Я. Шкадов. – М.: Наука, 1990.
38. Шейдеггер А.Э. Физика течения через пористые среды / А.Э. Шейдеггер – М.: Гостехиздат, 1960.
39. Штерн П.Г. Процессы переноса в зернистом слое / П.Г. Штерн, Е.А. Руденчик, И.С. Лукьяненко и др. // Теоретические основы химической технологии. – 1997. – Т. 31. – № 4. – С. 428–433.
40. Шишкин З.А. Исследование неравномерности распределения газовой фазы в барботажной колонне / З.А. Шишкин // Гидродинамика

и явления переноса в двухфазных дисперсных системах: Сб. науч. тр. – Иркутск, 1989. – С. 32–38.

41. Чохонелидзе А.Н. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галустов, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько. – М.: Энергоатомиздат, 2002.

42. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей / И.А. Александров – Л.: Химия, 1975.

ГЛАВА 3

ВЫСОКОЭФФЕКТИВНЫЕ КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА

Модернизация тепло- и массообменных аппаратов с использованием высокоэффективных контактных устройств является все более актуальным направлением в различных отраслях промышленности. Используются насадки как зарубежных, так и отечественных фирм [1-3,9,16,22,24,30,31,33,34,38,42]. При выборе типа насадки и расчете режимных и конструктивных характеристик насадочных аппаратов важное значение имеет достоверное определение эффективности массопередачи и затрат энергии на проведение процесса.

Исследованию и математическому описанию процессов переноса в пленочных аппаратах посвящено огромное количество работ. Можно отметить ряд наиболее известных монографий и учебных пособий Кафарова, Рамма, Александрова, Розена, Олевского, Холпанова, Николаева, Лаптева, Войнова и другие работы.

Для решения задач энергосберегающей модернизации ректификационных колонн в данной главе рассматривается конструкция регулярной гофрированной насадки [25] и даны результаты ее исследования на лабораторном стенде. Сделаны обобщения опытных данных в виде уравнений для расчета гидравлических и массообменных характеристик [17,18,23,37,39].

3.1. Конструирование насадочных контактных устройств

При разработке конструкций регулярных и нерегулярных насадочных элементов должны учитываться и анализироваться реальные физические процессы, происходящие при массообмене. Так,

например, известно, что при ректификации большинства смесей сопротивление массопередаче от 60 до 90 % сосредотачивается в паровой фазе. Отсюда следует вывод об организации интенсивной турбулизации паровой фазы за счет различных конструктивных решений по форме насадки. Эти выводы справедливы и для абсорбции легко растворимых газов. Если основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе, то необходима организация турбулентного пленочного течения по элементам насадки. Одним из способов интенсификации массоотдачи в жидкой фазе является создание шероховатой поверхности контактных устройств. Для выбора высоты элементов шероховатости использовались известные исследования ряда авторов [4,10-12,19,40]. Установлено, что если высота выступов небольшая, то есть они утоплены в вязком подслое, то коэффициент массоотдачи меньше на 10 – 15 %, чем для гладких поверхностей. Если высота выступов приблизительно равна толщине вязкого подслоя, то коэффициент массоотдачи сравним с коэффициентом массоотдачи для гладкой поверхности. Для увеличения интенсивности массоотдачи по сравнению с гладкой поверхностью необходимо, чтобы высота выступов была в 5 – 10 раз больше толщины вязкого подслоя, то есть $h=5 \div 10\delta_1$.

Для оценки высоты шероховатостей на поверхности насадки сделаны следующие расчеты. Как известно из теории турбулентного пограничного слоя безразмерная толщина вязкого подслоя в двухслойной модели равна

$$\frac{u_*\delta_1}{\nu} = 11,6, \quad (3.1)$$

где u_* – динамическая скорость, м/с; δ_l – толщина вязкого подслоя, м; ν – кинематическая вязкость, м²/с.

Отсюда:

$$\delta_l = 11,6\nu / u_* . \quad (3.2)$$

Динамическая скорость при пленочном течении найдена из известного выражения для касательного напряжения на стенке

$$\tau = \rho g \delta_{пл} = u_*^2 \rho , \quad (3.3)$$

где τ – касательное напряжение, Па; g – ускорение свободного падения, м/с²; $\delta_{пл}$ – толщина пленки, м; ρ – плотность жидкости, кг/м³.

Отсюда следует:

$$u_* = \sqrt{g \delta_{пл}} . \quad (3.4)$$

Среднюю толщину пленки на поверхности насадки определили исходя из задержки жидкости $\epsilon_{ж}$ (м³/м³). Так, например, задержка жидкости в регулярной насадке находится в пределах $\epsilon_{ж} \approx 0,05 \div 0,08$. Принято за среднюю $\epsilon_{ж} = 0,065$, что хорошо подтверждается экспериментальными исследованиями.

Толщина пленки составит:

$$\delta_{пл} = \epsilon_{ж} / a_v , \quad (3.5)$$

где a_v – удельная поверхность разрабатываемой насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Если $a_v = 160$, то получим $\delta_{\text{пл}} = 0,065/160 = 4 \times 10^{-4} \text{ м}$.

Из формулы (3.4) найдем $u_* = 0,0626$ м/с. Для воды ($t = 20$ °С) толщина вязкого подслоя составит (3.2) $\delta_1 = 1,85 \times 10^{-4} \text{ м}$.

Следовательно, высота элементов шероховатостей должна быть в несколько раз больше δ_1 .

3.2. Регулярная насадка для теплообменных аппаратов [25]

Ниже рассмотрены одна из конструкций насадочных контактных устройств «Инжехим».

Изобретение относится к конструкциям регулярных насадок, предназначенных для проведения теплообменных процессов в системе газ(пар)-жидкость и может найти применение в химической, нефтяной, газовой и ряде других смежных отраслях промышленности, в частности в процессах ректификации, абсорбции.

Возможность создания аппаратов большой производительности при относительно небольших капитальных затратах позволяет считать пленочные аппараты наиболее перспективными в технике вакуумной ректификации и абсорбции.

Известна регулярная насадка для теплообменных аппаратов, набранная в виде стопки набивочных элементов, установленных друг на друга с параллельным смещением граней, образуя по высоте колонны связки, проходящие параллельно оси колонны.

Недостатком указанной конструкции является трудность уплотнения между корпусом и насадкой из-за образования сегментного пространства различной конфигурации, что вызывает неравномерность

работы насадки в центральной части по оси аппарата и на периферии из-за стремления жидкости двигаться от центра к периферии насадки.

Наиболее близкой по технической сущности является регулярная насадка для теплообменных аппаратов, состоящая из пакетов, набранных из профилированных или плоских с выступами листов (пластин), направленных приблизительно параллельно вертикальной оси аппарата и установленных один над другим слоями, которые развернуты относительно друг друга, причем пакеты в каждом слое расположены таким образом, что в плоскости стыка соседних пакетов каналобразные пустоты одного из пакетов перекрыты листом (пластиной) другого пакета, при этом пакеты выполнены из прямоугольных листов (пластин) одинаковой величины с длиной кратной радиусу аппарата, а смежные слои повернуты относительно друг друга вокруг оси аппарата таким образом, что плоскости стыков пакетов между слоями смещены, при этом угол поворота выбран обеспечивающим перекрытие в смежных слоях незаполненной площади поперечного сечения аппарата.

Преимущественное выполнение, когда:

- смежные слои насадки расположены друг относительно друга в зеркальном отображении с поворотом против часовой стрелки;

- пространство оставшееся между регулярной насадкой и корпусом заполнено пакетами насадки с меньшим числом листов (пластин) того же размера;

- пакеты составлены из нескольких пакетов с одинаково ориентированными листами (пластинами).

Основным недостатком существующей регулярной насадки является образование полостей между корпусом аппарата и слоем насадки, которые при данной конструкции насадки невозможно

полностью заполнить предложенной конструкцией блоков, даже с меньшим числом пластин.

Задачей изобретения является упрощение конструкции насадки, снижение трудозатрат на ее изготовление, повышение эффективности массообмена.

Техническая задача решается тем, что регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов, состоящая из пакетов, набранных из гофрированных листов и установленных один над другим слоями, в которой центральный пакет в слое выполнен в виде цилиндра, а остальные пакеты размещены в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно [25].

Решение технической задачи позволяет упростить конструкцию насадки, снизить трудозатраты на ее изготовление и интенсифицировать массообмен.

Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов, состоит из пакетов, набранных из гофрированных листов 1 (см. рис. 3.1) и установленных один над другим слоями, в которой центральный пакет 2 в слое выполнен в виде цилиндра, а остальные пакеты 3 размещены в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно.

Регулярная насадка работает следующим образом. Жидкая фаза через распределительное устройство равномерно подается на верхний торец насадки и стекает в виде пленки по поверхности гофрированных листов 1, взаимодействуя с восходящим потоком газа (пара). Форма пакетов позволяет равномерно распределить регулярную насадку в слое, независимо от диаметров колонного аппарата. При этом насадка занимает все ее свободное сечение, не образуя пустот между слоями

насадки и стенкой колонны (аппарата). Пакеты 2, 3 выполнены таким образом, что практически отсутствует обмен фазами между цилиндрами одного слоя, а это, в свою очередь, предотвращает преимущественное перемещение жидкости к стенкам аппарата. Геометрический размер пакетов может быть выбран исходя из размеров люка-лаза, в который насадка будет подаваться для укладки. Гофрированное выполнение листов увеличивает поверхность контакта фаз, а также повышает устойчивость насадки к механическим воздействиям, что позволяет использовать данную насадку в колонных аппаратах большой высоты без дополнительного секционирования, предотвращающего смятие нижних слоев насадки. Перекрестное расположение гофр в смежных листах обеспечивает равномерное распределение листов в пакетах, а также перераспределяет фазы внутри пакета. Насадка обладает малым гидравлическим сопротивлением.

Регулярную насадку изготавливают из гофрированных листов или лент путем намотки их в рулоны с последующим резом на равные доли. Насадка проста в изготовлении, удобна при монтаже и демонтаже внутри массообменного аппарата.

Заявляемое техническое решение позволяет упростить конструкцию насадки, обладающей большой удельной поверхностью, снизить трудозатраты на ее изготовление и повысить эффективность работы массообменного аппарата за счет равномерного распределения насадочных элементов в пакетах, а пакетов в слое, независимо от диаметров колонн. Стабильность работы насадки при малом гидравлическом сопротивлении подтверждена успешной апробацией в промышленных условиях.

Формула изобретения [25]

Регулярная насадка для теплообменных аппаратов, состоящая из пакетов, набранных из гофрированных листов и установленных один над другим слоями, отличающаяся тем, что центральный пакет в слое выполнен в виде цилиндра, а остальные пакеты размещены в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно.

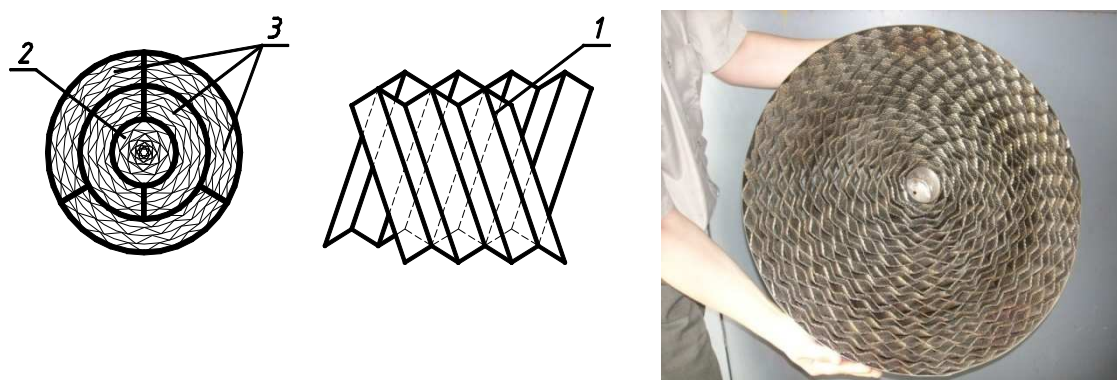


Рис. 3.1. Вид насадки «Инжехим»

Изобретение относится к конструкциям регулярных насадок, предназначенных для проведения теплообменных процессов в системе газ(пар)-жидкость и может найти применение в химической, нефтяной, газовой и ряде других смежных отраслях промышленности, в частности в процессах ректификации, абсорбции. Задачей изобретения является упрощение конструкции насадки, снижение трудозатрат на ее изготовление, повышение эффективности массообмена. Техническая задача решается тем, что регулярная насадка для теплообменных аппаратов, состоящая из пакетов, набранных из гофрированных листов и установленных один над другим слоями, в которой центральный пакет в слое выполнен в виде цилиндра, а

остальные пакеты размещены в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно. Заявляемая техническое решение позволяет упростить конструкцию насадки, обладающей большой удельной поверхностью, снизить трудозатраты на ее изготовление и повысить эффективность работы массообменного аппарата за счет равномерного распределения насадочных элементов в пакетах, а пакетов в слое, независимо от диаметров колонн. Насадка может быть выполнена как с элементами шероховатости поверхности (пуклевкой), так и с просечками. Стабильность работы насадки при малом гидравлическом сопротивлении подтверждена успешной апробацией в промышленных условиях.

В таблице 3.1. приведены основные характеристики разработанной насадки.

Таблица 3.1. Основные характеристики разработанной насадки.

№ п/п	Характеристика насадки	Единица измерения	Численное значение
1.	Удельная поверхность	$\text{м}^2/\text{м}^3$	240
2.	Свободный объем	$\text{м}^3/\text{м}^3$	0,904
3.	Эквивалентный диаметр	м	0,015
4.	Гидравлическое сопротивление при факторе пара $P=2,6$	Па/м	120
5.	Высота, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ)	м	0,6÷0,8

3.3. Описание экспериментальной установки

Для проведения гидравлических испытаний новых насадок использовалась экспериментальная установка инженерно-внедренческого центра «Инжехим» [6,44]. Установка состоит (рис. 3.2) из колонны 1 диаметром 600 мм с переходником под круглые и квадратные обечайки меньших размеров, воздуховода 2 с вентилятором

3 для подачи потока газа, водопровода 4, напорной 5 и накопительной 6 емкостей и насоса 7 для орошения насадочного слоя. В аппарате расположены следующие внутренние устройства: опорная решетка 8, распределитель газовой фазы 9, распределитель жидкой фазы 10. Для визуального наблюдения распределения жидкости предусмотрены окна 11. Характеристики установки представлены в табл. 3.2.

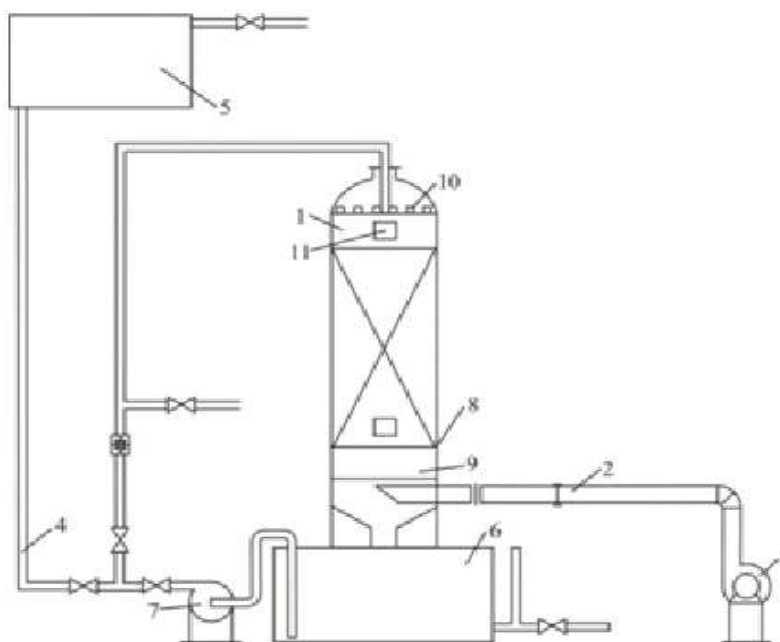


Рис. 3.2. Схема экспериментальной установки

Табл. 3.2. Характеристики экспериментальной установки

Диаметр, мм	600
Высота колонны, мм	2600
Скорость газа, м/с	0-5,2
Плотность орошения $\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$	0-80
Число точек орошения, шт/ м^2	1030

В колонне организовано противоточное движение фаз. Воздух от вентилятора по воздуховоду подается в нижнюю часть аппарата. Далее он проходит через ситчатый распределитель, в результате чего

достигается равномерный профиль скорости на входе в слой насадки. В то же время жидкая фаза из напорной емкости подается на орошение слоя насадки в колонне. Предусмотрены две линии подачи орошения: с расходом $0 - 3,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ (плотность орошения $0 - 80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$) и $3 - 8 \text{ м}^3/\text{ч}$ (плотность орошения $10 - 20 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$), соответственно. Для равномерного начального распределения жидкой фазы по сечению аппарата выше слоя насадки установлен трубчатый распределитель. Число точек орошения подобрано согласно известным рекомендациям [21,32]. Проходя через аппарат, жидкость распределяется по поверхности насадочных элементов, а газовая фаза занимает весь свободный объем аппарата.

Далее жидкость поступает в накопительную емкость, а газ выбрасывается в атмосферу. Предусмотрена возможность возврата жидкости из накопительной емкости в напорную.

3.4. Результаты гидравлических исследований

Гидравлическое сопротивление сухой насадки

Экспериментальное исследование сопротивления сухой насадки проведено в зависимости от скорости газа (воздуха) в диапазоне скоростей $0 - 7,0 \text{ м/с}$. При этом значение критерия Re_{Γ} для газа

$Re_{\Gamma} = \frac{w_{\Gamma} d_{\text{э}}}{\nu_{\Gamma}}$ изменяется от 0 до 7200, где w_{Γ} - скорость газа ($w_{\Gamma} = w_0 / \epsilon$),

(м/с); w_0 - скорость газа, отнесенная к сечению аппарата (м/с);

ϵ - свободный объем насадки в единице объема слоя ($\text{м}^3/\text{м}^3$); $d_{\text{э}}$ -

эквивалентный диаметр насадки, (м); ν_{Γ} - коэффициент

кинематической вязкости воздуха при $T=20^{\circ} \text{ C}$, ($\text{м}^2/\text{с}$).

Расчет гидравлического сопротивления сухой насадки проводится по известному уравнению [32]:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{H \rho_r w_r^2}{d_3}, \quad (3.7)$$

где $\Delta P_{\text{сух}}$ - гидравлическое сопротивление сухой насадки, Па; ξ_0 - коэффициент сопротивления сухой насадки; H - высота слоя насадки, м.

Коэффициент сопротивления сухой насадки ξ_0 определяется в результате обработки экспериментальных данных известным методом наименьших квадратов. При этом коэффициент ξ_0 зависит от числа Re_r в виде $\xi_0 = A Re_r^B$.

Коэффициенты A и B данной аппроксимации рассчитываются в результате минимизации функции:

$$\sum_{i=1}^n (\Delta P_{\text{сух.эксп}} - \Delta P_{\text{сух.расч}})^2 \rightarrow \min.$$

В результате обработки экспериментальных данных получено [18]
- для рулонной с шероховатой поверхностью:

$$\xi_0 = 3,89 Re_r^{-0,294}. \quad (3.8)$$

- для рулонной просечной:

$$\xi_0 = 0,8. \quad (3.9)$$

Погрешность аппроксимации экспериментальных данных $\Delta P_{\text{сух.эксп}}$ уравнением (3.10) составляет от 0,57 до 9,58 %.

Погрешность аппроксимации рассчитывается по формуле

$$\Delta_i = \frac{|\Delta P_{\text{сух.эксп}} - \Delta P_{\text{сух.расч}}|}{\Delta P_{\text{сух.эксп}}} \cdot 100\%. \quad (3.10)$$

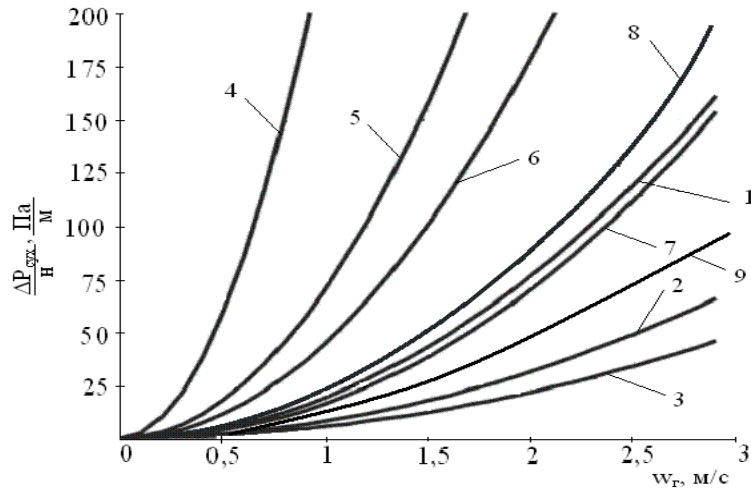


Рис. 3.3. Гидравлическое сопротивление сухой насадки: 1, 2, 3 – кольца Рашига в укладку, $d = 50, 80, 100$ мм; 4, 5 – кольца Рашига внавал, $d = 25, 50$ мм; 6 – кольца Палля, $d = 50$, мм; 7 – рулонная насадка [8] [с сегментными отверстиями]; 8 – рулонная просечная; 9 – рулонная с шероховатой поверхностью

Среднее квадратичное отношение

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum \Delta_i^2}{n-1}} = 4,12\%. \quad (3.11)$$

На рис. 3.3 представлены зависимости гидравлического сопротивления различных насадок, построенных по уравнению,

$$\frac{\Delta P}{H} = c \frac{w_{\Gamma}^2}{\rho_{\Gamma}} \quad (3.12)$$

и уравнениям (3.7) с коэффициентами (3.8) и (3.9) для рулонной насадки с шероховатой поверхностью и просечками.

Экспериментальные данные сопротивления сухой рулонной насадки (рис. 3.3) показывают большее гидравлическое сопротивление рулонной насадки по сравнению с сопротивлением колец Рашига, расположенных в укладку ($d = 100, 80, 50$ мм). Удельная поверхность таких колец составляет от 60 до $110 \text{ м}^2/\text{м}^3$, что по сравнению с рулонной насадкой меньше в 2 – 3 раза и в этом случае рулонная насадка предпочтительнее колец Рашига.

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки

Экспериментальное исследование сопротивления орошаемой насадки рулонного типа проведено в зависимости от скорости газа (воздуха) ω (м/с) и плотности орошения жидкости (вода) L ($\text{м}^3/\text{м}^2\text{ч}$). Скорость газа изменяется до 7,5 м/с, а плотность орошения $L = Q/S$ от 5 до $80 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{ч}$, где Q - расход жидкости ($\text{м}^3/\text{ч}$), S - площадь сечения аппарата (м^2).

На рис. 3.4 и 3.5 представлены зависимости гидравлического сопротивления орошаемой насадки от скорости газа и плотности орошения.

На рис. 3.6 – 3.8 проводится сравнение гидравлического сопротивления орошаемой рулонной насадки с сопротивлением на известных конструкциях регулярных и нерегулярных насадок.

С увеличением плотности орошения гидравлическое сопротивление рулонной насадки по сравнению с кольцами Рашига в укладку снижается и значительно ниже сопротивления нерегулярных насадок (кольца Рашига внавал, кольца Палля).

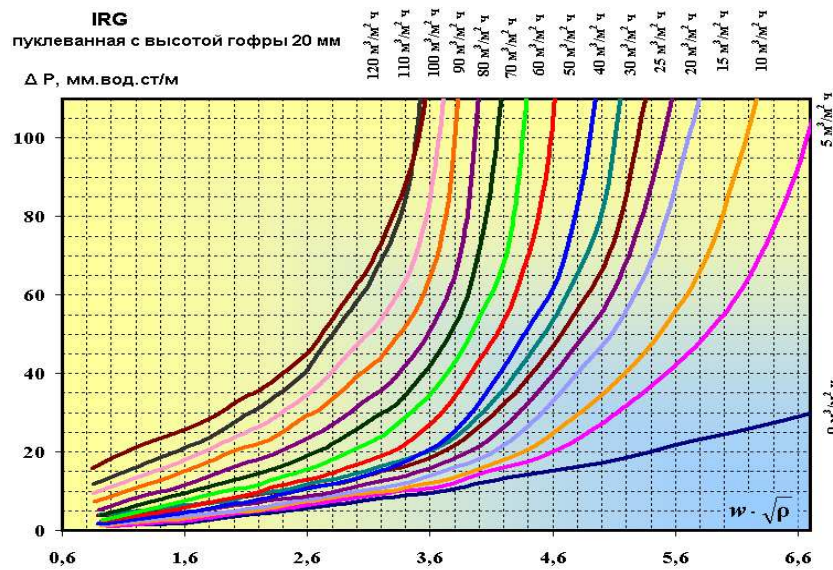


Рис. 3.4. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от скорости газа и плотности орошения L , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$: \times - $L=0$; \blacksquare - $L=5$; \circ - $L=10$; \bullet - $L=15$; Δ - $L=20$; \square - $L=30$

Насадка рулонная регулярная пуклеванная (гофра 20 мм)
Сравнение сопротивления орошаемой рулонной насадки с сопротивлением на современных структурных пакетных насадках, собранных из гофрированных или рифленых листов, в том числе пакетные насадки INTALOX фирмы NORTON, показывает (рис. 3.7) преимущества рулонной насадки.

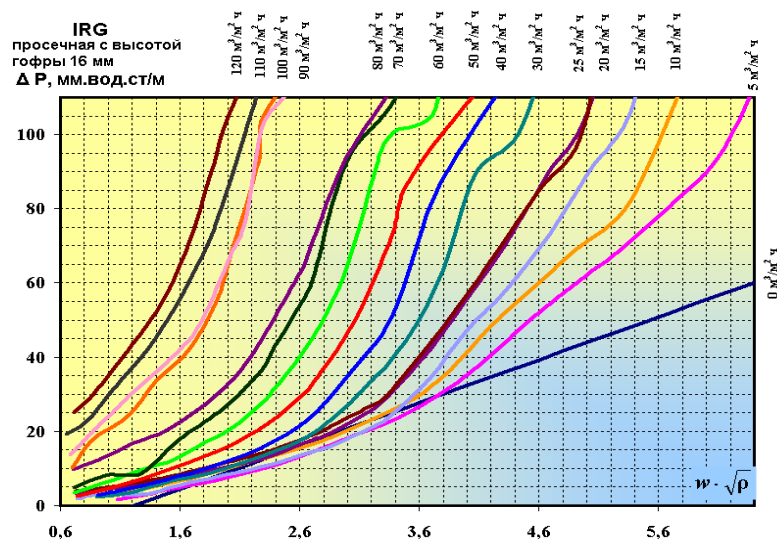


Рис. 3.5. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от скорости газа и плотности орошения L , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$: 1 – 0; 2 – 5; 3 – 10; 4 – 15; 5 – 20; 6 – 30 Насадка рулонная просечная

На рис. 3.8 приводится сравнение сопротивления рулонной насадки с сопротивлением регулярных насадок типа: плоско-параллельная, «зиг-заг», спиральная гофрированная.

До величины скорости газа 3 м/с, рулонная насадка имеет гидравлическое сопротивление ниже, чем спиральная гофрированная насадка и выше, чем плоско-параллельная и насадка типа «зиг-заг».

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки часто используется выражение вида [32]

$$\frac{\Delta P_{\text{ор}}}{\Delta P_{\text{сух}}} = a w_{\Gamma}^b q^c \quad (3.13)$$

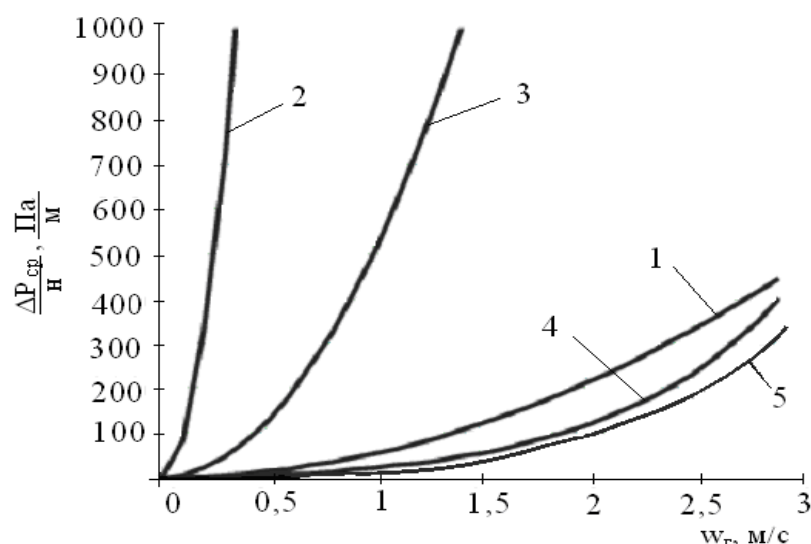


Рис. 3.6. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок при плотности орошения $L = 30$ м³/ч: 1 – кольца Рашига в укладку, $d_{\text{ж}} = 100$ мм; 2 – кольца Рашига внавал, $d = 25$ мм; 3 – кольца Палля, $d = 50$ мм; 4 – рулонная насадка с сегментными отверстиями [8]; 5 – рулонная просечная (разработка автора), $d_{\text{ж}} = 15$ мм

В результате обработки экспериментальных данных (рис. 3.4, 3.5) для пленочного режима получено:

– насадка с шероховатой поверхностью: $a=1,0$; $b=0,422$; $c=-0,789$;

– насадка с просечками: $a=1,0$; $b=0,0575$; $c=0,602$.

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет 12,5%.

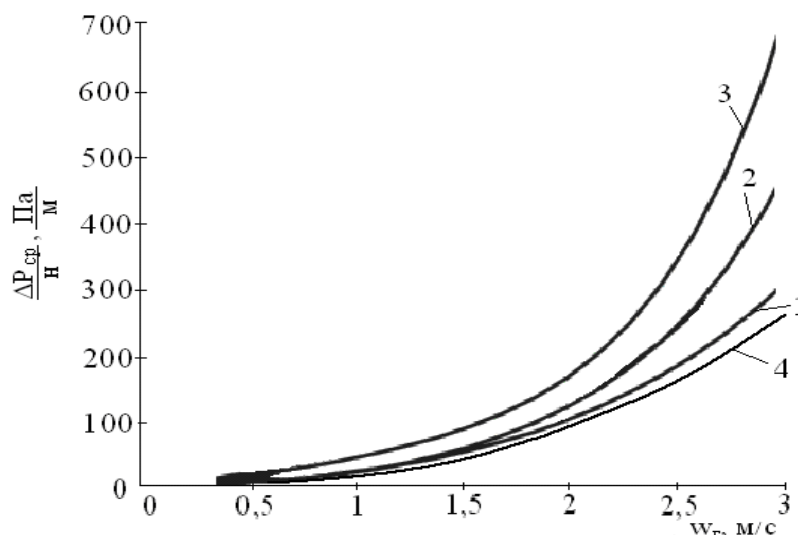


Рис. 3.7. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок в зависимости от скорости газа и плотности орошения L , м/ч: 1, 2 – рулонная насадка, плотность орошения $L=10, 30$ м/ч [8]; 3 – структурная насадка INTALOX 3Т при полном рефлюксе (система изооктан-толуол); 4 – рулонная с шероховатой поверхностью.

Учитывая высокую удельную поверхность, свободный объем разработанной рулонной насадки, выполнив сравнительный анализ сопротивления различных насадок можно сделать следующие выводы:

- разработанная рулонная гофрированная насадка имеет широкий диапазон рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- режим подвисяния пленки начинается при скорости газа 3,0 – 3,5 м/с в зависимости от плотности орошения (рис. 3.4, 3.5);
- для использования данной насадки в вакуумных колоннах наиболее подходит насадка с шероховатой поверхностью, так как она имеет меньшее гидравлическое сопротивление.

Количество удерживаемой жидкости в слое насадки

Задержка жидкости в слое насадки складывается из статической ϵ_0 и динамической $\epsilon_{\text{жд}}$ составляющей. При этом $\epsilon_{\text{ж}} = \epsilon_{\text{ст}} + \epsilon_{\text{жд}}$.

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{H}, \frac{\text{Па}}{\text{м}}$$

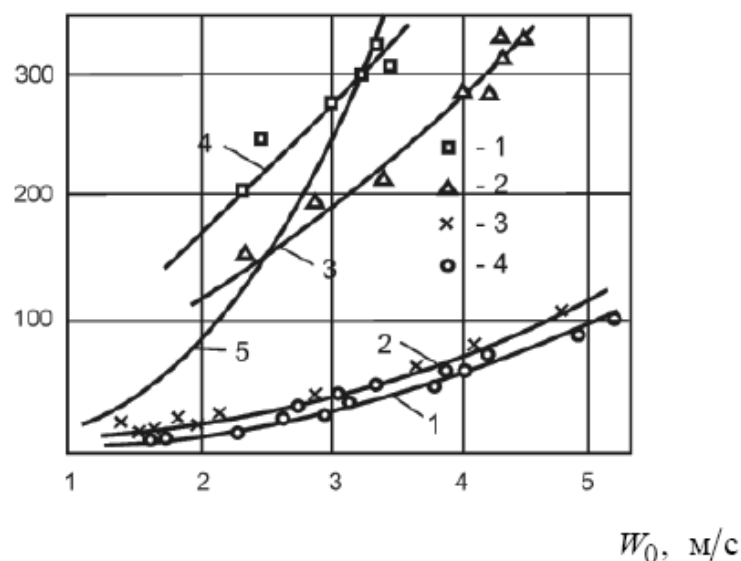


Рис. 3.8. Зависимость удельного гидравлического сопротивления от скорости газа для регулярных пакетных насадок при ректификации смеси метанол-вода (плотность орошения 4-14 м³/м²·ч), данные в работе [33]: 1 – спиральная рулонная насадка с прямым гофром, $d_3 = 30$ мм; 2 – с косым гофром; 3 – рулонная насадка с сегментными отверстиями, система воздух-вода, плотность орошения 5 м³/м²·ч, $d_3 = 7,8$ мм; 4 – рулонная просечная («Инжехим»), $d_3 = 15$ мм

Статическая составляющая не зависит от гидродинамических условий, она определяется формой и материалом насадки, а также свойствами жидкости. Динамическая составляющая представляет собой количество жидкости движущейся на насадке и определяется гидродинамическими условиями. Количество удерживаемой жидкости определяется опытным путем. Статическая составляющая $\epsilon_{\text{ст}}$ обычно

определяется методом взвешивания после отсечки питания и стекания жидкости, соответствующей динамической составляющей $\epsilon_{\text{жд}}$.

Одним из способов определения динамической составляющей $\epsilon_{\text{жд}}$ является метод отсечки орошения [32,45].

В результате проведенного эксперимента определена динамическая составляющая задержки жидкости на насадке. Для исключения доли задержки жидкости на стенках колонны опыты проведены на пустой колонне и загруженной насадкой. Установлено, что при пленочном режиме задержка жидкости $\epsilon_{\text{жд}}$ слабо зависит от скорости газа. Так при скорости газа в диапазоне 0 – 2 м/с, среднее квадратичное отклонение задержки $\epsilon_{\text{жд}}$ составляет $2 \cdot 10^{-3} \frac{M_{\text{жидкости}}^3}{M_{\text{насадки}}^3}$.

Большее влияние на величину динамической составляющей задержки оказывает изменение плотности орошения.

Аппроксимация результатов измерения динамической составляющей задержки жидкости осуществляется известным уравнением [32].

$$\epsilon_{\text{жд}} = A \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^m \text{Ga}^{-k}, \quad (3.13)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = 4q / \nu_{\text{ж}} a_{\text{в}}$; $\text{Ga} = q / \nu_{\text{ж}}^2 a_{\text{в}}^3$; q - плотность орошения, $\text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$; $\nu_{\text{ж}}$ - коэффициент кинематической вязкости, $\text{м}^2/\text{с}$; $a_{\text{в}}$ - удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

В результате обработки экспериментальных данных получены коэффициенты эмпирического уравнения для рулонной гофрированной насадки с шероховатой поверхностью

$$\epsilon_{\text{жд}} = 15,8 \text{Re}_{\text{ж}}^{0,184} \text{Ga}^{-0,22}, \quad (3.14)$$

Среднее квадратичное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет $\sigma = 3,37\%$.

3.5. Моделирование и исследование массоотдачи

Исследованию и математическому описанию процессов переноса в пленочных аппаратах посвящено огромное количество работ. Можно отметить ряд наиболее известных монографий и учебных пособий [1,4,7,10-12,14,19,20,26,32,40,44]. В большинстве работ, особенно до 80-х г.г. прошлого столетия, основным математическим аппаратом для обобщения опытных данных использовалась теория подобия. В частности для насадочных колонн широко используются уравнения Касаткина, Рамма, Кафарова, Гильденבלата и др. Для колонн с новыми контактными элементами необходимо вновь выполнять исследования массоотдачи, чтобы уточнить показатели степеней и коэффициентов в критериальных выражениях.

Другим путем вычисления коэффициентов массоотдачи является использование теории пограничного слоя и различных его моделей. Так, в частности, для насадочных колонн с нерегулярной насадкой удовлетворительные результаты по массоотдаче в жидкой фазе при ламинарном безволновом пленочном течении дает уравнение вида [7]

$$\beta_{\text{ж}} = A \sqrt{\frac{q\alpha_v \psi_w D_{\text{ж}}}{\epsilon_{\text{св}} \epsilon_{\text{жд}}}}. \quad (3.15)$$

где $A = 0.68$ для колец и седел; $A = 1,1$ для нерегулярных насадок «Инжехим».

Данное выражение содержит параметры, которые, как правило, определяются при гидравлическом исследовании насадочных колонн – задержку жидкости $\epsilon_{\text{жд}}$ и коэффициент смачиваемости поверхности насадки ψ_w .

При турбулентном течении пленки жидкости коэффициент массоотдачи можно вычислить по уравнению, полученному на основе использования модели диффузионного пограничного слоя [7]

$$\beta_{\text{ж}} = 9 \cdot 10^{-4} (v g)^{\frac{1}{3}} \text{Re}_{\text{пл}}^{0,712} \text{Sc}^{-0,5}, \quad (3.16)$$

В газовой фазе насадочных колонн коэффициент массоотдачи при турбулентном движении имеет вид [7]

$$\beta_{\text{г}} = A \frac{\left(\epsilon_{\text{г-ж}} \frac{v_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}} \right)^{0,25}}{\text{Sc}_{\text{г}}^{\frac{2}{3}} Q_{\text{ж}}^{0,4}}, \quad (3.17)$$

где $A = 0,013$ для колец и седели регулярных насадок; $A = 0,028$ для нерегулярных насадок «Инжехим».

Средняя по объему скорость диссипация энергии равна

$$\epsilon_{\text{г-ж}} = \frac{\Delta P_{\text{г-ж}} W_{\text{г}}}{(\epsilon_{\text{св}} - \epsilon_{\text{ж}}) H}, \quad (3.18)$$

где $\Delta P_{\text{г-ж}}$ – составляющая перепада давления $\Delta P_{\text{ор}}$ в орошаемой насадке, вызванная наличием жидкой фазы; H – высота слоя насадки.

Ниже представлены экспериментальные исследования массоотдачи рулонной насадки в газовой фазе при увлажнении воздуха парами воды и сравнение с результатами расчета по различным уравнениям.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе β_{Γ} определяется путем измерения относительной влажности паровоздушной смеси на входе в слой насадки и выходе из него.

Измерение влажности и температуры осуществляется портативным измерителем влажности и температуры ИВТМ-7. Диапазон измерения влажности $\varphi = (0,55 - 99)\%$.

Погрешность измерения при влажности φ до 10% составляет $\pm 1\%$, при измерении влажности от 10 до 99% погрешность составляет $\pm 2\%$. Погрешность измерения температуры $\pm 1^{\circ}\text{C}$. Инерционность $\leq 60\text{ с}$.

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе определяется по формуле

$$\beta_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma}(x_2 - x_1)}{F\Delta x_{\text{ср}}}, \quad (3.19)$$

где G_{Γ} - расход газа (воздуха); x_1 и x_2 - влагосодержание паровоздушной смеси на входе и выходе слоя насадки; F - поверхность массоотдачи; $\Delta x_{\text{ср}}$ - средняя логарифмическая движущая сила массопередачи

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{\ln \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}}, \quad (3.20)$$

где $\Delta x_1 = x_1^* - x_1$; $\Delta x_2 = x_2^* - x_2$ - движущие силы массопередачи на входе и выходе слоя насадки; x_1^*, x_2^* - влагосодержание воздуха при относительной влажности $\phi = 100\%$ и температуре $t^\circ \text{C}$.

Влагосодержание паровоздушной смеси на входе и выходе из слоя насадки определяется в виде

$$x = 0,622 \frac{\phi P_{\text{нас}}}{P - \phi P_{\text{нас}}}, \quad (3.21)$$

где $P_{\text{нас}}$ - давление насыщенного водяного пара при заданной температуре; P - общее давление паровоздушной смеси (в эксперименте $P=747$ мм. рт. ст.); ϕ - относительная влажность паровоздушной смеси. Для определения влагосодержания насыщенного воздуха x^* используется диаграмма I-X Рамзина.

На рис. 3.9 приведены экспериментальные значения коэффициента массоотдачи при увлажнении воздуха и расчет по уравнению (3.20), а также сравнение с коэффициентом массоотдачи на других насадках.

На рис. 3.9 приведены результаты расчета коэффициента массоотдачи по уравнению (3.16) на рулонной насадке и сравнение с известными результатами других авторов, полученными в пленке жидкости на гладкой поверхности труб.

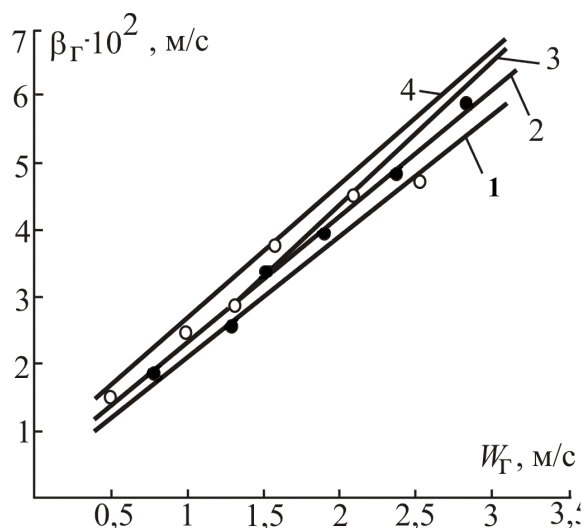


Рис.3.9. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от скорости газа, при плотности орошения $L = 10(\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч})$: 1 –седла Берля 25 мм; 2 – рулонная насадка: - расчет по уравнению Дьяконова С.Г.; \circ – опытные данные Елизарова В.В.; \bullet – опытные данные автора; 3,4 – кольца Рашига

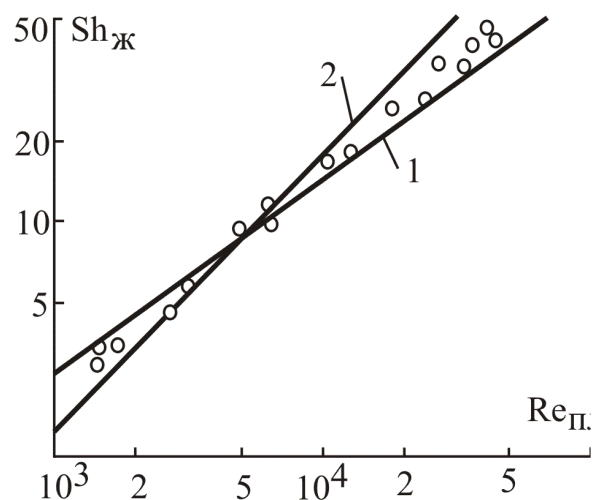


Рис. 3.10. Зависимость числа Шервуда в турбулентной пленке, стекающей по гладкой поверхности труб от числа Рейнольдса при абсорбции кислорода воздуха водой: \circ – опытные данные Маркова, Войнова, Николаева; 1 – на рулонной насадке – расчет по уравнению (3.14); 2 – расчет по уравнению Кулова

Для расчета коэффициентов массоотдачи при стекании пленки жидкости по контактному устройству, поверхность которого имеет элементы шероховатости можно использовать следующие уравнения [13].

При безразмерной высоте выступов $h^+ \leq 150$

$$Sh^* = 6,45 \cdot 10^{-4} Re^{*1,505} Sc^{0,5}, \quad (3.22)$$

а при $h^+ > 150$

$$Sh^* = 6,45 \cdot 10^{-4} Re^{*1,505} Sc^{0,5} (h^+ / 150). \quad (3.23)$$

Число Шервуда рассчитывается через среднюю толщину пленки жидкости $Sh^* = \beta \delta_{пл} / D$, а число Рейнольдса с использованием динамической скорости на стенке $Re^* = 4 \delta_{пл} u_* / \nu_{ж}$.

Параметр $h^+ / 150$ учитывает вклад крупномасштабной турбулентности, генерируемой выступами большой высоты, в интенсификацию массопереноса в пленке жидкости на шероховатой поверхности.

Граница применимости выражений (3.22), (3.23) $h^+ = 20 - 1600$.

Рассмотренные выше выражения используются в диффузионной модели для расчёта промышленных насадочных колонн разделения этаноламинов.

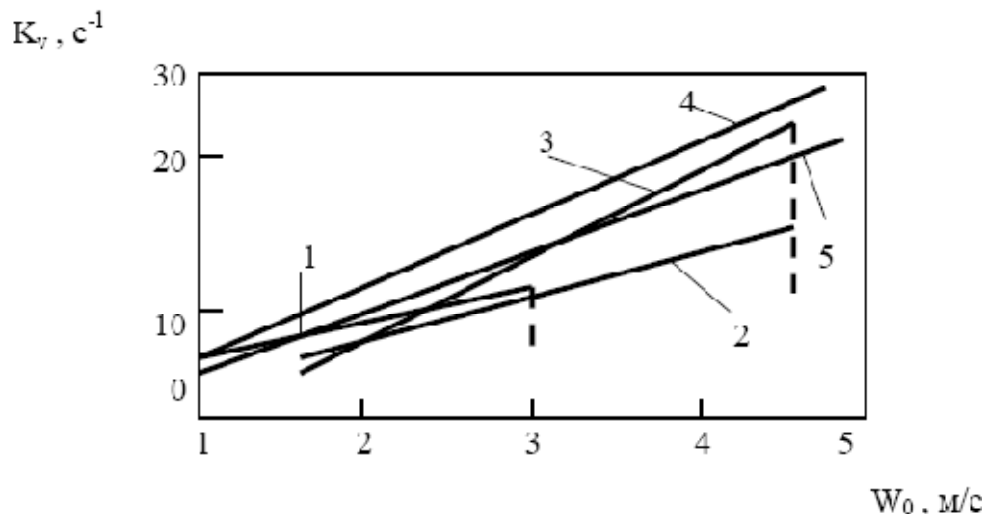


Рис. 3.11. Зависимость объемного коэффициента массопередачи K_v от скорости пара для дырчатой провальонной тарелки, рулонной и плоскопараллельной насадок в условиях ректификации метанола [модельная установка с колонным диаметром 120 мм, средняя концентрация метанола 50-55% (мол.); $G/L=1$; $P=101,3$ кПа; высота пакета насадок 50 мм; штриховые линии – предельные нагрузки]: 1 – тарелка со свободным качением 25% и отверстиями диаметром 3 мм; 2 – спиральная рулонная насадка с прямым гофром, $d_3=12$ мм; 3 – то же, с косым гофром, $d_3=18$ мм; 4 – плоскопараллельная насадка, $d_3=12$ мм; 5 – насадка «Инжехим», $d_3=15$ мм

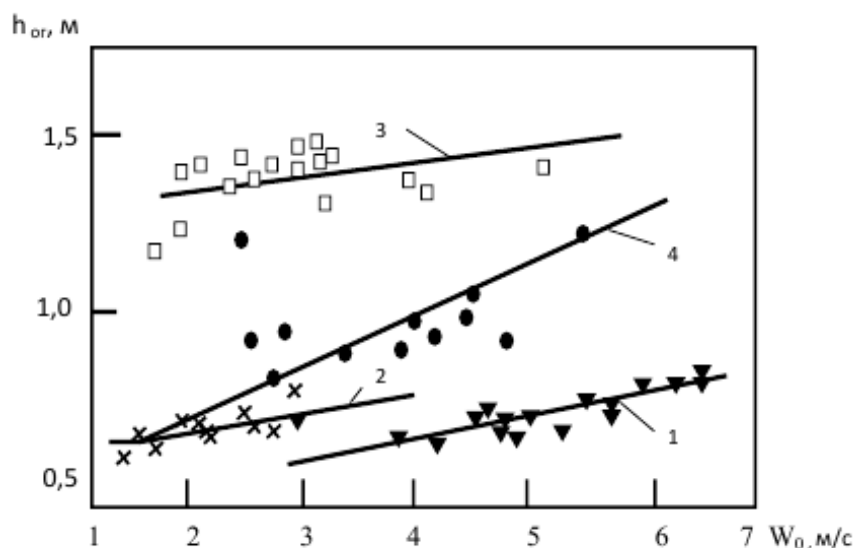


Рис. 3.12. Эффективность пакетных регулярных насадок при ректификации смеси метанол-вода [22,20] [модельная установка с колонной диаметром 400 мм; концентрация метанола 30-45% (мол.); $P=101,3$ кПа]: 1- спиральная насадка с прямым гофром, $d_3=12$ мм; 2 – насадка «зиг-заг», $d_3=30$ мм; 3 – плоскопараллельная насадка, $d_3=30$ мм; 4 – регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» [2], $d_3=15$ мм

На рис. 3.11 приводятся сравнения по объемному коэффициенту массопередачи [121] для различных типов контактных устройств. На рис. 3.12 дана зависимость высоты единиц переноса от скорости газа в колонне для различных пакетных регулярных насадок [26]. Из представленных результатов следует, что разработанная регулярная гофрированная насадка с элементами шероховатости поверхности не уступает аналогичным контактным устройствам.

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор NaCl. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотность орошения изменялась от 1 до 10 м³/(м²ч), скорость воздуха от 0,6 до 2,3 м/с.

Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра.

Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены известным критериальным уравнением:

$$Re_{ж} = 2,53Re_{ж}^{0,338}. \quad (3.24)$$

где $Re_{ж} = qd_{\text{э}} / (D_{\text{п}} \epsilon_{\text{с}})$, $Re_{ж} = 4qr_{\text{с}} / (a_{\text{в}} \epsilon_{\text{с}} \mu_{\text{с}})$, $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки, м.

Продольное перемешивание по газовой фазе для насадки близкой по конструктивным характеристикам описывается выражением

$$Re_{\Gamma} = 88,6Re_{\Gamma}^{-0,67} \quad (3.25)$$

где $Re_{\Gamma} = W_{\Gamma} d_{\text{э}} / D_{\text{п}}$

Уравнение (3.26) получено в результате обобщения промышленных данных работы насадки [43].

Приведенные в данной главе уравнения для расчета гидравлических и массообменных характеристик новой насадки замыкают математическое описание массопереноса, построенное на основе однопараметрической диффузионной модели процесса разделения смесей.

3.6. Комплексная оценка массообменных и энергетических характеристик насадок

Ниже рассмотрены сравнительные характеристики различных насадочных контактных устройств. Приведены данные по

энергетическому комплексу и сделаны выводы для нерегулярных и регулярных массообменных насадок [17,23,35].

Расчет коэффициентов массоотдачи выполнялся по уравнениям математических моделей для соответствующих конструкций регулярных и нерегулярных насадок. Для расчета гидравлического сопротивления использовались как эмпирические выражения, так и экспериментальные данные [5,15,27-29,36,38,41].

Рассмотрены следующие массообменные нерегулярные и регулярные контактные устройства: насадка «Инжехим-2000» [37,38] (рис.3.9), стальные кольца Рашига 50×50, кольца Sulzer C-Ring No.2.5 [30], стальные кольца Палля 50х50, регулярная насадка Mellapak фирмы «Sulzer Chemtech» 125Y [30], регулярная рулонная насадка «Инжехим» [4,38] и другие типы.

Инженерно-внедренческий центр «Инжехим» разработал регулярную сегментную регулярную насадку, изготавливаемую в виде набора кольцевых сегментных блоков, которые при сборке плотно заполняют весь рабочий объем колонны. Каждый сегментный блок выполнен в виде пакета из гофрированных листов с перекрестным расположением гофров в смежных листах.

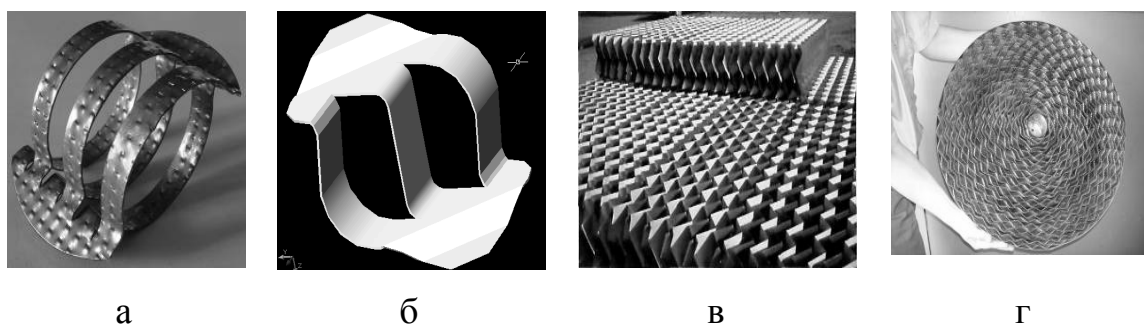


Рис. 3.9. Насадки: а – «Инжехим-2000»; б – «Инжехим-2002»; в – регулярная блочная; г – регулярная рулонная гофрированная насадки «Инжехим» [37,39]

Нерегулярная насадка «Инжехим 2002» (рис.3.9) образована изогнутыми полосами, смещенными относительно друг друга. Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу. Жидкость, омывающая элементы насадки, сходит преимущественно с них в виде пленки. Это происходит за счет того, что геометрия насадки имеет гладкий гидравлический профиль и не содержит ломаных поверхностей и торчащих деталей, которые могли бы быть центром образования отдельных капель и струй. Пленочный характер стока жидкости с элементов насадки обеспечивает высокие массообменные характеристики насадки при минимальном значении уноса и способствует снижению гидравлического сопротивления. Несложная конструкция насадки позволяет изготавливать ее методом листовой штамповки, что снижает себестоимость ее изготовления [38].

Таблица 3.2. Технические характеристики насадки «Инжехим 2002».

Наименование параметра	Значение
Материал насадки	листовая сталь 0.5 мм
Размер элемента	50 x 40 x 35 мм
Удельная поверхность	134 м ² /м ³
Удельный свободный объем	0.967 м ³ /м ³
Количество элементов в 1 м ³	21800 шт.
Эквивалентный диаметр	0.029 м

Нерегулярная насадка «Инжехим-2000» является современной альтернативой кольцам Палля, Рашига и другим аналогичным насадкам. При равной высоте слоя она обеспечивает большую производительность, меньшее удельное гидравлическое сопротивление и более высокое качество разделения смесей.

У регулярной рулонной гофрированной насадки «Инжехим» (рис. 3.9, 3.10) гофры смежных листов расположены перекрестно по отношению друг к другу и образуют каналы для потока паровой фазы с интенсивной турбулентностью. Кроме того насадка выполняется с элементами шероховатости, что повышает коэффициент массоотдачи в жидкой фазе. Насадка характеризуется высокой разделяющей способностью при низком гидравлическом сопротивлении.

На рис. 3.12 дана зависимость высоты единиц переноса $h_{ог}$ от скорости газа в колонне для различных регулярных и нерегулярных насадок. Из представленных результатов следует, что наибольшую эффективность (т.е. меньшее значение $h_{ог}$) обеспечивают нерегулярные насадки «Инжехим-2000». Регулярная гофрированная насадка «Инжехим» с элементами шероховатости поверхности не уступает аналогичным контактными устройствам и имеет меньшее гидравлическое сопротивление.

Энергетическая эффективность

Для совместной оценки гидродинамических и массообменных характеристик насадок иногда используются энергетические коэффициенты

$$E'_{(max)} = \frac{M}{N}, \text{ или } E_{(min)} = \frac{\Delta p_{op} \cdot h_{ог}}{H}, \quad (3.26)$$

где M - количество массы компонента переходящего из одной фазы в другую, кг/с; N - мощность на подачу фазы, Вт; Δp_{op} – перепад давления в колонне, Па; H – высота слоя насадки, м.

Выражения для $E'_{(max)}$ (3.26) можно также использовать и для оценки энергетической эффективности тарельчатых колонн.

Комплекс $E_{(min)}$ характеризует энергозатраты и массообменную эффективность контактных устройств насадочного типа.

Чем меньше гидравлическое сопротивление и больше коэффициент массопередачи (т.е. ниже значение $h_{ог}$), тем меньше комплекс E и, следовательно, эффективнее насадка.

На рис. 3.13 представлено сравнение нерегулярных насадок по значению комплекса E . Видно, что наиболее эффективной нерегулярной насадкой является насадка «Инжехим-2000» [17,23,40].

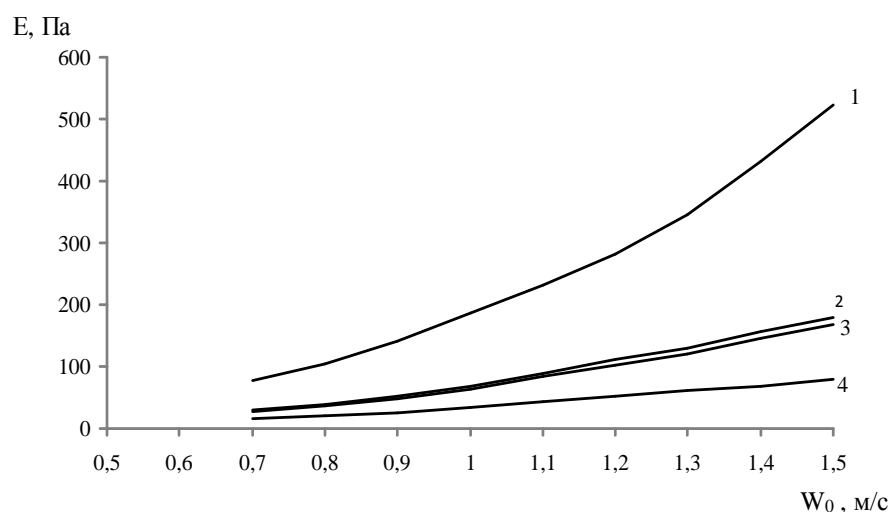


Рис. 3.13. Зависимость комплекса E от скорости газа, при плотности орошения $q = 40(\text{м}^3 / \text{м}^2 \cdot \text{ч})$, $d_s = 0,03$, абсорбция аммиака водой: 1 – стальные кольца Рашига 50x50; 2 – кольца Sulzer C-Ring No.2.5; 3 – стальные кольца Палля 50x50; 4 – насадка «Инжехим-2000»

На рис. 3.14 представлено сравнение регулярных насадок по значению комплекса E . Наиболее эффективной по энергетическому комплексу является регулярная рулонная насадка «Инжехим» [17,40].

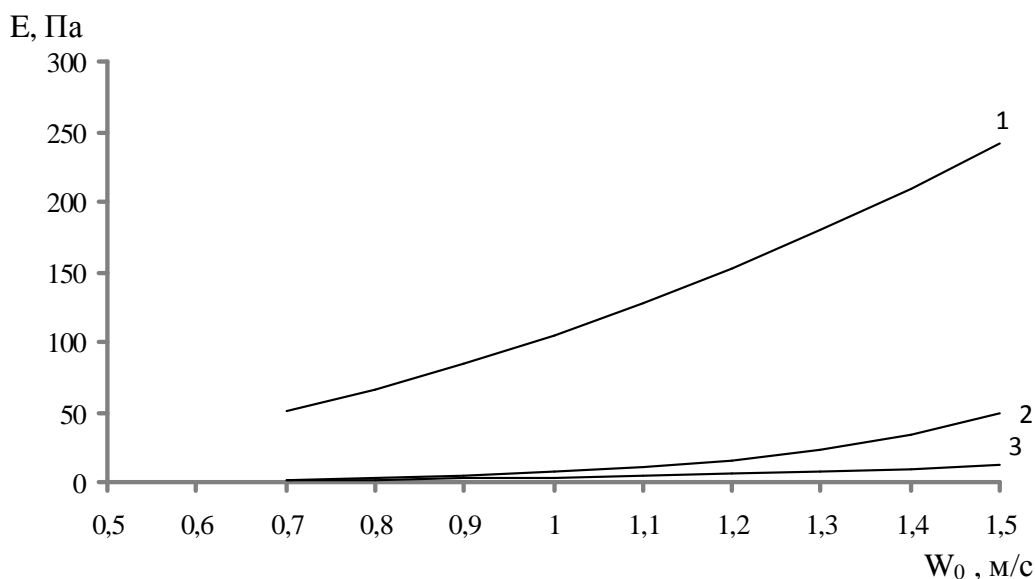


Рис. 3.14. Зависимость комплекса E от скорости газа, при плотности орошения $q = 10(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, абсорбция аммиака водой: 1 – стальные кольца Рашига 50x50; 2 – регулярная насадка Mellapak фирмы «Sulzer Chemtech» 125Y [30]; 3 – регулярная рулонная насадка «Инжехим» (рис.3.10)

Для оценки интенсивности массообменных аппаратов используется фактор

$$i = \frac{M}{V} = \frac{K_c F \overline{\Delta C}}{V}, \quad (3.27)$$

где M – масса компонента переходящего из одной фазы в другую, кг/с; V – рабочий объем аппарата, м^3 ; K_c – коэффициент массопередачи, м/с; $\overline{\Delta C}$ – средняя движущая сила массопередачи; F – поверхность массопередачи, м^2 .

Аналогично для теплообменных процессов

$$i = \frac{Q}{V} = \frac{K_T F \overline{\Delta T}}{V}, \quad (3.28)$$

где Q – тепловой поток, Вт; K_T – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²К); ΔT – средний температурный напор.

Выбор конструктивных и режимных характеристик нового или модернизируемого аппарата необходимо выполнять, как с использованием энергетического комплекса (3.26) по мах E' (по минимальному значению E), так и по фактору интенсивности (3.28) (по максимальному значению). Естественно массообменный аппарат в любом случае должен удовлетворять требованиям технического задания по качеству разделения смеси, интервалу устойчивой работы, ограничений по перепаду давления и т.д.

Установлено, что для нерегулярных насадок комплекс E (3.26), фактор i (3.28) принимают экстремальные значения с контактными устройствами «Инжехим-2000» и с их аналогами [35].

Для регулярных насадок экстремальные значения E и i обеспечивает регулярная рулонная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью [35].

Для наиболее энергоемких процессов (например, ректификация) может использоваться термодинамический анализ тепло-технологической схемы с вычислением теплового и эксергетического коэффициентов полезного действия (использования теплоты).

Сравнительные характеристики насадок приведены в таблице 3.2, где $\varepsilon_{св}$ – удельный свободный объем; a_v – удельная поверхность.

Табл. 3.2. Сравнительные характеристики
промышленных насадок размером 50×50 мм.

Тип насадки	$\epsilon_{\text{св}}, \text{м}^3/\text{м}^3$	$a_{\nu}, \text{м}^2/\text{м}^3$	Потеря напора, % отн	Пропускная способность, % отн	Эффективность, % отн
Кольца Рашига	0,95	110	100	100	100
Кольца Палля	0,96	100	63	120	125
Хай – Пэк	-	-	65	120	150
Кольца Бялецкого	-	-	85	100	125
Седла Инталокс	-	-	32	144	132
Насадка Лева	0,97-0,98	118	47	-	158
Насадка ГИАП	0,96	101	47	133	137
Инжехим - 2000	0,96	103	16-22	180-210	153

Применение насадок «Инжехим» в колоннах ректификации и абсорбции рассмотрено в следующих главах.

Используемая литература

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. – М: Химия, 1978.
2. Braun Vlastimil Vezkumy ustav chemickych zarizeni a.s. Brno. - №64-90, Структурированная насадка для контактных колонн./ Заявл. 5.1.90., Оpubл.18.3.92.
3. Becker Oliver, Streiner Rudolf. Испытание новой углеволокнутой насадки для РК. // Chem.-Ing. Techn. 1995, 67, №7. – С.883-888.
4. Воронцов Е.Г. Влияние вида и размеров упорядоченной шероховатости на течение пленки жидкости // Ж. прикл. Химии, 1978, Т.51, № 4. – С. 773-779.
5. Джонова – Атаносова Д.Б., Наков Св.Ц., Колев Н.Н. Коэффициент массопередачи в жидкой фазе для регулярно уложенных насадок // Теор. основы хим. технол., 1996, 30, №3. – С.265-267.
6. Дьяконов Г.С., Фарахов М.И., Ясавеев М.Х. и др. Экспериментальная установка для исследования насадочных контактных устройств // Межвуз. тематич. сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань: КГТУ, 1999, 2000. – С.235-239.
7. Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. – Казань: КГУ, 1993.
8. Елизаров В.В. Технология проектирования тарельчато-насадочных аппаратов разделения водных растворов: дис. ... канд. техн. наук / В.В. Елизаров. – Казань: КГТУ (КХТИ), 2003.
9. Koshy T., Daniel, Насадка с усовершенствованной поверхностью для насадочной колонны./ Norfon Chemical Process Products Corp. - №527309, Заявл. 12.9.95, Оpubл. 3.6.97.

10. Квурт Ю.П., Холпанов Л.П., Малюсов В.А., Жаворонков М.И. О закономерностях пленочного течения в каналах с регулярной шероховатостью // Докл. АН СССР. 1984. Т.274. № 4. С. 882-884.
11. Квурт Ю.П. Гидродинамические закономерности течения по шероховатой поверхности пленки жидкости с различной вязкостью и теплообменом: дис. ...канд. техн. наук / Ю.П. Квурт. – М.: ИОНХ, 1986.
12. Kamei S., Oishi J. Mass and heat transfer in a falling liquid film of wetted wall tower // Mem. Fac. Engn. Kyoto Univ. 950. V.17.
13. Коган В.Б., Харисов М.А. Оборудование для разделения смесей под вакуумом. – Л.: Машиностроение, 1976.
14. Кафаров В.В. Основы массопередачи. 3-е изд. – М.: Высшая школа, 1979.
15. Kolev N., Nakov S. Характеристики насадки с турбулелазаторами пограничного слоя. Перепад давления и точка нагрузки // Chem. Eng. Fnd Proces, 1993, 32, №6. – С. 389-395.
16. Лебедев Ю.Н., Чекменов В.Г., Зайцева Т.М. и др. Насадка ВАПУПАК для вакуумных колонн // ХТТ и М, 2004, № 1. – С.48-52.
17. Лаптев А.Г., Лаптева Е.А., Насыров Р.Р. Насадки для модернизации аппаратов разделения веществ // Тезисы докладов науч. конф. посвященной «Дню энергетика». Казань: КГЭУ, 2005. – С.48-49
18. Лаптева Е.А., Фарахов Т.М. Гидравлические массообменные характеристики рулонной гофрированной насадки // Тезисы докладов XII аспирантско-магисторского семинара, посвященного 40-летию КГЭУ и Дню Энергетика. Казань: КГЭУ, 2008.
19. Lamourelle A.P., Sandal O.C. Gas absorption into a turbulent liquid // Chem. Eng. Sci. 1972. V.27. №5. P. 1035-1043.
20. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике. – Казань: КГУ, 2008.

21. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др.; под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.
22. Новая насадка для аппаратов. / Suess P., Sulzer Chentceh AG - №388335., Заяв. 9.2.95., Оpubл. 13.3.96.
23. Насыров Р.Р., Лаптева Е.А., Грачев С.Ф. Насадочные контактные устройства для модернизации массообменных колонн // Материалы докладов IX аспирантско-магисторского науч. семинара, посвященного «Дню энергетика». Казань: КГЭУ, 2006, Т. 1. – С.87-89.
24. Пат. 2118201 Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Структурированная насадка. Лебедев Ю.Н. - №97107718/25 Заявл. 22.5.97., Оpubл. 27.8.98.
25. Патент Российской Федерации на полезную модель № 54818. Регулярная насадка для теплообменных аппаратов. Фарахов М.И., Шигапов И.М., Маряхин Н.Н., Фарахов Т.М., Лаптева Е.А. / 27.07.2006 г., Бюл. № 21
26. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988.
27. Пат.165471 Польша, МКИ⁶ В 01 J 79/32. Патентная насадка для контактных колонн / Filip S., Mackmiak J - №291491, Заявл. 20.8.91., Оpubл. 30.12.94.
28. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Насадка ректификационной колонны / Смирнов В.И. - №95105962/25. Заявка 95105962/25 Заявл. 18.4.95., Оpubл. 27.12.96., Бюл. №36.
29. Пат. Россия, МКИ⁶ В 01 D 3/22. Элементарная насадка для ректификационной колонны / Слободник Р.И., Селезнева Е.А. - №95105822/25., Заявл. 6.6.95., Заявка 95109482/25 Оpubл. 20.6.97., Бюл. №18.

30. Пат.209413 Россия, МКИ⁶ В 01 J 19/32. Уголковая насадка для массообменных аппаратов / Фетисов А. И., Абдуллин А. З., Панов А. К., Багиев А.В.. АО Каустик - №5067982125., Заявл. 20.5.92., Оpubл. 27.10.97., Бюл. №30.
31. Riftner Siegbert, Spiske G., Kompalin D., Gruber U., Sigr G. - №410447,9., Коррозионно – термостойкая насадка для теплообменных аппаратов./ Заяв. 14.2.91, Оpubл. 20.8.92.
32. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е. – М.: Химия, 1976.
33. Rohde W., Linde A.G. №19743730, Упорядоченная насадка для массо- и теплообмена. / Заяв. 2.10.97., Оpubл. 9.4.98.
34. Stobem Verne K. - №684106, Насадка для разделенных колонн и ее применение./ Заяв. 19.7.96, Оpubл. 4.11.97.
35. Свидетельство Российской Федерации на полезную модель № 32707. Регулярная насадка для массообменных аппаратов. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Дьяконов Г.С. и др. / 27.09.2003 г., Бюл. № 27.
36. Свидетельство Российской Федерации на полезную модель № 13950. Насадка для тепло- и массообменных аппаратов. Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г. и др. / 20.06.2000 г., Бюл. № 17.
37. Фарахов М.И., Лаптева Е.А., Насыров Р.Р. Контактные устройства для аппаратов разделения веществ и энергосбережение // Энергосбережение в городском хозяйстве, энергетике, промышленности: материалы V Рос. науч-техн. конф. Ульяновск, 2006, Т. 1. – С. 238–240.
38. Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ // Труды Академэнерго КНЦ РАН. Казань, 2008, №1. – С. 60-72.
39. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Лаптева Е.А. Насадочные контактные устройств для аппаратов разделения веществ// Математические методы

в технике и технологиях – ММТТ – 20. Сб. трудов XX межд. науч. конф. Ярославль, 2007, Т.3. – С. 236-238.

40. Холпанов Л.П., Шкадов В.Я. Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела. – М.: Наука, 1990.

41. Helltnng R.K., Des Jardin M.A. Оптимальные условия работы колонны с упорядоченной насадкой // Chem. ENG. Progr., 1994, 90, №10. – С.62-66.

42. Schultes M., Paschig A.G. - №19531151, 5., Вид насадки для массо - и теплообменных аппаратов./ Заяв. 24.8.95., Оpubл. 27.2.97.

43. Шигапов И.М. Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена: дис. ... канд. техн. наук / И.М. Шигапов. – Казань: КГТУ (КХТИ), 2000.

44. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. – Казань: КГЭУ, 2004.

45. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. и др. Новый метод определения количества удерживаемой жидкости в насадочных колоннах // Межвузовский тематический сборник научных трудов «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань: КГТУ, 2001. – С.193-197.

ГЛАВА 4

ПРОБЛЕМЫ И ЗАДАЧИ РАЗДЕЛЕНИЯ ЭТАНОЛАМИНОВ

Повышение конкурентоспособности выпускаемой продукции и снижение энергозатрат на проведение процессов приводит к необходимости разработок новых технологий и аппаратурного оформления или модернизации действующих установок и производств. Второй путь характеризуется меньшими материальными затратами и сроками выполнения работ.

В главе рассмотрены энергосберегающие технические решения по использованию разработанных насадочных элементов при модернизации промышленных массообменных колонн разделения этаноламинов [2,4,10,11].

Колонны с насадками даже при одинаковой эффективности с барботажными тарелками имеют преимущества в более низком гидравлическом сопротивлении, что очень важно для вакуумных колонн, и меньшее время пребывания, что значительно при разделении смесей, способных к разложению, образованию полимеров и изменению цветности.

В данной главе рассмотрена технологическая схема разделения этаноламинов на заводе «Органических продуктов» ОАО «Казаньоргсинтез» и выполнен ее эксергетический анализ. Разработаны технические решения по модернизации установки с целью снижения энергозатрат [2,5,8,12].

4.1. Общее описание продукции

Физико-химические свойства этаноламинов даны в литературе [1,5,7,9].

Моноэтаноламин технический представляет собой прозрачную жидкость с аммиачным запахом, не содержащую механических примесей.

Триэтаноламин технический представляет собой прозрачную жидкость, допускается опалесценция, цвет от желтого, до темно-коричневого.

Диэтаноламин представляет собой густую вязкую жидкость или кристаллы желтого цвета.

Кубовый остаток моноэтанолamina представляет собой жидкость, допускается опалесценция, цвет от коричневого до темно-коричневого.

Действующие в настоящее время промышленные способы производства рассчитаны на выпуск смесей моно-, ди- и триэтанолamina, в различном, как правило, примерно равном соотношении.

Метод производства этаноламинов основан на взаимодействии окиси этилена и аммиака в присутствии воды в качестве катализатора. Готовыми продуктами производства являются моноэтаноламин технический, диэтаноламин чистый, триэтаноламин технический и кубовый остаток моноэтанолamina.

Промышленные технологии получения этаноламинов можно разделить на две группы. Первую группу составляют “водные” технологии с использованием окиси этилена и водных растворов аммиака, синтез проводят при температуре 20-200⁰С, давление 1-60атм и соотношении окись этилена: аммиак 1:4-50. Вторую группу составляют технологии, в которых используется окись этилена и аммиак с содержанием каталитических количеств воды (0,5-5%).

После модернизации, отличительными особенностями от нынешнего производства этаноламинов будут являться: использование безводного аммиака; более низкая температура на стадии синтеза

благодаря проведению процесса в реакторе; проведения стадий синтеза и отгонки при одном давлении; возможность варьирования состава конечных продуктов с помощью рецикла моноэтаноламина.

Моноэтаноламин технический всех сортов применяется в газовой и нефтяной промышленности для поглощения кислых газов и серосодержащих органических соединений. Моноэтаноламин технический высшего и первого сорта применяется так же в фармацевтической, текстильной, лакокрасочной промышленности, в производстве пластмасс.

Технический триэтаноламин, кубовый остаток моноэтаноламина применяется для газоочистки при получении чистой углекислоты, в текстильной промышленности, в парфюмерии и цементной промышленности, как сырье в ряде органических синтезов, в резиновой промышленности, в производстве моющих средств.

Диэтаноламин применяется в органическом синтезе для поглощения кислых и серосодержащих соединений, а так же как реактив в аналитической химии.

4.2. Качество этаноламиннов

В соответствии с техническим заданием (ТЗ) ОАО «Казаньоргсинтез» качество этаноламиннов получаемых по технологии ЗАО «Химтэк Инжиниринг», должно соответствовать следующим показателям:

Таблица 4.1. Показатели качества этаноламиннов.

Наименование показателей	Значение			Метод испытания
	МЭА	ДЭА	ТЭА	
Внешний вид	Прозрачная жидкость без механических включений			Визуально

Продолжение табл. 4.1.

Плотность при 20 ⁰ С, г/см ³	1,015-1,018	1,094-1,110	1,095-1,124	По ГОСТ 18995.1 раздел 1
Цветность, ед. Хазена, не более	10	25	50	По ГОСТ 14871 и ГОСТ 18522
Массовая доля основного вещества, % вес., не менее	99,7	99,7	99,0 *)	Газожидкостная хроматография
Массовая доля воды, % не более	0,2	0,2	0,2	Газожидкостная хроматография

*) Качество ТЭА предложено на уровне 99% основного вещества вместо 97% указанных в ТЗ, т.к. 99%-ный ТЭА соответствует стандартным мирового рынка, а затраты на организацию производства и выпуск ТЭА 97%-ного и 99%-ного близки.

Преимуществом данной технологии являются:

- мягкие условия синтез (низкая температура, низкое давление, отсутствие воды) улучшают качество этаноламиннов и снижают энергозатраты на их производство;

- гибкость технологии позволяет регулировать соотношения выпуска МЭА в диапазоне 10-50% ДЭА в диапазоне 40-80% и ТЭА в диапазоне 15-40%;

- аппаратное оформление реакторного узла обеспечивает высокую тепловую устойчивость ректора в регламентном режиме и в аварийных ситуациях;

- технология экологически безопасна;

- качество этаноламиннов полностью отвечает мировым стандартам;

- полномасштабная опытно-промышленная технология.

Все это делает продукцию конкурентоспособной, так как минимизирует затраты на производство и инвестиции при строительстве.

Создание нового производства этаноламинов в ОАО «Казаньоргсинтез» и переход на новую технологию позволит предприятию увеличить объем продаж товарной продукции как на внутреннем рынке, так и на внешнем рынке, увеличить объем загрузки производства; повысить рентабельность производства за счет расширения ассортимента, качества выкупаемой продукции и снижения энергозатрат.

Модернизация технологии

Производство этаноламинов в ОАО «Казаньоргсинтез» изначально обладает преимуществами многостадийной переработки – большей экономической эффективностью и устойчивостью у неблагоприятной конъюнктуры рынка по отдельным продуктам. Сырьем для производства этаноламинов является собственная окись этилена, а часть этаноламинов перерабатывается в поверхностно-активные вещества и другие товарные продукты. Осуществляется 2-3 передела сырья, где на каждой стадии производится товарная продукция, эти производства имеют суммарный эффект от всех стадий переработки. Оптимизация сбыта продукции (увеличение продаж наиболее рентабельных продуктов) позволит ОАО «Казаньоргсинтез», при необходимости, легче пережить неблагоприятную конъюнктуру рынка.

По оценкам оптимальная мощность нового производства в ОАО «Казаньоргсинтез» - 15 тыс. тонн в год с возможным последующим форсированием мощности до 20 тыс. тонн в год. Капитальные вложения и основные технико-экономические показатели проекта при этом существенно не меняются.

Создание нового производства этаноламинов на ОАО «Казаньоргсинтез» и переход на новую технологию позволит предприятию увеличить объем продаж товарной продукции, как на внутреннем, так и на внешнем рынке, повысит рентабельность производства за счет улучшения ассортимента и качества как самих этаноламинов, так и товаров на их основе.

Целью является модернизировать производство этаноламинов и за счет обновления технологии и оборудования добиться выпуска максимального объема целевой продукции с качеством, конкурентным производимой в мире продукции.

Предполагаемый расход основных видов сырья, материалов и энергоресурсов приведены в таблице 4.2.

Технические условия

Сырье (питание 29 колонны) (табл. 4.3): номинальный расход – 2100 кг/час, изменение расхода питания $\pm 15\%$ от номинального расхода.

Таблица 4.2. Расход основных видов сырья и энергии

Наименование Сырья, материалов, энергоресурсов	Норма расхода на 1 тонну суммы выпускаемых этанолламинов
Аммиак жидкий технический по ГОСТ 6221-90 марка А	0,25т
Окись этилена по ГОСТ 7568-88	0,8т
Азот газообразный по ГОСТ 9293-74 повышенной чистоты, 2с	84м ³
Электроэнергии 380 В	162кВт/ч
Пар высокого давления (25атм)	4,9Гкал
Пар низкого давления (батм)	0,3Гкал
Рассол, $t_{нач} = \text{минус} 15 - 3^0 \text{ C}$	0,13м ³ (или 0,664 10 ⁻³ Гкал)
Вода оборотная	670м ³

Таблица 4.3. Сырье (питание 29 колонны)

Существующий блок синтеза	Состав, % масс.
-Аммиак	0,5-1,0
-Вода	7-10
-Моноэтаноламин (МЭА)	45-55
Диэтаноламин (ДЭА)	21-31
Триэтаноламин (ТЭА)	11-15

Теплоноситель - насыщенный водяной пар Р=20-23 ати.

Температура оборотной воды не более 25 гр.С, давление менее 3 ати.

Требования к качеству работ

Продукция блока ректификации установки получения этаноламинов должна соответствовать следующим требованиям (табл. 4.4).

Таблица 4.4. Требования получения этаноламинов

Продукт	Содержание основного вещества, %масс.	Цветность по Хазену,ед.
Моноэтаноламин	Не менее 99,8	Не более 10
Диэтаноламин	Не менее 99,7	Не более 25
Триэтаноламин	Не менее 95,0	Не более 50

4.3. Описание блока ректификации

Схема блока ректификации до модернизации, состоящая из четырех колонн, представлена на рис. 4.1. Проектные расходы и составы представлены ниже.

Проектные расходы и составы потоков (рис 4.1):

1. Вход колонны К-29:

2612 кг/час;	МЭА – 39,4%;
NH ₃ – 1/7%;	ДЭА – 27,7%;
H ₂ O – 11,2%;	ТЭА – 19,9%.

3. Дистиллят К-29:

285,7 кг/час; H_2O – 95,2%;
 NH_3 – 2,8%; МЭА – 2,5%.

4. Куб К-29:

2286,7%; ДЭА – 31,6%;
 H_2O – 0,9%; ТЭА – 22,7%
МЭА – 44,8%;

6. Дистиллят К-40:

H_2O н. б. – 0,1%; МЭА н. б. – 99,8%.
ОЭА н. б. – 0,1%;

7. Куб К-40:

1302 кг/час; ДЭА – 54,6%;
 H_2O – 0,3%; ТЭА – 39.
МЭА – 5,3%;

9. Дистиллят К-56:

71,47 кг/ч-100%; МЭА – 67,13-93,93%;
 H_2O – 2,44-3,41%; ДЭА – 1,9-2,66%

10. Куб К-56:

1230,53 кг/ч-100%; ДЭА – 709-57,62%;
 H_2O – 1,46-0,12%; ТЭА – 519,2-42,11%
МЭА – 1,87-0,15%;

12. Дистиллят К-92:

635,9 кг/ч-100%; МЭА – 1,3-0,2%;
 H_2O – 1,1-0,2%; ДЭА – 633,5-99,6%.

13. Куб К-92:

93,2 кг/ч-100%; ДЭА – 4,5-11,83%;
 H_2O – 0,05-0,05%; ТЭА – 88,55-95,01%.
МЭА – 0,1-0,11%;

Исходная смесь подается в колонну №29, диаметром 1000мм количество тарелок 18, на 4,7 или 11-ю тарелку для подбора оптимального режима. Отгонка товарного моноэтаноламина производится в колонне № 40, диаметром 1600мм количество тарелок 7 шт. Подача питающей жидкости производится на 3,4 или 5 тарелку при температуре 100-115⁰С. Отгонка диэтаноламина производится в колонне № 56 диаметр 1600мм количество тарелок 3шт. Подача питающей жидкости происходит на 1 или 2 тарелку при температуре 120-160⁰с. Выделение товарного диэтаноламина производится в колонне № 92 диаметр 1600мм, количество тарелок 3 шт.. Подача питающей жидкости производится на 1 или 2 тарелку при температуре 100-110⁰С.

В колоннах используются устаревшие типы барботажных тарелок, которые требуют модернизации или замены на более эффективные контактные устройства.

Конструктивные и режимные характеристики колонн до модернизации, даны ниже.

Колонна № 29

Установлены 18 тарелок с капсульными колпачками. ОСТ 26-01-66-86.

Диаметр – 1000 мм.

Высота – 13700 мм.

Подача питания на 4, 7 или 11 тарелки.

Давление в колонне – 1 кг/см² не более.

Температура куба - 200⁰С не более.

Флегмовое число – 3.

Кипятильник №30.

Поверхность теплообмена – 90 м².

Давление: в трубном пространстве (продукт) – 3 кг/см².

межтрубном пространстве (пар) – 23 кг/см².

Диаметр – 800 мм.

Высота – 3820 мм.

Дефлегматор №31.

Поверхность теплообмена – 33 м².

Диаметр – 800 мм.

Длина – 1965 мм.

Смонтирован над колонной №29 на высоте 18 метров.

Давление в трубном – до 3 кг/см².

в межтрубном – до 3,5 кг/см².

Колонна № 40

Установлены 7 клапанных тарелок.

Диаметр – 1600 мм.

Высота – 16100 мм.

Подача питания на 3, 4 или 5 тарелки.

Давление в колонне – 40 мм.рт.ст. не более.

Температура куба - 205°C не более.

Флегмовое число – 1.

Кипятильник №41.

Поверхность теплообмена – 243 м².

Давление: в трубном пространстве (продукт) – 40 мм.рт.ст. не более.

в межтрубном пространстве (пар) – до 23 кг/см².

Диаметр – 1400 мм.

Высота – 4085 мм.

Дефлегматор №42.

Поверхность теплообмена – 150 м².

Диаметр – 1000 мм.

Длина – 3065 мм.

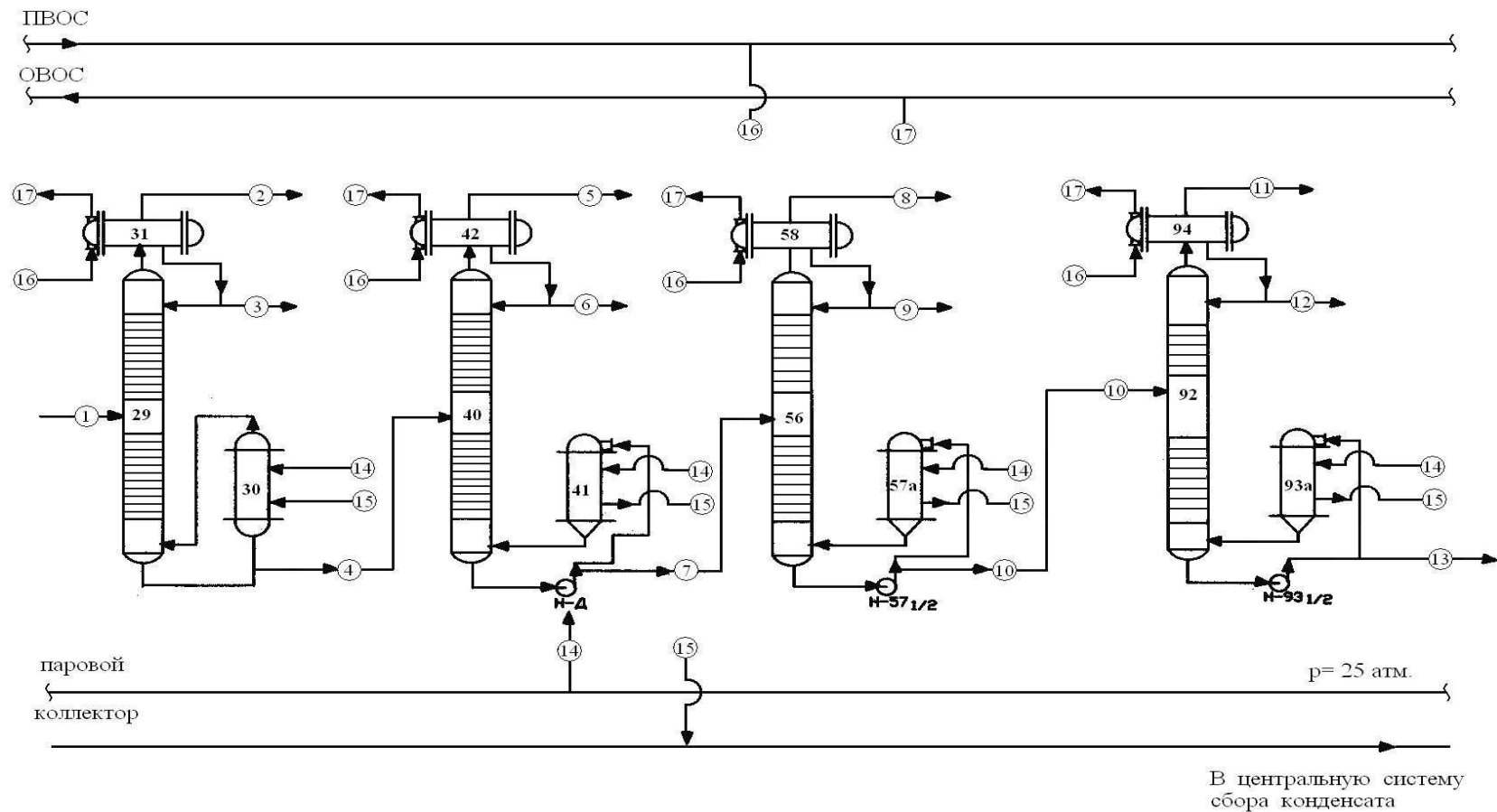


Рис.4.1. Схема блока разделения этаноламинов до модернизации

1, 4, 7, 10 – смесь на разделение; 2, 5, 8, 11 – сдвжки; 3 – дистиллят; 6 – моноэтаноламин; 9 – диэтаноламин;
12 – триэтаноламин; 13 – остаток (смола); 14 – пар; 15 – конденсат; 16 - вода

Смонтирован над колонной №40 на высоте 20 метров.

Давление в трубном – до 40 мм.рт.ст. (продукт).

в межтрубном – до 3,5 кг/см².

Давление оборотной воды на атм. 0,0 м – до 3 кг/см².

Колонна № 56

Установлены по 3 чашуйчатые тарелки.

Диаметр – 1600 мм.

Высота – 16000 мм.

Подача питания на 1 или 2 тарелки.

Давление в колонне – 40 мм. рт. ст. не более.

Температура куба - 205°С не более.

Флегмовое число – 3.

Испаритель №57.

Поверхность теплообмена – 45 м².

Давление: в трубном пространстве (продукт) – 40 мм. рт. ст.

в межтрубном пространстве (пар) – до 25 кг/см².

Диаметр – 800 мм.

Высота – 5020 мм.

Дефлегматоры №58, 94.

Поверхность теплообмена – 74 м².

Диаметр – 800 мм.

Длина – 2465 мм.

Смонтирован над колонной №56, 92 на высоте 24 метров.

Давление в трубном – до 3,5 кг/см².

в межтрубном – 40 мм. рт. ст.

Испаритель №93.

Поверхность теплообмена – 24 м².

Давление: в трубном пространстве (продукт) – 40 мм. рт. ст.

в межтрубном пространстве (пар) – до 25 кг/см².

Диаметр – 600 мм.

Высота – 4725 мм.

Колонна № 92

Вакуумная колонна № 92 диаметром 1.6 м. Характеристики колонны аналогичны №56.

На основе рассмотренного (в разделе 1.2. глава 1) метода выполнен эксергетический анализ оборудования разделения этаноламинов.

Эксергетические потоковые диаграммы для всех колонн даны на рис. 4.2 – 4.5. В табл. 4.5 и 4.6 представлены результаты расчета оборудования установки [3].

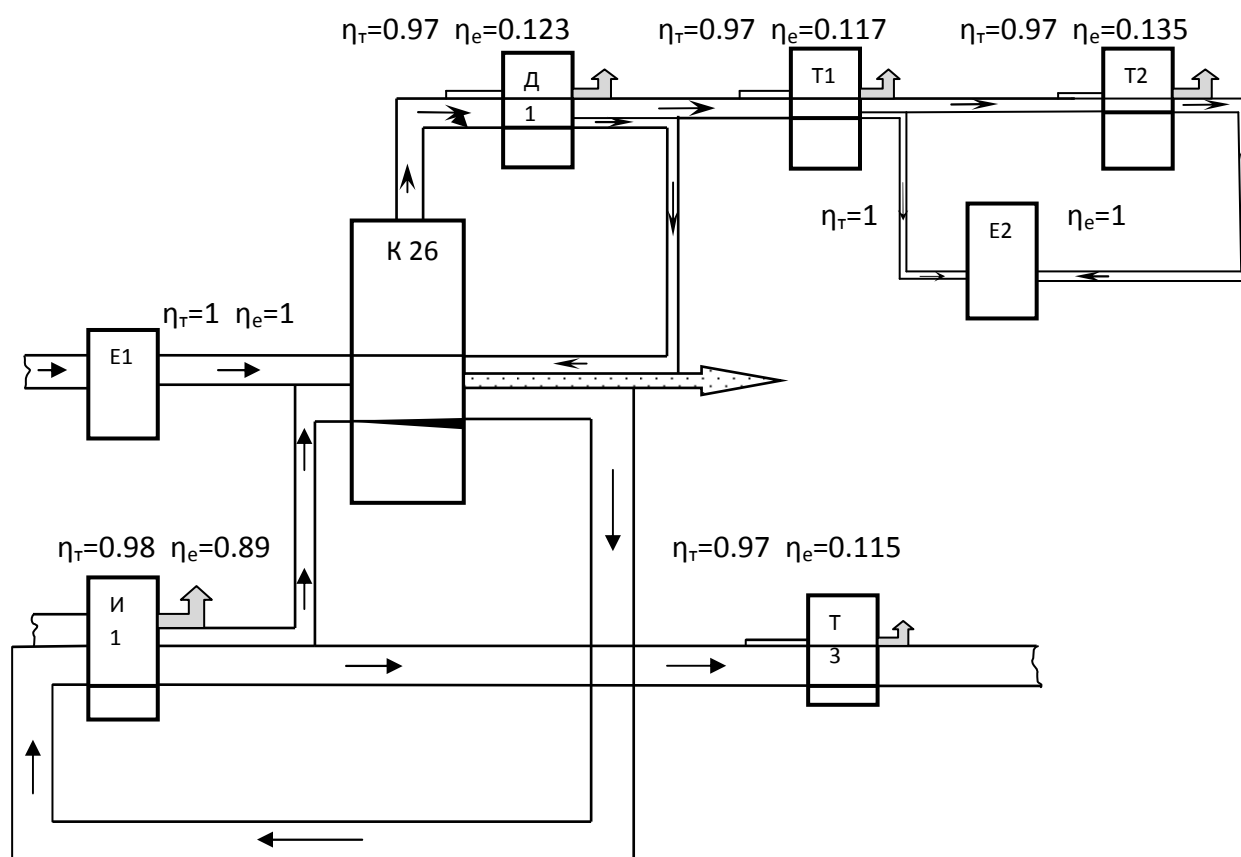


Рис. 4.2. Эксергетическая потоковая диаграмма участка колонны К-29 до модернизации

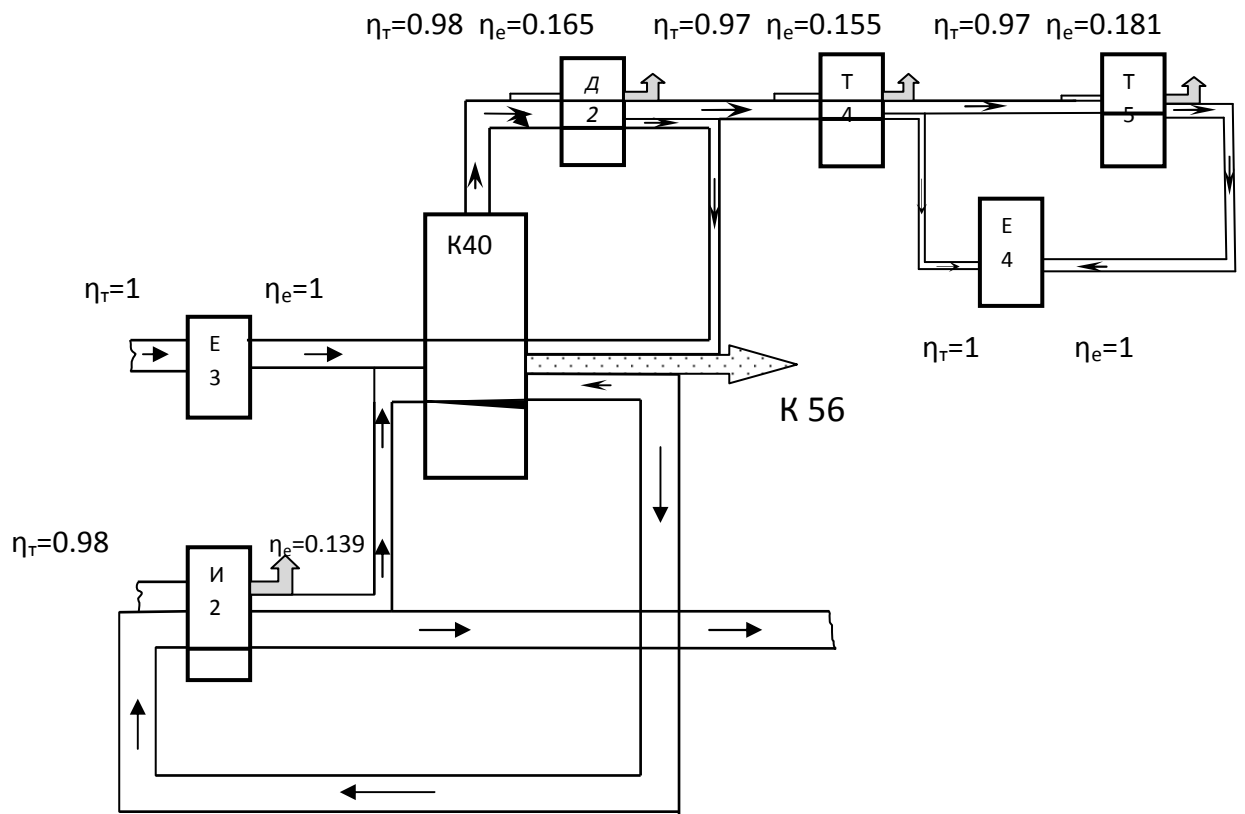


Рис. 4.3. Эксергетическая потоковая диаграмма участка колонны К-40 до модернизации

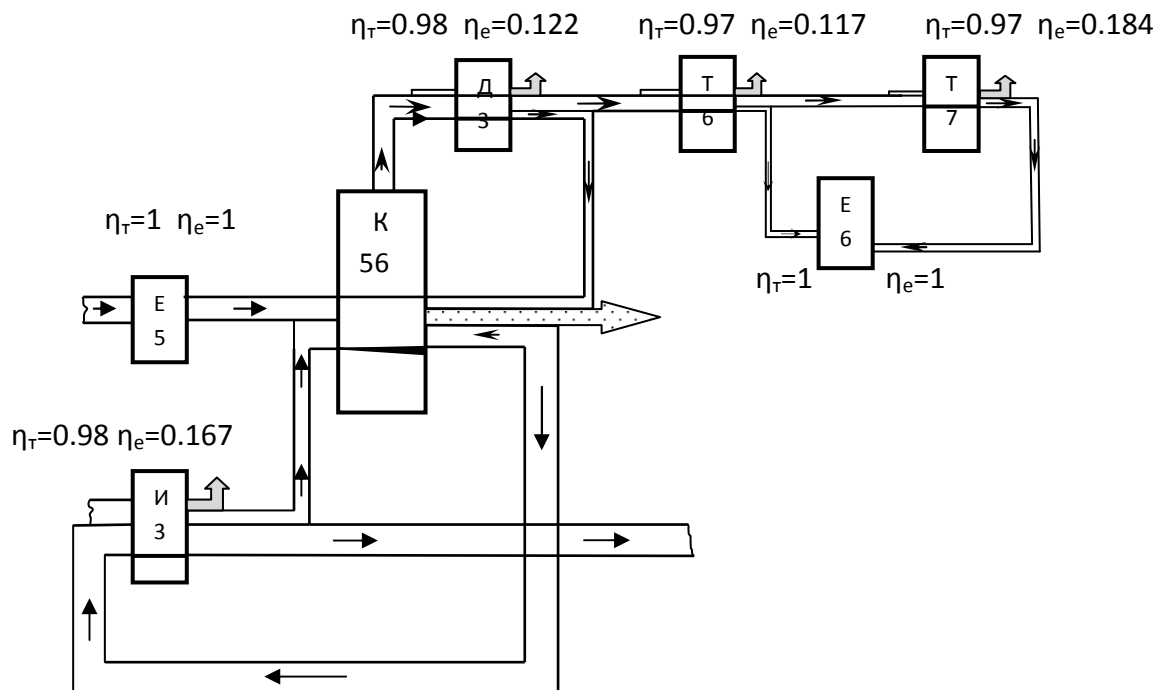


Рис. 4.4. Эксергетическая потоковая диаграмма участка колонны К-56 до модернизации

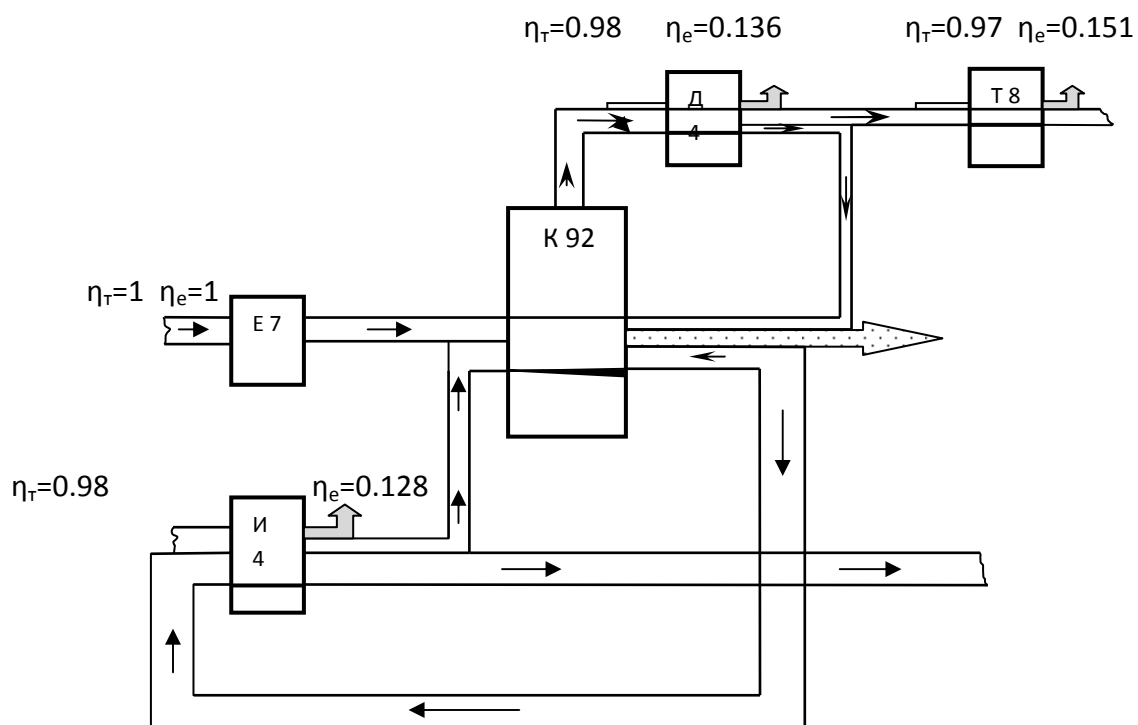


Рис. 4.5. Эксергетическая потоковая диаграмма участка колонны К-92 до модернизации

Таблица 4.5. Степень энергетических и термодинамических совершенств элементов оборудования стадии разделения этаноламинов.

Элементы оборудования	η_{τ}	η_{ϵ}
1	2	3
Колонна 29		
Емкость Е-1	1,0	1,0
Дефлегматор Д-1	0,97	0,123
Теплообменник Т-1	0,97	0,117
Теплообменник Т-2	0,97	0,135
Теплообменник Т-3	0,97	0,115
Емкость Е-2	1,0	1,0
Испаритель И-1	0,98	0,89÷0,795
По участку	0,92	0,507
Колонна 40		
Емкость Е-3	1,0	1,0
Дефлегматор Д-2	0,98	0,165
Теплообменник Т-4	0,97	0,155
Теплообменник Т-5	0,97	0,181

Продолжение табл. 4.5.

1	2	3
Емкость Е-4	1,0	1,0
Испаритель И-2	0,98	0,139
Колонна 56		
Емкость Е-5	1,0	1,0
Дефлегматор Д-3	0,98	0,122
Теплообменник Т-6	0,97	0,117
Теплообменник Т-7	0,97	0,184
Емкость Е-6	1,0	1,0
Испаритель И-3	0,98	0,167
Колонна 92		
Емкость Е-7	1,0	1,0
Дефлегматор Д-4	0,98	0,136
Теплообменник Т-8	0,97	0,151
Испаритель И-4	0,98	0,128

η_t - тепловой КПД аппаратов по результатам теплотехнических измерений.

$$\eta_e = (\tau_e^{\text{нагр.}} Q_a) / (\tau_e^{\text{гр.}} Q_a) \quad (4.13)$$

τ_e – эксергетическая температурная функция;

$$\tau_e = 1 - (T_0/T) \quad (4.14)$$

где T_0 – температурный уровень принятый за нулевой;

T - текущая расчетная температура, К;

$\tau_e^{\text{нагр}}$ - среднее значение температурной функции нагреваемой среды в теплообменнике;

$\tau_e^{\text{гр}}$ - среднее значение температурной функции греющей среды в теплообменнике;

Это приближенная формула, которая позволяет определить степень термодинамического совершенства аппаратов, где влияние

гидравлического сопротивления можно считать незначительным по сравнению с сопротивлением теплопередачи.

Представленные в таб. 4.5 и 4.6 данные позволяют сделать вывод о том, что на данной стадии есть скрытые резервы по энергоусовершенствованию.

Образующийся в кипятильниках колонн конденсат с давлением 1,3 МПа собирается затем в конденсатосборник, где его потенциал по давлению безвозвратно теряется, т.к. в сборных емкостях давление устанавливается на уровне $P = 0,1-0,12$ МПа.

Таблица 4.6. Режимные характеристики по элементам оборудования.

Элементы оборудования	$t_{вх}, ^\circ\text{C}$	$t_{вых}, ^\circ\text{C}$	$P_{вх},$ МПа	$P_{вых},$ МПа	$G_{вх},$ кг/ч	$G_{вых},$ кг/ч
1	2	3	4	5	6	7
Колонна 29						
Дефлегматор (вода)	25	30	0,294	0,3	42956	42956
Кипятильник (пар)	220	220	0,47	0,34	12500	7350
Колонна 40						
Дефлегматор (вода)	25	30	0,294	0,3	41372	41372
Кипятильник (пар)	220	220	0,47	0,34	11830	6570
Колонна 56						
Дефлегматор (вода)	25	30	0,294	0,3	42890	42890
Кипятильник (пар)	220	220	0,47	0,34	13940	8350

Продолжение табл. 4.6

1	2	3	4	5	6	7
Колонна 92						
Дефлегматор (вода)	25	30	0,294	0,3	40790	40790
Кипятильник (пар)	220	220	0,47	0,34	10630	10630

На стадии целесообразно установить расширительный бак, а затем пар вторичного вскипания снижать до нужного давления компрессором. Это позволяет вытеснить соответствующее количество свежего пара и достичь существенной экономии энергоресурсов на стадии разделения этаноламинов.

Существенными объектами энергосбережения являются ректификационные колонны К-29, К-40, К-56 и К-92. Колонны работают с повышенными флегмовыми числами и, следовательно, с большими затратами греющего пара в кипятильниках (испарителях). Замена устаревших контактных устройств колонн на более эффективные позволили уменьшить расходы флегмы и снизить энергозатраты на греющий пар.

Используемая литература

1. Коррозия и защита химической аппаратуры. Т. 2. Синтез аминов и их производные. – М: Химия, 1969.
2. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Лаптева Е.А., Фарахов М. И. Повышение эффективности ректификационной установки разделения этаноламинов // Межвуз. тематич. сб. научн. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань, 2005. – С. 104-109.
3. Лаптева Е.А., Конахина И. А. Анализ энергетической и термодинамической эффективности стадии разделения этаноламинов// Международ. науч.-технич. конференция «Энергетика 2008»: инновации, решения, перспективы. Казань: «Теплоэнергетика» КГЭУ, 2008, Т.1. – С.79-82.
4. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Лаптева Е.А. Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов // Химическая промышленность, 2007, №7. – С. 354-360.
5. Лаптева Е.А., Грачев С.Ф. Модернизация аппаратов разделения жидких смесей // Материалы докладов первой всероссийской молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения». Казань: КГЭУ, 2006, Т. 1. – С. 83-85.
6. Лейбуш А.Г., Шорина Е.Д. Физико-химические свойства этаноламинов // ЖПХ, 1947, Т. XX, № 1-2. – С. 69-76.
7. Матин Н.Б., Данов С.М., Ефремов Р.В. Кинетика термических превращений этаноламинов // Кинетика и катализ, 1969, Т. X., Вып. 4. – С. 749-755.
8. Минеев Н.Г., Лаптева Е.А., Фарахов М.И. Модернизация ректификационной установки разделения этаноламинов // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ – 18. Сб. трудов XVIII межд. науч. конф. Казань, 2005, Т. 4. – С. 83-84.

9. Семенова Т.А., Лейтес И.Л. и др. Очистка технологических газов. – М.:Химия, 1969.
10. Фарахов М.И., Минеев Н.Г., Лаптева Е.А. Внедрение новых насадок в колоннах ректификации этаноламинов // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-19: сб. трудов XIX Междуарод. научн. конф. Воронеж: Воронеж. гос. технол. акад., 2006, Т.10 и Т.9. – С. 83-84.
11. Фарахов М.И., Лаптева Е.А. Энергосбережение на установке разделения этаноламинов / Изв. вузов Проблемы энергетики, 2008, № 7-8. – С.133-137.
12. Фарахов М. И., Лаптева А. Г., Минеев Н. Г., Кудряшов В. Н. Повышение эффективности установки разделения этаноламинов // Тезисы докладов международной юбилейной научно-практической конф. «Передовые технологии и перспективы развития ОАО «Казаньоргсинтез»». Казань, 2008. – С. 120-123.

ГЛАВА 5

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВКИ РАЗДЕЛЕНИЯ ЭТАНОЛАМИНОВ

Повышение конкурентоспособности выпускаемой продукции и снижение энергозатрат на проведение процессов приводит к необходимости разработок новых технологий и аппаратного оформления или модернизации действующих установок и производств. Второй путь характеризуется меньшими материальными затратами и сроками выполнения работ.

В главе рассмотрены энергосберегающие технические решения по использованию разработанных насадочных элементов при модернизации промышленных массообменных колонн разделения этаноламинов [5,6-8].

Колонны с насадками даже при одинаковой эффективности с барботажными тарелками имеют преимущества в более низком гидравлическом сопротивлении, что очень важно для вакуумных колонн, и меньшее время пребывания, что значительно при разделении смесей, способных к разложению, образованию полимеров и изменению цветности.

В данной главе дано описание теплотехнологической схемы блока разделения этаноламинов с новыми колонными аппаратами, оснащенными насадкой оригинальной конструкции (насадка «Инжехим»).

5.1. Энергосберегающее решение по модернизации теплотехнологической схемы

На основе выполненных расчетов рассмотрены различные варианты энергосберегающей модернизации колонных аппаратов с основным оборудованием на заводе «Органических продуктов» ОАО «Казаньоргсинтез». Выбран вариант замены колонн №29, №40, №56 и №92 блока разделения этаноламинов на новые насадочные колонны меньшего диаметра Кн-29, Кн-40, Кн-56, Кн-92.

Проведены расчеты [9] процесса разделения этаноламинов в новых насадочных колоннах Кн-29, Кн-40, Кн-56, Кн-92 с основным оборудованием при нагрузках 1785 кг/ч, 2100 кг/ч, 2415 кг/ч и выбраны размеры этих колонн. Разработаны эскизные проекты колонн Кн-29, Кн-40, Кн-56, Кн-92 и принципиальная теплотехнологическая схема.

По схеме действующего производства вакуумная колонна Кн-40 снабжена термосифонным кожухо-трубчатым кипятильником № 41. Для снижения времени пребывания смеси в зоне повышенных температур вместо термосифонного кожухо-трубчатого кипятильника № 41 колонны Кн-40 необходимо использовать пленочный испаритель. По результатам расчета для максимальной производительности требуемая площадь поверхности составляет 21,16 м². Для циркуляции жидкости через пленочный испаритель устанавливается насос Н-Д1_{1,2}, обеспечивающий подачу не менее 5,12 м³/ч кубовой жидкости колонны Кн-40.

Товарный триэтаноламин отбирается из Кн-56 в виде бокового погона с распределительной тарелки, размещенной ниже среднего слоя насадки и из Кн-92. Для бокового отбора используется дополнительный насос, линия нагнетания которого связана с емкостями.

Для отбора кубовой жидкости колонны Кн-92 необходима дополнительная емкость, которая соединяется с линией нагнетания насосов Н-57_{1,2}.

5.2. Колонна разложение триэтанолamina - Кн-29

Разложение триэтанолamina происходит при температуре выше 170⁰С. Для снижения температуры в кубовой части колонны Кн-29 до 166 - 167⁰С требуется снижение давления в Кн-29 до 460 мм рт. ст. (абсолютное). Реализация данного режима работы колонны Кн-29 требуется диаметр 500 мм. Применение в качестве вакуум создающего устройства парожеторного насоса приведет к образованию значительного количества аммиачной воды, которую необходимо утилизировать [1,2]. Решение данной проблемы при создании вакуума в Кн-29 позволит снизить давление в этой колонне. В рамках выполнения работы по модернизации узла разделения этанолamina технологический режим в Кн-29 осуществляется при атмосферном давлении. Конструкция вновь проектируемой колонны Кн-29 должна обеспечить работу колонны как при вакууме так и при атмосферном давлении.



Рис. 5.1. Вид насадки «Инжехим» [13]

Разработана конструкция новой ректификационной колонны Кн-29 насадочного типа, диаметром 500мм. Насадка размещается тремя слоями 3,0 м и 3,5 м. Насадка нерегулярная конструкции «Инжехим – 2000» (рис. 5.1.). Подача питающей жидкости производится через распределительную тарелку на нижний слой насадки (рис. 5.3).

Насадка «Ижехим-2000» [10] успешно внедрена в колонне щелочной очистки пирогаза в производстве этилена [4]. Применение нерегулярной насадки в новой колонне Кн-29 обусловлено трудностью монтажа регулярных насадок в колоннах малого диаметра.

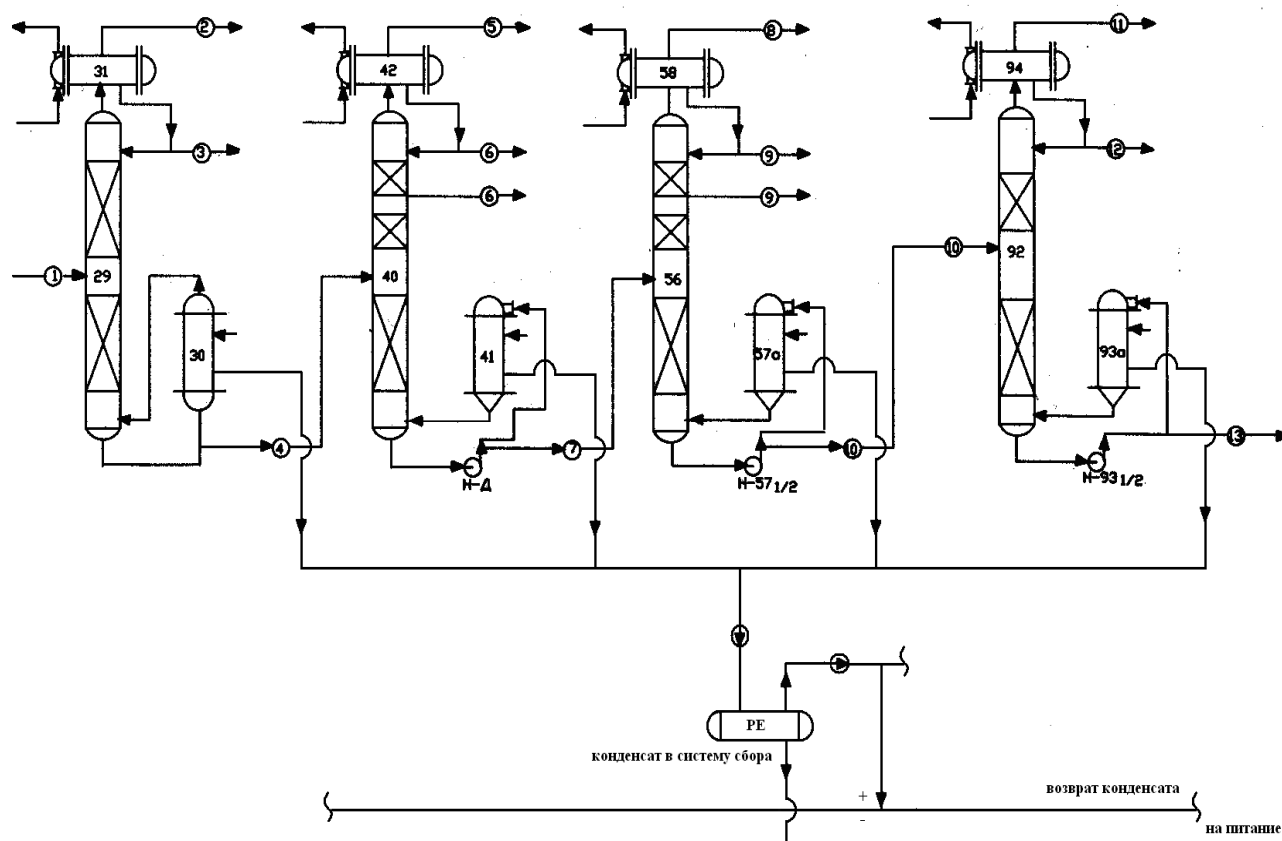
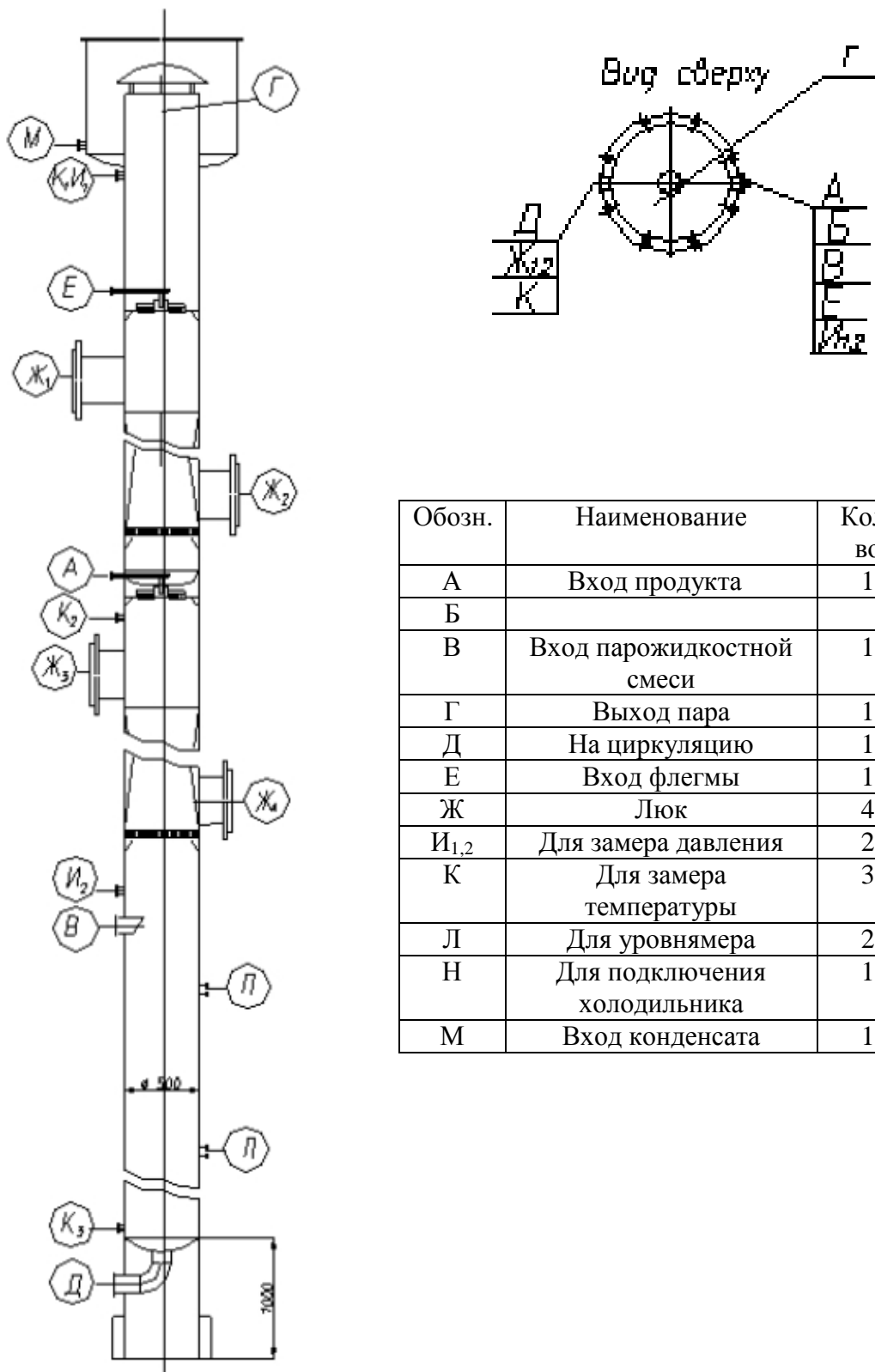


Рис.5.2. Схема блока разделения этаноламинов после модернизации
 1, 4, 7, 10 – смесь на разделение; 2, 5, 8, 11 – сдувки; 3 – дистиллят; 6 –
 моноэтаноламин; 9 – диэтаноламин; 12 – триэтаноламин; 13 – остаток
 (смола)



Обозн.	Наименование	Кол-во	D _y
А	Вход продукта	1	100
Б			
В	Вход парожидкостной смеси	1	200
Г	Выход пара	1	400
Д	На циркуляцию	1	150
Е	Вход флегмы	1	32
Ж	Люк	4	250
И _{1,2}	Для замера давления	2	
К	Для замера температуры	3	
Л	Для уровнямера	2	
Н	Для подключения холодильника	1	800
М	Вход конденсата	1	50

Рис. 5.3. Колонна Кн-29 диаметр 500 мм.

Режим работы колонны Кн-29

1. Давление в кубе колонны (избыточное) - не более 1кгс/см^2
2. Температура в кубе колонны - не более 200°C
3. Флегмовое число 0,8 – 1,3

Колонна Кн-29 оборудуется термосифонным кипятильником № 30, конденсатором № 31 и концевым конденсатором.

Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится в кипятильник № 30, обогреваемый паром с давлением 23кг/см^2 .

Температура в кубе колонны регулируется регулятором температуры, клапан которого установлен на линии подачи пара в кипятильник.

Температурный режим колонны контролируется в 3-х точках по высоте колонны.

Пары воды и аммиака, выходящие из верхней части колонны Кн-29, поступают в конденсатор (дефлегматор), охлаждаемый водой оборотного цикла, или предусмотрена подача рассола минус 5°C .

Дистиллят из конденсатора № 31 самотеком поступает в сборник.

Отбор дистиллята ведется по температуре верха колонны с помощью регулятора температуры, клапан которого установлен на линии отбора дистиллята. Часть дистиллята из конденсатора № 31 возвращается в виде флегмы в колонну Кн-29, количество которого замеряется ротаметром.

Несконденсированные пары аммиака из конденсатора № 31 поступают в хвостовой конденсатор, охлаждаемый антифризом с температурой -8°C . Конденсат из конденсатора стекает в сборник № 53. Остатки паров аммиака от конденсатора поступают в скруббер № 48 на поглощение.

Кубовая жидкость из колонны Кн-29, содержащая обезвоженную смесь этаноламинов, поступает в буферную емкость через

холодильник, охлаждаемый водой. Отбор кубовой жидкости регулируется по уровню регулятором уровня, клапан которого установлен на линии отбора.

Емкость оборудована встроенным подогревателем для предотвращения застывания продукта в емкости. Подогрев производится паром 3 кгс/см^2 , для предотвращения контакта этаноламинов с кислородом, углекислотой и влагой воздуха емкость находится под "азотным дыханием".

Кубовая жидкость, имеющая температуру до 200°C , охлаждается в холодильнике до $115\text{-}120^{\circ}\text{C}$.

Предусмотрена возможность опорожнения колонны Кн-29 в емкость при подготовке колонны к ремонту.

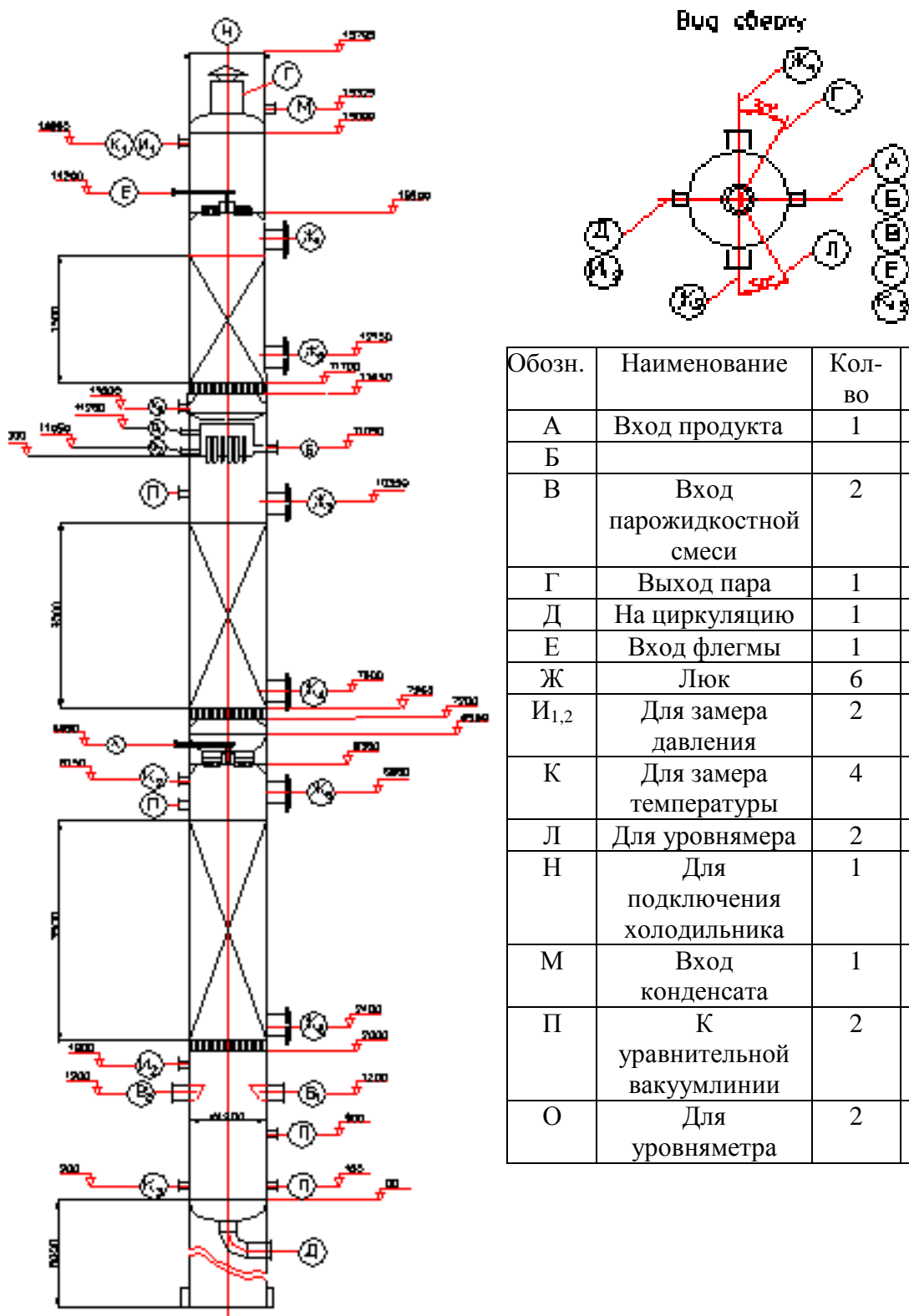
5.3. Колонна отгонки товарного моноэтаноламина- Кн-40

Отгонка товарного моноэтаноламина производится в колонне Кн-40. Подача питающей жидкости в колонну из емкости насосом поддерживается постоянной с помощью регулятора расхода, клапан которого установлен на линии нагнетания.

Питающая жидкость, поступающая в колонну, имеет температуру $115\text{-}120^{\circ}\text{C}$.

Разработка конструкции новая ректификационной колонны Кн-40 насадочного типа, диаметром 1200мм. Насадка размещается тремя слоями 1,5м, 3 м и 3,5 м. Насадка регулярная рулонная, рассмотренная в главе 2. Подача питающей жидкости производится через распределительную тарелку на средний слой насадки (рис. 5.4).

Колонна оборудована двумя пленочными испарителями № 41_{1,2}, конденсатором № 42, хвостовым холодильником и барометрическими сборниками.



Обозн.	Наименование	Кол-во	D _y
А	Вход продукта	1	100
Б			
В	Вход парожидкостной смеси	2	400
Г	Выход пара	1	400
Д	На циркуляцию	1	150
Е	Вход флегмы	1	32
Ж	Люк	6	500
И _{1,2}	Для замера давления	2	
К	Для замера температуры	4	
Л	Для уровнямера	2	
Н	Для подключения холодильника	1	1000
М	Вход конденсата	1	0
П	К уравнивательной вакуумлинии	2	32
О	Для уровняметра	2	-

Рис.5.4 Кн-40 с боковым отбором моноэталонамина. Колонна диаметром 1200мм.

Режим работы колонны Кн-40

1. Остаточное давление в верху колонны - не более 10 мм. рт. ст.
2. Температура в кубе колонны - не более 200⁰С
3. Состав дистиллята (при наличии воды) в % масс:

МЭА - 97
Вода - 3,0

100,0

4. Состав бокового отбора в % масс:

МЭА - 99,8
ДЭА - 0,1
Вода - 0,1

100,0

5. Состав кубовой жидкости в % масс:

МЭА – 2,7
ДЭА – 68,5
ТЭА - 28,7
Вода – 0,1

100,0

Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится к пленочным испарителям паром давлением 23 кгс/см². Температура в кубе колонны регулируется регулятором температуры, клапан которого установлен на линии подачи пара в пленочные испарители.

Температурный режим колонны контролируется в четырех точках по высоте колонны.

Давление вверху колонны и в кубе колонны контролируется вакуумметром.

Пары моноэтаноламина, выходящие из верхней части колонны Кн-40, поступают в конденсатор № 42, охлаждаемый водой оборотного цикла. Расход охлаждающей воды регулируется по температуре обратной воды регулятором температуры, клапан которого установлен на линии обратной воды из конденсатора № 42.

Отбор товарного моноэтаноламина возможен в виде дистиллята (при отсутствии воды в Кн-40) так и боковым продуктом.

Отбор товарного моноэтаноламина в виде дистиллята колонны Кн-40

Дистиллят из конденсатора № 42 стекает в промежуточный вертикальный сборник, откуда насосом часть дистиллята подается в качестве флегмы в колонну, а часть дистиллята по уровню в сборнике отводится в одну из емкостей. Емкости оборудованы 2 встроенными теплообменниками, из которых к одному подведена обратная вода для снижения температуры готового продукта перед подачей на склад, а к другому – пар давлением 3 кгс/см² на случай застывания продукта в емкости.

При отборе товарного моноэтаноламина в виде дистиллята в хвостовой холодильник подается обратная вода.

Количество подаваемой флегмы регулируется регулятором расхода в зависимости от температуры верха колонны, клапан которого установлен на линии подачи флегмы, а уровень в сборнике регулируется регулятором уровня, клапан которого установлен на линии отвода от насоса в емкость.

*Отбор товарного моноэтаноламина в виде бокового продукта
колонны Кн-40*

При наличии в Кн-40 значительного количества воды сверху колонны отбирается смесь воды и моноэтаноламина. Дистиллят из конденсатора № 42 стекает в промежуточный вертикальный сборник, откуда насосом часть дистиллята подается в качестве флегмы в колонну, а часть дистиллята по уровню периодически отводится в сборник.

При отборе товарного моноэтаноламина боковым продуктом в хвостовой холодильный агрегат необходимо подавать хладагент с температурой не выше 10°C и не ниже 0°C.

Количество подаваемой флегмы регулируется регулятором расхода в зависимости от температуры верха колонны, клапан которого установлен на линии подачи флегмы, а уровень в сборнике регулируется регулятором уровня.

Боковой отбор товарного моноэтаноламина осуществляется самотеком с пере распределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки, в дополнительную буферную емкость. На линии отбора устанавливается регулирующий клапан.

Емкости оборудованы 2 встроенными теплообменниками, из которых к одному подведена оборотная вода для снижения температуры готового продукта перед подачей на склад, а к другому – пар давлением 3 кгс/см² на случай застывания продукта в емкости.

Во избежание контакта готового моноэтаноламина с углекислотой и влагой воздуха к емкости подведено “азотное дыхание”.

При получении паспорта на товарный моноэтаноламин из емкости, моноэтаноламин из емкости откачивается насосом на склад готовой продукции при температуре не более 50°C.

Кубовая жидкость, содержащая ди- и триэтаноламин, поступает в емкость. Отбор кубовой жидкости ведется по уровню в колонне через регулятор уровня, клапан которого установлен на линии выхода кубовой жидкости из колонны.

Емкость оборудована двумя встроенными теплообменниками. К одному из теплообменников подведена вода оборотного цикла. К другому теплообменнику подсоединен пар под давлением 3 кгс/см² на случай застывания продукта в емкости.

После заполнения емкости кубовым остатком Кн-40 емкость отключается от приема продукта и ставится на циркуляцию.

Верхние и нижние пределы уровня в емкостях № 43 сигнализируются. Насосы № 44 и № 62 взаимозаменяемые.

Предусмотрена продувка азотом линии откачки товарных продуктов на склад готовой продукции.

Вакуум-насос типа РМК служат для создания в системе предварительного вакуума. Сдувки от вакуум-насосов выводятся в атмосферу.

Предусмотрена возможность создания глубокого вакуума в системе парожетторным четырехступенчатым насосом (ПЭН) с двумя кожухотрубчатыми конденсаторами или трехступенчатым парожетторным насосом с двумя кожухотрубчатыми конденсаторами.

Конденсат из конденсаторов парожетторного насоса через барометрический сборник сливается в трап - химзагрязненной канализации.

5.4. Колонна отгонки легких компонентов из технического триэтанолamina Кн-56

Отгонка легких компонентов из технического триэтанолamina (кубового остатка колонны получения моноэтанолamina Кн-40) и получение товарного диэтанолamina производится в ректификационной колонне Кн-56.

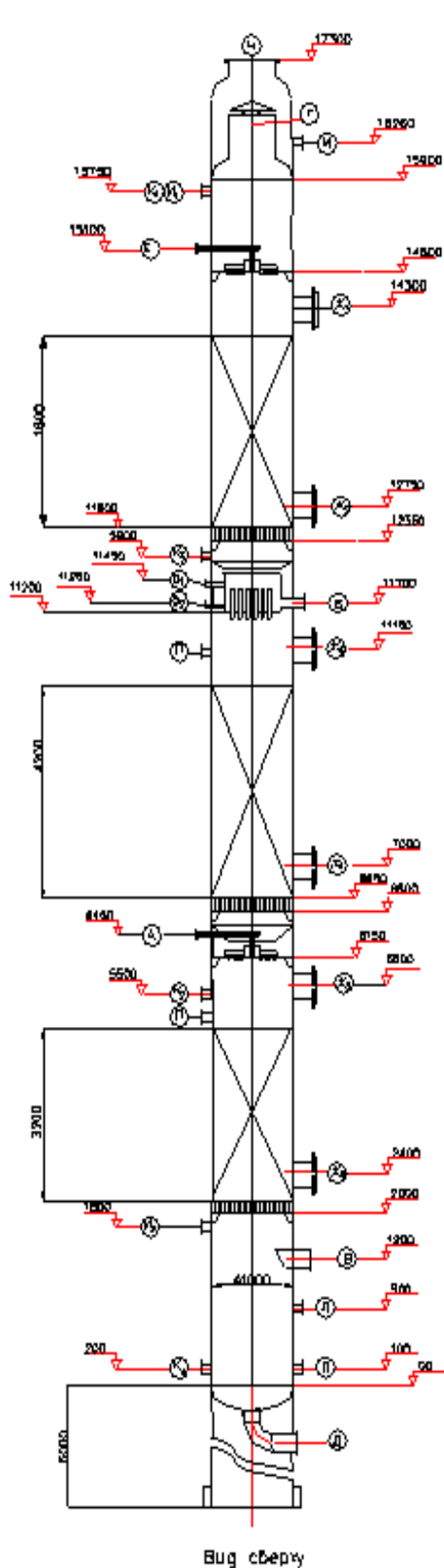
Новая ректификационная колонна Кн-56 насадочного типа, диаметром 1000мм. Новая рулонная регулярная насадка размещается тремя слоями 1.8 м, 4.2 м и 3.2 м. Подача питающей жидкости производится через распределительную тарелку на средний слой насадки (рис. 5.5).

Технический триэтанолamin из емкости подается на питание в колонну Кн-56, где производится отгонка смеси воды и моноэтанолamina отбираемого с верху колонны, товарного диэтанолamina, отбираемого в виде бокового продукта с пере распределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки.

Из куба колонны отбирается кубовый остаток – смесь диэтанолamina и триэтанолamina.

Количество питания регулируется регулятором расхода, клапан которого установлен на линии нагнетания насоса. Температура питания колонны Кн-56 $100 \div 120$ °С.

Колонна оборудована пленочным испарителем № 57а, конденсатором № 58, барометрическим сборником.



Обозн.	Наименование	Кол-во	D _y
А	Вход продукта	1	50
Б	Вход бокового продукта	1	25
В	Вход парожидкостной смеси	1	500
Г	Выход пара	1	800
Д	На циркуляцию	1	100
Е	Вход флегмы	1	50
Ж	Люк	6	600
И _{1,2}	Для замера давления	2	
К	Для замера температуры	4	
Л	Для уровнямера	2	
Н	Для подключения холодильника	1	1000
М	Вход конденсата	1	70
П	К уравнильной вакуумлинии	2	32
О	Для уровняметра	2	-

Рис. 5.5. Колонна Кн-56

Режим работы колонны Кн-56

1. Остаточное давление в верху колонны - не более 5 мм.рт.ст.
2. Температура в кубе колонны - не более 210⁰С
3. Состав дистиллята, (ориентировочно) в % масс:

ДЭА - 2,1

Вода - 0,5-3

ТЭА - не более 0,1

МЭА - остальное

4. Состав бокового отбора, в % масс:

ДЭА - не менее 99,7

5. Состав кубовой жидкости в %масс (ориентировочно)

ДЭА – 4

Вода – не более 0,1

ТЭА – остальное

Тепло необходимое для процесса ректификации, подводится к пленочному испарителю № 57а, обогреваемому паром под давлением 25кгс/см² Температура в кубе колонны регулируется регулятором температуры, клапан которого установлен на линии подачи пара в испаритель. Температурный режим колонны контролируется в 4 точках по высоте колонны.

Давление верха и куба колонны контролируется вакуумметром.

Пары воды, моно- и диэтанолamina, выходящие из верхней части колонны Кн-56, поступают в конденсатор № 58, охлаждаемый обратной водой.

Конденсат из холодильника № 58 стекает в сборник, откуда насосом подается на орошение в Кн-56 избыток отводится в емкость для возврата в колонну Кн-29.

Количество подаваемой флегмы регулируется регулятором расхода в зависимости от температуры верха колонны, клапан которого установлен на линии отбора дистиллята.

Кубовая жидкость колонны Кн-56 циркулирует с помощью насоса, часть отбирается через регулятор уровня в колонне Кн-56 в колонну Кн-92.

Боковой отбор товарного диэтанолamina осуществляется самотеком с перераспределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки, в дополнительную буферную емкость. На линии отбора устанавливается регулирующий клапан. По мере заполнения дополнительной емкости товарный моноэтанолamin дополнительным насосом по уровню в сборнике отводится в одну из имеющихся емкостей.

После заполнения одной из емкостей диэтанолaminом емкость отключается от приема продукта и ставится на циркуляцию насосом для отбора анализа. По получении паспорта на диэтанолamin товарный, диэтанолamin из емкости откачивается на склад готовой продукции. Предусмотрена возможность возврата некондиционного диэтанолamina.

Для создания в колонне Кн-56 остаточного давления до 5 мм.рт.ст. предусмотрен парожекторный насос.

Конденсат из конденсаторов парожекторного насоса через барометрический сборник стекает в химзагрязненную канализацию.

Кубовая жидкость колонны Кн-56 циркулирует с помощью насоса Н-57(1,2), часть которой с линии нагнетания насоса Н-57_{1,2} через регулятор уровня колонны отбирается в емкость и далее направляется в колонну Кн-92.

5.5. Колонна выделения товарного триэтанолamina Кн-92

Выделение товарного триэтанолamina производится в ректификационной колонне Кн-92 (рис. 5.6).

Новая ректификационная колонна Кн-92 насадочного типа, диаметром 600 мм. Новая рулонная регулярная насадка размещается двумя слоями 1,6 и 2,6 м. Подача питающей жидкости производится через распределитель жидкости на нижний слой насадки. Подача питающей жидкости в колонну Кн-92 поддерживается постоянно с помощью регулятора расхода, клапан которого установлен на линии нагнетания насоса № 47. Питающая жидкость, поступающая в колонну, имеет температуру $100 \div 110^{\circ}\text{C}$.

Из куба колонны отбирается кубовый остаток – триэтанолamin и смолы.

Количество питания регулируется регулятором расхода, клапан которого установлен на линии нагнетания насоса. Температура питания колонны Кн-92 $100 \div 120^{\circ}\text{C}$.

Колонна оборудована пленочным испарителем № 93а, конденсатором № 94, барометрическим сборником.

Режим работы колонны Кн-92

1. Остаточное давление в верху колонны - не более 5 мм. рт. ст.
2. Температура в кубе колонны - не более 220°C
3. Флегмовое число - $0.3 \div 1$
4. Дистиллят, – технический триэтанолamin состав в % масс:
ТЭА - не менее 95,0
5. Состав кубовой жидкости в %масс (ориентировочно)
Вода – не более 0,1, ТЭА – остальное.

Тепло необходимое для процесса ректификации, подводится к пленочному испарителю № 93а, обогреваемому паром давлением 25 кгс/см^2 . Температура в кубе колонны регулируется регулятором температуры, клапан которого установлен на линии подачи пара в испаритель. Температурный режим колонны контролируется в 3 точках по высоте колонны.

Давление верха и куба колонны контролируется вакуумметром.

Пары ди и триэтанолamina, выходящие из верхней части колонны Кн-92, поступают в конденсатор № 94, охлаждаемый обратной водой.

Дистиллят из конденсатора № 94 стекает в сборник колонны.

Часть дистиллята возвращается в виде флегмы в колонну Кн-92. Количество подаваемой флегмы регулируется регулятором расхода в зависимости от температуры верха колонны, клапан которого установлен на нагнетании насоса линии подачи флегмы.

Кубовая жидкость колонны Кн-92 циркулирует с помощью насоса Н-93(1,2), часть которой с линии нагнетания насоса Н-93_{1,2} через регулятор уровня колонны отбирается в дополнительную емкость.

Для создания в колонне Кн-92 остаточного давления до 5 мм.рт.ст. предусмотрен парожекторный насос. В парожекторный насос подается пар под давлением 11 кгс/см^2 .

Конденсат из конденсаторов парожекторного насоса через барометрический сборник стекает в химзагрязненную канализацию.

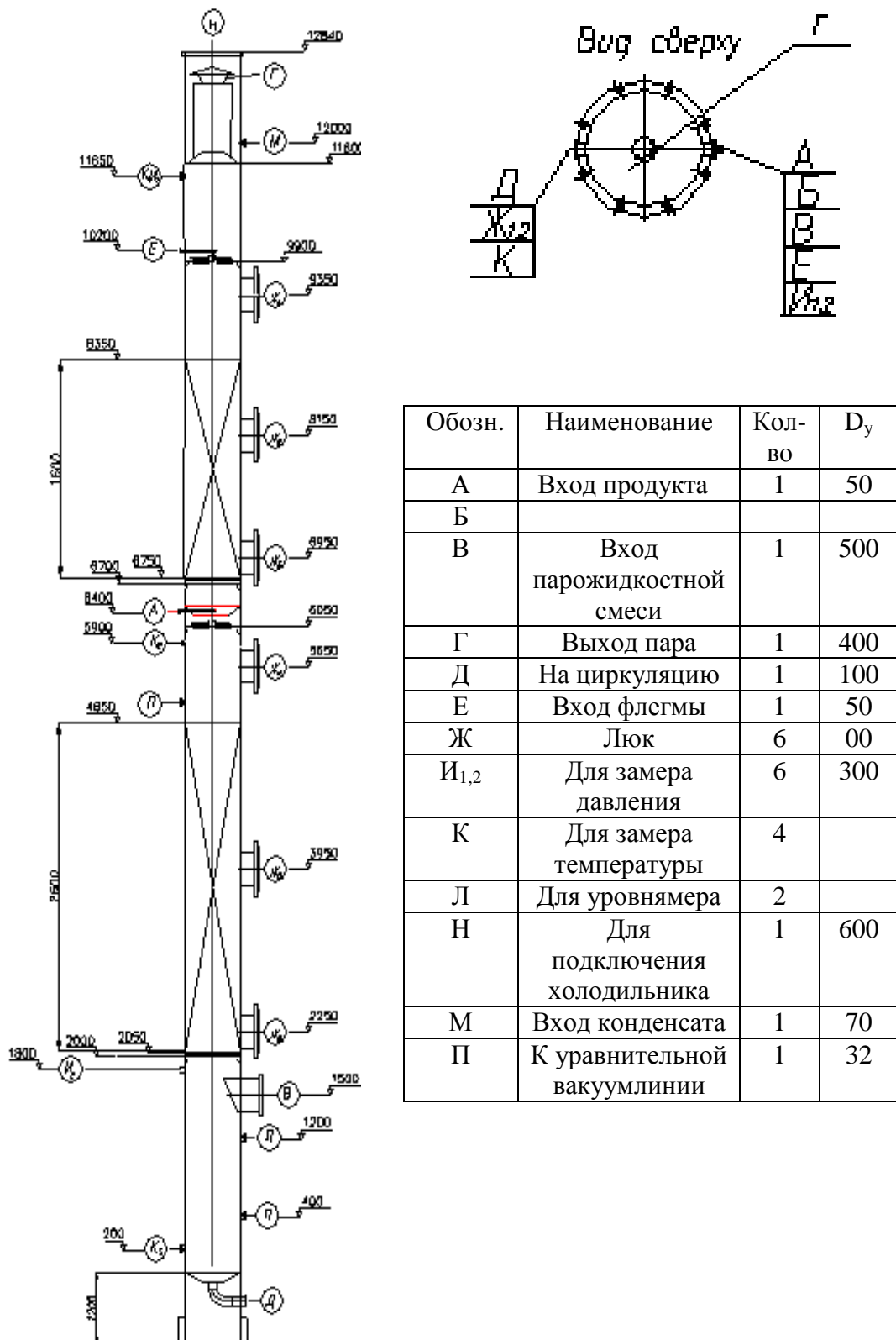


Рис 5.6 . Колонна КН-92

5.6. Основные результаты модернизации производства

Согласно требованиям оборудование производства должно работать по непрерывному технологическому циклу в круглосуточном режиме в течении 8000 часов в год. Основные характеристики производства даны в таблице 5.1. Мощность производства после модернизации должна быть - не менее 15000 тонн в год. Модернизация выполнена поэтапно в течение 2005-2006г.г.

Таблица 5.1. Основные характеристики производства.

	При существующей схеме	После реконструкции
Выпуск продукции т в год	МЭА-5800 ДЭА-1160 ТЭА-3480	МЭА-5800 ДЭА-2923 ТЭА-1717
Товарная продукция тыс. руб	169940	193740
Прирост товарной продукции тыс. руб		23800
Себестоимость 1тн МЭА в рублях	19389	15479
Цена 1 т МЭА в рублях	21000	21000
Прибыль на 1 т МЭА тыс.руб.	1611	5521
Прибыль на весь выпуск МЭА тыс. руб	9344	32021
Прирост прибыли тыс. руб.		22677
Чистая прибыль за год тыс. руб.		17234
Амортизация оборудования за год тыс. руб.		800
Окупаемость		7 месяцев

После модернизации производства этаноламинов у технологии появится ряд качеств, которые отсутствуют на действующих российских производствах:

-мягкие условия синтеза (низкая температура, низкое давление, отсутствие воды) улучшают качество этаноламинов и снижают энергозатраты на их производство;

-гибкость технологии позволяет регулировать соотношение выпуска МЭА в диапазоне 10-50%, ДЭА - в диапазоне 40-80% и ТЭА в диапазоне 15-40%;

-аппаратурное оформление реакторного узла обеспечивает высокую тепловую устойчивость реактора в регламентном режиме и в аварийных ситуациях;

-технология экологически безопасна;

-качество этаноламинов полностью отвечает мировым стандартам;

-полномасштабная опытно – промышленная проверка технологии;

-сохранение рентабельности производства при значительном сближении цен на сырье и этаноламины, а так же при значительном снижении загрузки производственных мощностей.

Производство этаноламинов в ОАО “Казаньоргсинтез” изначально обладает преимуществами предприятий многостадийной переработки – большей экономической эффективностью и устойчивостью к неблагоприятной конъюнктуре рынка по отдельным продуктам. Сырьем для производства этаноламинов является собственная окись этилена, а часть этаноламинов перерабатывается в ПАВы и другие товарные продукты.

5.7. Основные результаты энергосберегающей модернизации ректификационных колонн

Новые ректификационные колонны с разработанной в диссертации [12] регулярной насадкой вводились в эксплуатацию поэтапно в течении 2005-2006 г.

В период пуско-наладочных работ и опытно-промышленной эксплуатации колонн выявлены следующие особенности [3]:

– насадочные колонны имеют почти на порядок меньшую задержку жидкой фазы и время пребывания ее в колонне по сравнению с тарельчатыми. В связи с этим обслуживающий персонал после пуска колонн первое время с трудом выполнял управление процессом. После того, как были отработаны управляющие воздействия на процесс, и появился опыт в поддержании стационарного режима, эти проблемы были сняты. В настоящее время насадочные колонны работают устойчиво и обеспечивают заданное качество разделения и цветность этаноламинов;

– на эффективность разделения большое влияние оказывает первоначальное распределение жидкой фазы, подающейся на регулярную насадку. Забивка отверстий распределителей фаз снижает эффективность разделения.

– значительно снизился расход греющего пара в кипятильниках колонн и расход охлаждающей воды в конденсаторах;

– отлажен технологический режим с боковым отбором моноэтаноламина;

Сравнительная характеристика работы ранее действующих тарельчатых и новых насадочных колонн дана в таблице 5.2.

Из представленных результатов следует, что исходная нагрузка по сырью увеличилась на 15-30%, значительно снизились флегмовые

числа (расход флегмы) за счет повышения эффективности разделения. Это дало возможность значительно снизить тепловую нагрузку (расход греющего пара) в кипятильниках колонн: в К-29 – в 2,4 раза, в К-40 – в 3,6 раза, в К-56 – в 3,8 раза, в К-92 в 1,14 раза по сравнению со старыми тарельчатыми колоннами. Снижение энергозатрат по греющему пару в кипятильниках колонн составляет 2,28 Гкал/час. Кроме этого более чем в три раза снизился расход охлаждающей воды в дефлегматорах колонн. Эксергетический КПД установки повысился на 42% относительных (рис. 5.7).

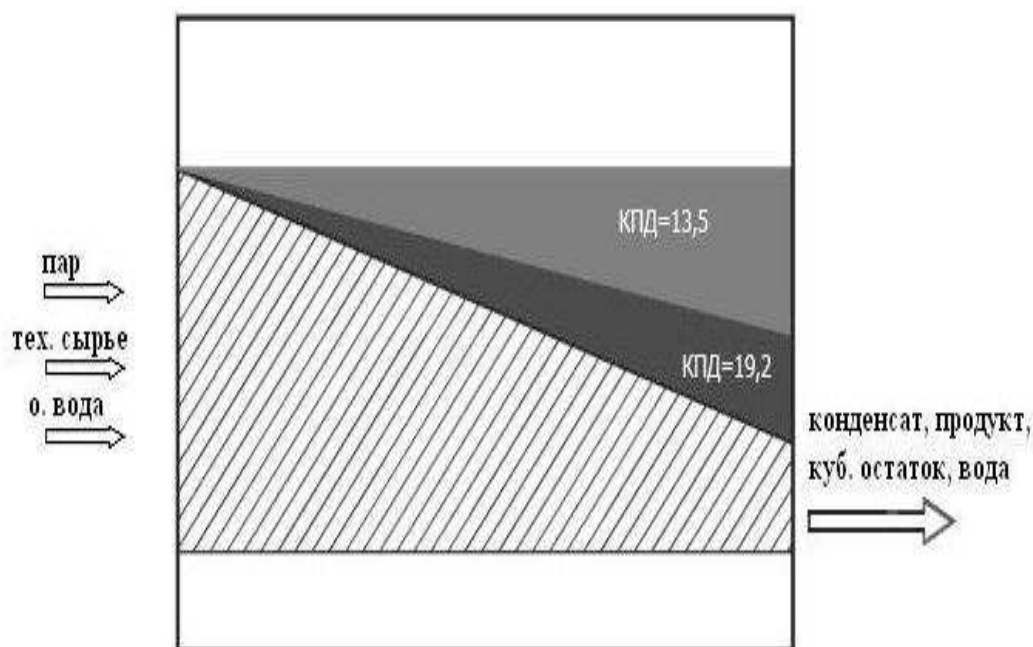


Рис. 5.7. Обобщенная эксергетическая диаграмма

Таблица 5.2. Сравнительная характеристика работы колонн

К-29		К-40		К-56		К-92	
Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная
Диаметр колонн, м							
1,0	0,5	1,6	1,2	1,6	1,0	1,6	0,6
Высота колонн, м							
13,7	12,575	16,1	22,36	22,8	23,580	22,8	17,56
Расход питания м ³ /час							
2,2÷2,5	2,85	1÷2,3	2,3÷2,4	1÷1,2	1,0÷1,1	1,1	0,34÷0,35
Расход дистиллята, м ³ /час							
0,2–0,3	0,31÷0,33	1÷1,3	1,1÷1,16	0,7÷0,9	0,06÷0,07	0,3	0,2
Расход бокового отбора, м ³ /час							
–	–	–	–	–	0,65÷0,75	–	–
Расход кубового продукта, м ³ /час							
2÷2,2	2,3÷2,4	1÷1,2	1,0÷1,1	–	0,34÷0,35	–	–
Расход флегмы, м ³ /час							
1,4÷1,8	0,3÷0,33	1,2÷1,5	0,15÷0,2	0,1	0,64÷0,78	0,9÷1,0	0,0
Моноэтаноламин расход, м ³ /час							
–	–	1,1÷1,2	1,1÷1,16	–	–	–	–
Диэтаноламин расход, м ³ /час							
–	–	–	–	0,65	0,65÷0,75	–	–
Триэтаноламин расход, м ³ /час							
–	–	1÷1,2	–	–	–	–	0,2÷0,21
Тепловая нагрузка в кипятильниках колонн, Гкал/час							
1,19	0,49	1,19	0,33	0,85	0,22	0,71	0,62

В целом эксплуатация новых насадочных колонн в течении более трех лет дает положительные результаты. Экономический эффект от внедрения составляет 14 млн. руб. в год (данные на 2008г.).

На основе полученных результатов можно сделать следующие выводы.

Разработанные насадки позволяют значительно повысить эксплуатационные характеристики массообменных колонн и, обладая меньшей стоимостью, не уступая по эффективности зарубежным контактными устройствам, могут успешно применяться при проектировании и модернизации аппаратов разделения.

Используемая литература

1. Зверева Э.Р. Лаптева Е.А. Очистка аммиачной воды в производстве этаноламинов// Труды Школы – семинара молодых ученых и специалистов под руководством академика РАН В.Е. Алемасова «Проблемы теплообмена и гидродинамики в энергомашиностроении». Казань, 2004. – С.358-360
2. Лаптева Е. А. Очистка аммиачной воды // Материалы докладов IX аспирантско-магисторского науч. семинара, посвященного «Дню энергетика». Казань: КГЭУ, 2006, Т. 1. – С. 83-84.
3. Лаптева Е.А. Опыт промышленной эксплуатации модернизированной установки разделения этаноламинов // Материалы докладов II молодежной международной конференции «Тинчуринские чтения». Казань: КГЭУ, 2007, Т. 3. – С. 91-92.
4. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А. и др. Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность, 2001, № 10. – С. 24-33.
5. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Лаптева Е.А., Фарахов М. И. Повышение эффективности ректификационной установки разделения этаноламинов // Межвуз. тематич. сб. научн. тр. «Теплообменные процессы и аппараты химической технологии». Казань, 2005. – С. 104-109.
6. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Лаптева Е.А. Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов // Химическая промышленность, 2007, №7. – С. 354-360.
7. Фарахов М.И., Минеев Н.Г., Лаптева Е.А. Внедрение новых насадок в колоннах ректификации этаноламинов // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-19: сб. трудов XIX

Международ. научн. конф. Воронеж: Воронеж. гос. технол. акад., 2006, Т.10 и Т.9. – С. 83-84.

8. Фарахов М.И., Лаптева Е.А. Энергосбережение на установке разделения этаноламинов / Изв. вузов Проблемы энергетики, 2008, № 7-8. – С.133-137.

9. Фарахов М. И., Лаптева Е. А. Моделирование процесса разделения смеси в колонне с регулярной насадкой // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ – XXI. Сб. трудов. Саратов, 2008, Т.5. – С. 21-22.

10. Шигапов И.М. Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена: дис. ... канд. техн. наук / И.М. Шигапов. – Казань: КГТУ (КХТИ), 2000.

11. Свидетельство Российской Федерации на полезную модель № 17764. Насадка для массообменных колонн. Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Лаптев А.Г., Шигапов И.М. и др. / 27.04.2001 г., Бюл. № 12.

12. Лаптева Е.А. Энергосбережение на теплотехнологической установке разделения этаноламинов: дис. ... канд. техн. наук /Лаптева Е.А. – Казань: КГЭУ, 2009.

ГЛАВА 6 ПРОБЛЕМЫ И ЗАДАЧИ ПОЛУЧЕНИЯ ФЕНОЛА И ОЧИСТКИ АБГАЗОВ

6.1. Основные задачи реконструкции производств

Четыре предприятия республики – ОАО «Татнефть», ОАО «Нижнекамскнефтехим», ОАО «Нижнекамскшина» и ОАО «Казаньоргсинтез» обеспечивают на 57,3% всего объема реализации продукции, и является бюджетно - и градообразующими предприятиями Татарстана.

Казанское открытое акционерное общество «Органический синтез» - одно из крупнейших предприятий не только Республики Татарстан, но и России. Закономерно, что в Казани, имеющей еще дореволюционный опыт развития химической промышленности и крупнейшую в России химическую школу ученых-исследователей, произошло столь широкое развитие химической индустрии.

В строительстве и пуске завода участвовали инженерно-технические работники и специалисты, приглашенные с крупнейших предприятий большой химии нашей страны.

Первой выпущенной в 1963 году продукцией завода «Органический синтез» были фенол и ацетон, этот год стал годом рождения предприятия.

Затем вступил, встрой комплекс цехов производства этилена и пропилена, продуктов окиси этилена.

С 1965 по 1976 годы были запущены три очереди полиэтилена высокого давления общей производительностью 170 тыс. тонн в год, и предприятие стало лидером производства полиэтилена в стране. В

настоящее время предприятие выпускает более 200 тыс. тонн в год полиэтилена высокого давления.

Так, в 2003 году под руководством компании ОАО «ТАИФ» был проведен комплекс работ по обследованию и формированию текущего и стратегического развития ОАО «Казаньоргсинтез».

На основании выводов проведенного обследования и учитывая тенденции развития мировой нефтехимии, были поставлены цели для текущей, среднесрочной и долгосрочной деятельности ОАО «Казаньоргсинтез» [8,9].

Благодаря инновационному сценарию развития ОАО «Казаньоргсинтез» в кратчайшие сроки проведена поэтапная реконструкция действующих производств, в результате которой значительно увеличена производительность фенола до 65 тыс. тонн в год. Завершена реконструкция завода «Этилен», которая даст возможность получить 640 тыс. тонн в год этилена.

В рамках лицензионного соглашения с американской компанией «ЮнивейшенТехнолоджиз» с 2005 по 2006 годы проведена реконструкция завода полиэтилена низкого давления, его производственные мощности увеличены до 510 тыс. тонн в год, а использование новых катализаторов дало возможность выйти на рынок с новыми марками полиэтиленов, таких как бимодальный и линейный полиэтилен.

В ОАО «Казаньоргсинтез» в 2007 году запущено производство «Бисфенол А» мощность 70 тыс. тонн в год, продукт которого является сырьем для уникального производства «Поликарбоната» - единственного в России. Широкий спектр марок нового полимерного материала является новым поколением материалов, используемых в машиностроении, радиоэлектронике, сельском хозяйстве, для производства оптических носителей.

Выбранная стратегия развития предприятия, занимающего одно из ведущих мест в нефтегазохимическом комплексе Татарстана, наличие высококвалифицированного кадрового потенциала и мощной производственной базы является гарантией дальнейшей успешной деятельностью ОАО «Казаньоргсинтез».

6.2. Описание технологической схемы колонны К-48 для получения товарного фенола

На ОАО «Казаньоргсинтез» применяется кумольный метод совместного производства фенола и ацетона, который в силу простоты аппаратного оформления продолжает оставаться наиболее эффективным способом производства. Одной из основных стадий этого метода является окисление кумола в гидропероксид. На ОАО «Казаньоргсинтез» товарный фенол и ацетон получают в процессе ректификации на колонах и К-48 и К-130, а для очистки абгаза применяется метод абсорбции с дальнейшей доочисткой на адсорбере.

Ректификационная колонна К-48 предназначена для выделения товарного фенола. Исходная смесь при температуре 130-140°C поступает в колонну и содержит фенол, ацетофенон, изопропилбензол, окись мезитила и другие легкие и тяжелые примеси см. ниже и (рис.6.1.).

Питание: кг/ч

Окись мезитила	0,12
Вода	3,0
Изопропилбензол	0.,0048
Альфаметилстиро	0,0108

2-метилбензофур	0,4799999
Фенол	11906,24
Ацетофенон	72,00002
Диметилфенилкар	7,199999
Смола	10,8

Дистилят: кг/ч

Окись мезитила	$3,671217 \cdot 10^{-8}$
Вода	$8,171478 \cdot 10^{-20}$
Изопропилбензол	$6,839488 \cdot 10^{-20}$
Альфаметилстиро	$1,143292 \cdot 10^{-8}$
2-метилбензофур	0,1728684
Фенол	10699,55
Ацетофенон	$8,609409 \cdot 10^{-2}$
Диметилфенилкар	$1,231349 \cdot 10^{-2}$
Смола	$1.693716 \cdot 10^{-15}$

Кубовой остаток: кг/ч

Окись мезитила	$3,671217 \cdot 10^{-8}$
Вода	$8,171478 \cdot 10^{-20}$
Изопропилбензол	$6,839488 \cdot 10^{-11}$
Альфаметилстиро	$1,143292 \cdot 10^{-8}$
2-метилбензофур	1728684
Фенол	809,9255
Ацетофенон	71,9139
Диметилфенилкар	7,187685
Смола	10,8

Режим работы К-48

Профиль температуры, °С

Верх колонны	112
Боковой отбор	107
Зона питания	121,28
Низ колонны	140

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

Емкость орошения	50
Верх колонны	30
Боковой отбор	68,83
Зона питания	99,75
Низ колонны	300

Орошение в колонну

Расход масс, кг/ч	15000
Плотность кг/м ³	1046,5

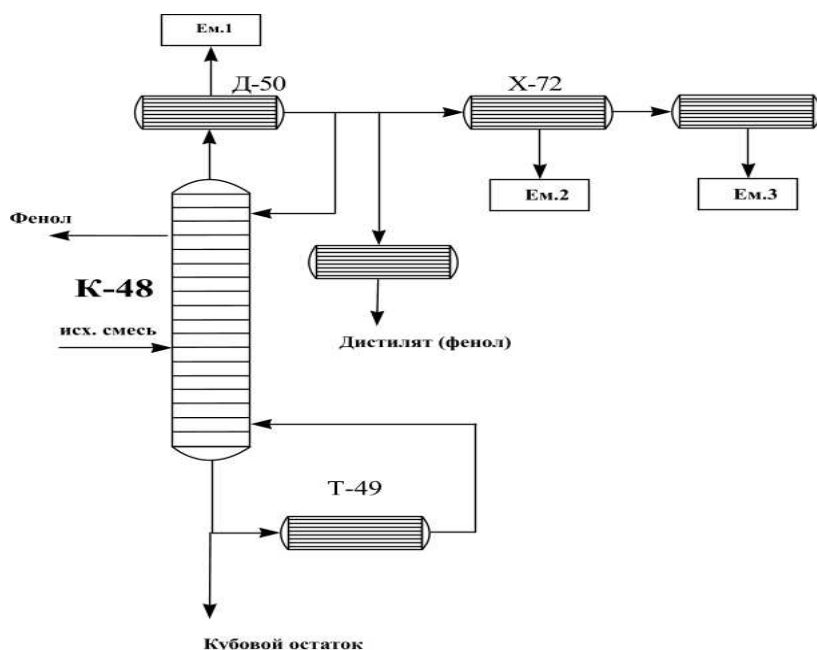


Рис. 6.1. Теплотехнологическая схема ректификационной установки.

Пары из верхней части колонны поступают в конденсатор, охлаждаемый оборотной водой, из которого конденсат сливается в емкость. Насосом часть конденсата возвращается в колонну в виде флегмы, а избыток отбирается в качестве верхнего головного погона. Для снижения содержания легких компонентов в товарном феноле отбор его производится боковым выводом с распределительной тарелки через холодильник.

Несконденсированные в конденсаторе пары поступают в следующий конденсатор, охлаждаемый оборотной водой, из которого конденсат сливается через барометрический затвор в сборник.

Кубовый остаток колонны К-48, состоящий из фенола, ацетофенона и смол насосом откачиваются в следующую колонну К-37 или в емкость.

Обогрев колонны осуществляется через испаритель поз. Т-49, обогреваемый водяным паром давления 1,49 МПа.

Вакуум в колонне создается вакуумной гидроциркуляционной установкой.

Конструктивные параметры колонны К-48

Колонна К-48 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

Диаметр колонны	2400 мм
Высота цилиндрической части колонны	35900 мм
Тарелок	66 шт
Вид тарелок	провальные

Работа действующей до модернизации ректификационной колонны К-48 характеризуется повышением энергозатратами (большое

флегмовое число и как следствие повышенный расход греющего пара в кипятильнике), что указывает на невысокую эффективность тарелок.

6.3. Термодинамический анализ ректификационной установки

Результаты анализа колонны до модернизации

В таблице 6.1. представлены эксергетический и тепловой КПД колонны К-48 с основным оборудованием до модернизации [3].

С целью наглядного изображения энергетических и эксергетических балансов установки составляются диаграммы потоков энергии и эксергии. На этой диаграмме отдельные элементы установки соединяются изображениями потоков, ширина полос которых соответствует значениями энергии и эксергии.

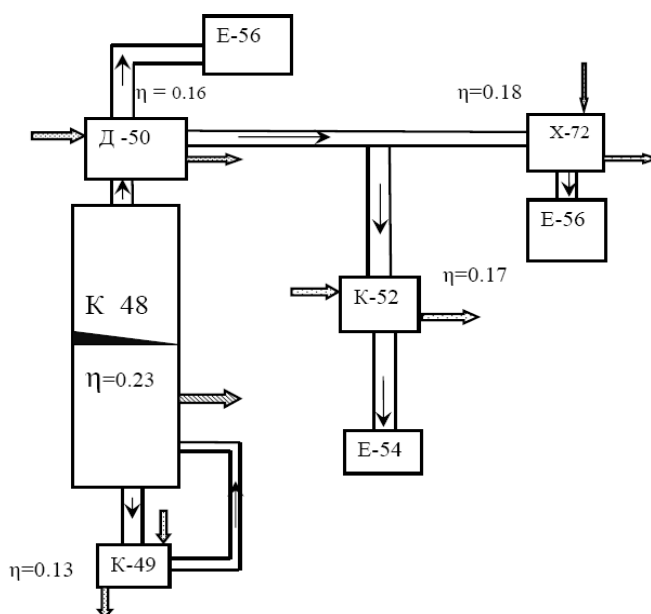


Рис.6.2. Эксергетическая потоковая диаграмма К-48 до модернизации

Таблица 6.1 Степень энергетических и термодинамических показателей элементов оборудования с колонной К-48 до модернизации.

Элементы оборудования	η_t	η_e
Колонна 48 до реконструкции		
Колонна	0,98	0,23
Емкость Е-56	1,0	1,0
Дефлегматор Д-50	0,97	0,16
Конденсатор К-52	0,97	0,17
Холодильник Х-72	0,97	0,18
Кипятильник К- 49	0,97	0,13
Емкость Е-54	1,0	1,0

η_t – тепловой КПД, η_e – эксергетический КПД.

Требования качеству:

- содержание ацетофенона в товарном феноле не выше 10 ппм.
- содержание фенола в кубовом продукте не выше 90% масс.

Производительность по исходной смеси до реконструкции 8т/ч.

В результате проведенного термодинамического анализ существующей до модернизации ректификационной колонны К-48 с основным оборудованием установлено низкое значение эксергетического КПД и, как следствие, повышенные расходы энергоносителей (в основном греющего пара в кипятильнике колонны). Все это указывает на необходимость энергосберегающей модернизации установки.

6.4. Описание технологической схемы очистки абгаза

Побочным продуктом процесса окисления ИПБ в его гидропероксид при производстве фенола и ацетона являются абгазы окисления (отработанный воздух), содержащие в своем составе азот, кислород, изопропилбензол, муравьиную кислоту. Изопропилбензол –

кумол является сильным атмосферным загрязнителем, поэтому абгазы окисления перед выбросом в атмосферу должны быть очищены до норм ПДК (ПДК = 175 мг/м³). Проблема комплексной очистки отходящих абгазов от токсичных компонентов стоит особенно остро. Поэтому целью данной работы является разработать энергосберегающую высокоэффективную технологическую схему очистки абгазов от ИПБ (изопропилбензола) в производстве фенола.

В настоящее время существует пять основных методов удаления газообразных загрязнителей: сжигание горючих загрязнений, конденсация, химическая обработка, абсорбция, адсорбция [4-7,12].

На ОАО «Казаньоргсинтез» для очистки абгаза по проекту предусмотрена двухступенчатая схема абсорбции в колонне с двумя секциями и доочистка абгаза в четырех адсорберах.

Нижняя секция адсорбера предназначена для очистки абгаза от кислот водным раствором щелочи. По проекту тарелки колпачковые.

Верхняя секция адсорбера предназначена для очистки абгаза от ИПБ полиалкилбензолом (ПАБ). Достоинствами метода абсорбции кумола полиалкилбензолом является то, что ПАБ образуются в цехах в процессе алкилирования бензола пропиленом, а также то, что использование этого метода позволяет вернуть в технологический процесс кумол и ПАБ.

Для очистки абгаза по проекту предусмотрена двухступенчатая схема абсорбции в колонне с двумя секциями К-1, К-2 и доочистка абгаза в адсорберах А-1 ÷ А-4. Технологическая схема очистки абгаза от ИПБ и кислот представлена на рис.6.3.

Секция адсорбера К-1 предназначена для очистки абгаза от кислот водным раствором щелочи. Исходная газовая смесь (абгаз) при температуре 5°С поступает под нижнюю тарелку К-1.

На верхнюю тарелку К-1 насосом Н-4 подается абсорбент - водный раствор щелочи. Снизу колонны К-1 отбирается абсорбент, который насосом Н-3 направляется в емкость Е-2, в которой происходит отделение водного раствора щелочи от углеводородной фазы – изопробилбензола (ИПБ), который частично улавливается в К-1.

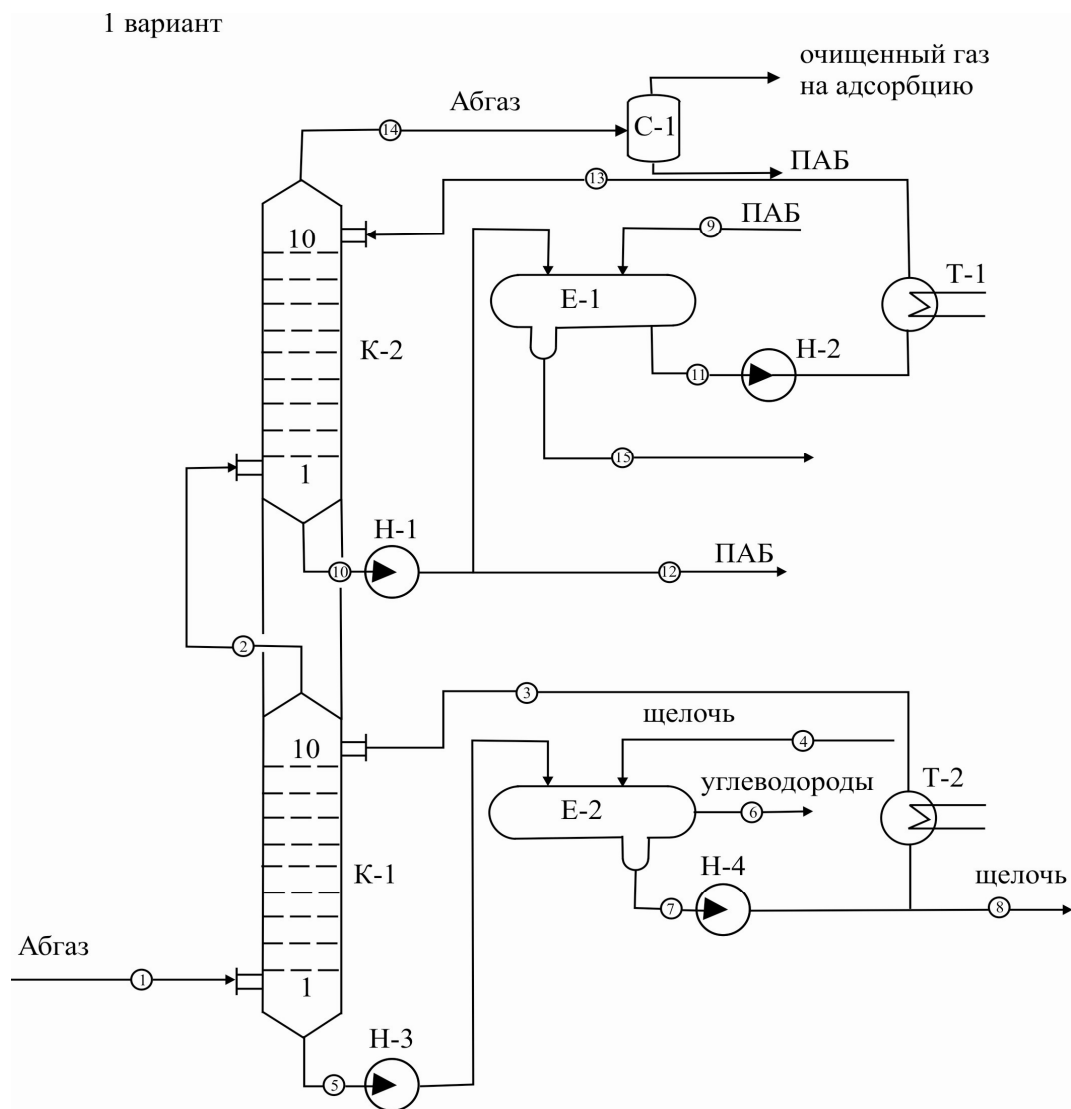


Рис. 6.3. Технологическая схема абсорбционной очистки абгаза от ИПБ и кислот. К-1, К-2 – абсорбционная тарельчатая колонна, Е-1, Е-2 – отстойники, С-1 – сепаратор-каплеуловитель

Часть водного раствора щелочи из отстойника Е-2 возвращается в колонну насосом Н-4 в виде абсорбента, а избыток по уровню в Е-2

отбирается в качестве отработанного раствора щелочи. Для подпитки в Е-2 поступает свежий 10% водный раствор NaOH. Заданная температура абсорбента, поступающего в К-1, поддерживается в теплообменнике Т-2, охлаждаемом низкотемпературным хладагентом. Абгаз после очистки в К-1 поступает в абсорбер К-2.

Секция абсорбера К-2 предназначена для очистки абгаза от ИПБ полиалкилбензолом (ПАБ). Достоинствами метода абсорбции кумола полиалкилбензолом является то, что ПАБ образуются в цехах в процессе алкилирования бензола пропиленом, а так же то, что использование этого метода позволяет вернуть в технологический процесс кумол и ПАБ [1,10].

Абгаз после К-1 поступает под нижнюю тарелку абсорбера К-2. На верхнюю тарелку К-2 насосом Н-2 подается абсорбент – ПАБ. Снизу секции К-2 отбирается ПАБ и насосом Н-1 направляется в емкость Е-1, в которой происходит отделение от углеводородной фазы воды. Часть ПАБ из отстойника Е-1 возвращается в секцию К-2 насосом Н-2 в виде абсорбента, а избыток по уровню в Е-1 отбирается в качестве отработанного ПАБ. Для поддержания заданной температуры абсорбента используется теплообменник Т-1, охлаждаемый низкотемпературным хладагентом. Для подпитки в Е-1 поступает свежий ПАБ. Абгаз после очистки в секции К-2 поступает в сепаратор-каплеуловитель С-1 для снижения количества жидкой фазы, унесенной абгазом с тарелок К-1, К-2. После сепаратора С-1 абгаз поступает в адсорберы А-1 ÷ А-4, из которых три адсорбера находятся в работе, а один адсорбер останавливается на регенерацию адсорбента.

Регенерация адсорбента включает три стадии:

- десорбция водяным паром;
- сушка горячим воздухом;
- охлаждение холодным воздухом.

Схемой очистки предусмотрена подача абгаза, минуя блок двухступенчатой абсорбции, на адсорберы А-1 ÷ А-4.

Двухступенчатая схема очистки абгазов характеризуется значительными затратами энергоносителей и большой стоимостью импортных адсорбентов. Кроме этого отмечается малоэффективная работа отстойников Е-1 и Е-2, и как следствие, снижение эффективности абсорберов.

6.5. Постановка задач по энерго- и ресурсосбережению

На основе выполненного анализа работы теплотехнологических установок выделения фенола путем ректификации и очистки абгазов от кумола путем абсорбции и адсорбцией в диссертационной работе рассмотрены следующие способы энергоресурсоэффективной модернизации оборудования [13,14].

1. Для процесса ректификации – использование высокоэффективных контактных устройств, взамен устаревших. Это обеспечивает снижение расхода флегмы (оптимизация режима), и, соответственно, уменьшаются расходы теплоносителей в кипятильнике и дефлегматоре колонны К-48.

2. Для процесса абсорбции - также внедрение высокоэффективных контактных устройств, которые обеспечивают повышение качества разделения смесей, снижение гидравлического сопротивления колонны -К-1/К-2 и расхода энергии на подачу газов и паров.

3. Очистка газов, паров и жидкостей от дисперсной фазы, которая отрицательно сказывается на работе тепло- и массообменного оборудования. В технологической схеме очистки абгазов требуется повышение эффективности отстойников Е-1 и Е-2, а также использование газосепараторов.

Используемая литература

1. Афонин А.В. Исследование очистки абгазов от кумола на пилотной установке / А.В. Афонин, К.Р. Рамазанов, А.Г. Лаптев // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 2003. –С. 41-45.
2. Башаров М.М. Энергосбережение в производстве фенола / Башаров М.М., Лаптев А.Г. // Вестник КГЭУ, 2010, №3.- С. 11-17.
3. Башаров М.М./Энергосберегающая модернизации ректификационной установки выделения фенола // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», 2011, №2. - С. 136 - 146. URL: http://www.ogbus.ru/authors/Basharov/Basharov_1.pdf.
4. Беспмятнов Р.П. Предельно-допустимые концентрации химических веществ в окружающей среде./ Беспмятнов Р.П., Кротов Ю.А.// Л.: Химия, 1985.
5. Зиганшин М.Г. Теоретические основы пылегазоочистки: / Зиганшин М.Г. // Учебное пособие. Казань: КГАСУ, 2005.
6. Кайбышев А.Ф. Совершенствование технологий получения фенольных производных из некоторых промышленных отходов нефтехимических производств: Автореф. дис. канд. техн. наук. – Уфа: УГНТУ, 2003.
7. Кружалов Б.Д. Совместное получение фенола и ацетона./ Кружалов Б.Д., Голованенко Б.И. // М.: Госхимиздат, 1963.
8. Кудряшов В.Н. ОАО «Казаньоргсинтез»: вчера, сегодня, завтра / В.Н. Кудряшов // «Передовые технологии и перспективы развития ОАО «Казаньоргсинтез»»: междунар. юбилейная науч.-практ. конф. – Казань, 2008. – С. 9-11.
9. Кудряшов В.Н. Основные направления развития ОАО «Казаньоргсинтез» / В.Н. Кудряшов // сб. Трудов юбилейной науч.-

практ. конф., посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». – Казань, 2003. – С. 3-10.

10. Лаптев А.Г. Повышение эффективности и энергосбережение при очистке абгазов от кумола в производстве фенола / Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. //Тр. Академэнерго. – 2008. – №3. – С.36-39.

11. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Данилов В.А. и др. Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена // Химическая промышленность, 2001, № 10. – С. 24-33.

12. Мамедов Э.М. / Кинетика жидкофазной дегидратации диметилфенилкарбинола // Мамедов Э.М., Гагарин М.А., Харлампиди Х.Э.// Электронный журнал «Исследовано в России», 2001. С. 1625 – 1631

13. Свидетельство Российской Федерации на полезную модель № 19483. Регулярная насадка. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Афанасьев И.П. и др./ 10.09.2001 г., Бюл. № 25.

14. Свидетельство Российской Федерации на полезную модель № 32707. Регулярная насадка для массообменных аппаратов. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Дьяконов Г.С. и др. / 27.09.2003 г., Бюл. № 27.

ГЛАВА 7

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВКИ ВЫДЕЛЕНИЯ ФЕНОЛА

Ректификационная колонна К-48 предназначена для получения товарного фенола. В качестве новой колонны К-48 ниже рассмотрены три варианта насадочный, тарельчатый и насадочно-тарельчатый.

7.1. Насадочный вариант колонны К-48 для получения товарного фенола

В качестве варианта замены контактных устройств в К-48 рассмотрен насадочный вариант новой колонны [12].

Насадочные колонны находят широкое применение в нефтехимической, нефтеперерабатывающей, газовой и др. отраслях промышленности при проведении процессов абсорбции (хемосорбции), ректификации, жидкостной экстракции, охлаждения газов и жидкостей и газосепарации. К достоинствам насадочных колонн можно отнести высокую эффективность и широкий интервал устойчивой работы, сравнительно невысокую стоимость и простоту конструкций, небольшое гидравлическое сопротивление, что особенно важно для работы вакуумных колонн в нефтепереработке.

В качестве контактных устройств используются регулярные и нерегулярные насадки. Нерегулярные насадки, как правило, находят применение в колоннах небольшого диаметра и при переоборудовании тарельчатых колонн. Их преимущество заключается в том, что они менее чувствительны к начальному распределению орошения, обладают более низкой стоимостью и проще в обслуживании.

Широко используются, насадочные элементы как зарубежных, так и отечественных фирм. Например, нерегулярные насадки НУ-РАК, CASCADE-RINGS, «Инжехим», ГИПХ, ГИАП и регулярные – INTALOX, Sulzer, Koch, «Инжехим», Norton, «Меллапак», «Вакупак», «Кедр», УГНТУ, «Глитч-Грид», «Перформ-Грид» и др. [2,4-10.13,15-21,24,25].

Одним из самых энергоемких и широко используемым процессом на предприятиях ТЭК – нефтехимия является процесс ректификации смесей. Массообменные колонны имеют сложную конструкцию, большую металлоемкость и повышенный расход энергии в виде греющих (чаще всего водяной пар) и охлаждающих агентов (чаще всего оборотная вода). Расходы энергии в значительной мере зависят от совершенства аппаратного оформления, т.е. эффективности используемых контактных устройств в колоннах. Из теории и практики ректификации известно, что чем ниже эффективность контактных устройств, тем требуется больший расход флегмы (флегмы число) и, следовательно, повышенный расход греющего агента в кипятильнике колонны и охлаждающего в дефлегматоре. Известны примеры модернизации ректификационных колонн, обеспечивающие снижение расхода теплоносителей в два раза даже при работе с повышенной нагрузкой на 30% от проектной [10,11,13,22]. Модернизация заключается в оптимизации размеров и режимов работы колонн и использовании высокоэффективных контактных устройств, взамен устаревших. Данное направление имеет большие перспективы, т.к. часто позволяет с небольшими капитальными затратами и сроками исполнения добиться значительных снижений энергозатрат на единицу продукции.

По результатам технологического расчета рассмотрен [1,14] режим работы насадочной колонны К-48, позволяющий получить требуемое

качество продуктов разделения при следующих требованиях (таб.7.1). В качестве насадки выбрана регулярная рулонная насадка «Инжехим» с шероховатой поверхностью (рис. 3.1 глава 3). Удельная поверхность – 240 м²/м³.

Таблица 7.1. Технические требования:

Колонна 48

Расход питания

9200-12000 кг/час

Компоненты	Состав, % масс.
Окись мезитила	0,0001-0,001
Вода	0,01-0,025
Изопропилбензол	0,0001-0,0004
Альфаметилстирол	0,0001-0,0009
2-метилбензофуран	0,001-0,004
Фенол	99,0-99,5
Ацетофенол	0,1-0,6
Диметилфенилкарбинол	0,01-0,06
Смолы	0-0,09

Требования к качеству продуктов разделения:

- содержание ацетофенона в товарном феноле не выше 10 ппм.
- содержание фенола в кубовом продукте не выше 90% масс.

Материал новой колонны К-48 и внутренних устройств (насадки и распределителей фаз) 12Х18Н10Т.

Результаты технологического и гидравлического расчета и материальный баланс модернизированной колонны К-48 с регулярной насадкой для нагрузки по исходному питанию 12000 кг/ч представлены в таблицах 7.2.-7.5.

Таблица 7.2.

Покомпонентные потоки колонны, кг / час				
Компонент	Питание	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
Окись мезитила	0.12	$9.929039 \cdot 10^{-2}$	$2.035062 \cdot 10^{-2}$	$3.671217 \cdot 10^{-8}$
вода	0.3	2.994038	$5.783761 \cdot 10^{-3}$	$8.171478 \cdot 10^{-20}$
Изопропилбензол	0.048	$4.359168 \cdot 10^{-2}$	$4.347945 \cdot 10^{-3}$	$6.839488 \cdot 10^{-11}$
альфаметилстиро	0.108	$9.198695 \cdot 10^{-2}$	$1.579676 \cdot 10^{-2}$	$1.1432 \cdot 10^{-8}$
2-метил-бензофур	0.4799	$2.238714 \cdot 10^{-3}$	0.3047868	0.1728684
фенол	11906.24	396.7689	10699.55	809.9255
ацетофенон	72.00002	$1.887266 \cdot 10^{-6}$	$8.609409 \cdot 10^{-2}$	71.9139
диметилфенилкар	7.199999	$2.79449 \cdot 10^{-7}$	$1.231349 \cdot 10^{-2}$	7.187685
смола	10.8	$2.15474 \cdot 10^{-18}$	$1.693716 \cdot 10^{-15}$	10.8
Сумма, кг/час	12000	400	10700	899.9999
Плотность, кг/м ³	1071.3	1046.5	993.07	971.98
температура, С	20	50	112.0866	125.7216

Таблица 7.3.

Покомпонентные потоки колонны, кг / час				
Компонент	Питание в колонну	Пар из колонны	Флегма в колонну	Кубовый продукт
Окись_мезитила	0.12	3.82268	3.72339	$3.671217 \cdot 10^{-8}$
вода	0.3	115.2704	112.2764	$8.17147 \cdot 10^{-20}$
изопропилбензол	0.048	1.67828	1.634688	$6.83948 \cdot 10^{-11}$
альфаметилстиро	0.108	3.541498	3.44951	$1.143292 \cdot 10^{-8}$
2-метилбензофур	0.4799999	$8.619048 \cdot 10^{-2}$	$8.395177 \cdot 10^{-2}$	0.1728684
фенол	11906.24	15275.6	14878.83	809.9255
ацетофенон	72.00002	$7.265976 \cdot 10^{-5}$	$7.077249 \cdot 10^{-5}$	71.9139
диметилфенилкар	7.199999	$1.075878 \cdot 10^{-5}$	$1.047934 \cdot 10^{-5}$	7.187685
смола	10.8	$8.295749 \cdot 10^{-2}$	$8.08027 \cdot 10^{-17}$	10.8
Сумма, кг/час	12000	15400	15000	899.9999
Плотность, кг/м ³	256.11	0.23101	1046.5	971.98125.72
температура, С	135	107.9416	50	

Таблица 7.4.

Состав потоков, масс. доли				
Компонент	Питание в колонну	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
1	2	3	4	5
Окись_мезитила	$9.999 \cdot 10^{-6}$	$2.48226 \cdot 10^{-4}$	$1.90192 \cdot 10^{-6}$	$4.0791 \cdot 10^{-11}$
вода	0.00025	$7.485094 \cdot 10^{-3}$	$5.40538 \cdot 10^{-7}$	$9.07942 \cdot 10^{-23}$
изопропилбензол	0.000004	$1.089792 \cdot 10^{-4}$	$4.0635 \cdot 10^{-7}$	$7.599431 \cdot 10^{-14}$
альфаметилстиро	$8.9999 \cdot 10^{-6}$	$2.299674 \cdot 10^{-4}$	$1.47633 \cdot 10^{-6}$	$1.270324 \cdot 10^{-11}$
2-метилбензофур	$3.9999 \cdot 10^{-5}$	$5.59678 \cdot 10^{-6}$	$2.84847 \cdot 10^{-5}$	$1.92076 \cdot 10^{-4}$
фенол	0.992187	0.9919222	0.999958	0.8999172
ацетофенон	$6 \cdot 10^{-3}$	$4.718166 \cdot 10^{-9}$	$8.04617 \cdot 10^{-6}$	$7.990433 \cdot 10^{-2}$
диметилфенилкар	$5.9999 \cdot 10^{-6}$	$6.986225 \cdot 10^{-10}$	$1.15079 \cdot 10^{-6}$	$7.986316 \cdot 10^{-3}$

продолжение табл. 7.4.

1	2	3	4	5
смола	0.0009	$5.38685 \cdot 10^{-21}$	$1.5829 \cdot 10^{-19}$	0.012
Сумма, кг/час	0.999999	1	0.9999999	0.9999999
Плотность, кг/м ³	1071.3	1046.5	993.07	971.98
температура, С	20	50	112.0866	125.7216

Таблица 7.5.

Состав потоков, масс. доли				
Компонент	Питание в колонну	Пар из колонны	Флегма в колонну	Кубовый продукт
Окись мезитила	$9.999 \cdot 10^{-6}$	$2.48226 \cdot 10^{-4}$	$2.48226 \cdot 10^{-4}$	$4.07913 \cdot 10^{-11}$
вода	0.00025	$7.485094 \cdot 10^{-3}$	$7.48509 \cdot 10^{-3}$	$9.07942 \cdot 10^{-23}$
изопропилбензол	0.000004	$1.0897 \cdot 10^{-4}$	$1.0897 \cdot 10^{-4}$	$7.59941 \cdot 10^{-14}$
альфаметилстиро	$8.999 \cdot 10^{-6}$	$2.299674 \cdot 10^{-4}$	$2.2996 \cdot 10^{-4}$	$1.270324 \cdot 10^{-11}$
2-метилбензофур	$3.999 \cdot 10^{-5}$	$5.596786 \cdot 10^{-6}$	$5.5967 \cdot 10^{-6}$	$1.92076 \cdot 10^{-4}$
фенол	0.992187	0.9919222	0.9919222	0.8999172
ацетофенон	$6 \cdot 10^{-3}$	$4.718166 \cdot 10^{-9}$	$4.7181 \cdot 10^{-9}$	$7.990433 \cdot 10^{-2}$
диметилфенилкар	$5.999 \cdot 10^{-6}$	$6.986225 \cdot 10^{-10}$	$6.9862 \cdot 10^{-10}$	$7.986316 \cdot 10^{-3}$
смола	0.0009	$5.38685 \cdot 10^{-21}$	$5.3868 \cdot 10^{-21}$	0.012
Сумма, кг/час	0.999999	1	1	0.9999999
Плотность, кг/м ³	256.11	0.23101	1046.5	971.98
температура, С	135	107.9416	50	125.7216

Профиль температуры, °С

Емкость орошения	50
Верх колонны	107,94
Боковой отбор	112,09
Зона питания	121.28
Низ колонны	125.72

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

Емкость орошения	50
Верх колонны	60
Боковой отбор	68.83
Зона питания	99.75
Низ колонны	113

Кипятильник колонны

Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	2,3812
<u>Конденсатор колонны</u>	
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	2,54986
<u>Орошение в колонну</u>	
Расход масс, кг/ч	15000
Плотность кг/м ³	1046,5
Температура, °С	50

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы слоя насадки колонны К-48. Скорость пара в колонне не превышает 5,8 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 2,07÷2,86 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления слоя насадки общей высотой 26,5 м не превышает 53 мм рт. ст.

7.2. Тарельчатый вариант колонны К-48

В качестве варианта замены К-48 рассмотрен тарельчатый вариант новой колонны с решетчатыми безпереливными тарелками.

Результаты технологического и гидравлического расчета и материальный баланс К-48 для нагрузки по исходному питанию 12000 кг/ч представлены в таблицах 7.5.-7.8.

По результатам технологического расчета рассмотрен режим работы колонны К-48, позволяющий получить требуемое качество продуктов разделения:

- содержание ацетофенона в товарном феноле не выше 10 ппм.
- содержание фенола в кубовом продукте не выше 90% масс.

Таблица 7.6.

Покомпонентные потоки колонны, кг / час				
Компонент	Питание	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
Окись_мезитила	0.12	$9.409577 \cdot 10^{-2}$	$1.82097 \cdot 10^{-2}$	$1.20255 \cdot 10^{-7}$
вода	0.3	0.3402382	$5.21480 \cdot 10^{-2}$	$3.5128 \cdot 10^{-19}$
изопропилбензол	0.048	0,389829	$3.95979 \cdot 10^{-3}$	$5.7608 \cdot 10^{-11}$
альфаметилстиро	0.108	$8.624014 \cdot 10^{-2}$	0.0143916	$2.8516 \cdot 10^{-8}$
2-метилбензофур	0.4799999	$3.698309 \cdot 10^{-3}$	0,3073037	0.16896
фенол	11906.24	391.8867	10699.54	809.9393
ацетофенон	72.00002	$5.028262 \cdot 10^{-5}$	$9.28301 \cdot 10^{-2}$	71.90714
диметилфенилкар	7.199999	$8.135375 \cdot 10^{-6}$	$1.54558 \cdot 10^{-2}$	7.184535
смола	10.8	$2.31228 \cdot 10^{-18}$	$8.3032 \cdot 10^{-14}$	10.8
Сумма, кг/час	12000	392.45	10700	900
Плотность, кг/м ³	1071.3	1042	993.95	959.41
Температура, С	20	55.0109	111.1149	139.2787

Таблица 7.7.

Покомпонентные потоки колонны, кг / час				
Компонент	Питание	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
Окись_мезитила	0.12	4.297382	4.195888	$7.399164 \cdot 10^{-3}$
вода	0.3	18.16657	15.17179	2.654543
изопропилбензол	0.048	1.782354	1.738312	$50.058857 \cdot 10^{-3}$
альфаметилстиро	0.108	3.939203	3.84559	$7.371583 \cdot 10^{-3}$
2-метилбензофур	0.479999	0.1686501	0.1649138	$3.801986 \cdot 10^{-5}$
фенол	11906.24	17871.64	17474.88	4.876989
ацетофенон	72.00002	$2.29265 \cdot 10^{-3}$	$2.242186 \cdot 10^{-3}$	$1.825923 \cdot 10^{-7}$
диметилфенилкар	7.199999	$3.7093 \cdot 10^{-4}$	$3.627699 \cdot 10^{-4}$	$2.629738 \cdot 10^{-8}$
смола	10.8	$1.0547 \cdot 10^{-16}$	$1.03108 \cdot 10^{-16}$	$2.093056 \cdot 10^{-27}$
Сумма, кг/час	12000	17900	17500	7.5514
Плотность, кг/м ³	1071.3	0.16173	1042.7	0.02778
температура, С	20	99.347	55.0109	55

Таблица 7.8

Состав потоков, масс. доли				
Компонент	Питание в колонну	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
1	2	3	4	5
Окись_мезитила	$9.99999 \cdot 10^{-6}$	$2.93765 \cdot 10^{-4}$	$1.72988 \cdot 10^{-6}$	$1.336177 \cdot 10^{-10}$
вода	0.00025	$8.6695949 \cdot 10^{-4}$	$4.87365 \cdot 10^{-7}$	$3.903132 \cdot 10^{-22}$
изопропилбензол	0.000004	$9.933214 \cdot 10^{-5}$	$3.70074 \cdot 10^{-7}$	$6.400909 \cdot 10^{-14}$
альфаметилстиро	$8.99999 \cdot 10^{-6}$	$2.197481 \cdot 10^{-4}$	$1.34500 \cdot 10^{-6}$	$3.168553 \cdot 10^{-11}$
2-метилбензофур	$3.99999 \cdot 10^{-5}$	$9.423643 \cdot 10^{-6}$	$2.87199 \cdot 10^{-5}$	$1.877333 \cdot 10^{-4}$
фенол	0.992187	0.9985646	0.9999573	0.8999326

продолжение табл. 7.8.

1	2	3	4	5
ацетофенон	$6 \cdot 10^{-3}$	$1.281249 \cdot 10^{-7}$	$8.67571 \cdot 10^{-6}$	$7.989682 \cdot 10^{-2}$
диметилфенилкар	$5.99999 \cdot 10^{-6}$	$2.07297 \cdot 10^{-8}$	$1.44446 \cdot 10^{-6}$	$7.982817 \cdot 10^{-3}$
смола	0.0009	$5.891912 \cdot 10^{-21}$	$7.7600 \cdot 10^{-18}$	0.012
Сумма, кг/час	0.999999	0.9999999	1	1
Плотность, кг/м ³	1071.3	1042.7	993.95	959.41
температура, С	20	55.0109	111.1149	139.2787

Таблица 7.9.

Состав потоков, масс. доли				
Компонент	Питание в колонну	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
Окись мезитила	$9.99999 \cdot 10^{-6}$	$2.400772 \cdot 10^{-4}$	$2.39765 \cdot 10^{-4}$	$9.798399 \cdot 10^{-4}$
вода	0.00025	$1.014892 \cdot 10^{-3}$	$8.66959 \cdot 10^{-4}$	0.3515299
изопропилбензол	0.000004	$9.957286 \cdot 10^{-5}$	$9.93321 \cdot 10^{-5}$	$6.69923 \cdot 10^{-4}$
альфаметилстиро	$8.99999 \cdot 10^{-6}$	$2.200672 \cdot 10^{-4}$	$2.19748 \cdot 10^{-4}$	$9.761875 \cdot 10^{-4}$
2-метилбензофур	$3.99999 \cdot 10^{-5}$	$9.421792 \cdot 10^{-6}$	$9.42364 \cdot 10^{-6}$	$5.034809 \cdot 10^{-6}$
фенол	0.992187	0.9984159	0.9985647	0.6458391
ацетофенон	$6 \cdot 10^{-3}$	$1.28081 \cdot 10^{-7}$	$1.28124 \cdot 10^{-7}$	$2.417992 \cdot 10^{-8}$
диметилфенилкар	$5.99999 \cdot 10^{-4}$	$2.072244 \cdot 10^{-8}$	$2.07297 \cdot 10^{-8}$	$3.482451 \cdot 10^{-9}$
смола	0.0009	$5.889426 \cdot 10^{-21}$	$5.8919 \cdot 10^{-21}$	$2.771745 \cdot 10^{-28}$
Сумма, кг/час	0.999999	1	1	1
Плотность, кг/м ³	256	0.16173	1042.7	0.02778
температура, С	135	99.347	55.0109	55

Режим работы К-48

Профиль температуры, °С

Емкость орошения	55
Верх колонны	99,34
Боковой отбор	111,11
Зона питания	132.13
Низ колонны	139.2

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

Емкость орошения	15
Верх колонны	40
Боковой отбор	66.08

Зона питания	151.44
Низ колонны	187
<u>Кипятильник колонны</u>	
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	2,63075
<u>Конденсатор колонны</u>	
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	2,795191
<u>Орошение в колонну</u>	
Расход масс, кг/ч	17500
Плотность кг/м ³	1042,7
Температура, °С	55

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы колонны К-48 с решетчатыми безпереливными тарелками. Скорость пара в колонне не превышает 7,5 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 1,5÷2,97 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления в колонне К-48 с 62 тарелками не превышает 147 мм. рт. ст.

7.3. Насадочно-тарельчатый вариант колонны К-48

В связи с тем, что максимальная нагрузка по пару для контактных устройств К-48 выше ввода питания рассмотрен вариант К-48, в котором выше ввода питания размещена насадка, а ниже ввода питания установлены решетчатые безпереливные тарелки.

Результаты технологического и гидравлического расчета и материальный баланс К-48 для нагрузки по исходному питанию 12000 кг/ч представлены в таблицах 7.9.- 7.12.

По результатам технологического расчета рассмотрен режим работы колонны К-48, позволяющий получить требуемое качество продуктов разделения:

- содержание ацетофенона в товарном феноле не выше 10 ппм.
- содержание фенола в кубовом продукте не выше 90% масс.

Таблица 7.10.

Покомпонентные потоки колонны, кг / час				
Компонент	Питание	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
Окись_мезитила	0.12	$9.685232 \cdot 10^{-2}$	$2.006288 \cdot 10^{-2}$	$1.863968 \cdot 10^{-6}$
вода	0.3	0.7776004	$5.69987 \cdot 10^{-3}$	$2.00777 \cdot 10^{-17}$
изопропилбензол	0.048	$4.153108 \cdot 10^{-2}$	$4.294896 \cdot 10^{-3}$	$1.806692 \cdot 10^{-8}$
альфаметилстиро	0.108	$8.936507 \cdot 10^{-7}$	0.0155917	$8.194211 \cdot 10^{-7}$
2-метилбензофур	0.48	$2.467753 \cdot 10^{-3}$	0.328938	0.1485838
фенол	11906.24	394.6322	10699.52	809.9526
ацетофенон	72	$1.765813 \cdot 10^{-6}$	0.0860415	71.90714
диметилфенилкар	7.199999	$2.987518 \cdot 10^{-7}$	$1.505288 \cdot 10^{-2}$	7.191391
смола	10.8	$5.457296 \cdot 10^{-17}$	$2.419429 \cdot 10^{-16}$	10.79999
Сумма, кг/час	12000	395.64	10700	900
Плотность, кг/м ³	1071.3	1044.4	995.2	967.4
температура, С	20	55.0103	111.5889	132.4421

Таблица 7.11

Покомпонентные потоки колонны, кг / час				
Компонент	Питание	Пар из колонны	Флегма в колонну	Сдвуха из флегм. емкости
Окись мезитила	0.12	3.967766	3.867826	$3.0866818 \cdot 10^{-3}$
вода	0.3	34.04801	31.0537	2.216693
изопропилбензол	0.048	1.702262	1.658556	$2.174402 \cdot 10^{-3}$
альфаметилстиро	0.108	3.661231	3.56882	$3.045107 \cdot 10^{-3}$
2-метил-бензофур	0.479999	0.1010283	$9.85504 \cdot 10^{-25}$	$1.011211 \cdot 10^{-5}$
фенол	11906.24	16156.52	15759.75	2.12999
ацетофенон	72	$7.228 \cdot 10^{-5}$	$7.051828 \cdot 10^{-5}$	$2.545669 \cdot 10^{-9}$
диметилфенилкар	7.199999	$1.222 \cdot 10^{-5}$	$1.193074 \cdot 10^{-5}$	$3.834232 \cdot 10^{-10}$
смола	10.8	$2.2339 \cdot 10^{-15}$	$2.17998 \cdot 10^{-15}$	$1.969022 \cdot 10^{-26}$
Сумма, кг/час	12000	16200	15800	4.355
Плотность, кг/м ³	256.18	0.19864	1044.4	0.036526
температура, С	135	104.3701	55.0103	55

Таблица 7.12

Состав потоков, масс. доли				
Компонент	Питание в колонну	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
1	2	3	4	5
Окись_мезитила	$9.999 \cdot 10^{-6}$	$2.447991 \cdot 10^{-4}$	$1.875036 \cdot 10^{-6}$	$2.071075 \cdot 10^{-09}$
вода	0.00025	$1.965424 \cdot 10^{-3}$	$5.326981 \cdot 10^{-4}$	$2.203861 \cdot 10^{-20}$
изопропилбензол	0.000004	$1.049719 \cdot 10^{-4}$	$4.013922 \cdot 10^{-7}$	$2.007435 \cdot 10^{-11}$
альфаметилстиро	$8.999 \cdot 10^{-6}$	$2.258747 \cdot 10^{-4}$	$1.457168 \cdot 10^{-6}$	$9.104679 \cdot 10^{-10}$
2-метил-бензофур	0.00004	$6.23737 \cdot 10^{-6}$	$3.074187 \cdot 10^{-}$	$1.650934 \cdot 10^{-04}$

продолжение табл.7.12

1	2	3	4	5
фенол	0.992187	0.9974527	0.9999555	0.8999473
ацетофенон	0.006	$4.463181 \cdot 10^{-9}$	$8.04126 \cdot 10^{-06}$	$7.990435 \cdot 10^{-02}$
диметилфенилкар	$59999 \cdot 10^{-4}$	$7.551102 \cdot 10^{-10}$	$1.40681 \cdot 10^{-06}$	$7.983269 \cdot 10^{-03}$
смола	$8.999 \cdot 10^{-4}$	$1.379359 \cdot 10^{-19}$	$2.26114 \cdot 10^{-20}$	$1.199999 \cdot 10^{-2}$
Сумма, кг/час	0.999999	1	0.9999999	0.9999999
Плотность, кг/м ³	1071.3	1044.4	995.2	967.4
температура, С	20	55.0103	111.5886	132.4421

Таблица 7.13

Состав потоков, масс. доли				
Компонент	Питание в колонну	Пар из колонны	Флегма в колонну	Сдвуха из флегм. емкости
Окись_мезитила	$9.999 \cdot 10^{-6}$	$2.4492 \cdot 10^{-4}$	$2.447991 \cdot 10^{-4}$	$7.087986 \cdot 10^{-4}$
вода	0.00025	$2.1017 \cdot 10^{-3}$	$1.965424 \cdot 10^{-3}$	0.5089996
изопропилбензол	0.000004	$1.0507 \cdot 10^{-4}$	$1.049719 \cdot 10^{-4}$	$4.992886 \cdot 10^{-4}$
альфаметилстиро	$8.999 \cdot 10^{-6}$	$2.2600 \cdot 10^{-4}$	$2.258747 \cdot 10^{-4}$	$6.992209 \cdot 10^{-4}$
2-метилбензофур	0.00004	$6.2363 \cdot 10^{-6}$	$6.23737 \cdot 10^{-6}$	$2.321955 \cdot 10^{-6}$
фенол	0.992187	0.99731	0.9974527	0.4890907
ацетофенон	0.006	$4.462131 \cdot 10^{-9}$	$4.463182 \cdot 10^{-9}$	$5.845394 \cdot 10^{-10}$
диметилфенилкар	$5.999 \cdot 10^{-4}$	$7.5493 \cdot 10^{-10}$	$7.55110 \cdot 10^{-10}$	$8.804205 \cdot 10^{-11}$
смола	$8.999 \cdot 10^{-4}$	$1.3789 \cdot 10^{-19}$	$1.37935 \cdot 10^{-19}$	$4.52129 \cdot 10^{-4}$
Сумма, кг/час	0.999999	1	1	1
Плотность, кг/м ³	256.18	0.19864	1044.4	0.036526
температура, С	135	104.3701	55.0103	55

Режим работы К-48

Профиль температуры, °С

Емкость орошения	55
Верх колонны	104,37
Боковой отбор	111,58
Зона питания	127.77
Низ колонны	132.44

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

Емкость орошения	25
Верх колонны	50
Боковой отбор	67.41

Зона питания	128.35
Низ колонны	145.44
<u>Кипятильник колонны</u>	
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	2,4065
<u>Конденсатор колонны</u>	
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	2,572107
<u>Орошение в колонну</u>	
Расход масс, кг/ч	15800
Плотность кг/м ³	1042,7
Температура, °С	55

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы насадочно-тарельчатого варианта колонны К-48. Скорость пара в колонне не превышает 6,7 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 1,56÷3 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления в колонне К-48 со слоем насадки 18 м и 16 тарелками не превышает 95.44 мм рт. ст.

7.4. Эскизные проекты модернизации

Насадочный вариант

Колонна К-48 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

Диаметр колонны	2200 мм
Высота цилиндрической части колонны	35900 мм

В качестве контактных устройств в колонне К-48 предлагается применить регулярную насадку «Инжехим», которая размещается по колонне пятью слоями общей высотой 26,5 м. Объем насадки для заполнения колонны составит 100,68 м³. Схема размещения насадки в

К-48 представлена на рис. 7.1, а расчетные значения диаметров условного прохода штуцеров в таблице 7.14.

Таблица 7.14. Расчетный диаметр штуцеров К-48. Насадочный вариант колонны

Обозн.	Наименование	Кол-во	Расч.диам. усл. прохода D_y , м	Объемный расход, m^3/c	Скорость потока ч/з штуцер, м/с
А	Вход питания	1	0,1288	0,013	1
Б	Боковой отбор фенола	1	0,1127	0,00299	0,3
В	Выход пара в дефлегматор	1	0,627	18,518	60
Г	Вход флегмы	1	0,07121	0,00398	1
Д	Выход жидкости в кипятильник	1	0,1646	0,0213	1
Е	Вход из кипятильника в колонну	1	0,5023	0,198	1
Ж	Отбор кубового продукта	1	0,033	0,000257	0,3

Штуцера «А» и «Е» для ввода парожидкостного потока с внутренней части колонны снабжаются фланцами для подсоединения специальных распределителей паровой фазы.

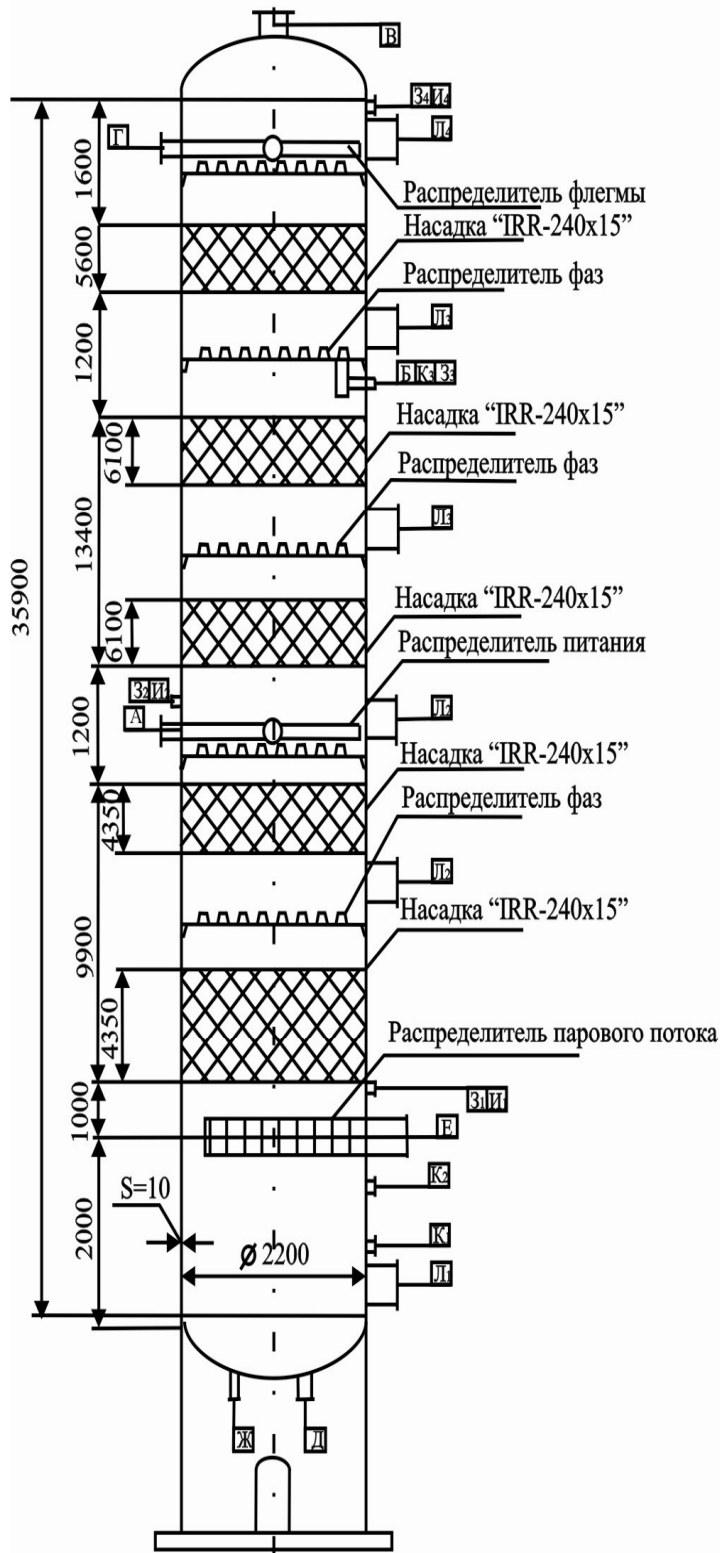


Схема расположения штуцеров

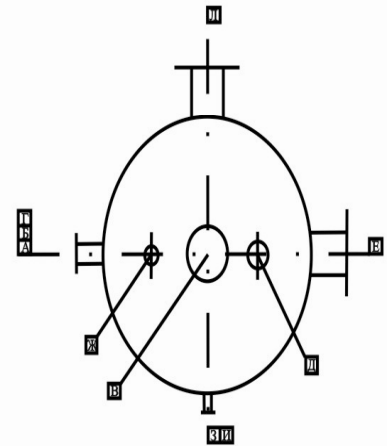


Рис.7.1 Схема размещения насадки в К-48

Тарельчатый вариант

В качестве альтернативы рассмотрен тарельчатый вариант колонны К-48, снабженный решетчатыми безпереливными тарелками.

Диаметр колонны	2400 мм
Число тарелок	62
Расстояние между тарелками	500 мм.
Высота цилиндрической части колонны	36600 мм

Для обеспечения равномерной работы контактных устройств в колонне К-48 предлагаются следующие значения относительного свободного сечения решетчатых безпереливных тарелок:

С 1 по 11 тарелку (счет с верха колонны) относительное свободное сечение тарелки 29%.

С 12 по 47 тарелку (счет с верха колонны) относительное свободное сечение тарелки 24%.

С 48 по 62 тарелку (счет с верха колонны) относительное свободное сечение тарелки 21%.

Схема размещения тарелок в К-48 представлена на рис. 7.2, а расчетные значения диаметров условного прохода штуцеров в таблице 7.15.

Таблица 7.15. Расчетный диаметр штуцеров К-48.

Тарельчатый вариант колонны

Обозн.	Наименование	Кол-во	Расч. диаметр усл. прохода D_y , м	Объемный расход, m^3/c	Скорость Потока ч/з штуцер, м/с
1	2	3	4	5	6
А	Вход питания	1	0,1288	0,013	1
Б	Боковой отбор фенола	1	0,1363	0,00583	0,4
1	2	3	4	5	6
В	Выход пара в дефлегматор	1	0,808	30,75	60

Продолжение табл. 7.15

1	2	3	4	5	6
Г	Вход флегмы	1	0,077	0,00466	1
Д	Выход жидкости в кипятыльник	1	0,175	0,02413	1
Е	Вход из кип-ка в колонну	1	0,529	0,2199	1
Ж	Отбор кубового продукта	1	0,033	0,00026	0,3
М	Ввод орошения	1	0,0602	0,00285	1

Тарельчатый вариант новой колонны К-48 с решетчатыми безпереливными контактными устройствами характеризуется повышенным перепадам давления по сравнению с насадочным (на 94 мм. рт. ст.), большим расходом флегмы и узким диапазоном работы колонны по питанию.

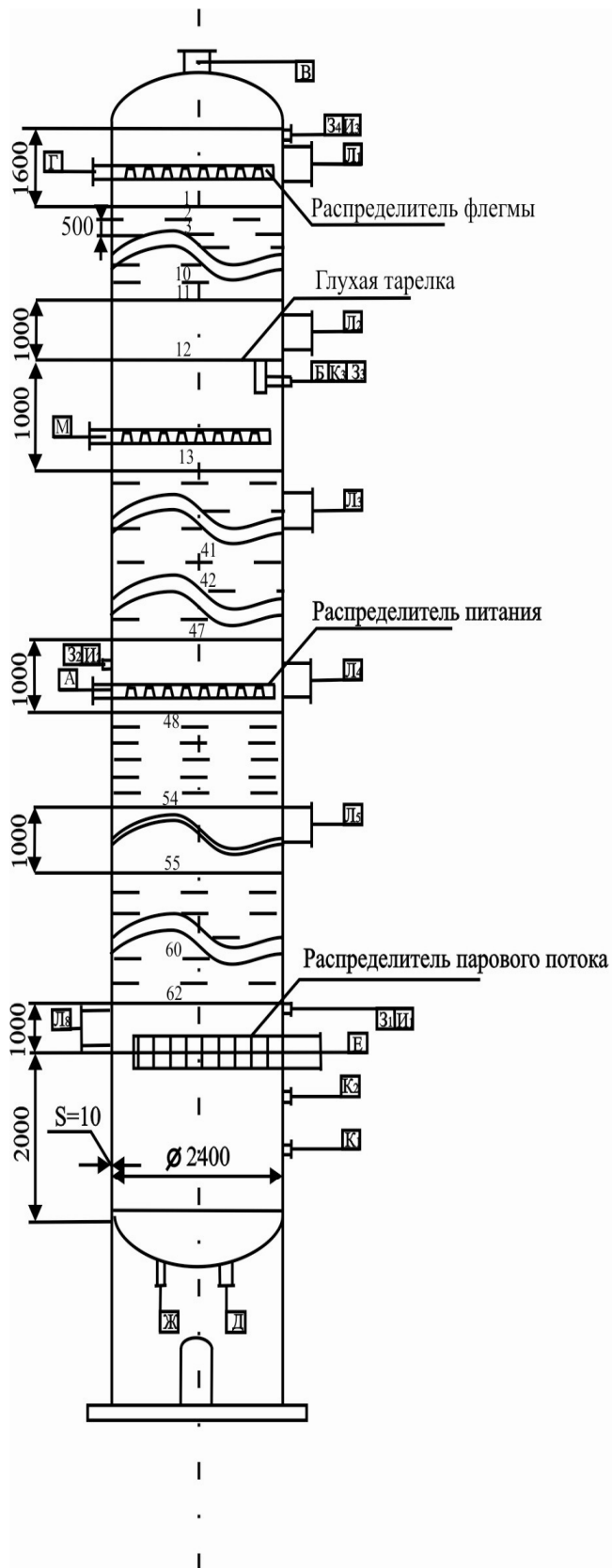


Схема расположения штуцеров

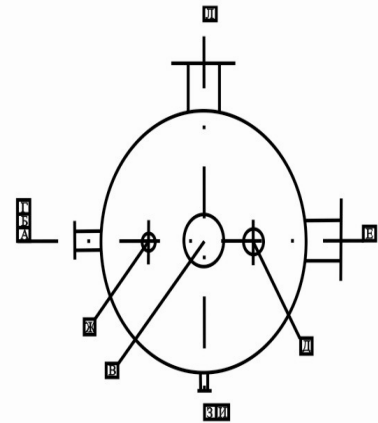


Рис.7.2. Схема размещения тарелок в К-48

Насадочно-тарельчатый вариант

В качестве альтернативы рассмотрен насадочно - тарельчатый вариант колонны К-48, снабженный слоем насадки 18м и 16 решетчатыми безпереливными тарелками.

Диаметр колонны	2200 мм
Число тарелок	16
Расстояние между тарелками	500 мм.
Высота слоя насадки	18000 мм
Высота цилиндрической части колонны	34200 мм

В качестве насадки в колонне К-48 предлагается применить регулярную насадку «Инжехим», которая размещается по колонне тремя слоями общей высотой 18м. Объем насадки для заполнения колонны составит 68,4 м³. Схема размещения насадки и тарелок в К-48 представлена на рис. 7.3, а расчетные значения диаметров условного прохода штуцеров в таблице 7.16.

Таблица 7.16. Расчетный диаметр штуцеров К-48.

Насадочно-тарельчатый вариант колонны.

Обозн.	Наименование	Кол-во	Расч. диам. ус. прохода D_y , м	Объемный расход, м ³ /с	Скорость Потока ч/з штуцер, м/с
А	Вход питания	1	0,1288	0,013	1
Б	Боковой отбор фенола	1	0,1127	0,00299	0,3
В	Выход пара в дефлегматор	1	0,6936	22,6586	60
Г	Вход флегмы	1	0,073	0,0042	1
Д	Выход жидкости в кипятильник	1	0,1664	0,0217	1
Е	Вход из кипятильника в колонну	1	0,505	0,2003	1
Ж	Отбор кубового продукта	1	0,033	0,00026	0,3

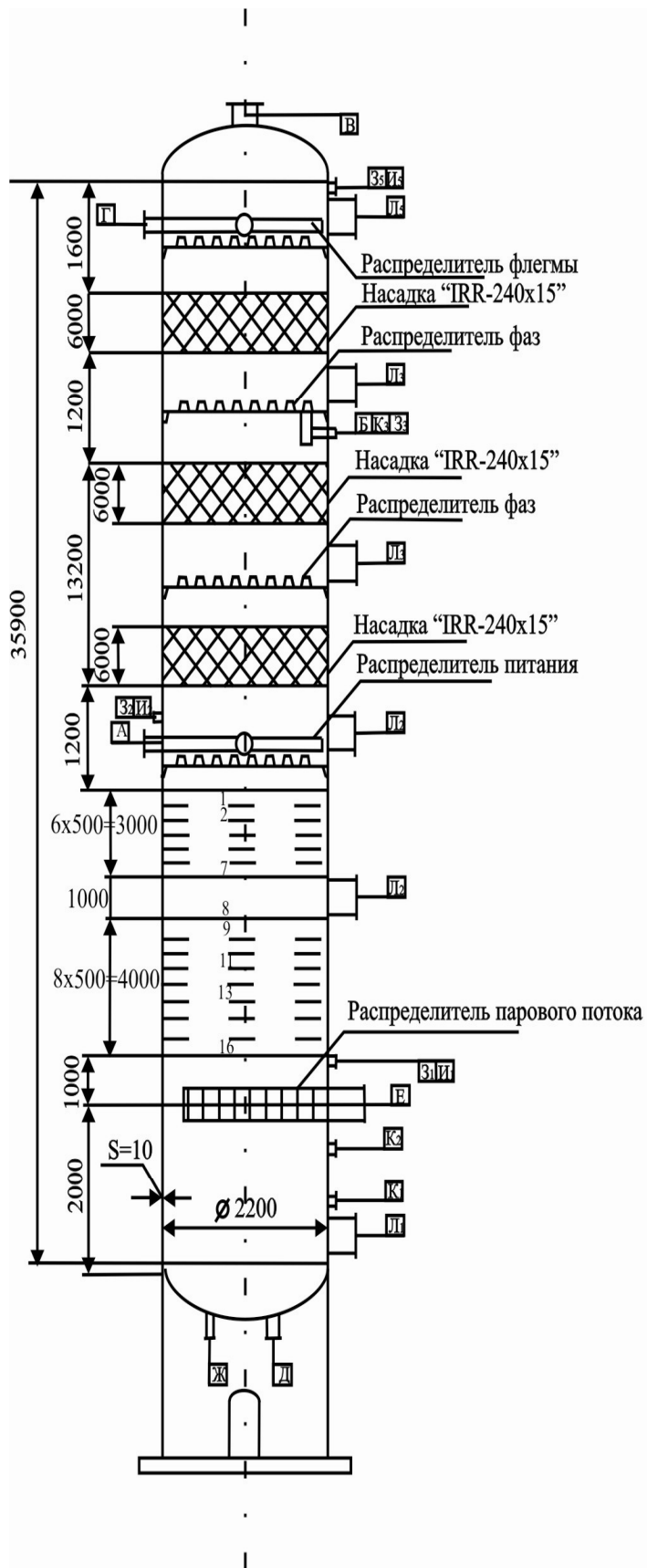


Схема расположения штуцеров

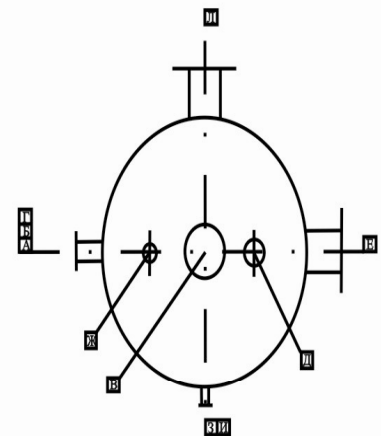


Рис.7.3 Схема размещения насадки и тарелок в К-48

7.5. Термодинамический анализ вариантов модернизации колонны К-48

Ниже рассмотрены различные варианты модернизации колонны К-48 для выбора наиболее эффективного с массообменной и энергетической точки и который удовлетворяет по качеству получения фенола (0.999 масс. доли).

Результаты расчета тарельчатого варианта колонны К-48

Производительность новой колонны по исходной смеси 12т/ч. В качестве варианта замены К-48 рассмотрен тарельчатый вариант новой колонны с решетчатыми безпереливными тарелками.

Диаметр колонны - 2400 мм.

Число тарелок - 62 шт.

По результатам технологического расчета рассмотрен режим работы колонны К-48, позволяющий получить требуемое качество продуктов разделения, и выполнен термодинамический анализ.

Результаты термодинамического анализа представлены в таб. 7.18 и рис.7.4 [1].

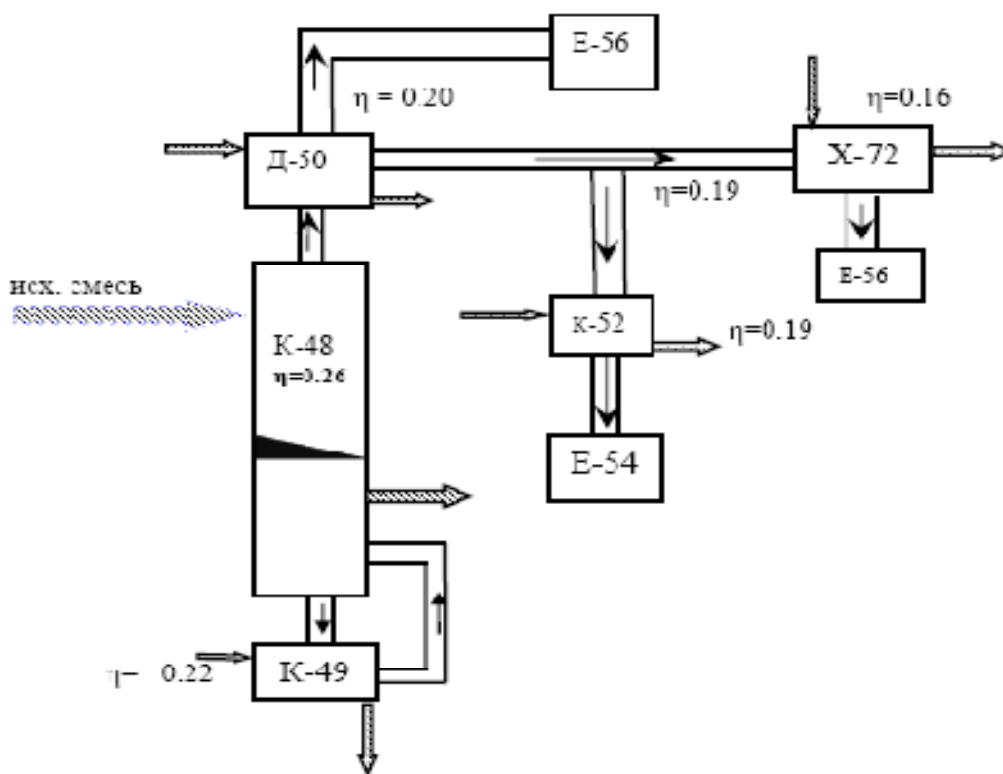


Рис. 7.4. Эксергетическая потоковая диаграмма колонны К-48 с провальными тарелками.

Таблица 7.18 Степень энергетических и термодинамических совершенств элементов оборудования.

Элементы оборудования	η_T	η_e
Колонна с тарелками		
Колонна	0,97	0,26
Емкость Е-56	1,0	1,0
Дефлегматор Д-50	0,98	0,20
Конденсатор К-52	0,97	0,19
Холодильник Х-72	0,97	0,16
Кипятильник К-49	0,97	0,22
Емкость Е-54	1,0	1,0

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы колонны К-48 с решетчатыми безпереливными тарелками. Скорость пара в колонне не превышает 7,5 м/с, а фактор пара изменяется в

пределах 1,5÷2,97 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления в колонне К-48 с 62 тарелками не превышает 147 мм. рт. ст.

***Результаты расчета насадочного - тарельчатого варианта
колонны К-48***

В связи с тем, что максимальная нагрузка по пару для контактных устройств К-48 наблюдается выше ввода питания рассмотрен вариант К-48, в котором выше ввода питания размещена насадка, а ниже ввода питания установлены решетчатые безпереливные тарелки.

Высота слоя насадки -	18 м.
Число тарелок -	16 шт.
Диаметр колонны	2200 мм

По результатам технологического расчета рассмотрен режим работы колонны К-48, позволяющий получить требуемое качество продуктов разделения, и выполнен термодинамический анализ.

Результаты представлены в таб. 7.19 и рис. 7.5 [1]

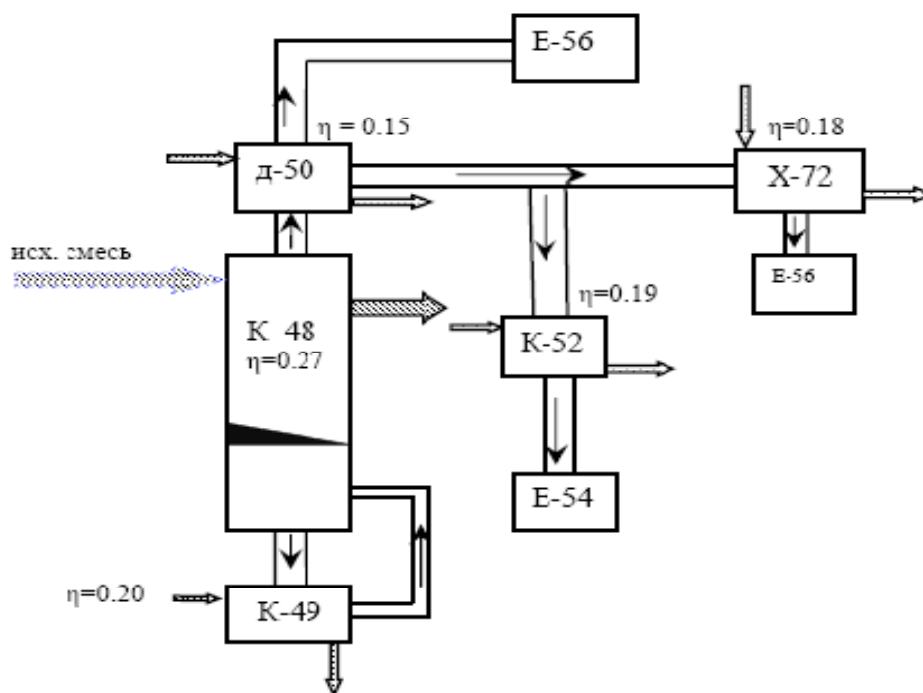


Рис. 7.5. Эксергетическая потоковая диаграмма К-48 насадочно-тарельчатого варианта

Таблица 7.19 Степень энергетических и термодинамических совершенств элементов оборудования.

Элементы оборудования	η_t	η_e
Колонна тарельчато-насадочная		
Колонна	0.97	0.27
Емкость Е-56	1.0	1.0
Дефлегматор Д-50	0.98	0.15
Конденсатор К-52	0,98	0.19
Холодильник Х-72	0,97	0.18
Кипятильник К- 49	0,98	0.20
Емкость Е-54	1.0	1.0

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы насадочного - тарельчатого варианта колонны К-48. Скорость пара в колонне не превышает 6,7 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 1,56÷3 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления в колонне К-48 со слоем насадки высотой 18 м и 16 тарелками не превышает 95.44 мм рт. ст.

Результаты расчета насадочного варианта колонны К-48

В качестве варианта замены К-48 рассмотрен насадочный вариант новой колонны. В качестве насадки выбрана регулярная рулонная насадка «Инжехим», которая обеспечивает высокие массообменные и энергетические характеристики. Вид насадки приведен на рис. 3.1 (глава 3) .

Диаметр колонны	2200 мм
Высота цилиндрической части колонны	35900 мм
Слоев насадок	5
Общая высота насадки	26,5 м
Объем насадки	100,68 м ³
Удельная поверхность	240 м ² /м ³

Свободный объем

0,904 м³/м³

По результатам технологического расчета рассмотрен режим работы колонны К-48, позволяющий получить требуемое качество продуктов разделения и выполнен термодинамический анализ.

Результаты представлены в таб.7.20. и рис.7.6 [1].

Таблица 7.20 Степень энергетических и термодинамических совершенств элементов оборудования

Элементы оборудования	η_t	η_e
Колонна с насадками		
Колонна	0.99	0.28
Емкость Е-56	1.0	1.0
Дефлегматор Д-50	0.97	0.19
Конденсатор К-52	0.97	0.19
Холодильник Х-72	0,98	0.16
Кипятильник К- 49	0,97	0.22
Емкость Е-54	1.0	1.0

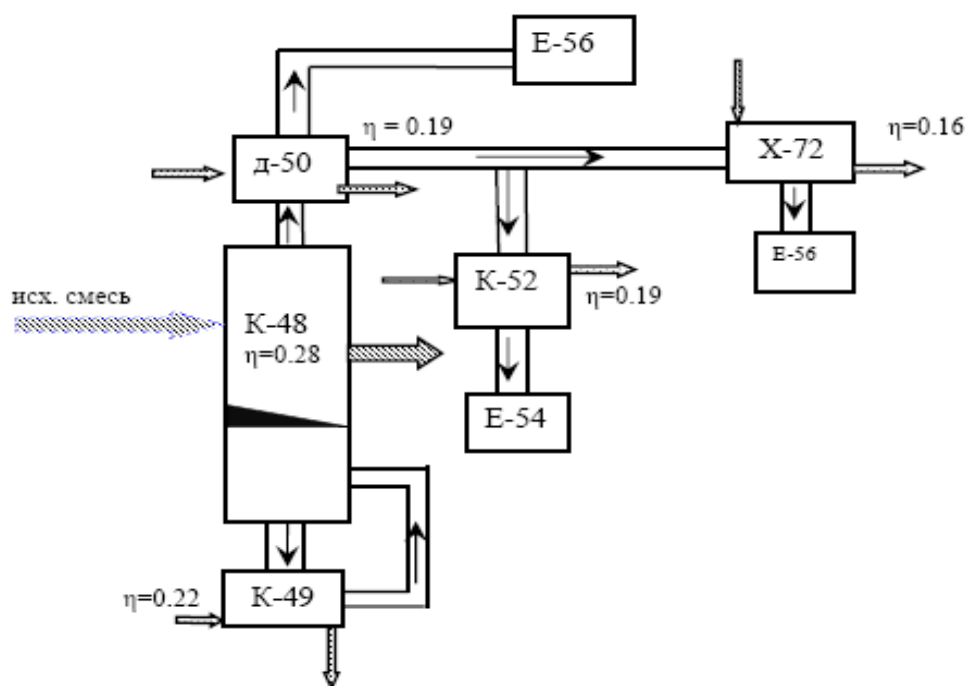


Рис. 7.6. Эксергетическая потоковая диаграмма К-48 с насадками.

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы слоя насадки, колонны К-48. Скорость пара в колонне не превышает 5,8 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 2,07÷2,86 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления слоя насадки общей высотой 26,5 м не превышает 53 мм рт. ст.

Основные конструктивные и энергетические характеристики вариантов модернизации колонны К-48 представлены в таб. 7.21, где $E=M/N$ – энергетический коэффициент; M - количество массы целевого компонента (фенола), кг/с; N - мощность на подачу паровой фазы, Вт; $i=M/V_{\text{ап}}$ – фактор интенсивности массообменного процесса; $V_{\text{ап}}$ – рабочий объем аппарата, м³.

Таблица 7.21 Сравнительные характеристики вариантов модернизации ректификационной колонны К-48 [1].

№	Вид модернизации	D_K	n	H	R	η_T	η_E	$E, 10^{-2}$	Q	i
1	Тарельчатый	2.4	62	-	1,63	0,97	0,26	2,32	2.63	106,2
2	Насадочно-тарельчатый	2.2	16	18	1,47	0,98	0,27	3,7	2.4	128,5
3	Насадочный	2,2	-	26.5	1,4	0,99	0,28	7,7	2.38	118,2

где, D_K - колонны, м; n - число тарелок, шт; H - высота насадки, R -флегмовое число; η_t - тепловой КПД; η_e - эксергетический КПД; E - энергетический коэффициент; Q - тепловая нагрузка кипятильника млн. ккал/час; i - фактор интенсивности массообмена.

- Колонна до модернизации имела $\eta_e=0,23$.

В результате термодинамического анализа установлено, что эксергетический КПД выше у колонны с насадками, чем у колонны до модернизации. Наибольшее преимущество почти по всем показателям имеет насадочный вариант модернизации колонн.

Выполнено внедрение новой колонны с насадкой. Промышленная эксплуатация подтвердила правильность разработанных научно-

технических решений. Повысилось качество фенола, производительность установки повысилась на 30% и снизились энергозатраты на единицу продукции на 45% на процесс ректификации по сравнению со старой колонной.

Достигнутый экономический эффект за счет энергосбережения (экономия греющего водяного пара) составляет около 19 млн. руб. в год. Срок окупаемости модернизации установки составил 1,1 года.

Используемая литература

1. Башаров М.М./ Энергосберегающая модернизации ректификационной установки выделения фенола // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», 2011, №2. - С. 136 - 146. URL: http://www.ogbus.ru/authors/Basharov/Basharov_1.pdf.
2. Дмитриева Г.Б. Эффективные конструкции структурированных насадок для процессов тепломассообмена / Г.Б. Дмитриева, М.Г. Беренгартен, М.И. Ключенкова, А.С. Пушнов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – № 8. – С. 15–17.
3. Дмитриева Г.Б. Сравнение тарельчатых и насадочных контактных устройств колонных аппаратов / Г.Б. Дмитриева, М.Г. Беренгартян, А.М. Каган и др. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2007. – № 1. – С. 9–10.
4. Дж. Моска. Увеличение производительности установок с использованием высокоэффективных тарельчатых устройств. / Дж. Моска, Л. Тонон, Д. Ефремов, П. Уилкинсон // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2009. – № 1. – С. 12–14.
5. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х т. / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995.
6. Дьяконов С.Г. Гидродинамические и массообменные характеристики рулонной насадки / С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2003. – Т. 46. – Вып. 5. – С. 143–147.
7. Зельвенский Я.Д. Гидродинамика противотока жидкость-пар в насадочной колонне при низкотемпературной ректификации под давлением / Я.Д. Зельвенский, Н.Н. Торопов // Химическая промышленность. – 2002. – № 8. – С. 21–23.

8. Каган А.М. Насадочные контактные устройства / А.М. Каган, А.С. Пушнов, А.С. Рябушенко // Химическая технология. – 2007. – Т. 8. – № 5. – С. 232–240.
9. Ключко В.В. Исследование и расчет гидродинамических характеристик регулярных контактных устройств массообменных колонн / В.В. Ключко, Л.П. Холпанов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2004. – № 5. – С. 10–12.
10. Лаптев А.Г. Основы расчета и модернизация тепломассообменных установок в нефтехимии/ Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г.// -Казань: КГЭУ,2010.
11. Лаптев А.Г. Энергосбережение при очистке и разделении веществ на предприятиях ТЭК / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. // Ресурсоэффективность в республике Татарстан. – 2009. – №2. – С. 63–66.
12. Лаптев А.Г. Повышение эффективности и энергосбережение при очистке абгазов от кумола в производстве фенола / Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. //Тр. Академэнерго. – 2008. – №3. – С.36-39.
13. Лаптев А.Г. Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев и др. // Химическая промышленность. – 2007. – № 7. – С. 354-360.
14. Лаптев А.Г., Повышение эффективности ректификационных установок и энергосбережение / Лаптев А.Г., Васильев А.В., Башаров М.М.//Материалы докладов Межд. научно-технической конф. «Энергетика 2008: инновации, решения, перспективы» к 40-летию КГЭУ. Казань, КГЭУ, 2008. – с. 157-159.
15. Лебедев Ю.Н. Насадка ВАПУ ПАК для вакуумных колонн / Ю.Н. Лебедев, В.Г. Чекменов, Т.М. Зайцева и др.// Химия и технология топлив и масел. – 2004. – № 1. – С. 48–52.

16. Леонтьев В.С. Современные насадочные колонны: особенности конструктивного оформления. /В.С. Леонтьев, С.И. Сидоров // Химическая промышленность. – 2005. – № 7. – С. 347–350.
17. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура (Процессы химической и нефтехимической технологии) / Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988.
18. Reinhard Billet. Packed towers in processing and environmental technology. VCH. – New York, 1995.
19. Розен А.М. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А.М. Розен, Е.И. Мартюшин, В.М. Олевский и др.; под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.
20. Сокол Б.А. Насадки массообменных колонн / Б.А. Сокол, А.К. Чернышев, Д.А. Баранов. – М.: Галилея-принт, 2009.
21. Фарахов М.И. Насадочные контактные устройства для массообменных колонн / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – №2. – 2009. – С. 4–5.
22. Фарахов М.И. Энергосбережение на установке разделения этаноламинов / М.И. Фарахов, Е.А.Лаптева // Изв. Вузов проблемы энергетики. – 2008. – № 7-8. – С. 133-137.
23. Хафизов Ф.Ш. Новая конструкция регулярной двутавровой насадки / Ф.Ш. Хафизов, Р.Н. Фаткуллин // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – № 6. – С. 11–12 .
24. Чохонелидзе А.Н. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галустов, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько. – М.: Энергоатомиздат, 2002.
25. Ясавеев Х.Н., Модернизация установок переработки углеводородных смесей / Ясавеев Х.Н. Лаптев А.Г., Фарахов М.И.//Казань: КГЭУ, 2004.

ГЛАВА 8

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВКИ ОЧИСТКИ АБГАЗОВ

Существующая схема очистки абгазов от изопропилбензола, используемая на ОАО «Казаньоргсинтез» позволяет очищать абгазы до норм ПДК со значительными энергозатратами, которые можно снизить, не изменяя технологическую схему на типовом заводском оборудовании, используя вместо существующих колпачковых тарелок в абсорберах высокоэффективные насадочные элементы. В результате эффективность газоочистки на абсорбционной установке можно увеличить с минимальными затратами энергии. Адсорберы же остаются на случай аварийной ситуации. Таким образом, энергосбережение может быть достигнуто за счет исключения процесса регенерации адсорберов, являющимся одним из основных процессов при использовании адсорбционной очистки [6,3-5].

Кроме этого, повышение эффективности отстойников в циркуляционных контурах даст возможность повысить срок службы абсорбента в модернизированной колонне К-1/К-2.

8.1. Результаты расчета абсорбера К-1/К-2 для очистки абгаза

Энергосбережение заключается в повышении эффективности очистки абгазов от ИПБ на первой стадии за счет использования высокоэффективной насадки в абсорбере, что дает возможность использовать вторую стадию только при аварийных сбросах [6].

Абсорбер с секциями К-1 и К-2 представляет собой цельный аппарат. Колонна К-1, К-2 имеет следующие конструктивные характеристики:

Диаметр колонны 1600 мм

Количество тарелок в секции 10

В секциях К-1, К-2 установлены колпачковые тарелки:

Диаметр тарелок 1600 мм

Расстояние между тарелками 500 мм

Результаты технологического и гидравлического расчета абсорбера К-1, К-2 для нагрузки по абгазу 14500 кг/ч представлены в таблицах 8.1, 8.2.

Режим работы К-1, К-2

Температура абгаза на входе 5°С

Давление абгаза на входе в К-1 (абс.) 2,6 кгс/см²

Давление абгаза на выходе из К-2 (абс.) 2,2 кгс/см²

Гидравлический расчет абсорбера выполнялся по известным методикам [1,8].

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы тарелок секции К-1. Скорость газа в колонне К-1 не превышает 0,7 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 1,168÷1,1768 (табл. 8.1). Перепад давления на орошаемых тарелках не превышает 683 Па. По результатам расчета унос с тарелок превышает 10 %. Переливные устройства тарелок колонны К-1 имеют значительный запас по пропускной способности жидкой фазы (табл. 8.1).

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы тарелок секции К-2. Скорость газа в колонне К-2 не превышает 0,76 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 1,21÷1,23 (табл. 8.2). Перепад давления на орошаемых тарелках не превышает 718 Па. По результатам расчета унос с тарелок достигает 12,75 %. Переливные устройства тарелок колонны К-2 имеют значительный запас по пропускной способности жидкой фазы (табл. 8.1).

Таблица 8.1. Гидравлический расчет тарельчатого варианта колонны К-1 диаметром 1.6 м. Число теор. тарелок = 3.

№ теор. тарел.	1	2	3
Расход жидкости ,	6,399	6,3979	6,396
Расход пара, т/ч	14,423	14,423	14,42
Допустимый расход жид-ти в переливе, т/ч	57,753	57,718	57,61
Сопротив. сухой тарел., Па	373,71	374,0	378,82
Сопротив. орош. тар., Па	677,78	678,047	682,77
Подпор жидкости над сливом, м	$3,720 \cdot 10^{-3}$	$3,720 \cdot 10^{-3}$	$3,723 \cdot 10^{-3}$
Глубина барбогажа на тарелке	$5,826 \cdot 10^{-2}$	$5,82 \cdot 10^{-2}$	$5,82 \cdot 10^{-2}$
Градиент уровня жидкости на тарелке, м	$9,097 \cdot 10^{-3}$	$9,088 \cdot 10^{-3}$	$9,05 \cdot 10^{-3}$
Унос жидкости с тарелки кг/кг	0,1014	0,105	0,114
Плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	2,965	2,965	2,968
Мин. скорость пара в колонне, м/с	0,265	0,26	0,267
Макс. скорость пара в колонне, м/с	0,827	0,827	0,832
Скорость пара в колонне, м/с	0,685	0,685	0,694
Фактор пара	1,168	1,169	1,1768
Высота открытия прорези колпачка, мм	20	20	20

Перепад давления в колонне 6795,3 Па

Таблица 8.2 Гидравлический расчет тарельчатого варианта колонны К-2 диаметром 1,6 м. Число теор. тарелок = 4.

№ теор. тарел.	1	2	3	4
Расход жид., т/ч	9,1559	9,16	9,1649	9,172
Расход пара, т/ч	14,401	14,403	14,407	14,413
Допустимый расход жид. в переливе, т/ч	42,154	42,09	42,04	42,0073
Сопротив. сухой тарел., Па	413,184	409,93	406,69	403,267
Сопротив. орош. тар., Па	717,965	714,76	710,09	706,75
Подпор жидкости над сливом, м	$5,433 \cdot 10^{-3}$	$5,43 \cdot 10^{-3}$	$5,442 \cdot 10^{-3}$	$5,44 \cdot 10^{-3}$
Глубина барботажа на тар.	$5,855 \cdot 10^{-2}$	$5,85 \cdot 10^{-2}$	$5,813 \cdot 10^{-2}$	$5,812 \cdot 10^{-2}$
Градиент уровня жид. на тарелке, м	$6,199 \cdot 10^{-3}$	$6,2 \cdot 10^{-3}$	$5,456 \cdot 10^{-3}$	$5,463 \cdot 10^{-3}$
Унос жид. с тар. кг/кг	0,12755	0,1251	0,1209	0,11986
Плот. орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	5,2332	5,240	5,2477	5,2557
Мин. скорость пара в колонне, м/с	0,27969	0,2784	0,27696	0,2758
Макс. скорость пара в колонне, м/с	0,7842	0,780	0,7719	0,7737
Скорость пара в колонне, м/с	0,7588	0,752	0,7468	0,7399
Фактор пара	1,229	1,224	1,2119	1,213
Высота открытия прорези колпачка, мм	20	20	20	20

Перепад давления в колонне 7123,8 Па

Недостатком абсорбера с колпачковыми тарелками является повышенный унос жидкой фазы, повышенное гидравлическое сопротивление и относительно невысокая эффективность. Для сепарации унесенных капель предложено использование аппарата сепаратора-каплеуловителя С-1.

8.2. Результаты расчета адсорберов А-1 ÷ А-4 для очистки абгаза

Расчет адсорберов выполнялся по известным методикам [1,7,6].

Выполнены расчеты адсорберов с адсорбентом, предложенным ЦЛЮ «Казаньоргсинтез». Размер зерен адсорбента 0,3 – 0,84 мм. В связи с очень малым размером частиц адсорбента требуется проектирование и изготовление новых адсорберов в количестве 4 штук. Три аппарата в рабочем цикле, один на регенерации. Диаметр каждого адсорбера 3,0 м.

Имеющиеся на заводе аппараты (реакторы Р-4_{1,2}) диаметром 2,0 м можно использовать в случае размера частиц адсорбента ~ 1,5 мм.

Возможны два варианта работы адсорберов А-1 ÷ А-4. При первом варианте в адсорберы А-1 ÷ А-4 абгаз поступает после очистки в К-2. При втором варианте предусмотрена подача абгаза в адсорберы А-1 ÷ А-4, минуя блок двухступенчатой абсорбции в К-1, К-2.

Результаты технологического расчета и материальный баланс адсорберов А-1 ÷ А-4 для нагрузки по абгазу 14500 кг/ч представлены в таблицах 8.3, 8.4.

Таблица 8.3. Абгаз поступает в адсорберы после очистки в К-1, К-2

Состав потоков, масс. доли		
Компонент	Абгаз на входе	Абгаз на выходе
Азот	0.950491	0.951061
Кислород	0.0488333	0.0488616
Изопропилбензол	7.7185E-05	1.81495E-05
Муравьиная_кислота	1.35095E-06	8.11088E-07
н-бутилбензол	4.20172E-05	4.20425E-06
мета-диизопропилбензол	2.5555E-04	2.07989E-05
пара-диизопропилбензол	8.29628E-05	8.30127E-06
Этилбензол	1.238E-06	1.02199E-07
Третичный бутилбензол	1.71424E-04	1.56485E-05
Вторичный бутилбензол	3.14173E-05	2.55892E-06
Вода	1.27297E-05	6.36867E-06
NaOH	0	0
NaCHO ₂	0	0
Расход, кг/ч	14400.9	14392.3
Расход стандарт.,м3/ч	11445.85	11444.41

Таблица 8.4. Абгаз поступает в адсорберы без очистки в К-1, К-2

Состав потоков, масс. доли		
Компонент	Абгаз на входе	Абгаз на выходе
азот	0,944	$9,50938 \cdot 10^{-2}$
Кислород	0,0485	$4,88555 \cdot 10^{-2}$
Изопропилбензол	0,004	$8,05879 \cdot 10^{-2}$
Муравьиная_кислота	0,0032	$1,11244 \cdot 10^{-2}$
н-бутилбензол	0	0
мета-диизопропилбензо	0	0
пара-диизопропилбензо	0	0
Этилбензол	0	0
третичный бутилбензол	0	0
вторичный бутилбензол	0	0
Вода	0,0003	$1,51102 \cdot 10^{-5}$
NaOH	0	0
NaCHO ₂	0	0
	14500	14394,2
	11483,01	11445,45

Схема адсорбера представлена на рис. 8.1. В конструкции адсорбера предусмотрено два распределительных устройства. Верхнее

распределительное устройство предназначено для подачи водяного пара при проведении процесса десорбции. Через нижнее распределительное устройство осуществляется подача абгаза, горячего и холодного воздуха при регенерации адсорбента.

Конструктивные и технологические характеристики адсорбера:

- | | |
|--------------------------|-----|
| - Диаметр адсорбера | 3 м |
| - Высота слоя адсорбента | 1 м |

Параметры адсорбента, предложенного ЦЛО «Казаньоргсинтез»:

- | | |
|--------------------------------------|-------------------------|
| - Удельная поверхность по БЭТу | 1100 |
| - Общий объем пористого пространства | 1,16 см ³ /г |
| - Средний диаметр пор | 46 Å |
| - Насыпная плотность | 0,62 г/см ³ |
| - Размер частиц | 0,3 – 0,84 мм |
| - Прочность раздавливания | >500 |
| - Теплоемкость | 0,75 кал/(г·°С) |
| - Теплопроводность | 0,00033 кал/(с·см °С) |

Технологические характеристики адсорбера (подача абгаза в адсорберы без очистки в К-1, К-2):

- | | |
|---|-------------|
| - Время работы адсорбента до проскока ИПБ | 12,3 час |
| - Время подачи водяного пара | 1 ч 15 мин. |
| - Время подачи горячего воздуха | 45 мин. |
| - Время подачи холодного воздуха | 20 мин. |

Минимальное время регенерации адсорбента 2 час 20 мин.

Расход водяного пара на десорбцию	2147,2 кг.
-----------------------------------	------------

Режим работы адсорберов А-1 ÷ А-4

Температура абгаза на входе 5°C

Давление абгаза на входе в А-1 ÷ А-4 (абс.) $1,2 \text{ кгс/см}^2$

Технологическая схема адсорбционной очистке абгазов с четырьмя адсорберами дана рис. 8.2.

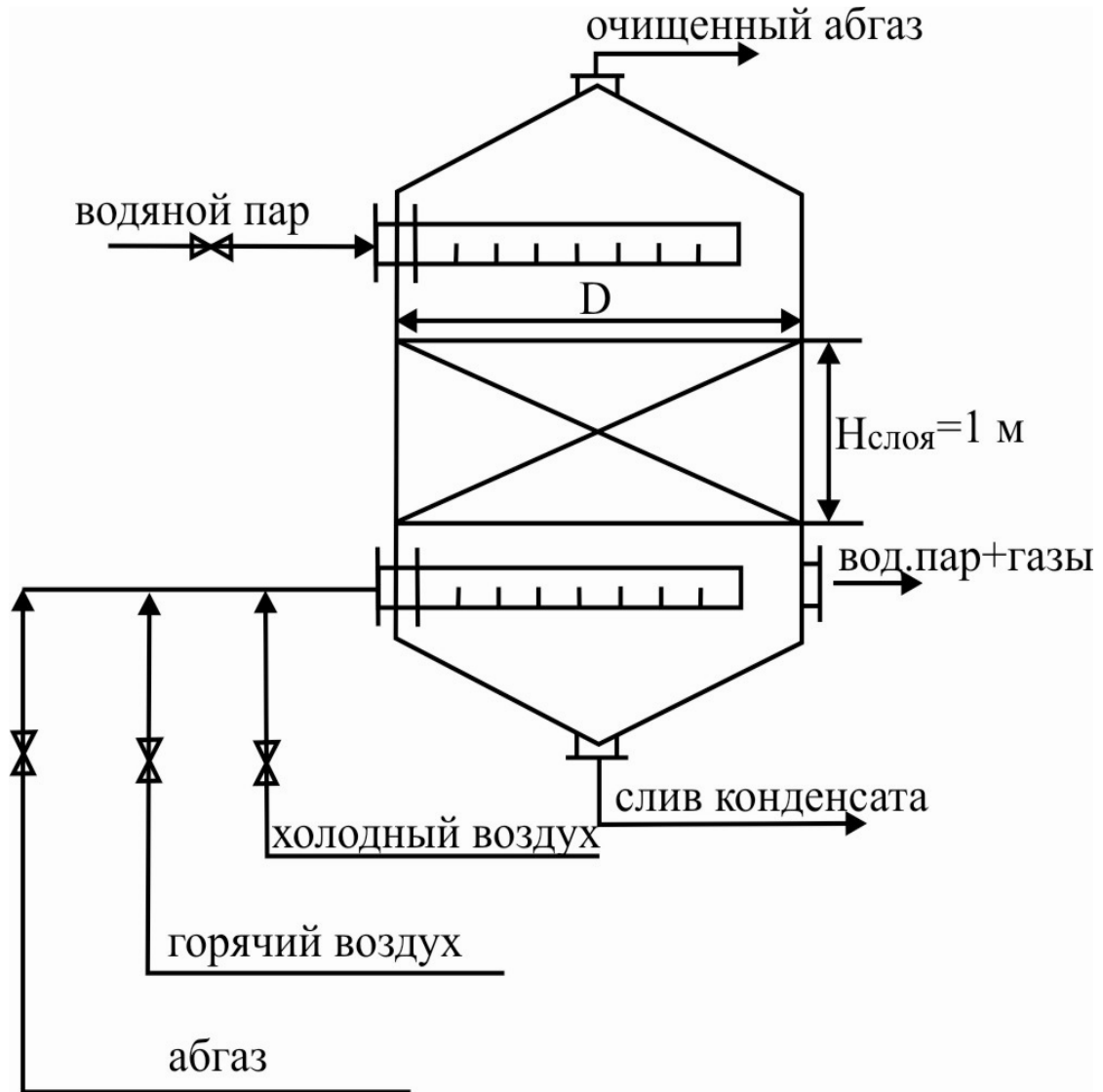


Рис. 8.1. Схема адсорбера для очистки абгаза от ИПБ $D=3 \text{ м}$, для адсорбента $0,5 \text{ мм}$, $D=2,8 \text{ м}$ для 1 мм и $D=2 \text{ м}$ для $1,5 \text{ мм}$

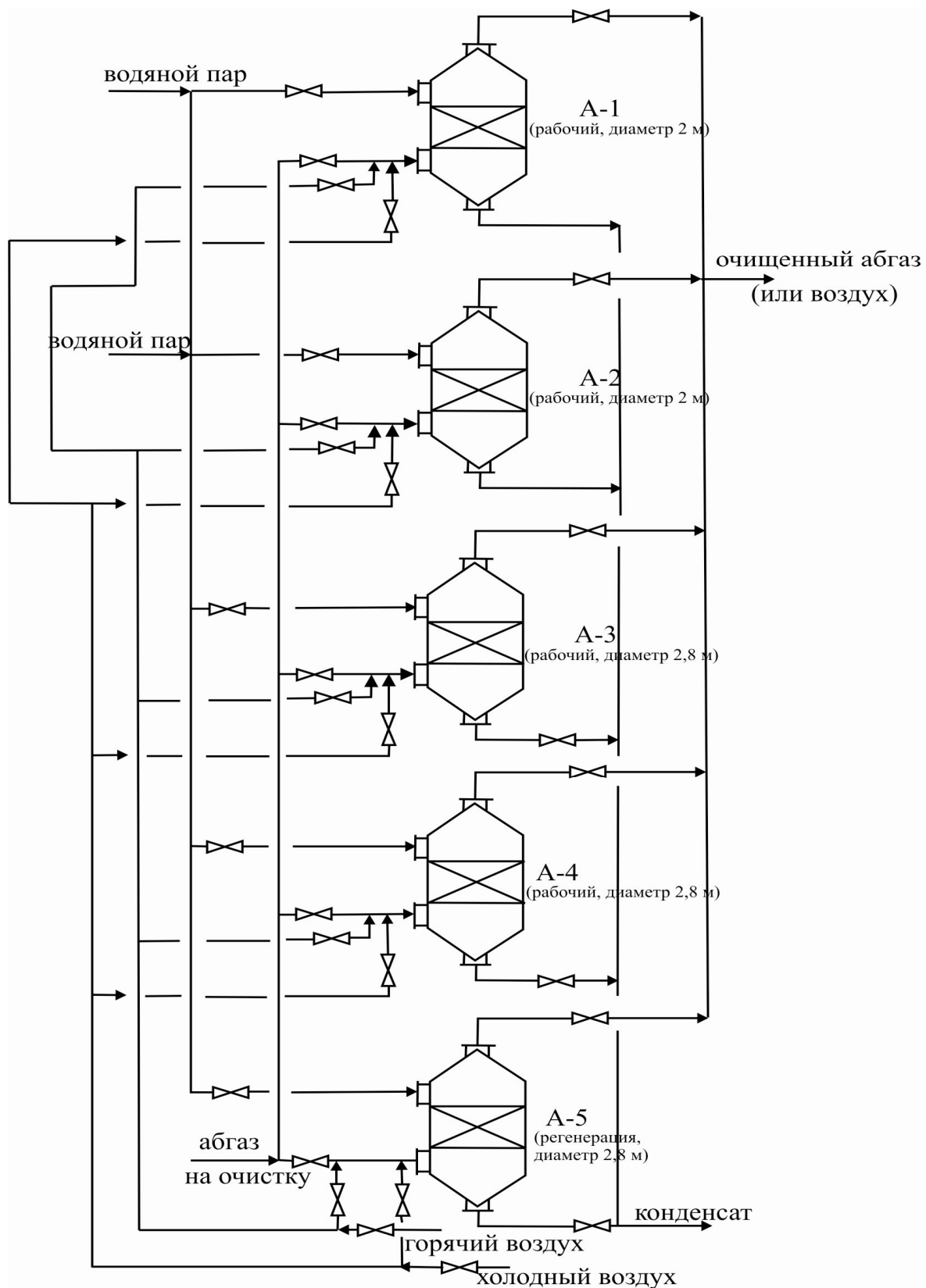


Рис. 8.2. Технологическая схема адсорбционной очистки

8.3. Энергосберегающая установка очистки абгазов

В результате для повышения эффективности и снижения затрат энергии в технологической схеме очистки абгазов от изопробилбензола предложены изменения [5]. Снижение расхода энергии возможно при использовании высокоэффективной насадки «Инжехим» взамен колпачковых тарелок в абсорбере. Это позволит с минимальными затратами на существующем типовом оборудовании глубоко очищать абгазы от кумола, значительно снизить расход электроэнергии и расход водяного пара за счет исключения из схемы адсорберов и необходимости регенерации адсорберов.

В верхней секции предложено использовать сегментную регулярную насадку (Глава 3) с удельной поверхностью $200 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

В нижней секции абсорбера предложено использовать нерегулярную насадку «Инжехим 2002». Элемент насадки образован изогнутыми полосами, смещенными относительно друг друга. Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу. Жидкость, омывающая элементы насадки, сходит преимущественно с них в виде пленки. Пленочный характер стока жидкости с элементов насадки обеспечивает высокие массообменные характеристики насадки при минимальном значении уноса и способствует снижению гидравлического сопротивления. Расчет насадочных секций в абсорбере К-1/К-2 выполнялся с использованием диффузионной модели процесса разделения смеси.

Технологическая схема с модернизированной колонной представлена на рис 8.3.

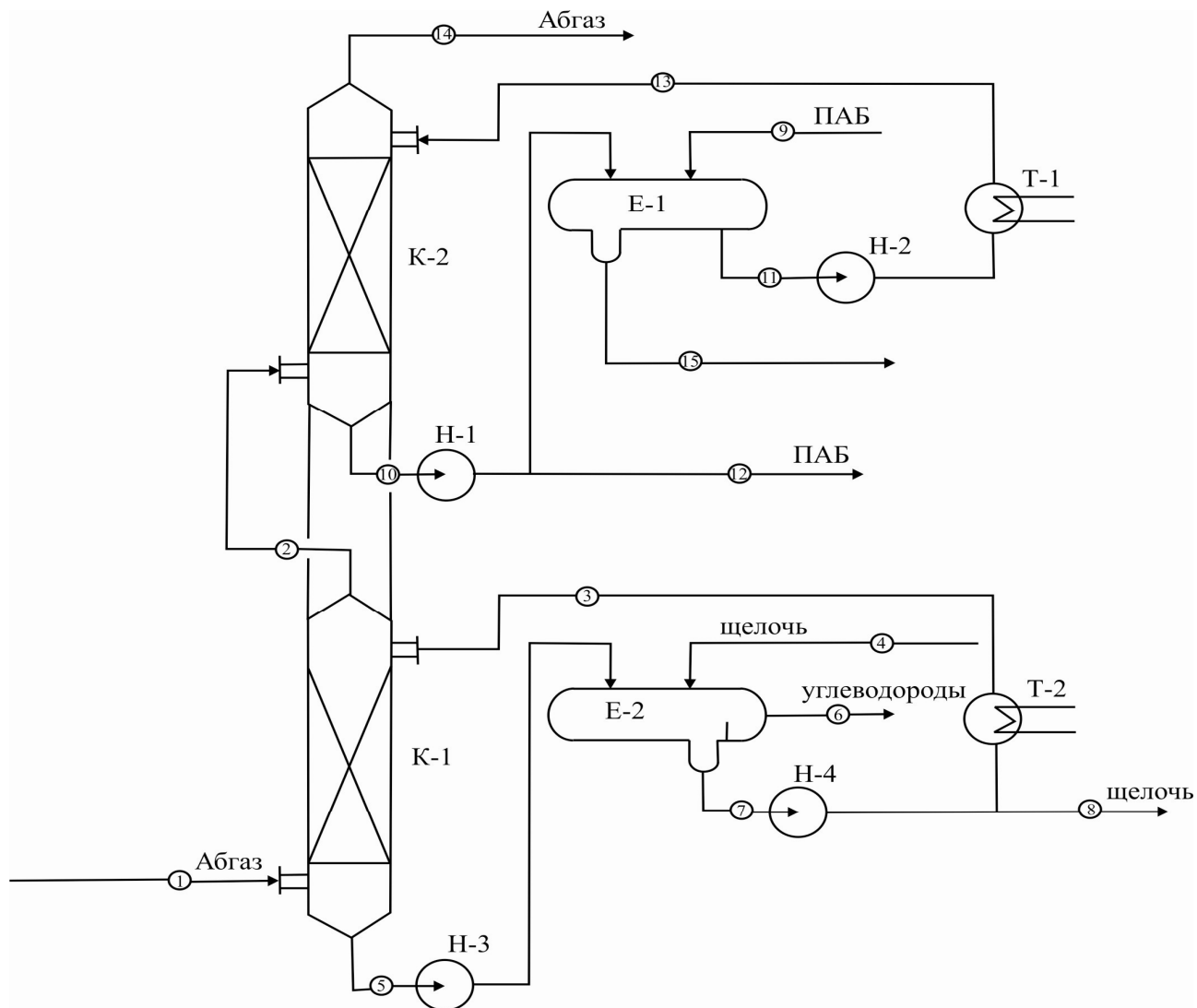


Рис. 8.3. Технологическая схема абсорбционной очистки абгаза от ИПБ
и кислот

К-1, К-2 – абсорбционная насадочная колонна, Е-1, Е-2 –
отстойники

Результаты расчетов абсорбера с насадочными слоями представлены в
таблице 8.5.-8.12.

Таблица 8.5 Покомпонентные потоки колонны, кг/час

Компонент	Абгаз в К-1 (поток 1)	Щелочь в К-1 (поток 3)	Абгаз из К-1 (поток 2)	Щелочь из К-1 (поток 5)
азот	13688		13687,93	
кислород	703,25	$1,8921 \cdot 10^{-2}$	703,2442	$2,3717 \cdot 10^{-2}$
изопропилбензол	58	3,4891	20,3187	41,1704
муравьиная кислота	46,4	$1,6671 \cdot 10^{-2}$	$7,4461 \cdot 10^{-2}$	$2,0881 \cdot 10^{-2}$
н-бутилбензол	0	$4,960 \cdot 10^{-20}$	$6,0881 \cdot 10^{-20}$	$6,0881 \cdot 10^{-19}$
Мета-диизопропил бензол	0	$5,8958 \cdot 10^{-20}$	$7,360 \cdot 10^{-19}$	$7,3604 \cdot 10^{-19}$
Пара-диизопропилбензол	0	$5,8958 \cdot 10^{-20}$	$7,360 \cdot 10^{-19}$	$7,3604 \cdot 10^{-19}$
этилбензол	0	$1,1732 \cdot 10^{-18}$	$4,8156 \cdot 10^{-19}$	$1,1836 \cdot 10^{-19}$
третичный бутилбензол	0	$4,946 \cdot 10^{-20}$	$6,0881 \cdot 10^{-19}$	$6,0881 \cdot 10^{-19}$
вторичный бутилбензол	0	$4,95041 \cdot 10^{-20}$	$6,0881 \cdot 10^{-19}$	$6,0881 \cdot 10^{-19}$
вода	4,35	5661,942	11,23212	5673327
NaOH	0	462,9509	$3,8450 \cdot 10^{-15}$	422,7118
NaCHO ₂	0	270,019	$4,8445 \cdot 10^{-1}$	338,4633
Расход, кг/час	14500	6398,597	14422,8	6475,918
Расход, м ³ /ч	11483,01	5,95469	11461,95	6,00105

Таблица 8.6. Состав потоков, масс. доли

Компонент	Абгаз в К-1 (поток 1)	Щелочь в К-1 (поток 3)	Абгаз из К-1 (поток 2)	Щелочь из К-1 (поток 5)
1	2	3	4	5
азот	944	$2,50578 \cdot 10^{-5}$	949	$3,10691 \cdot 10^{-5}$
кислород	0,0485	$2,95709 \cdot 10^{-6}$	0,0487592	$3,6624 \cdot 10^{-3}$
изопропилбензол	0,004	$5,45303 \cdot 10^{-4}$	$1,40879 \cdot 10^{-3}$	$6,35746 \cdot 10^{-3}$
Муравьиная кис.	0,0032	$2,6055 \cdot 10^{-6}$	$5,16276 \cdot 10^{-6}$	$3,22456 \cdot 10^{-6}$
н-бутилбензол	0	$7,75293 \cdot 10^{-24}$	$4,2212 \cdot 10^{-23}$	$9,40123 \cdot 10^{-23}$
Метадиизопропил бензол	0	$9,21428 \cdot 10^{-24}$	$5,10333 \cdot 10^{-23}$	$1,13659 \cdot 10^{-22}$
Пара-иизопропилбензол	0	$9,21428 \cdot 10^{-24}$	$5,10333 \cdot 10^{-23}$	$1,13659 \cdot 10^{-22}$
этилбензол	0	$1,83368 \cdot 10^{-22}$	$3,33891 \cdot 10^{-23}$	$1,82773 \cdot 10^{-21}$
третичный бутилбензол	0	$7,73064 \cdot 10^{-24}$	$4,2212 \cdot 10^{-23}$	$9,40123 \cdot 10^{-23}$

Продолжение табл. 8.6.

1	2	3	4	5
вторичный бутилбензол	0	$7,73672 \cdot 10^{-24}$	$4,2212 \cdot 10^{-23}$	$9,40123 \cdot 10^{-23}$
вода	0,0003	0,884872	$7,78775 \cdot 10^{-4}$	0,876065
NaOH	0	0,0723519	$2,66592 \cdot 10^{-19}$	0,0652744
NaCHO ₂	0	0,0421997	$3,35897 \cdot 10^{-23}$	0,0522649
Сумма	1	0,9999995	1	0,9999998
Расход ,м ³ /ч	11483,01	5,95469	11461,95	6,00105

Таблица 8.7. Покомпонентные потоки колонны, кг/час

Компонент	Щелочь в Е-2 (поток 4)	ИПБ из Е-2 (поток 6)	Поток на Н-4 (поток 7)	Щелочь из К-1 (поток 5)
азот	0	$7,82306 \cdot 10^{-4}$	0,2004185	0,201201
кислород	0	$6,58512 \cdot 10^{-5}$	$2,36514 \cdot 10^{-2}$	$2,37174 \cdot 10^{-2}$
изопропилбензол	0	36,80894	4,36147	41,1704
муравьиная кислота	0	$4,25451 \cdot 10^{-5}$	$2,08394 \cdot 10^{-2}$	$2,08819 \cdot 10^{-2}$
н-бутилбензол	0	$5,46802 \cdot 10^{-19}$	$6,20098 \cdot 10^{-20}$	$6,08816 \cdot 10^{-19}$
метадиизопрони лбензол	0	$6,62344 \cdot 10^{-19}$	$7,36981 \cdot 10^{-20}$	$7,36046 \cdot 10^{-19}$
парадиизопрони лбензол	0	$6,62344 \cdot 10^{-19}$	$7,36981 \cdot 10^{-20}$	$7,36046 \cdot 10^{-19}$
этилбензол	0	$1,03698 \cdot 10^{-17}$	$1,46662 \cdot 10^{-18}$	$1,18363 \cdot 10^{-17}$
третичный бутилбензол	0	$5,46989 \cdot 10^{-19}$	$6,18315 \cdot 10^{-20}$	$6,08816 \cdot 10^{-19}$
вторичный бутилбензол	0	$5,46935 \cdot 10^{-19}$	$6,18802 \cdot 10^{-20}$	$6,08816 \cdot 10^{-19}$
вода	1418,292	14,19	7077,428	5673,327
NaOH	157,588	1,61121	578,6886	422,7118
NaCHO ₂	0	0,939747	337,5238	338,4633
Расход, кг/час	1575,88	53,55079	7998,247	6475,918
Расход ,м ³ /ч	1,5	0,0576909	7,44336	6,00105

Таблица 8.8. Состав потоков, масс. доли

Компонент	Щелочь в Е-2 (поток 4)	ИПБ из Е-2 (поток 6)	Поток на Н-4 (поток 7)	Щелочь из К-1 (поток 5)
азот	0	$1,46087 \cdot 10^{-5}$	$2,50578 \cdot 10^{-5}$	$3,10691 \cdot 10^{-5}$
кислород	0	$1,2297 \cdot 10^{-6}$	$2,95709 \cdot 10^{-6}$	$3,6624 \cdot 10^{-6}$
изопропилбензол	0	0,687365	$5,45303 \cdot 10^{-4}$	$6,35746 \cdot 10^{-3}$
муравьиная кислота	0	$7,94481 \cdot 10^{-7}$	$2,6055 \cdot 10^{-6}$	3.22456E-06
н-бутилбензол	0	$1,0211 \cdot 10^{-20}$	$7,75293 \cdot 10^{-24}$	$9,40123 \cdot 10^{-23}$
Метадиизопропилбензол	0	1.23686E-20	$9,21428 \cdot 10^{-24}$	$1,13659 \cdot 10^{-22}$
Парадиизопропилбензол	0	$1,23686 \cdot 10^{-20}$	$9,2142 \cdot 10^{-22}$	$1,13659 \cdot 10^{-22}$
этилбензол	0	$1,936 \cdot 10^{-19}$	$1,83368 \cdot 10^{-22}$	$1,82773 \cdot 10^{-21}$
третичный бутилбензол	0	$1,02143 \cdot 10^{-20}$	$7,73064 \cdot 10^{-24}$	$9,40123 \cdot 10^{-23}$
вторичный бутилбензол	0	$1,02134 \cdot 10^{-20}$	$7,73672 \cdot 10^{-24}$	$9,40123 \cdot 10^{-23}$
вода	0.9	0,264982	0,884872	0,876065
NaOH	0.1	0,0300875	0,0723519	0,0652744
NaCHO ₂	0	0,0175487	0,0421997	0,0522649
Сумма	1	0,9999998	0,9999995	0,9999998
Расход, м ³ /ч	1.5	0,0576909	7,44336	6,00105

Таблица 8.9. Покомпонентные потоки колонны, кг/час

Компонент	ПАБ в Е-1 (поток 9)	ПАБ из К-2 (поток 10)	Поток на Н-2 (поток 11)	Отработ. ПАБ (поток 12)
1	2	3	4	5
азот	0	$5,61892 \cdot 10^{-2}$	$5,60294 \cdot 10^{-2}$	$1,00852 \cdot 10^{-2}$
кислород	0	$5,57973 \cdot 10^{-3}$	$5,53413 \cdot 10^{-3}$	$9,96143 \cdot 10^{-4}$
изопропилбензол	0	106,6063	106,5854	19,18533
муравьиная кислота	0	0,2224251	0,2041812	$3,67525 \cdot 10^{-2}$
н-бутилбензол	66	296,9692	362,8965	65,32125
Метадиизопропилбензол	1136,8	5152,569	6288,108	1131,857
парадиизопропилбензол	639	2901,122	3539414	637,0932
этилбензол	0к2	0,8110159	1,010813	0,1819461
третичный бутилбензол	126	559,6403	685,5025	123,3902

Продолжение табл. 8.9.

1	2	3	4	5
вторичный бутилбензол	32	143,1003	175,0651	31,51166
вода	0	14,69761	4,449814	0,800965
NaOH	0	$2,0537 \cdot 10^{-14}$	$2,036923 \cdot 10^{-14}$	3,6664E-15
NaCHO ₂	0	0	0	0
Расход, кг/час	2000	9175,8	11163,3	2009,39
Расход стандарт, м ³ /ч	2,3152 1	10,6194	12,9217	2,32591

Таблица 8.10. Состав потоков, масс. доли

Компонент	ПАБ в Е-1 (поток 9)	ПАБ из К-2 (поток 10)	Поток на Н- 2 (поток 11)	Отработ. ПАБ (поток 12)
азот	0	$6,12363 \cdot 10^{-6}$	$5,01908 \cdot 10^{-6}$	$5,01908 \cdot 10^{-6}$
кислород	0	$6,08092 \cdot 10^{-7}$	$4,95744 \cdot 10^{-7}$	$4,95744 \cdot 10^{-7}$
изопропилбензол	0	0,0116182	$9,54784 \cdot 10^{-3}$	$9,54784 \cdot 10^{-3}$
муравьиная кислота	0	$2,42404 \cdot 10^{-5}$	$1,82904 \cdot 10^{-5}$	$1,82904 \cdot 10^{-5}$
н-бутилбензол	0,033	0,0323644	0,032508	0,032508
Мета-диизопро- пилбензол	0,5684	0,561539	0,563284	0,563284
Пара-диизопро- пилбензол	0,3195	0,316171	0,317058	0,317058
этилбензол	0,0001	$8,83864 \cdot 10^{-5}$	$9,05479 \cdot 10^{-5}$	$9,05479 \cdot 10^{-5}$
третичный бутилбензол	0,063	0,0609909	0,0614068	0,0614068
вторичный бутилбензол	0,016	0,0155954	0,0156822	0,0156822
вода	0	$1,60178 \cdot 10^{-3}$	$3,9861 \cdot 10^{-4}$	$3,98611 \cdot 10^{-4}$
NaOH	0	$2,23817 \cdot 10^{-18}$	$1,82466 \cdot 10^{-18}$	$1,82466 \cdot 10^{-18}$
NaCHO ₂	0	0	0	0
Сумма	1	1	0,9999998	0,9999998
Расход, м ³ /ч	2,31521	10,6194	12,9217	2,32591

Таблица 8.11 Покомпонентные потоки колонны, кг/час.

Компонент	ПАБ в К-2 (поток 13)	Абгаз из К-2 (поток 14)	Слив воды из К-1(поток 15)	Отработ. ПАБ (поток 12)
азот	$4,5944 \cdot 10^{-2}$	13687,93	$1,596571 \cdot 10^{-4}$	1,0085E-02
кислород	$4,5379 \cdot 10^{-3}$	703,2435	$4,558278 \cdot 10^{-5}$	9,9614E-04
изопропилбензол	87.39997	1,111534	$2,132656 \cdot 10^{-2}$	19,18533
муравьиная кислота	0,1674287	0,0194549	$1,824381 \cdot 10^{-2}$	3,6752E-02
н-бутилбензол	297,5753	0,6050855	$7,259966 \cdot 10^{-2}$	65,32125
Мета-диизопр- пилбензол	5156,251	3,68015	1,257887	1131,857
пара-диизопр- пилбензол	2902,32	1,194739	0,70803	637,0932
этилбензол	0,8288674	$1,7828 \cdot 10^{-2}$	$2,023982 \cdot 10^{-4}$	0,1819461
третичный бутилбензол	562,1123	2,46866	0,1371373	123,3902
вторичный бутилбензол	143,5535	0,4524374	$3,502267 \cdot 10^{-2}$	31,51166
вода	3,648849	0,1833191	10,24785	0.800965
NaOH	$1,670 \cdot 10^{-14}$	1.0805E-17	$1,677736 \cdot 10^{-16}$	$3,6664 \cdot 10^{-15}$
NaCHO ₂	0	$3,844 \cdot 10^{-19}$	0	0
Расход, кг/час	9153,908	14400,9	12,4985	2009,39
Расход, м ³ /ч	10,5958	11445,85	0,0128485	2,32591

Таблица 8.12 Состав потоков, масс. доли.

Компонент	ПАБ в К-2 (поток 13)	Абгаз из К-2 (поток 14)	Слив воды из К-1 (поток 15)	Отработ. ПАБ (поток 12)
1	2	3	4	5
азот	$5,0190 \cdot 10^{-6}$	0,950491	$1,27741 \cdot 10^{-5}$	$5,01908 \cdot 10^{-6}$
кислород	$4,9574 \cdot 10^{-7}$	0,0488333	$3,64706 \cdot 10^{-6}$	$4,95744 \cdot 10^{-7}$
изопропилбензол	$9,547 \cdot 10^{-3}$	$7,7185 \cdot 10^{-5}$	$1,70633 \cdot 10^{-3}$	$9,54784 \cdot 10^{-3}$
муравьиная кислота	$1,8290 \cdot 10^{-5}$	$1,35095 \cdot 10^{-6}$	$1,45968 \cdot 10^{-3}$	$1,82904 \cdot 10^{-5}$
н-бутилбензол	0,032508	$4,20172 \cdot 10^{-5}$	$5,80867 \cdot 10^{-3}$	0,032508
мета-диизопр- пилбензол	0,563284	$2,555 \cdot 10^{-5}$	0,100643	0,563284
пара-диизопр- пилбензол	0,317058	$8,29628 \cdot 10^{-5}$	0,0566492	0,317058
этилбензол	$9,0547 \cdot 10^{-5}$	$1,238 \cdot 10^{-6}$	$1,61938 \cdot 10^{-5}$	$9,05479 \cdot 10^{-5}$
третичный бутилбензол	0,0614068	$1,71424 \cdot 10^{-4}$	0,0109723	0,0614068

Продолжение табл. 8.12.

1	2	3	4	5
вторичный бутилбензол	0,0156822	$3,14173 \cdot 10^{-5}$	$2,80215 \cdot 10^{-3}$	0,0156822
вода	$3,9861 \cdot 10^{-4}$	$1,27297 \cdot 10^{-5}$	0,819926	$3,98611 \cdot 10^{-4}$
NaOH	$1,824 \cdot 10^{-18}$	$7,50334 \cdot 10^{-22}$	$1,34235 \cdot 10^{-17}$	$1,82466 \cdot 10^{-18}$
NaCHO ₂	0	$2,67025 \cdot 10^{-23}$	0	0
Сумма	0,9999998	1	1	0,9999998
Расход, м ³ /ч	10,5958	11445,85	0,0128485	2,32591

Расчеты абсорбера с насадочными элементами показывают, что эффективность разделения (очистки газов) повышается на 25–30 % по сравнению с колпачковыми тарелками. Гидравлическое сопротивление абсорбера снижается более чем в три раза и, соответственно, в три раза повышается энергетический коэффициент E. Повышение эффективности абсорбера позволяет исключить вторую стадию очистки абгазов в адсорберах, что дает значительный экономический эффект.

В результате предложена одностадийная энергосберегающая технологическая схема и выбрано аппаратное оформление очистки абгазов с новыми насадками взамен колпачковым тарелкам. Энергосбережение заключается в исключении второй стадии очистки абгаза в адсорберах за счет повышения эффективности абсорбера с использованием новых насадочных контактных устройств. Достигается экономия водяного пара, который использовался бы для регенерации адсорбентов, в количестве 1357 т/год, что составляет 958 Гкал в год и экономия электроэнергии 160789 Вт в год. Кроме этого оснащение отстойников E-1 и E-2 в тонкослойными элементами в циркуляции контурах колонн K-1/K-2 повышает эффективность очистки абсорбента в три раза, что повышает срок его службы.

Используемая литература

1. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. / И.А. Александров. – М: Химия, 1978.
2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х т. / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995.
3. Лаптев А.Г. Энергосбережение на установке очистки абгазов в производстве фенола (мат. доклада) / Лаптев А.Г., Башаров М.М.// II-я молод. науч. конф. «Гинчуриные чтения», КГЭУ, 2007. Т.3. – С.72-73
4. Лаптев А.Г. Повышение эффективности очистки абгазов от кумола в производстве фенола (материалы доклада) / Лаптев А.Г., Башаров М.М. // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ – 21. Сб. трудов XX Межд. науч. конф. Саратов, 2008. – Т.5. – С. 212-213.
5. Лаптев А.Г. Повышение эффективности очистки абгазов от кумола в производстве фенола // Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. // Материалы докладов международной юбилейной научно - практической конференции "Передовые технологии и перспективы развития ОАО "Казаньоргсинтез", Казань, 2008. – С. 104 – 107.
6. Лаптев А.Г. Повышение эффективности и энергосбережение при очистке абгазов от кумола в производстве фенола/Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. //Тр. Академэнерго. – 2008. – №3. – С.36-39.
7. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – 11-е изд. / А.Г. Касаткин. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.
8. Серпионова Е.Н. Промышленная адсорбция газов и паров. //Уч. пособие. М.: Высшая школа, 1969.
9. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. 2-е. / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976.

ГЛАВА 9

КОНСТРУКЦИЯ И РАСЧЕТ ГАЗОСЕПАРАТОРА*

Известны [9,13,17,18,28,45-47] подходы модернизации технологических схем ректификационных и абсорбционных установок за счет очистки технологических газов (паров) от дисперсной фазы (тумана) и брызгоуноса.

Для энергосберегающей очистки газов от капель ниже представлены конструкция газосепаратора и метод расчета его эффективности.

Механизмы осаждения взвешенных частиц подразделяются на гравитационный, инерционный, зацепления, диффузионный, центробежный и электростатический. Частицы размерами менее 50 мкм наиболее эффективно улавливаются в центробежных аппаратах и различными фильтрами. Причем за счет центробежных сил могут улавливаться частицы с размерами до 1 мкм.

Учитывая эти обстоятельства, ниже рассмотрена конструкция газосепаратора, сочетающая слой с мелкой неупорядоченной насадкой и центробежное разделение [32].

9.1. Закручивающие устройства

Вихревые сепараторы, вне зависимости от их целевого назначения, можно классифицировать аналогично вихревым массообменным аппаратам последующим четырем основным признакам [7,49,50,1,2.30,31,33,35,42]: по направлению движения потоков в зоне сепарации; по способу организации вихревого движения; по особенностям окончательного отделения жидкости от газового потока; по компоновке вихревых элементов в многоэлементных сепараторах.

*Расчеты выполнены при участии аспиранта А.Р. Исхакова.

Вихревые сепараторы обычно имеют вертикальное исполнение и разделяются на сепараторы с восходящим и нисходящим движением фаз в зоне сепарации. Соответствующие решения реализованы, например, в конструкциях центробежного сепаратора с восходящим прямоточным движением двухфазного потока [31,41] и прямоточного каплеуловителя с нисходящим движением фаз [5], представленных на рис. 9.1.

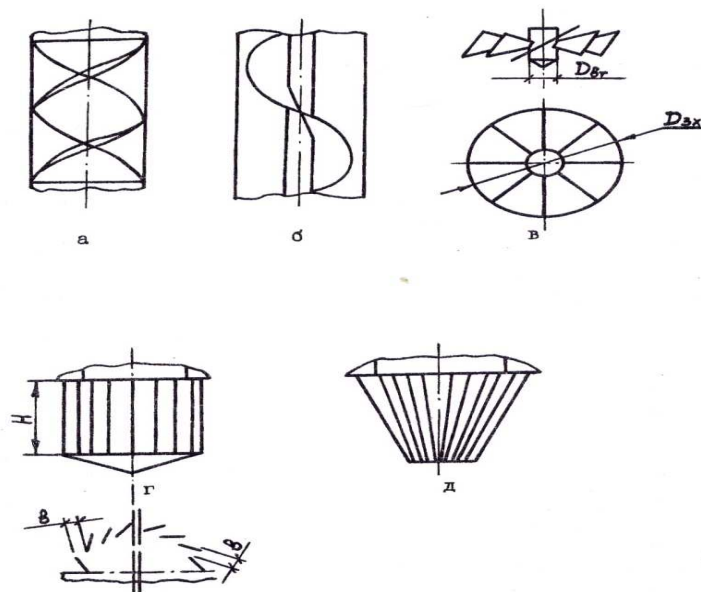


Рис. 9.1. Закручивающие устройства сепараторов: а- ленточное; б- шнековое; в- аксиальное; г- тангенциальное; д- конусное.

Для сепаратора с нисходящим движением фаз возможны любые экономически обоснованные скорости движения газожидкостного потока. При восходящем движении среднерасходная скорость газа по аппарату не может быть ниже 10-12 м/с, так как при меньших скоростях газа возникают пульсации жидкости и наблюдается ее провал. В работах [6,10,11] отмечается, что применение сепаратора с восходящим прямоточным движением двухфазного потока значительно эффективнее по сравнению с нисходящим, так как проекция силы тяжести жидкости направлена противоположно направлению движения газовой фазы, что способствует уменьшению высоты сепарационной зоны и созданию

компактных аппаратов. С другой стороны, величина центробежной силы обратно пропорциональна радиусу вращения, поэтому диаметр вихревых аппаратов обычно не превышает 150-300 мм. В сепараторах такого диаметра при среднерасходной скорости газа 15-40 м/с величина центробежного ускорения превосходит величину ускорения силы тяжести в 150-1200 раз. Следовательно, положение вихревого сепаратора в пространстве практически не должно сказываться на его эффективности.

Вихревое движение двухфазного потока в зоне сепарации создается закручивающим устройством или завихрителем, жестко закрепленным в корпусе. По типу конструкции завихрители подразделяются на ленточные [49,50], шнековые [2,4] и лопастные. В зависимости от расположения лопастей последние делятся на аксиальные [5], тангенциальные [1] и аксиально-тангенциальные или конусные [8]. Результаты исследования [12] показали, что как с точки зрения эффективности сепарации, так и гидравлического сопротивления, винтовые закручивающие устройства дают наилучшие результаты. Установлено, что с увеличением отношения диаметра сердечника завихрителя к диаметру аппарата одновременно растут и степень сепарации и гидравлические потери. Оптимальный режим достигается при значениях отношения 0,2-0,3. Эффективность сепарации зависит также от отношения длины аппарата к его диаметру. По данным разных исследователей оптимальный вариант достигается, когда длина аппарата (или элемента) составляет 2-8 калибров. Тем не менее, благодаря простоте изготовления, компактности и надежности в эксплуатации наибольшее распространение на практике получили вихревые сепараторы с аксиальными и тангенциальными лопастными завихрителями.

9.2. Конструкция комбинированного газосепаратора

По принципу действия почти все применяемые в промышленности сепараторы являются комбинированными, так как в каждом из них при осаждении капель жидкости из газового потока используется несколько механизмов [27,29,33,34]. Удаление капельной влаги из газовых сред осуществляется в так называемых сепараторах осушки газа.

Разработан [32] комбинированный сепаратор осушки газов от капельной влаги (рис. 9.2) и методы расчета эффективности сепарации жидкой фазы [16,20,37-40].

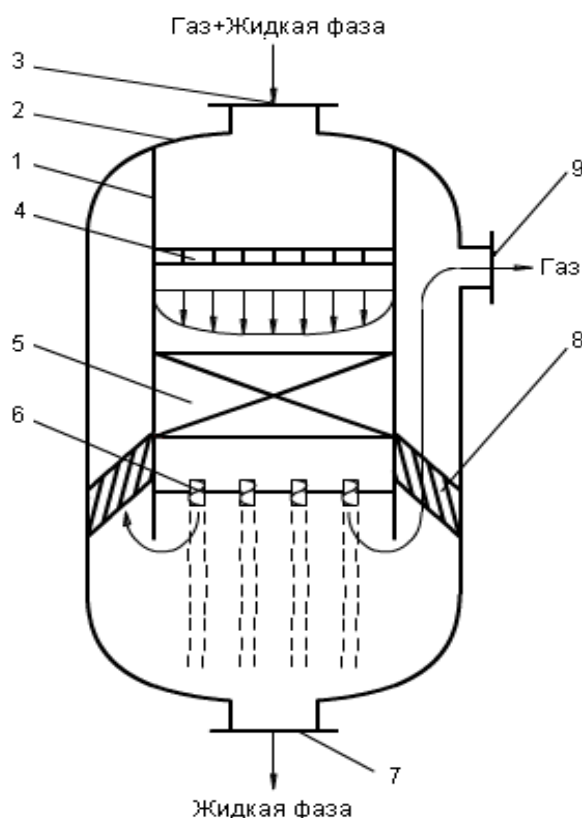


Рис. 9.2. Сепаратор осушки газов от капельной влаги[32]:

1 – внутренняя труба, 2 – корпус, 3 – входной патрубок, 4 – направляющая решетка, 5 – секция нерегулярных насадок, 6 – трубки с ленточным завихрителем, 7 – патрубок выхода отделенной жидкой фазы, 8 – сетчатый демистер, 9 – патрубок выхода осушенного газа.

Сепаратор работает следующим образом. Исходная газожидкостная смесь поступает во внутреннюю трубу 1 сепаратора через патрубок 3. Далее смесь, минуя направляющую решетку 4, где происходит выравнивание потока, поступает на секцию нерегулярных насадок «Инжехим» [15,17,19,44] 5, где происходит укрупнение капель жидкости. После секции насадок смесь проходит через трубки с ленточным завихрителем 6. Жидкая фаза осаждается на внутренней стороне стенок трубок за счет центробежной силы (при скорости газа больше 30 м/с), вызванной ленточным завихрителем, и стекает в нижнюю часть аппарата под действием силы тяжести. Через патрубок 7 отделенная жидкость покидает аппарат. Очищенный газ через сетчатый демистер 8, предотвращающий вторичный унос жидкой фазы, покидает внутреннюю трубу 1 и выходит из аппарата через патрубок 9.

Направляющая решетка представляет собой проницаемую поперечную перегородку из металлического листа с отверстиями. Коэффициент сопротивления направляющей решетки ξ от 4,9 до 5,9, вследствие чего за решеткой не наблюдается зоны циркуляции потока [15,43,45]. В качестве контактных устройств в насадочной секции используются нерегулярные металлические насадки «Инжехим» (рис.9.3) [15-19].

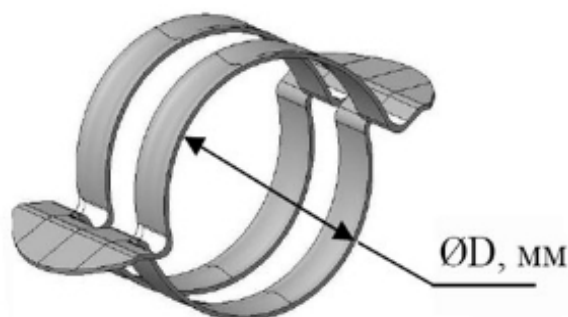


Рис. 9.3. Нерегулярная насадка «Инжехим».

Трубки с ленточным завихрителем установлены на тарелке. Сетчатый демистер расположен по периметру между центральной трубой и корпусом аппарата под углом 45° и состоит из мелкой сетки, уложенной в пакет.

9.3. Порядок расчета эффективности сепарации

Для расчета эффективности сепарации капельной влаги в аппарате необходимо знать физические характеристики сплошной и дисперсной фаз, концентрацию и диаметр капель влаги, расход газовой смеси, геометрические размеры аппарата (которые уточняются в процессе расчета). Принимается допущение, что частицы влаги, отделенные в насадочном слое идут на орошение трубок с ленточным завихрителем.

Долю осевших частиц или эффективность сепарации слабо инерционных частиц можно выразить величиной эффективности турбулентного осаждения[23,26]:

$$\eta_t = 1 - \exp\left(\frac{-4Hu_t}{d_3 u_{cp}}\right), \quad (9.1)$$

где H – высота насадочного слоя или длина трубок, м; u_t – скорость турбулентного осаждения (миграции) частиц, м/с; d_3 – эквивалентный диаметр канала; м, u_{cp} – средняя скорость газа в канале, м/с.

Это выражение справедливо как для насадочного слоя, так и для слоя с трубками [16,17,20]. Вначале проводится расчет эффективности сепарации в насадочном слое $\eta_{тн}$, так как по ходу движения газовой смеси он встречается первым, далее рассчитывается секция, состоящая из трубок с ленточными завихрителями (рис. 9.1.а).

Перемещаясь по потоку, аэрозольные частицы на том или ином этапе своего движения достигают пристеночной области и, когда расстояние до стенки становится равным их радиусу, касаются ее и осаждаются на ней, если поверхность стенки удерживает частицы, то есть является смачиваемой. Мерой интенсивности осаждения частиц из турбулентного потока газа на стенках является так называемая скорость турбулентного осаждения частиц [23]:

$$u_t = \frac{j_w}{c_\infty}, \quad (9.2)$$

где j_w – удельный поток частиц к стенке, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$, c_∞ – средняя по поперечному сечению концентрация частиц, $\text{кг}/\text{м}^3$.

В теоретических исследованиях процесса турбулентного осаждения аэрозолей часто используется безразмерный эквивалент скорости осаждения:

$$u_{t+} = \frac{u_t}{u_*}, \quad (9.3)$$

где u_* – динамическая скорость трения, $\text{м}/\text{с}$.

Для расчета u_{t+} используются эмпирические формулы[]. Медниковым [23] предлагается обобщающая эмпирическая формула для расчета u_{t+} :

$$u_{t+} = 7,25 \cdot 10^{-4} \left(\frac{\tau_+}{1 + \omega_E \tau_p} \right)^2, \quad (9.4)$$

где τ_+ – безразмерное время релаксации, τ_p – время релаксации, с, ω_E – угловая частота энергоемких пульсаций, с^{-1} . $\tau_+ = \frac{\tau_p u_*^2}{\nu_\Gamma}$, где ν_Γ – кинематическая вязкость газа, $\text{м}^2/\text{с}$. $\tau_p = \frac{d_\text{ч}^2 \rho_\text{ч}}{18\mu_\Gamma}$, где $d_\text{ч}$ – диаметр частицы, м, $\rho_\text{ч}$ – плотность вещества частицы, $\text{кг}/\text{м}^3$, μ_Γ – коэффициент динамической вязкости газа, Па с. $\omega_E = \frac{u_*}{0,05d_3}$, где d_3 – эквивалентный диаметр канала, м.

Таким образом, расчет каждой секции сводится к определению динамической скорости потока u_* , зная которую можно вычислить скорость турбулентного осаждения частиц по формулам (9.3), (9.4) и далее по формуле (9.1) рассчитать эффективность сепарации для каждой секции.

9.4. Расчет насадочного слоя

Расчет эффективности сепарации дисперсной фазы из газа в насадочном слое начинается с вычисления средней скорости, через заданный фактор скорости F :

$$u_{\text{ср}} = \frac{F}{\sqrt{\rho_\Gamma}}, \quad (9.5)$$

где ρ_Γ – плотность газа, $\text{кг}/\text{м}^3$. Для прямотока задают $F = 5 \div 10$.

Имея массовый расход газовой смеси на входе в аппарат G , и зная среднюю скорость потока газожидкостной смеси вычисляется площадь поперечного сечения $S_{\text{в.т.}}$ и диаметр $D_{\text{в.т.}}$ внутренней трубы:

$$S_{\text{в.т.}} = \frac{G}{\rho_{\Gamma} u_{\text{ср}}} . \quad (9.6)$$

$$D_{\text{в.т.}} = 2\sqrt{\frac{S_{\text{к}}}{\pi}} . \quad (9.7)$$

Плотность орошения равна:

$$q = \frac{L}{S_{\text{в.т.}} \rho_{\text{ч}}} , \quad (9.8)$$

где L – расход частиц влаги, кг/с. $L = G \frac{C_{\text{ч}}}{100}$, где $C_{\text{ч}}$ – концентрация частиц, % (масс.).

При малых концентрациях частиц плотность орошения является очень низкой, поэтому ею можно пренебречь и считать, что насадки практически не орошаются, а сопротивление насадочного слоя считать как для сухой насадки. Таким образом, сопротивление сухого насадочного слоя высотой 1 м [17,36] определяется по следующей зависимости:

$$\Delta P_{\text{сух}}^{1\text{м}} = \frac{\lambda u_{\text{ср}}^2 \rho_{\Gamma} a_{\nu}}{8V_{\text{св}}^3} , \quad (9.9)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя, $V_{\text{св}}$ – свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$, a_{ν} – удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя определяется в зависимости от режима движения потока:

для колец [36]:

$$\text{при } Re_r < 40 \quad \lambda = \frac{140}{Re_r}, \quad \text{при } Re_r > 40 \quad \lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}}, \quad (9.10)$$

для нерегулярных насадок «Инжехим 2000» рис. (9.3) [17,19]:

$$\text{при } Re_r > 500 \quad \lambda = 4,99 Re_r^{-0,04}, \quad (9.11)$$

где Re_r – число Рейнольдса для газа, $Re_r = \frac{4u_{cp}\rho_r}{a_v\mu_r}$.

Динамическая скорость газовой смеси в насадке определяется по следующей полуэмпирической зависимости, полученной с использованием средней скорости диссипации энергии [16-18]:

$$u_* = 1,8 \left(\frac{\Delta P u_{cp} v_r}{H_n \rho_r} \right)^{0,25}, \quad (9.12)$$

где H_n – высота слоя насадки, м; ΔP – перепад давления, Па.

9.5 Расчет секции с трубками трубок с ленточным завихрителем

Величина эффективности сепарации в насадочном слое влияет на значения расходов газовой смеси G_T и отделенной, то есть орошающей, жидкости L_T на входе в трубки (т.е. в секции после насадки):

$$G_T = G - L\eta_{тн}, \quad (9.13)$$

$$L_T = G - G_T. \quad (9.14)$$

где $\eta_{\text{тн}}$ – эффективность сепарации в насадочном слое.

Количество трубок вычислить по формуле:

$$n_T = \frac{G_T}{\rho_{\Gamma} u_{\text{ср}} S_T^1}, \quad (9.15)$$

где S_T^1 – площадь сечения одной трубки, м: $S_T^1 = \frac{3,14 d_T^2}{4}$, где d_T – диаметр одной трубки, м.

Для центробежного разделения средняя скорость в трубке $u_{\text{ср}}$ должна быть больше 30 м/с [65,30] и задается в пределах 35-50 м/с.

Перепад давления $\Delta P_{\Gamma\text{-ж}}$, обусловленный трением газа и жидкости, находится в зависимости от плотности орошения трубок q :

$$q = 3600 \frac{L_T}{(S_{\text{в.т.}} - S_T) \rho_{\text{ж}}}, \quad (9.16)$$

где S_T – общая площадь поперечного сечения трубок, м. $S_T = S_T^1 n_T$.

При $q > 1$ м³/м ч перепад давления находится экспериментально [6,30], при $q < 1$ м³/м ч считается, что трубки практически не орошаются:

$$\Delta P_{\Gamma\text{-ж}} = \Delta P_{\text{сyx}} = \lambda_3 \frac{H_T}{d_3} \frac{\rho_{\Gamma} u_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (9.17)$$

где λ_3 – коэффициент гидравлического сопротивления, вызванный закруткой, d_3 – эквивалентный диаметр канала с ленточным завихрителем, м. $d_3 = \frac{(\pi d_T - 4\delta_{лн})d_T}{\pi d_T + 2d_T}$, где $\delta_{лн}$ – толщина ленты, м.

В зависимости от критического значения числа Рейнольдса

$$\text{Re}_{кр} = 2300 + 87000 \left(\frac{d_T}{S_{лз}} \right)^{1,16}, \quad (9.18)$$

расчет коэффициентов сопротивления можно выполнить по уравнениям Щукина [48,49] при $\text{Re} \leq \text{Re}_{кр}$:

$$\lambda_3 = \frac{6,34}{\text{Re}^{0,474}} \left(\frac{d_T}{d_3} \right)^{0,263} + \frac{25,6}{\text{Re}}. \quad (9.19)$$

При турбулентном режиме $\text{Re} > \text{Re}_{кр}$:

$$\lambda_3 = \frac{0,705}{\text{Re}^{0,28}} \left(\frac{d_T}{d_3} \right)^{0,09} + 0,009 \left(\frac{d_T}{d_3} \right)^{0,65}, \quad (9.20)$$

где $\text{Re} = \frac{u_{ср} d_3}{\nu_T}$, d_3 – диаметр кривизны спирального канала, м.

$\frac{d_3}{d_T} = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi^2} \left(\frac{S_{лз}}{d_T} \right)^2$, где $S_{лз}$ – шаг ленточного завихрителя, м.

Зависимость для λ_3 справедлива при $\frac{S_{лз}}{d_T} = 3,6 - 22$.

Динамическая скорость газовой смеси в трубках определяется по зависимости (9.6), полученной из уравнения баланса сил:

$$u_* = d_T \left(\frac{\pi \Delta P_{\Gamma-ж}}{4 F_T \rho_{\Gamma} \cos \theta} \right)^{0,5}, \quad (9.21)$$

где F_T – поверхность трубки, м², θ – угол подъема винтовой линии:

$$\theta = \arctan \left(\frac{\pi d_T}{S_{ЛЗ}} \right).$$

При известном значении u_* эффективность сепарации вычисляется с использованием уравнений (9.1);(9.4).

9.6. Результаты расчета различных процессов сепарации

По представленному выше алгоритму произведены расчеты эффективности сепарации различных смесей в рассматриваемом аппарате (рис. 9.2). В табл. 9.1 приведены конструктивные характеристики сепаратора.

Таблица 9. 1. –Конструктивные характеристики.

Величина	Значение
Высота насадочной секции H_n , м	0,5
Длина трубок H_T , м	0,2
Диаметр трубок d_T , м	0,017
Шаг ленточного завихрителя $S_{ЛЗ}$, м	0,118

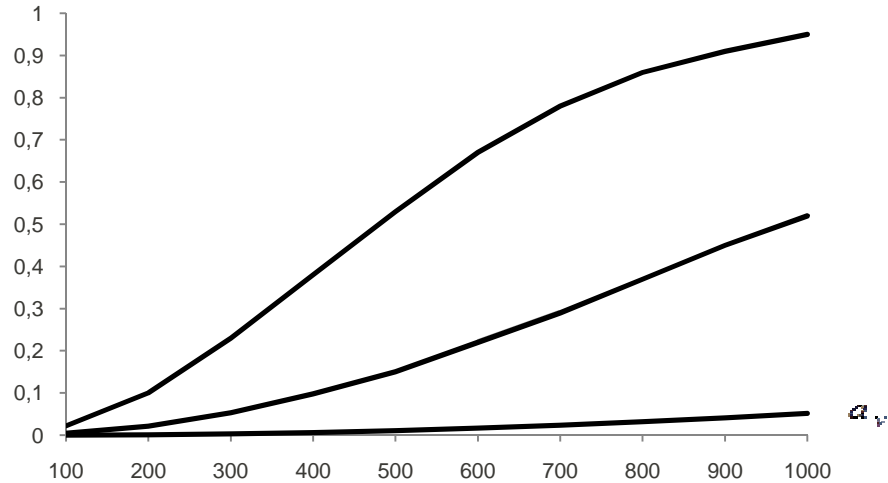


Рис. 9. 4. Зависимость эффективности сепарации в насадочной секции от удельной поверхности насадки для частиц различного размера: 1 – частицы размером 1 мкм; 2 – частицы размером 2 мкм; 3 – частицы размером 3 мкм.

На рис. 9.4. показана зависимость эффективности сепарации дисперсной фазы в насадочной секции от удельной поверхности a_v насадки «Инжехим» для дисперсных частиц размером от 1 до 3 мкм. В расчете использовалась модельная система воздух + вода при скорости газа 5 м/с.

Таким образом, чем больше удельная поверхность насадочного слоя, тем выше эффективность очистки. В дальнейших расчетах будем пользоваться удельной поверхностью насадки равной $800 \text{ м}^2/\text{м}^3$, что соответствует минимальному размеру одного насадочного элемента ~ 8 мм [45].

На рис. 9.5 представлена зависимость комплекса энергоэффективности газоочистки $\eta/\Delta P$ (9.7) от скорости газожидкостной смеси в насадочной секции для различных насадок. Видно, что наиболее рациональным является использование насадки «Инжехим» с номинальным размером 8 мм.

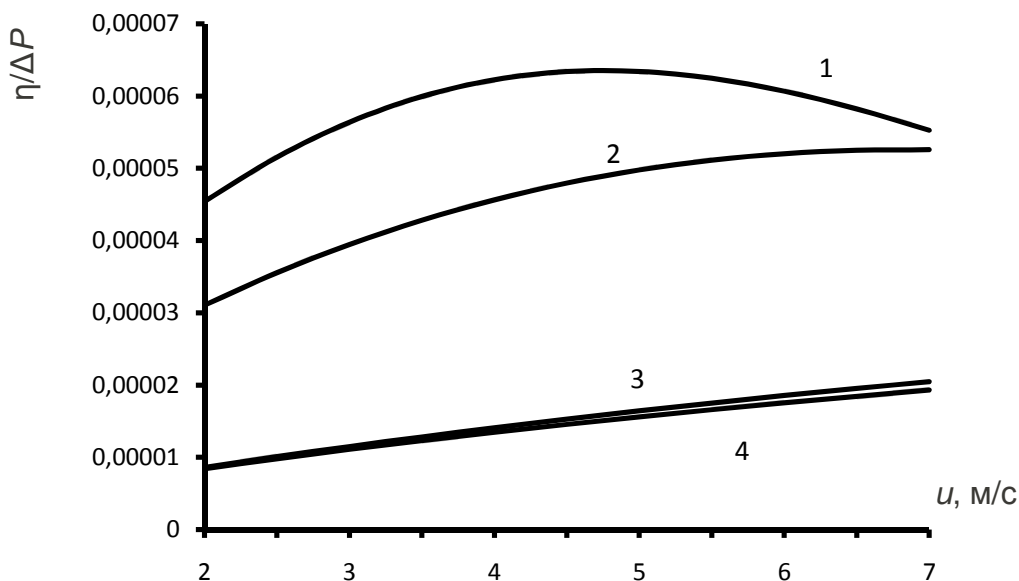


Рис.9. 5. Зависимость $\eta/\Delta P$ от скорости газа в насадочной секции для различных насадок:

1 – «Инжехим» 8 мм; 2 – кольца Рашига 8мм; 3 – «Инжехим» 24 мм; 4 – кольца Рашига 25мм.

На рис 9.6. представлена зависимость $\eta/\Delta P$ от высоты трубок с ленточным завихрителем при различных скоростях газожидкостного потока.

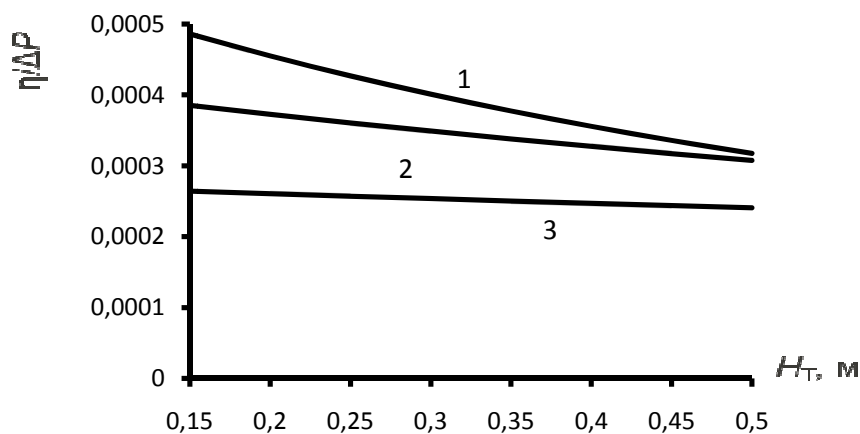


Рис. 9. 6. Зависимость $\eta/\Delta P$ от высоты трубок при различных скоростях газа: 1 – 50 м/с, 2 – 40 м/с, 3 – 30 м/с.

На рис 9.7. представлена зависимость $\eta/\Delta P$ от скорости газожидкостного потока в секции трубок при различных шагах ленточного завихрителя.

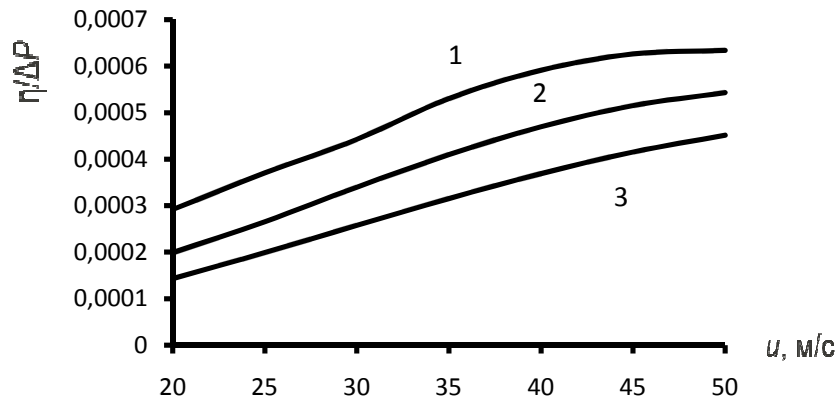


Рис. 9.7. Зависимость $\eta/\Delta P$ от скорости газожидкостного потока в секции трубок при различных шагах ленточного завихрителя:

1 – $S_{лз} = 0,065$ м; 2 – $S_{лз} = 0,085$ м; 3 – $S_{лз} = 0,120$ м.

На рис. 9. 8 показана зависимость эффективности сепарации дисперсной фазы от размера извлекаемых частиц в вихревой, насадочной секциях и суммарная эффективность аппарата.

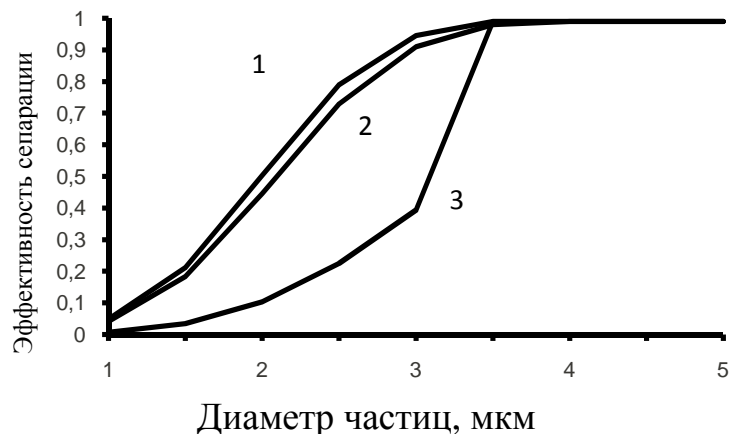


Рис. 9.8. Зависимость эффективности сепарации капель воды из воздуха от их размера: 1 – на выходе из сепаратора; 2 – насадочная секция; 3 – секция с трубками.

В данном примере рассчитывалась система воздух с каплями воды при скорости газа в трубках – 30 м/с. Видно, что эффективность сепарации частиц размером более 3 мкм выше 0,9.

На рис. 9.9 представлена зависимость эффективности сепарации от скорости газожидкостного потока в секции трубок с ленточным завихрителем для аэрозольных частиц размером от 1 до 3 мкм.

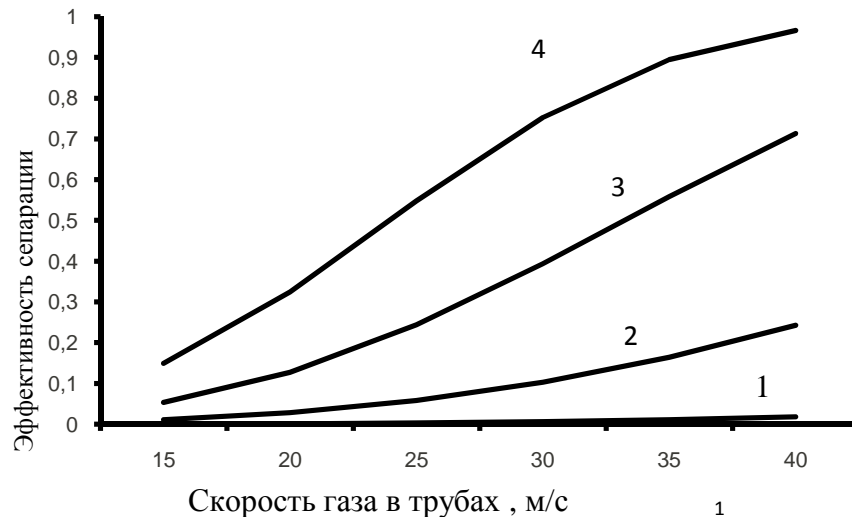


Рис. 9.9. Зависимость эффективности сепарации капель воды от скорости газа в трубах: 1 – частицы размером 1 мкм; 2 – частицы размером 2 мкм; 3 – частицы размером 3 мкм; 4 – частицы размером 4 мкм.

На графике видно, что высокая эффективность сепарации частиц размером 3 мкм достигается при скорости газа в трубах более 30 м/с. При скорости газа более 40 м/с эффективность сепарации достигает значений 0,98-0,99.

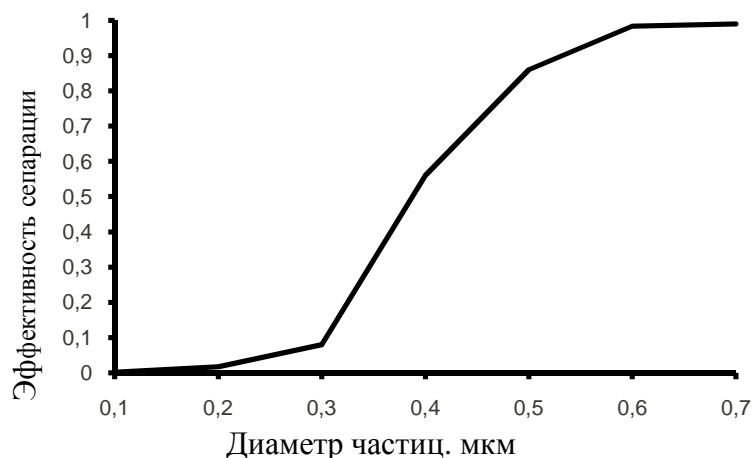


Рис. 9.10. Зависимость эффективности сепарации насадкой частиц масляного аэрозоля из этилен-хладоагента от их размера.

На рис. 9.10. в качестве примера из внедрения [18,28] в промышленности приведена зависимость общей эффективности

сепарации масляного аэрозоля, попадающего в этилен-хладоагент при компримировании. Исходные данные взяты из работы [18].

Мельчайшие капли масляной фазы имеют размеры от 0,001 мкм до нескольких микрон [24,25]. На графике видно, что частицы размером более 0,6 мкм довольно хорошо улавливаются в сепараторе, что подтверждается эксплуатацией насадочного аппарата в производстве этилена [18,28].

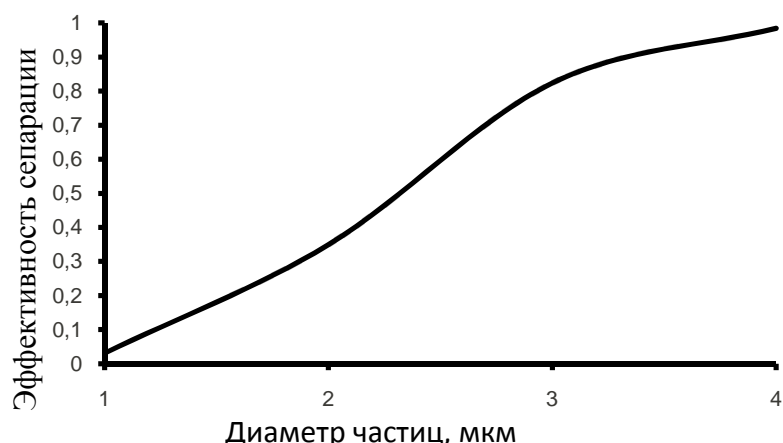


Рис. 9.11. Фракционная эффективности сепарации капель воды из природного газа.

На графике видно, что довольно высокая эффективность очистки наблюдается для частиц размером более 3 мкм.

Таблица 9.2. Характеристика природного газа, поступающего в сепаратор

Состав газа, % об.				
CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	N ₂	CO ₂
98,43	0,11	0,02	1,1	0,34
Плотность газа по воздуху, относительная			0,56	

На рис. 9. 11 приведена фракционная общая эффективность сепарации капель воды из природного газа сеноманской газоносной толщи, содержащего 5 % влаги. Характеристика газа приведена в табл. 9.2.[21,22].

Используемая литература

1. А. с. 348215 (СССР). Центробежный сепарационный элемент./ Л.М. Гухман, А.И. Ершов.- Оpubл. в Б.И., 1972, №25.
2. А. с. 354875 (СССР). Универсальный прямоточный пылекаплеуловитель. К.И. Коротюк.- Оpubл. в Б.И., 1972, №31.
3. А.с. 1558131 (СССР). Установка для комплексной подготовки природного газа/ Лисоводер Г.К., Елистратов В.И., Минигулов Р.М. и др.- Оpubл. в Б.И., 1989.
4. А.с. 368399 (СССР). Газожидкостной сепаратор/ Н.И. Часовников, С.В. Юрченко, Ю.Н. Шкуркин.- Оpubл. в Б.И., 1973, №9.
5. А.с. 460883 (СССР). Сепаратор для отделения капельной жидкости от газового потока/ Н.А. Николаев, Ю.Ф. Коротков.- Оpubл. в Б.И., 1975, №7.
6. Булкин В.А. Разработка и исследование массообменного аппарата с прямоточными вихревыми контактными устройствами.: Автореф. Дисс. ... канд. техн. наук.- Казань, 1970.- 30 с.
7. Burkhad J., Vasis J., Vodichka L., et. al. // J. Chromatog. 1969. V. 42. №.2. P. 207.
8. Вязовкин Е.С. Исследование гидродинамики и эффективности вихревых контактных ступеней.- Автореф. Дисс. ... канд. техн. наук, - Казань, 1972.- 24 с.
9. Гусева Е.В. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки деметанизации в производстве этилена.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2005.
10. Ершов А.И. Исследование гидродинамики восходящего двухфазного закрученного потока/ А.И. Ершов, Л.М. Гухман, Е.Г. Бляхер// Изв. ВУЗ СССР. Энергетика, 1971, №10.- С.88-92.

11. Ершов А.И. Разработка, исследование и применение элементных ступеней контакта с взаимодействием фаз в закрученном потоке: Автореф. Дисс. ... докт. техн. наук.- Л.: ЛТИ, 1975.-37 с.
12. Идельчик И.М. К исследованию прямоточных циклонов/ И.М. Идельчик, Э.И. Коган// В сб.: Проблемы вентиляции и кондиционирования воздуха.- Минск, Высшая школа, 1969.- С.318-326.
13. Лаптев А.Г., Гусева Е.В., Фарахов М.И. Очистка газов от масляных туманов и повышение эффективности теплообменных аппаратов // Научно-технический и общественно-информационный журнал «Энергосбережение в РТ». – 2004. – № 1-2 (15-16). – С. 77-79.
14. Лаптев А.Г., Минигулов Р.М., Тараскин М.М. Математическая модель очистки газов от дисперсной фазы вихревыми элементами.- Тез. докл. XXIII Междунар. научн. конф. «Математические методы в технике и технологиях» (ММТТ-23).- Сб. тр. Т.4., Секция 4, 2010, - С.57-59.
15. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике. - Казань: Издательство Казанского Университета, 2008 г.
16. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модель сепарации аэрозолей в аппаратах с насадочными элементами // Химическая промышленность. – 2008. – №3. – С.156-162.
17. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. Казань: КГЭУ, 2006.
18. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. – Казань: Печатный двор, 2003.
19. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизация тепломассообменных установок в нефтехимии в 2-х частях. – Казань: Изд-во Казанск. энергетического ун-та, 2010.

20. Лаптев А.Г., Минигулов Р.М., Тараскин М.М. Сепарационная и энергетическая эффективность аппаратов газоочистки // Вестник ИГЭУ, 1/2011. – С. 20-22.
21. Мальковский П.А. Совершенствование технологий и аппаратов переработки газовых конденсатов. Дис.д-ра техн. наук –Казань, 2003 – 378 с.
22. Мальковский П.А., Афанасьев И.П., Ишмурзин А.В. и др. Исследование углеводородного состава газового конденсата Сенюманской залежи Комсомольского// Известия высших учебных заведений «Нефть и газ», №4, 2001– с.83.
23. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей. М.: Энергия, 1980.
24. Мягков Б.И., Попов О.А. Очистка воздуха от масляного тумана на металлообрабатывающих предприятиях. Обзорн. информ. Сер. ХМ – 14. Пром. и сан. очистка газов. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981.
25. Мягков Б.И., Савенков Н.В. Инерционные волокнистые и сетчатые туманобрызгоуловители. (НИИОгаз) обзор М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1991.
26. Медников Е.П. Промышленная и санитарная очистка газов. 1979, № 2.
27. Минигулов Р.М., Тараскин М.М., Фарахов М.И.. Очистка газов от жидкой дисперсной фазы комбинированным сепаратором // Изв. ВУЗов: Проблемы энергетики, № 3-4, 2010.-С 3-7.
28. Миндубаев Р.Ф. Повышение энергетической эффективности теплообменной установки разделения пирогаза за счет очистки газов – теплоносителей от аэрозольных частиц: Дис. ...канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2003.
29. Мусташкин Ф.А., Николаев Н.А., Николаев А.М. Гидродинамические закономерности в массообменном аппарате

вихревого типа.- В кн.: Труды Казан. хим. -технол. ин-та, 1970, вып. 45, с.26-31.

30. Николаев Н. А. Эффективность процессов ректификации и абсорбции в многоступенчатых аппаратах с прямоточно-вихревыми контактными устройствами. – Казань: Отечество, 2011.

31. Овчинников А.А. Динамика двухфазных закрученных турбулентных течений и вихревых сепараторах.- Казань: ЗАО «Новое знание», 2005.

32. Патент на изобретение № 111023 от 21.06.2011 А.Г. Лаптев, М.М. Башаров, М.М. Тараскин, А.Р. Исхаков. Сепаратор осушки газов от капельной влаги. Опубликовано 10.12.2011.

33. Пигарев А.А., Толстов В.А., Немов М.В. и др. Новое оборудование для очистки природного газа перед промышленной ДКС на Ямсовейском месторождении// Газовая промышленность, 2008, №1. – С. 79-81.

34. Приходько В.П., Дытнерский Ю.И., Холпанов Л.П. Новый подход к сравнительному анализу конструкций прямоточных центробежных сепараторов.- В сб.: Современные машины и аппараты хим. производств.- Тез. докл. Всес. конф. «Химтехника-88». Чимкент, 1988, ч.1, с.113-119.

35. Розенцвайг А.К. Энергосберегающие структуры процессов переноса в сложных дисперсных системах: автореф. дис. ... д-ра техн. наук – Казань 2004.

36. Рамм В.М. Абсорбция газов. Изд. -2-ое-М.: Химия, 1976.

37. Тараскин М.М. Определение эффективности очистки газов и паров от дисперсной среды вихревыми элементами // Материалы докладов V-й Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения» В 4 т. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2010.

38. Тараскин М.М. Сепарационная и энергетическая эффективность аппаратов газоочистки // Тезисы докладов «Радиоэлектроника, электротехника и энергетика», 17-я межд. науч.- техн. конф. студентов и аспирантов. М.: МЭИ, 2011, Т.3, с. 140-142.
39. Тараскин М.М., Лаптев А.Г, Минигулов Р.М., Энерго- и ресурсосбережение за счет очистки природного газа от дисперсной фазы // Материалы докладов VI –й всероссийской науч. -техн. студ. конф. «Интенсификация тепло- и массообменных процессов в химической технологии» -Казань: Казан. госуд. технол. ун-т, 2010, -С.157-159.
40. Тараскин М.М., Исхаков А.Р. Определение эффективности очистки газов от тонкодисперсной жидкой фазы // Сборник трудов ММТТ-24. г. Саратов: СГТУ, 2011. Т. 4, С. 116-117.
41. Собин В.М., Ершов А.И. Исследование структуры и гидравлического сопротивления турбулентного закрученного потока в коротких трубах.- Изв. АН БССР. Сер. физ.-энерг. наук, 1972, №3, с.56-61.
42. Сугак Е.В. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами/ Е.В. Сугак, Н.А. Войнов, Н.А. Николаев. – Казань: Школа, 1999.
43. Фарахов М.И. Численное исследование структуры потока и модернизация гравитационных отстойников / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Вода: химия и экология. – 2008. – №2. – С. 36-40.
44. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г. Насадочные контактные устройства для массообменных колонн// Химическая техника, 2009, №2. – С.4-5.
45. Фарахов М.И. Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса.: Дис. ... док. техн. наук. Казань: КХТИ, 2009.

46. Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ: обзор // Труды Академэнерго. – 2008. – № 1. – С. 60-72.
47. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Гусева Е.В. Энергосбережение на установке деметанизации в производстве этилена // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2005. – № 9-10. – С. 84-89.
48. Щукин В.К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. – М.: Машиностроение, 1980. – 240 с.
49. Щукин В.К., Халатов А.А. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах. – М.: Машиностроение, 1982.
50. Pat. 1209795 (London). Improvements in or Rotating to Centrifugal Separators/ D.G. Bell, Ch.J. Hyatt, J.B. Meggary.- Filed 22.2.68, Patented 21.10.70, Int. Cl. B04C3/00.
51. Pat. 395948 (USA). Vortex Separator/ J. Compolog.- Filed 10.10.74, Patented 11.15.76, Int. Cl. B01D45/12.

ГЛАВА 10

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ ОЧИСТКА ГАЗОВ

10.1. Описание теплотехнологической схемы концентрирования гидропероксида изопропилбензола в производстве фенола и ацетона

На ОАО «Казаньоргсинтез» поставлена задача увеличения производительности ректификационных установок получения фенола и ацетона с повышением качества и снижения энергозатрат на единицу продукции. Установки, запущенные в эксплуатацию в начале 60-х годов за последнее десятилетие активно модернизируются с использованием как зарубежных, так и отечественных разработок [6,7,9,13,17,20].

В данной главе за основу взят патент [15], где предложен способ концентрирования гидропероксида изопропилбензола (ГПИПБ) за счет дросселирования поступающего на ректификацию оксидата в пустотелую емкость с последующим отбором с верха емкости газовой фазы и ее подачи в верхнюю часть колонны ректификации, что снижает энергозатраты.

Отмечено [15], что одной из главных причин повышенного рецикла гидропероксида является его капельный унос при повышенном пенообразовании в присутствии значительного количества легко- и тяжелокипящих кислородосодержащих соединений, а также наличие азеотропов ряда продуктов с водой.

Известно, что в многотоннажном промышленном производстве подобные пенообразование и унос могут быть снижены значительном увеличением диаметров ректификационных колонн, то есть снижением скорости потоков, установкой эффективных отбойных устройств (демистеров), а также увеличением количества барботажных тарелок.

Это приводит к повышению высоты колонн, что естественно, требует больших капитальных затрат.

На ОАО «Казаньоргсинтез» концентрирование проводят на двух ректификационных колоннах под вакуумом (режим дан в табл. 10.1.). Поступающий оксидат объединяют с возвратной изопропилбензольной фракцией – дистиллятом второй по ходу колонны в емкость под атмосферным давлением и в количестве и по составу (приведенных в таблицах 10.2) подают в первую колонну дистиллят первой колонны – возвратную изопропилбензольную фракцию – с содержанием ГПИПБ до 6,4 мас. % возвращают на узел окисления, а кубовую жидкость подают на вторую колонну. Кубовую жидкость второй колонны концентрируют до содержания 89-90 мас.%. ГПИПБ и направляют в производство фенола и ацетона, а дистиллят возвращают на первую колонну концентрирования через емкость, где он объединяет с оксидатом.

На ректификационных колоннах концентрирования согласно технологического регламента выдерживают следующий технологический режим, приведенный в таблице 10.1. [15].

Технологические режимы колонн табл.10.1

Наименование показателей	Содержание ГПИПБ в оксидате	
	20 мас.%	28 мас.%
Колонна концентрирования 1-ая		
1	2	3
Расход сырья, кг/ч	57700	57700
Отбор дистиллята, кг/ч	43348	41348
Отбор кубовой жидкости, кг/ч	14352	16352
	Температура, °С	
Питания	95	95
Верха	66	67
Куба	90	91
Давление в кубе, мм рт. ст.	35	35

Продолжение табл. 10.1

1	2	3
Расход пара на кипятильник, т/ч	8,4	8,4
Концентрация ГПИПБ, масс. %		
В дистилляте	5,2	6,4
В кубовой жидкости	64,7	71,59
Колонна концентрирования 2-ая		
Отбор дистиллята, кг/ч	4289	1772
Отбор кубовой жидкости, кг/ч	10063	14580
	Температура, °С	
Верха	61	66
Куба	92	94
Давление в кубе, ммрт.ст.	5,0	5,0
Расход пара на кипятильник, т/ч	1,2	1,2
Концентрация ГПИПБ, масс. %		
В дистилляте	6,2	15,23
В кубовой жидкости	89,9	89,64

По данному способу выработка концентрированного ГПИПБ в пересчете на 100% содержания основного вещества составляет соответственно при содержании ГПИПБ в оксидате на уровне 20 мас. % и расходе 9046 кг/ч, при содержании 28 мас.% и расходе 13069 кг/ч.

Как показывает промышленная эксплуатация установки концентрация гидропероксида в готовом продукте практически не достигает 90 мас.%, а расход греющего пара составляет 9,6 т/ч.

10.2 Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы с внедрением одного сепаратора

Целью модернизации является увеличение производительности тепло-технологической установки ректификации по ГПИПБ с

получением более концентрированного конечного продукта, снижение потерь углеводорода и уменьшение энергетических затрат [3].

По предлагаемому способу [15] снижение рецикла ГПИПБ с дистиллятом колонн на окисление и ректификацию достигают путем дросселирования оксидата перед ректификацией, что позволяет снизить потери ГПИПБ при их рециркуляции на окисление и ректификацию и, соответственно, понизить энергозатраты.

Способ осуществляют по следующей теплотехнологической схеме: поступающий на концентрацию оксидат с содержанием гидропероксида 20-28 мас. % , температурой 93⁰С, давлением 5 ата, дросселируют в емкость. Из емкости образующуюся газовую фазу в количестве 25 мас. % от общего количества подают в верхнюю часть первой ректификационной колонны, а жидкую фазу направляют на питание этой колонны, где в качестве дистиллята отбирают изопропилбензол, возвращаемый на стадию окисления ИПБ. В кубовой части колонны создается вакуум на уровне 35 мм.рт. ст. В качестве кубовой жидкости получают фракцию, содержащую 70-80% гидропероксида ИПБ, которую подают на вторую ректификационную колонну, работающую под вакуумом 2-7 мм. рт. ст. Со второй колонны в качестве дистиллята отбирают возвратную изопропилбензольную фракцию и направляют вновь на узел концентрирования, а кубовую жидкость - сконцентрированный до 91-92% гидропероксид ИПБ - подают на производство фенола и ацетона.

В данном разделе рассмотрен 1 вариант: дросселирование оксидата проводят только перед первой ректификационной колонной с отбором газовой фазы в количестве 25 мас. % от поступившего в емкость оксидата и направлением ее под первую тарелку сверху или же непосредственно в конденсаторы после ректификационной колонны, а жидкую фазу подают в качестве питания этой колонны.

По 1 варианту способа модернизации оксидат, полученный в результате окисления ИПБ, подают на установку концентрирования по линии 1 и по линии 2 на дросселирование в емкость 3 (рис. 10.1.).

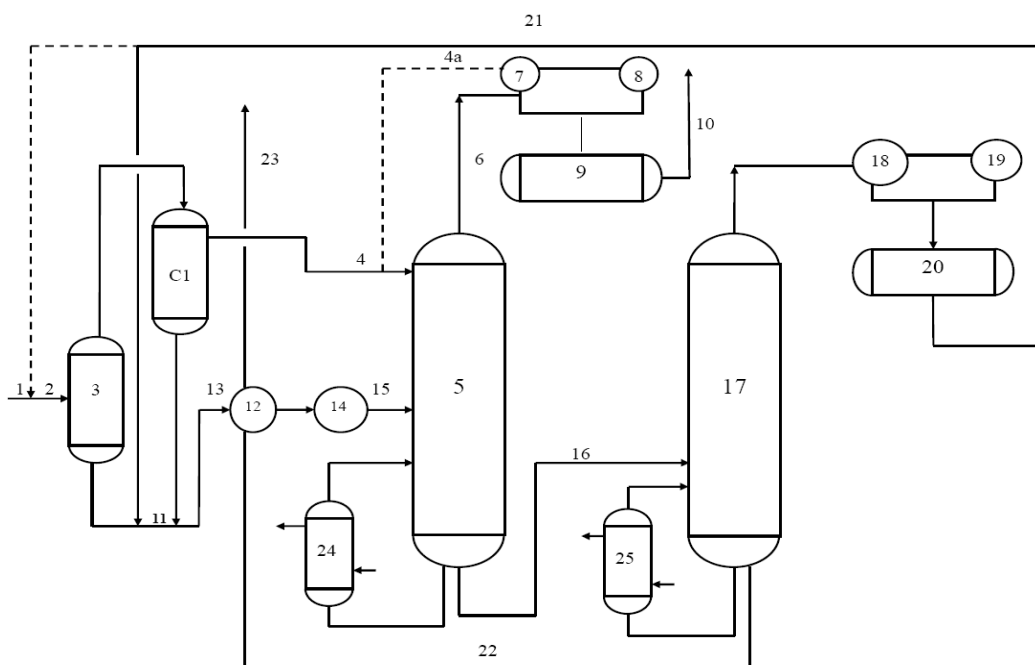


Рис.10.1 Модернизация теплотехнологической схемы с одним сепаратором С-1.

Газовая фаза из емкости 3 по линии 4 поступает под верхнюю тарелку (или же в конденсаторы) первой по ходу колонны 5, работающей под вакуумом 30-35 мм.рт. ст., дистиллят этой колонны по линии 6 поступает в конденсаторы 7 и 8, а затем в емкость 9 и по линии 10 возвращается на узел окисления изопротилбензола.

Жидкую фазу из емкости 3 по линии 11 подогревают в теплообменнике 12 за счет тепла отходящей по линии 22 из второй по ходу колонны 17 кубовой жидкости, затем дополнительно нагревают (а при необходимости охлаждают) в теплообменнике 14 и по линии 15 направляют в нижнюю часть колонны 5. Кубовую часть этой колонны по линии 16 подают в колонну 17, работающую под вакуумом 2-7 мм.рт. ст. Дистиллят этой колонны пройдя теплообменники 18 и 19,

собирают в емкость 20, откуда направляют по линии 21 снова на концентрирование. Кубовая жидкость этой колонны – концентрированный гидропероксид ИПБ – по линии 22 поступает в теплообменник 12, где отдает свое тепло подаваемому на концентрирование оксидату и по линии 23 направляется в производства фенола и ацетона.

Пример 2 (по предлагаемому способу, 1 вариант)

Концентрирование гидропероксида изопрпиленбензола проводят по схеме, приведенной в примере 1 с тем отличием, что поступающий оксидат дросселирует в емкость, из которой газовую фазу в количестве 25% направляют под первую тарелку сверху первой колонны ректификации или же непосредственно в конденсаторы после первой колонны, а жидкую фазу из этой емкости подают в качестве питания в нижнюю часть этой колонны.

Жидкую фракцию оксидата после дросселирования и перед подачей на первую колонну концентрирования подогревают кубовой жидкостью второй колонны.

После емкости 3 предлагается установить сепаратор С1, т.к. известно, что брызгоунос при дросселировании в пустотелой емкости может составлять 15-20% [16].

При эффективности сепарации 98-99% на колоннах концентрирования выдерживают следующий режим, приведенный в таблице 10.2.

Режим работы колонн табл. 10.2.

Наименование показателей	Содержание ГПИПБ в оксидате	
	20 мас. %	28 мас. %
1 Колонна № 5		
Расход оксидата, кг/ч	57700	57700
Газовая фаза после дросселирования, кг/ч	14425	14425
Жидкая фаза после дросселирования, кг/ч	43275	43275
Отбор дистиллята на окисление, кг/ч	43800	39298
Отбор кубовой жидкости, кг/ч	13900	18402
Температура, °С		
Питания	95	95
Верха	66	66
Куба	89	90
Расход пара на кипятильник, т/ч	7,6	7,6
Давление в кубе, мм.рт. ст.	35	35
2 колонна №17		
Отбор дистиллята, кг/ч	2946	
Отбор кубовой жидкости, кг/ч	10954	15534
Температура, °С		
Верха	66	66
Куба	90	99
Давление в кубе, мм.рт. ст.	4	4
Расход пара на кипятильник, т/ч	1,1	1,1
Анализы, мас. %		
1 колонна №5		
Содержание ГПИПБ, мас. %		
В газовой фазе	1,8	2,63
В жидкой фазе	25,8	36,0
В дистилляте	5,1	6,4
В кубовой жидкости	64,7	81,59
2 колонна №17		
Содержание ГПИПБ, мас. %		
В дистилляте	5,2	6,2
В кубовой жидкости	91,6	91,9

Концентрация ГПИПБ в готовом продукте в сравнении с существующим способом повышается по первому режиму на 1,7 %, по второму на 1,96%.

По данному способу выработка концентрированного ГПИПБ в пересчете на 100% содержания основного вещества составляет соответственно при содержании ГПИПБ в оксидате на уровне 20 мас. % при расходе 10033кг/ч, при содержании 28 мас. % и расходе 14275 кг/ч. В сравнении с существующим способом увеличения выработки составляет в среднем 10%. Расход водяного пара на колоны снижается до 8,7 т/ч.

Ниже даны характеристики рассчитанного приведенным выше по уравнениям комбинированного газосепаратора.

Конструктивные характеристики комбинированного сепаратора С1 представлены в таб.10.3 (расход газовой фазы с брызгоуносом $G = 5$ кг/сек).

Характеристики сепаратора табл. 10.3

Наименования оборудования	Показатели
Диаметр сепаратора (корпуса)	$D_k = 1,8$ м
Диаметр внутренней обечайки с насадкой	$D_{нас} = 1,2$ м
Высота слоя насадки	$H_{нас} = 0,8$ м
Диаметр трубок завихрителей	$d = 0.05$ м
Число трубок с завихрителем	$N = 250$ шт
Длина трубок	$H_{тр} = 0,3$ м
Высота корпуса сепаратора	$H_k = 2,8$ м
Эффективность сепаратора	$\eta = 98\%$

10.3. Модернизация теплотехнологической схемы с двумя газосепараторами

В данном разделе рассмотрен 2-й вариант: дросселирование проводят как перед первой, так и перед второй ректификационными колоннами с отбором газовой фазы в количестве 19-21 мас. % от поступившего оксида.

По второму варианту (рис. 10.2.) кубовую жидкость колонны 5, отбираемую по линии 16, дросселируют в емкость 17 с отбором газовой фазы по линии 18 в верхнюю часть колонны 19 с последующей подачей по линии 23 возвратной фракции ИПБ также на концентрирование, а кубовую часть –концентрированный гидропероксид - по линии 24, а затем – в производство фенола и ацетона.

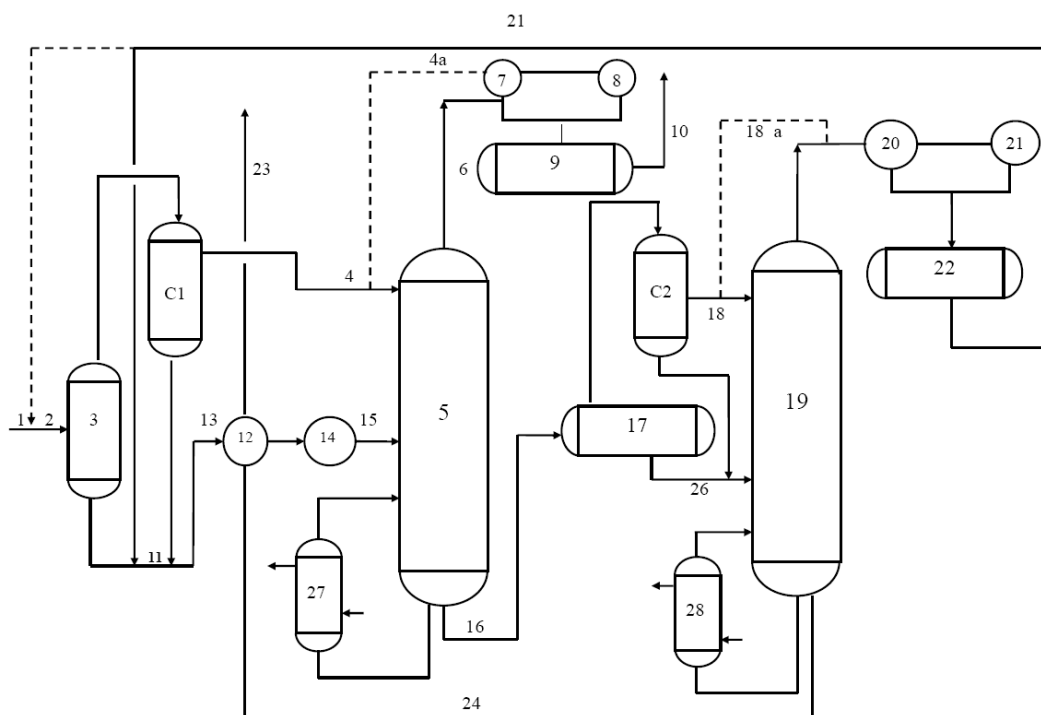


Рис. 10.2. Модернизация теплотехнологической схемы с двумя газосепараторами С-1 и С-2 [3].

Подвод дополнительного тепла или хладагента в колонны осуществляется подачей пара или воды в кипятильник 24 и 25 по первому, 27 и 28 по второму вариантам.

Представлены примеры при двух режимах концентрирования: с подачей на ректификацию оксидата с концентрацией гидропероксида изопропилбензола на уровне 20% масс., то есть полученному в «мягких» условиях окисления, с минимальным выходом побочных продуктов и с концентрацией гидропероксида изопропилбензола на уровне 28 мас. %, то есть с большей производительностью, но с более высоким выходом побочных продуктов.

Пример 3 (по предлагаемому способу, 2 вариант).

Концентрация ГПИПБ проводят по схеме, приведенной в примере 2, с тем отличием, что дросселированию подвергают и кубовую жидкость первой колонны с подачей газовой фазы в верхнюю часть второй ректификационной колонны или же непосредственно в конденсаторы второй колонны. Количество газовой фазы, подаваемой на первую колонну, при этом составляет 15% от поступившей фракции оксидата, на вторую колонну 20%.

Предложено после емкостей 3 и 17 установить разработанные газосепараторы С 1 и С 2.

На колоннах концентрирования выдерживают следующий режим, приведенной в таблице 10.4. [15].

Режим работы колонн табл. 10.4

Наименование показателей	Содержание ГПИПБ в оксидате	
	20 мас.%	28 мас.%
1 Колонна		
1	2	3
Расход оксидата, кг/ч	57700	57700
Газовая фаза после дросселирования, кг/ч	11420	11420

Продолжение табл. 10.4

1	2	3
Жидкая фаза после дросселирования, кг/ч	46280	46280
Отбор дистиллята на окисление, кг/ч	42300	37480
Отбор кубовой жидкости, кг/ч	15400	20220
Температура, °С		
Верха	66	66
Куба	88	90
Расход пара на кипятильник, т/ч	7,6	7,6
Давление в кубе, мм.рт. ст.	35	4
2 колонна		
Расход, кг/ч		
Газовая фаза после дросселирования, кг/ч	3230	3099
Жидкая фаза после дросселирования, кг/ч	12170	17121
Отбор дистиллята, кг/ч.	4420	4576
Отбор кубовой жидкости, кг/ч	10980	15644
Температура, °С		
дистиллята	66	66
Куба	92	94
Давление в кубе, мм.рт. ст.	4	4
Количества водяного пара, т/ч	0,9	0,9
Анализы, мас.%		
1 колонна		
Содержание ГПИПБ, мас.%		
В газовой фазе	1,79	2,36
В жидкой фазе	24,50	33,90
В дистилляте	3,00	3,75
В кубовой жидкости	73,30	78,60
2 колонна №17		
Содержание ГПИПБ, мас.%		
В дистилляте	3,80	3,62
В кубовой жидкости	92,00	92,10
В газовой фазе	2,50	3,90
В жидкой фазе	83,70	84,44

Концентрация ГПИПБ в готовом продукте в сравнении с существующим способом повышается по первому режиму на 2,1%, по второму на 2,46%. Конструктивные характеристики сепаратора представлены в табл. 10.5

Характеристики сепаратора С-2. Табл. 10.5.

Наименования оборудования	Показатели
Диаметр сепаратора (корпуса)	$D_k = 0,9$ м
Диаметр внутренней обечайки с насадкой	$D_{нас} = 0,6$ м
Высота слоя насадки	$H_{нас} = 0,7$ м
Диаметр трубок завихрителей	$d = 0.05$ м
Число трубок с завихрителем	$N = 120$ шт
Длина трубок	$H_{тр} = 0,3$ м
Высота корпуса сепаратора	$H_k = 2,2$ м
Эффективность сепаратора	$\eta = 98\%$

По данному способу выработка концентрированного ГПИПБ в перерасчете на 100% содержания основного вещества составляет соответственно при содержании ГПИПБ в оксадате на уровне 20 мас.% 10101 кг/ч, при содержании 28 мас.% 14408 кг/ч, по сравнению с существующим способом увеличения выработки составляет в среднем 12%. Расход водяного пара на колонны составляет 8,5 т/ч.

Сравнение основных показателей существующих и предлагаемых способов приведено в таблице 10.6 [3].

Показатели способов модернизации табл. 10.6

Показатели	Сущ-ий способ	Предлагаемые способы	
		1 вариант	2 вариант
		Одноступенчатое дросселирование	Двухступенчатое дросселирование
Нагрузка по оксидату, кг/ч	57700	57700	57700
Выработка ГПИПБ (на 100%), кг/ч			
При ее концентрации оксидате			
20 мас %	9046	10033	10101
28 мас. %	13069	14275	14408
Расход водяного пара, т/т ГПИПБ	9,6	8,7	7,5
Концентрация ГПИПБ в готовой гидроперекиси мас. %	89,0-89,9	91,6-91,9	91,0-92,1

Т.о., как одно -, так и двухступенчатое дросселирование оксидата позволит увеличить производительность установки по концентрированию гидропероксида кумола на 10-12%, поднять концентрацию ГПИПБ товарного продукта на 2 абс. % и снизить расход греющего водяного пара на 0,9-2,1 т/т гидропероксида, т.е. на 689-842 кВт на тонну продукции. Суммарная экономия составит около 46160 кВт на установку.

10.4. Энергосбережение при разделении углеводородных смесей на УМТ Сургутского ЗСК

Согласно проекту установка моторных и котельных топлив УМТ, входящая в состав комплекса производства топлив, предназначена для переработки смеси дезтанизованного стабильного газового конденсата и нефти Уренгойского месторождения в соотношении 9:1 с

получением компонента автобензина А-76, топлива ТС-1, широкофракционного дизельного топлива, котельного топлива. Год пуска установки – 1993.

Установка производства моторных топлив (рис. 10.3.), входящая в состав комплекса производства моторных топлив Сургутского завода стабилизации конденсата (ЗСК), предназначена для переработки стабильного конденсата, производимого на установках стабилизации конденсата, с получением фракций начала кипения (НК) – 70 °С – компонента автобензина, бензиновой фракции 85–160°С, керосиновой фракции 140–240 °С, дизельной фракции 140–340 °С, фракции > 340 °С – тяжелого остатка переработки.

Процесс получения базовых компонентов моторных топлив основан на следующих физических методах: ректификация и теплообмен. Процесс состоит из следующих стадий:

- нагрев и предварительное отбензинивание сырья;
- атмосферная перегонка;
- вторичная ректификация.

Различные варианты модернизации УМТ рассмотрены в работах [1,2,5,9,10,13,17,20,21].

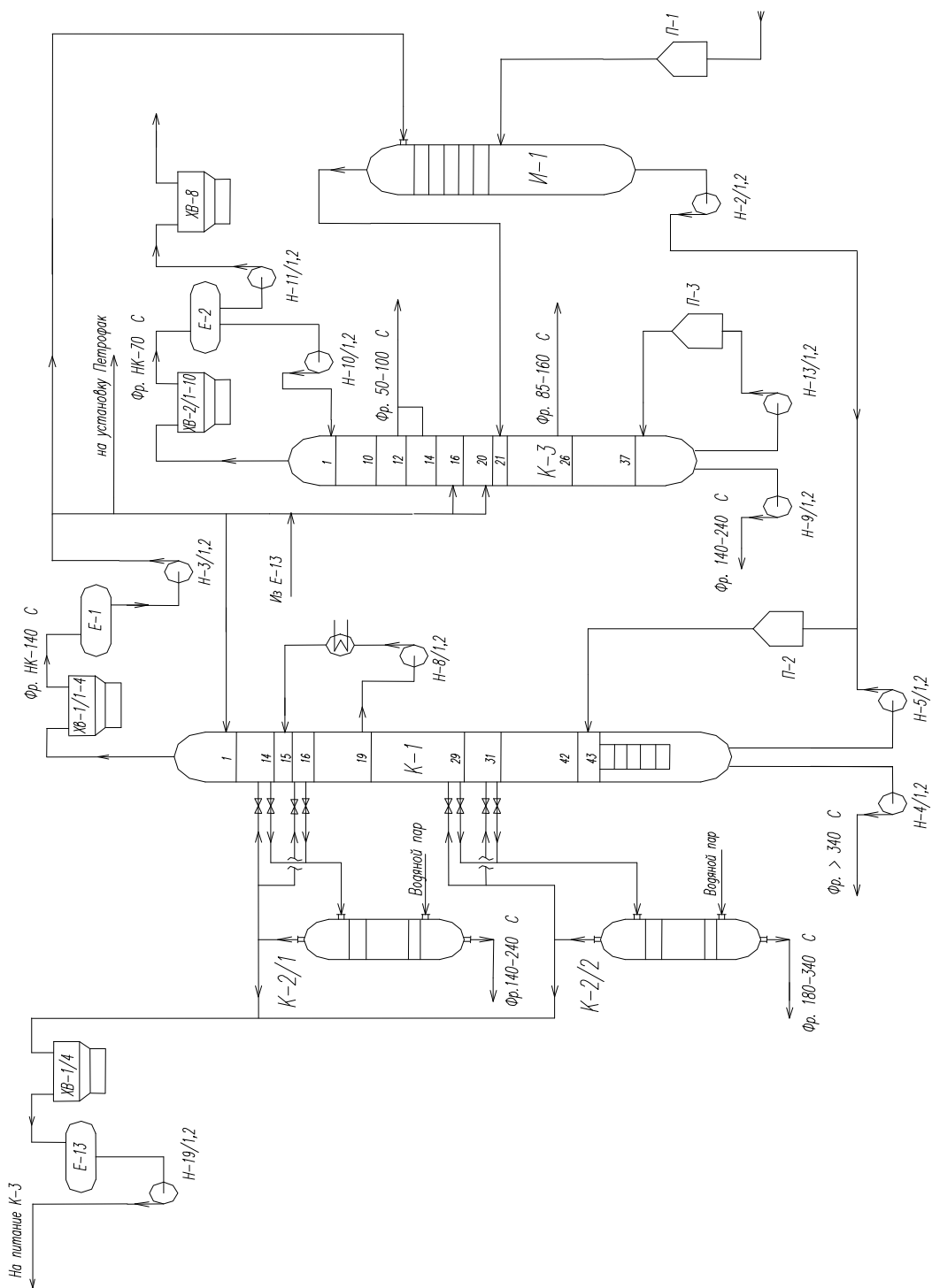


Рис. 10.3 Принципиальная технологическая схема УМТ [9].

Нагрев и отбензинивание исходного сырья. Для выделения основного количества бензиновой фракции принята схема с колонной предварительного испарения И–1, которая позволяет частично фракционировать испаренное сырье, что не только облегчает работу основной атмосферной колонны ректификации К–1 по паровому потоку, но и исключает вынос с парами фракций с температурой кипения выше 180 °С (компонента керосиновой фракции). В испарителе установлены шесть клапанных тарелок.

Паровая фаза – бензиновая фракция направляется в колонну вторичной ректификации К–3. Жидкая фаза из колонны И–1 направляется в сложную колонну К–1.

Атмосферная перегонка. Разделение нижнего продукта испарителя И–1 производится по пределам выкипания углеводородных фракций. Перегонка осуществляется методом однократного испарения с ректификацией в сложной колонне.

В атмосферной колонне, кроме верхнего (фракция (фр.) НК–140°С) и нижнего (фр. > 340°С) продуктов, отбираются два боковых погона (фр. 140–240°С и фр. 180–340°С). Разные секции атмосферной колонны имеют различные паровые и жидкостные нагрузки, различные флегмовые числа. Кроме того, в атмосферной колонне К–1 организовано циркуляционное орошение, что позволяет использовать тепло этого потока и улучшить энергетические показатели процесса.

Для снижения температуры кипения нижнего продукта и более полного отгона среднестиллятных фракций из остатка ректификацией в низ атмосферной колонны К–1 может подаваться перегретый водяной пар.

Давление в системе атмосферной перегонки принято из условий полной конденсации дистиллята, температура питания определена

условием обеспечения массовой доли отгона на уровне или несколько выше отбора суммы дистиллята и боковых погонов.

Вторичная ректификация. Разделение верхних продуктов испарителя И-1 и атмосферной колонны К-1 производится по пределам выкипания углеводородных фракций. Перегонка осуществляется методом однократного испарения с ректификацией в сложной колонне К-3.

В колонне ректификации К-3, кроме верхнего (фр. НК-70 °С) и нижнего (фр. 140-240 °С) продуктов разделения прямогонной бензиновой фракции предусмотрена возможность отбора двух боковых погонов (фр. 50-100 °С с 12-й тарелки и 85-160 °С с 26-й тарелки).

Исходные данные по УМТ

Производительность и диапазон работы. [9,20]

Производительность установки УМТ-1 величиной 420 м³/ч принята за номинальную и составляет 312,69 т/ч при заданной плотности 744,5 кг/м³.

Диапазон работы установки составляет 71,4 – 178,6 % от номинальной производительности, что соответствует 300 - 750 м³/ч.

Спецификация сырья.

Состав (ИТК) и характеристики сырья были приняты по данным ДП ТЮМЕННИИГИПРОГАЗ и представлены ниже. При этом принята во внимание информация по возможному изменению состава сырья.

Технические данные печей.

В соответствии с данными проектировщика установки УМТ-1 - института ЛЕНГИПРОНЕФТЕХИМ ниже приведена «полезная мощность» печей П-1, П-2 и П-3.

	П-1	П-2	П-3
Мощность, млн. Ккал/ч	35.0	29.0	18.0

Материальный баланс[7]

	Массовый расход, кг/ч	Выход сырью, масс	по %
Сырье колонны И-1	312690	100	
Пары бензина из колонны И-1 в К-3	185888		
Куб И-1 в К-1	186058		
Верх К-1 в Петрофак	12500	4	
Верх К-1 в И-1 (орошение)	59256		
Верх К-1 в К-3	23846.76		
Расход сдувок К-2/1 и К-2/2 из Е-13 в К-3	5512.7		
Отбор из куба К-2/1	44903.26	14.36	
Отбор из куба К-2/2	14342.97	4.59	
Отбор из куба К-1	25696.34	8.22	

Потоки колонны К-3.

Вариант 1. При отборе фракции 70 - 140°C с 14 тарелки

Питание К-3	215247.5	
Верх К-3 (НК - 70)	121316	38.8
Боковой отбор (70 - 140)	71249.96	22.78
Куб К-3	22681.46	7.25

Вариант 2. При отборе фракции 70 - 140°C с 25 тарелки

Питание К-3	215247.5	
Верх К-3 (НК - 70)	91433.07	29.24
Боковой отбор (70 - 140)	104248	33.34
Куб К-3	19567.73	6.25

Вариант 3. При отборе фракции 85 -180°С с 25 тарелки

Питание К-3	215247.5	
Верх К-3 (НК - 70)	74194.33	23.73
Боковой отбор (85 - 180)	136720.1	43.72
Куб К-3	4333.08	1.38

Рабочие условия**Колонна И-1**Профиль температуры, °С

Верх колонны	140
Низ колонны	153.7

Характеристики сырья на входе в И-1

Температура, °С	160
Давление (абс), кгс/см ²	3.6

Давление, кгс/см² (абс)

Верх колонны	3.5
Низ колонны	3.53

Холодное орошение из К-1

Расход масс, кг/ч	59256
Объемн. расход, станд м ³ /ч	79.44
Объемн. расход, факт.м ³ /ч	86.24
Температура, °С	89.3

Печь П-1

Расход масс., кг/ч	312690
Температура на входе, °С	107
Температура на выходе, °С	160
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	23.3

В таб. 10.7-10.8. представлены результаты, полученные в данной диссертационной работе, по расчету испарителя И-1 при различных нагрузках.

Таб. 10.7. Результаты расчета испарителя И-1 (нагрузка 420 м³/час)

Заданные составы, масс.доли.			
Компонент град.С	питание	дистиллят	куб. остаток
фрак.более360	0528	00001	.1040762
фрак.340-360	0072	00001	. 2.150076E-02
фрак.320-340	0077	.00001	2.143808E-02
фрак.300-320	.008	.00001	2.108339E-02
фрак.290-300	0032	00001	1.794842E-02
фрак.280-290	0073	.00001	0348534
фрак.270-280	.0056	.00001	3.039365E-02
фрак.260-270	.0072	00001	1.613643E-02
фрак.250-260	.0077	00001	.0214835
фрак.240-250	.0084	.00001	2.942251E-02
фрак.230-240	.0097	00001	3.316694E-02
фрак.220-230	0109	.00001	3.685009E-02
фрак.210-220	0128	.00001	3.143511E-02
фрак.200-210	.0116	.00001	4.685283E-02
фрак.190-200	.018	.00001	4.303689E-02
фрак.180-190	.0166	.00241	4.141898E-02
фрак.170-180	.0235	.006	4.652232E-02
фрак.160-170	.0292	.012	6.324645E-02
фрак.150-160	.0315	.0223	7.169756E-02
фрак.140-150	.0344	.0315	8.078956E-02
фрак.130-140	.0428	.0404	5.386432E-02
фрак.120-130	.0659	.0956	4.796241E-02
фрак.110-120	.0482	.0656	2.925352E-02
фрак.100-110	.0684	.1008	.0201761
фрак.90-100	.1221	.18394	.0151403
фрак.80-90	.0514	.0739	1.111241E-02
фрак.70-80	.0501	.0746	9.097845E-03
фрак.60-70	.0927	.1295	3.999562E-05
фрак.50-60	.0272	.037	0
фрак.40-50	.0123	.0169	0
фрак.25-40	.0806	.097	0
фрак.15-25	.0148	.0048	0
меньше15	.0098	.0056	0
Сумма концентраций	1	.9999999	1
Расходы, кг/ч	312690	144242.8	190478.2

Качество продуктов И - 1

объемные	Температура , град.С			
	Сырье УМГ		Верх	И-1
	ИТК	ГОСТ	ИТК	ГОСТ
01	0.119076	42.51225	7.469265E-02	38.42974
2	19.13098	51.41515	14.93845	44.78332
5	28.11105	54.64767	25.14929	48.61398
10	36.09539	57.93878	30.34985	50.88923
20	63.14233	76.80344	43.54052	57.40865
30	76.18175	88.75772	62.93135	62.80972
40	92.32227	95.96404	69.83274	74.04568
50	100.8454	101.8091	83.768	83.05265
60	118.1216	114.2663	93.7284	90.67476
70	136.8494	127.95	100.5616	95.20682
90	238.7653	223.0548	132.4008	124.3109
95	340.4062	286.5841	147.1392	137.1656
98	381.8403	324.1974	159.9678	148.182
Плотн. кг/м3	744.3384	744.3384	713.9797	713.9797

Качество продуктов И - 1

объемные	Температура , град.С			
	Сырье УМГ		Верх	И-1
	ИТК	ГОСТ	ИТК	ГОСТ
01	7.469265E-02	38.42974	2.222747	54.14007
2	14.93845	44.78332	38.45968	75.57384
5	25.14929	48.61398	62.3825	87.7861
10	30.34985	50.88923	76.25436	93.87786
20	43.54052	57.40865	95.26991	107.9649
30	62.93135	62.80972	108.0501	119.9858
40	69.83274	74.04568	124.3652	127.0495
50	83.768	83.05265	139.8959	137.1325
60	93.7284	90.67476	159.8038	154.6102
70	100.5616	95.20682	181.4041	170.8935
90	132.4008	124.3109	319.3724	291.0209
95	147.1392	137.1656	374.1526	337.7938
98	159.9678	148.182	389.6611	351.3961
Плотн. кг/м3	713.9797	713.9797	777.9155	777.9155

Число теоретических тарелок	2
Температура питания из П-1	160 град. С
Температура верха колонны	140.7216 град. С
Температура низа колонны	153.7137 град. С
Температура орошения из К-1	80 град. С
Расход орошения из К-1	59256 кг/ч
Расходы, кг/ч	питания 312690 верха = 185889.5 куба = 186056.5 = 2.646046E-03
Содерж. компон. 140-более 340 град. С в верху	
Содерж. компонент. 70-140 град. С в верху	= 0.2364309
Содерж. компонент. НК-70 град. С в кубе	= 0.3522625
Содерж. компонент. 70-140 град. С в кубе	= 0.3872601
Содерж. компонент. 140-более 240 град. С в кубе	= 0.175616
Колич. компонент. 140- более 340 град. С в верху	= 877.4556 кг/ч
Колич. компонент. 70-140 град. С в верху	= 78402.9 кг/ч
Колич. компонент. НК-70 град. С в кубе	= 122192.2 кг/ч
Колич. компонент. 70-140 град. С в кубе	= 134332.1 кг/ч
Колич. компонент. 140- более 240 град. С в кубе	= 60917.39 кг/ч
Полезная тепловая нагр. П-1	= 9.747358E+07 кДж/ч 2.328117E+07 ккал/ч
Приход тепла с орошением	= 1.00503E+07 кДж/ч 2400490 ккал/ч
Расход тепла с кубовым остатком И-1	= 6.32641E+07 кДж/ч 1.511037E+07 ккал/ч
Расход тепла с паром из И-1	1.168937E+08 кДж/ч 2.791958E+07 ккал/ч
$Q_D + Q_{kub} =$	1.801578E+08 кДж/ч 4.302995E+07 ккал/ч
$Q_{pitP1} + Q_{Lo} =$	1.07524E+08 кДж/ч 2.568166E+07 ккал/ч
Давление верха	= 3.5 кгс/см ²
Давление куба	= 3.527938 кгс/см ²
Унос жидкой фазы с тарелок И-1 при нагрузке 420 м ³ /час составляет 0,024 кг/кг, что является допустимой величиной.	

Результаты гидравлического расчета тарелки

2	1	Номер геор. тарелки
61.52468	60.55376	Расход жидкостит/ч
187.1873	185.8895	Расход пара т/ч
210.8103	210.188	Допустимый расход жидкости переливе т/ч
284.8357	284.3396	Сопротивлени е сухой тарелки Па
471.9628	470.6646	Сопротивлени е орошаемой тарелки Па
1.275513	1.266649	Фактор пара
029353	2.928453 E-02	Высота слоя светлой жидк Уости на тарелке
3929939	3902566	Скорость пара в колонне
2.460479 E-02	2.393722 E-02	Унос жид-ти с тарелки
0	0	Допустимая скорость пара в колонне
649.8529	648.5805	Плотность жидкости кг/м3
10.53412	10.53446	Плотность пара кг/м ³
1609763	.1602927	Динамическая вязкость жид-ти Па*с
1.111659 E-02	1.1067E-02	Динамическая вязкость пара mПа*с
3.345083 E-02	.0333853	Поверхностно е натяжение жидкости н/м
634.3245	628.8345	Энтальпия пара,
320.0786	313.4938	Энтальпия, жидкости
305.1974	308.5019	Теплота испарения

В таблицах 10.7. и 10.8. даны результаты расчета испарителя И-1 при максимальной проектной нагрузке – 750 м³/час.

Таб.10.8.Результаты расчета испарителя И-1 (нагрузка 750 м³/час).

Заданные составы, масс. доли.			
Компонент град. С	питание	дистиллят	куб. остаток
фрак.Более360	0,0528	0.00001	0.1040762
фрак.340-360	0,0072	0.00001	2.150076E-02
фрак.320-340	0,0077	0.00001	2.143808E-02
фрак.300-320	0,008	0.00001	2.108339E-02
фрак.290-300	0,0032	0.00001	1.794842E-02
фрак.280-290	0,0073	0.00001	0.0348534
фрак.270-280	0,0056	0.00001	3.039365E-02
фрак.260-270	0,0072	0.00001	1.613643E-02
фрак.250-260	0,0077	0.00001	0.0214835
фрак.240-250	0,0084	.00001	2.942251E-02
фрак.230-240	0,0097	.00001	3.316694E-02
фрак.220-230	0,0109	0.00001	3.685009E-02
фрак.210-220	0,0128	0.00001	3.143511E-02
фрак.200-210	0,0116	0.00001	4.685283E-02
фрак.190-200	0,018	0.00001	4.303689E-02
фрак. 180-190	0,0166	0.00241	4.141898E-02
фрак.170-180	0,0235	0.006	4.652232E-02
фрак.160-170	0,0292	0.012	6.324645E-02
фрак.150-160	0,0315	0.0223	7.169756E-02
фрак.140-150	0,0344	0.0315	8.078956E-02
фрак.130-140	0,0428	0.0404	5.386432E-02
фрак.120-130	0,0659	0.0956	4.796241E-02
фрак.110-120	0,0482	0.0656	2.925352E-02
фрак.100-110	0,0684	0.1008	0.0201761
фрак.90-100	0,1221	0.18394	0.0151403
фрак.80-90	0,0514	0.0739	1.111241E-02
фрак.70-80	0,0501	0.0746	9.097845E-03
фрак.60-70	0,0927	0.1295	3.999562E-05
фрак.50-60	0,0272	0.037	0
фрак.40-50	0,0123	0.0169	0
фрак.25-40	0,0806	0.097	0
фрак.15-25	0,0148	.0048	0
Меньше15	0,0098	0.0056	0
Сумма конц.	1	0.9999999	1
Расходы, кг/ч	312690	144242,8	190478,2

Качество продуктов И - 1

объемные	Температура , град.С			
	Сырье УМТ		Верх И-1	
	ИТК	ГОСТ	ИТК	ГОСТ
01	0.119076	42.51225	7.46926E-02	38.42974
2	19.13098	51.41515	14.93845	44.78332
5	28.11105	54.64767	25.14929	48.61398
10	36.09539	57.93878	30.34985	50.88923
20	63.14233	76.80344	43.54052	57.40865
30	76.18175	88.75772	62.93135	62.80972
40	92.32227	95.96404	69.83274	74.04568
50	100.8454	101.8091	83.768	83.05265
60	118.1216	114.2663	93.7284	90.67476
70	136.8494	127.95	100.5616	95.20682
90	238.7653	223.0548	132.4008	124.3109
95	340.4062	286.5841	147.1392	137.1656
98	381.8403	324.1974	159.9678	148.182
Плотн. кг/м3	744.3384	744.3384	713.9797	713.9797

Качество продуктов И - 1

объемные	Температура , град.С			
	Сырье УМТ		Верх И-1	
	ИТК	ГОСТ	ИТК	ГОСТ
01	7.4692E-02	38.42974	2.222747	54.14007
2	14.93845	44.78332	38.45968	75.57384
5	25.14929	48.61398	62.3825	87.7861
10	30.34985	50.88923	76.25436	93.87786
20	43.54052	57.40865	95.26991	107.9649
30	62.93135	62.80972	108.0501	119.9858
40	69.83274	74.04568	124.3652	127.0495
50	83.768	83.05265	139.8959	137.1325
60	93.7284	90.67476	159.8038	154.6102
70	100.5616	95.20682	181.4041	170.8935
90	132.4008	124.3109	319.3724	291.0209
95	147.1392	137.1656	374.1526	337.7938
98	159.9678	148.182	389.6611	351.3961
Плотн.кг/м3	713.9797	713.9797	777.9155	777.9155

Число теоретических тарелок	2
Температура питания на входе П-1	107град.С
Температура из П-1	160град.С
Температура верха колонны	140.7216 град.С
Температура низа колонны	153.7137 град.С
Температура орошения из К-1	80 град.С
Расход орошения из К-1	59256 кг/ч
Расходы, кг/ч	Питания=312690 верха =185889.5 куба =186056.5 = 3,023922E-03
Содерж. компон. 140-более 340 град. С в верху	= 0.2388456
Содерж. компонент. 70-140град. С в верху	=0,3444584
Содерж. компонент. НК-70град. С в кубе	= 0.3805611
Содерж. компонент. 70-140град. С в кубе	=0.1825374
Содерж. компонент. 140-более240 град. С в кубе	=562,1152 кг/ч
Колич. компонент. 140-более 340 град. С в верху	=44398,899 кг/ч
Колич. компонент. 70-140град. С в верху	=64088,73 кг/ч
Колич. компонент. НК-70 град. С в кубе	= 70805,87 кг/ч
Колич. компонент. 70-140 град.С в кубе	= 33962,279 кг/ч
Колич.компон. 140-более 240 град.С в кубе	
Полезная тепловая нагр. П-1	= 9.747358E+07 кДж/ч 2.328117E+07 ккал/ч
Приход тепла с орошением	= 1.005037E+07 кДж/ч 00490 ккал/ч
Расход тепла с кубовым остатком И- 1	= 6.32641E+07 кДж/ч 1.511037E+07 ккал/ч
Расход тепла с паром из И-1	=1.168937E+08 кДж/ч 2.791958E+07 ккал/ч
QD + Qkub	=1.801578E+08 кДж/ч 4.302995E+07 ккал/ч
QpitP1 + QLo =	1.07524E+08 кДж/ч 2.568166E+07 ккал/ч
Давление верха	= 3.5 кгс/см ²
Давление куба	= 3.527938 кгс/см ²

Результаты гидравлического расчета тарелки

2	1	Номер теор. тарелки
124,3486	122,5494	Расход жидкости т/ч
334,1799	331,6102	Расход пара т/ч
210687	210.144	Допустимый расход жидкости переливе т/ч
329,2056	328,6181	Сопротивление сухой тарелки Па
613,782	606,3502	Сопротивление орошаемой тарелки Па
2,276018	2,259814	Фактор пара
4,465613 E-02	4,365702 E-02	Высота слоя светлой жидкости на тарелке
0,700911 6	0,696321 5	Скорость пара в колонне
0,209441 5E-02	0,203809 7 E-02	Унос жидкости с тарелки
0	0	Допустимая скорость пара в колонне
649,6043	648,5805	Плотность жидкости кг/м ³
10,54447	10,53446	Плотность пара кг/м ³
0,160800 8	0,160267 5	Динамическая вязкость жидкости Па*с
1,110671 E-02	1,106242 5E-02	Динамическая вязкость пара mПа*с
3,343802 E-02	3,338062 E-02	Поверхностное натяжение жидкости н/м
633,3258	628,8345	Энтальпия пара
318,9198	312,4938	Энтальпия, жидкости
305,1848	308,7959	Теплота испарения

Как следует из расчетов унос жидкой фазы при максимальной нагрузке $750 \text{ м}^3/\text{час}$ составляет $0,2 \text{ кг/кг}$ (20%), что является недопустимой величиной и создает повышенный расход энергии. Поэтому после испарителя необходима установка сепаратора (рис. 10.4).

Сепаратор предотвратит попадание жидкой фазы с верха И-1 в колонну К-3. Это обеспечит экономию тепловой энергии 5500 кВт .

Конструктивные характеристики сепаратора С-1 в табл. 10.9.

Табл. 10.9

Наименования оборудования	Показатели
Диаметр сепаратора (корпуса)	$D_k = 2,2 \text{ м}$
Диаметр внутренней обечайки с насадкой	$D_{\text{нас}} = 1,5 \text{ м}$
Высота слоя насадки	$H_{\text{нас}} = 2,0 \text{ м}$
Диаметр трубок завихрителей	$d = 0,05 \text{ м}$
Число трубок с завихрителем	$N = 400 \text{ шт}$
Длина трубок	$H_{\text{тр}} = 0,35 \text{ м}$
Высота корпуса сепаратора	$H_k = 4,3 \text{ м}$
Эффективность сепаратора	$\eta = 97\%$

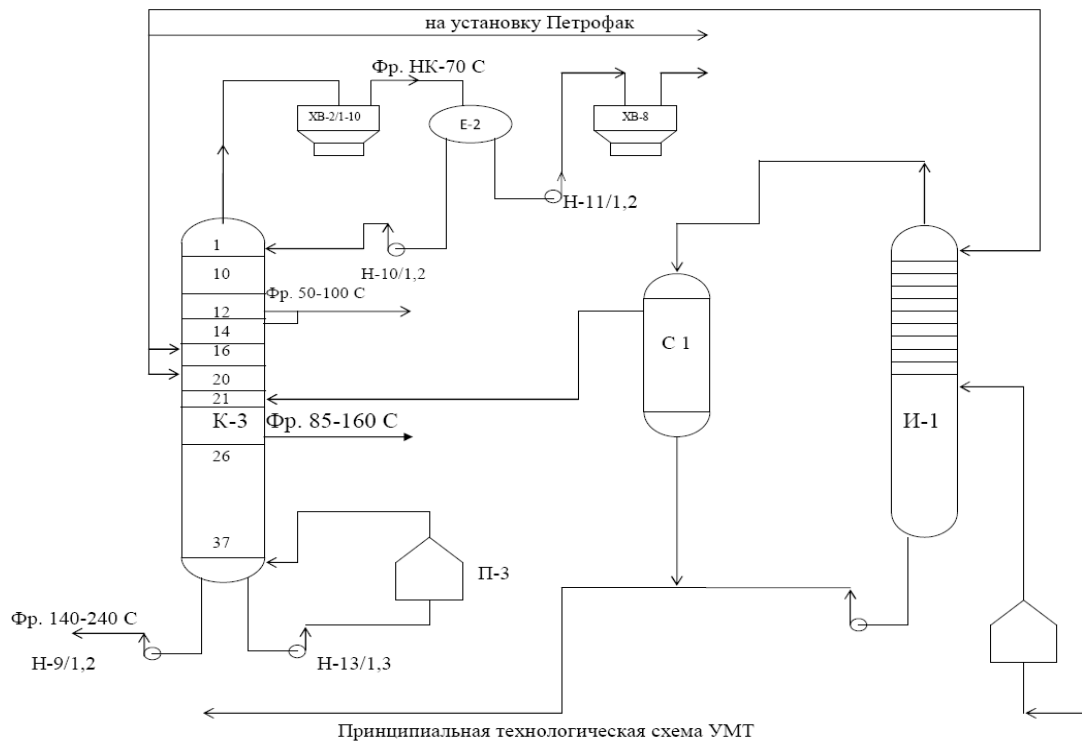


Рис. 10.4. Модернизация схемы УМТ с использованием газосепаратора С-1.

Используемая литература

1. Афанасьев И.П. Энергосбережение в промышленной теплотехнологической установке при получении компонентов нефтяных топлив.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2006.
2. Баглай В.Ф. Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГТУ, 1997.
3. Башаров М.М., Тараскин М.М. Энергосбережение при концентрировании гидропероксида изопропилбензола в производстве фенола и ацетона // Вестник КГЭУ, №1, 2012, с. 13-17.
4. Гусева Е.В. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки деметанизации в производстве этилена.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2005.
5. Ишмурзин А.В. Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья.: Дис. ... канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2002.
6. Кудряшов В.Н. ОАО «Казаньоргсинтез»: вчера, сегодня, завтра // Передовые технологии и перспективы развития ОАО «Казаньоргсинтез»: материалы междунар. юбилейной науч.-практич. конф. – Казань, 2008. – С. 9-11.
7. Лаптев А.Г., Николаев Н.А., Башаров М.М. Методы интенсификации и моделирование тепломассообменных процессов. - М.: «Теплоэнергетик», 2011.-288с.
8. Лаптев А.Г., Гусева Е.В., Фарахов М.И. Очистка газов от масляных туманов и повышение эффективности теплообменных аппаратов // Научно-технический и общественно-информационный журнал «Энергосбережение в РТ». – 2004. – № 1-2 (15-16). – С. 77-79.

9. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизация теплообменных установок в нефтехимии в 2-х частях. – Казань: Изд-во Казанск. энергетического ун-та, 2010.
10. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. – Казань: Печатный двор, 2002.
11. Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. Казань: КГЭУ, 2006.
12. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. – Казань: Печатный двор, 2003.
13. Мальковский П.А. Совершенствование технологий и аппаратов переработки газовых конденсатов. Дис.д-ра техн. наук –Казань, 2003 – 378 с.
14. Миндубаев Р.Ф. Повышение энергетической эффективности теплообменной установки разделения пирогаза за счет очистки газов – теплоносителей от аэрозольных частиц: Дис. ...канд. техн. наук. Казань: КГЭУ, 2003.
15. Патент на изобретение № 234864 от 25.06.2007 В.В. Коваленко, В.Н. Кудряшов, М.М. Башаров и др. Способ концентрирования гидропероксида изопропилбензола (производство фенола). Опубликовано 10.03.2009.
16. Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галустов, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько. – М.: Энергоатомиздат, 2002.
17. Фарахов М.И. Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса.: Дис. ... док. техн. наук. Казань: КХТИ, 2009.

18. Фарахов М.И., Лаптев А.Г. Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ: обзор // Труды Академэнерго. – 2008. – № 1. – С. 60-72.
19. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Гусева Е.В. Энергосбережение на установке деметанизации в производстве этилена // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2005. – № 9-10. – С. 84-89.
20. Ясавеев Х.Н. Модернизация установок переработки углеводородных смесей / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2004.
21. Ясавеев Х.Н. Повышение эффективности комплекса установок переработки газовых конденсатов.: Дис. ... д-ра техн. наук. Казань: КГТУ, 2004.

ГЛАВА 11

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ УЗЛА ОХЛАЖДЕНИЯ ПИРОГАЗА НА УСТАНОВКЕ ГАЗОРАЗДЕЛЕНИЯ В ПРОИЗВОДСТВАХ ЭТИЛЕНА*

11.1. Описание технологического узла охлаждения пирогаза и очистки воды в производстве этилена

Узел водной промывки пирогаза предназначен для охлаждения и отмывки пирогаза от кокса и смолы, а также для отстоя и отделения химически загрязненной воды от пиролизных смол с последующим ее охлаждением перед подачей вновь в колонну на промывку пирогаза.

На ОАО «Казаньоргсинтез» завода «Этилен» на установке Э-200 пирогаз от печей пиролиза и испарительно-закалочных аппаратов с температурой 380–400 °С и давлением 0,6–0,8 кгс/см² поступает в колонну водной промывки К-201 и движется противотоком для закаливания воды (рис. 11.1) [1,2].

На входе в колонну пирогаз охлаждается циркуляционной водой (ЦВ), подаваемой насосом на впрыск, до температуры 100–105 °С.

Колонна водной промывки пирогаза К-201 имеет 7 уголковых и 7 клапанных тарелок. Уголковые тарелки расположены в нижней части колонны. Пирогаз, проходя через эти тарелки, отмывается от кокса и смол циркуляционной водой, поступающей в среднюю часть колонны.

Клапанные тарелки расположены в верхней части колонны. На этих тарелках происходит дополнительная отмывка пирогаза от смол и кокса и охлаждение до 45 °С циркуляционной водой, поступающей в верхнюю часть колонны.

*В работе принимал участие аспирант М.В. Саитбаталлов

Охлажденный и сжищенный пирогаз с температурой 40–45°C и давлением 0,5–0,6 кгс/см² направляется на всос пирогазовых компрессоров цеха газоразделения.

В колонне К-201 пар, легкие и тяжелые смолы, кокс, поступающие с пирогазом, конденсируются и стекают в куб колонны. Далее из кубовой части закалочной колонны направляются в отделитель закалочной воды – отстойник Е-203. В Е-203 имеется три отделения, где вода отделяется от углеводородов.

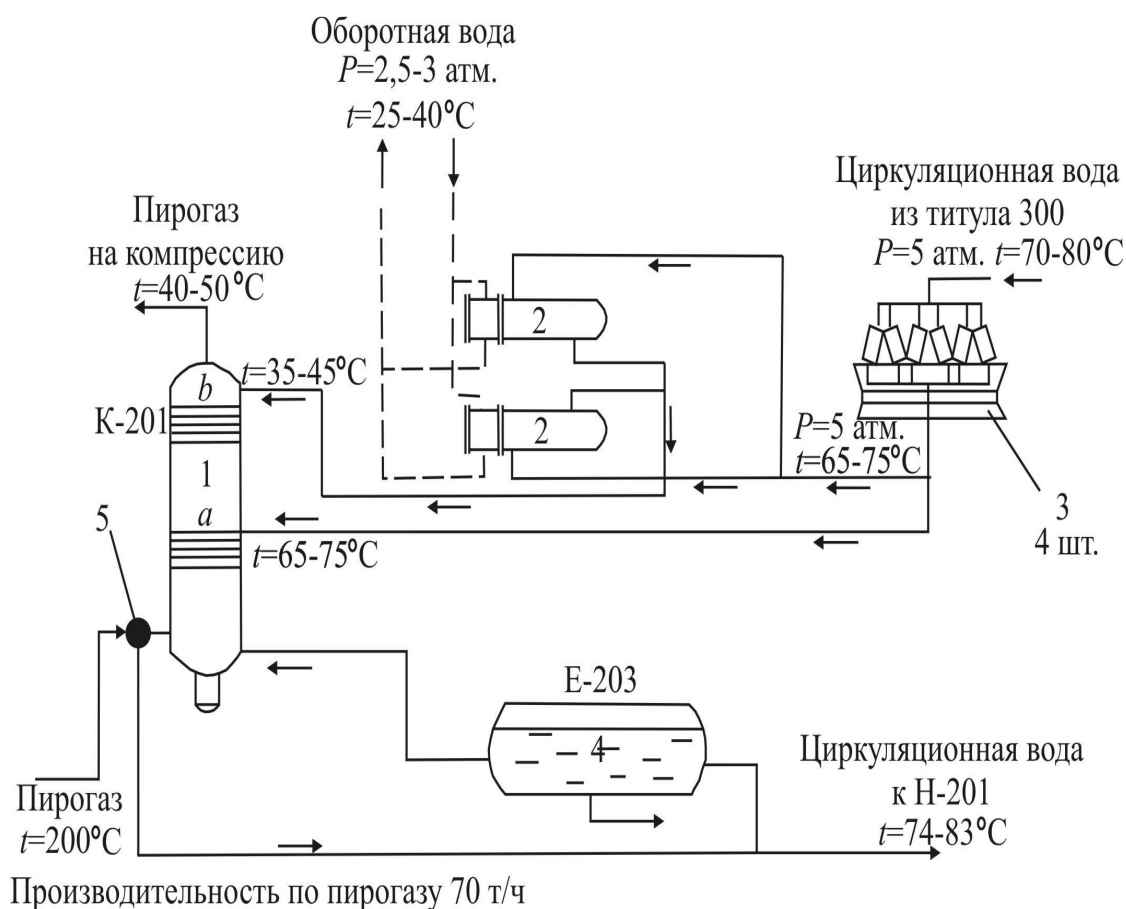


Рис. 11.1. Существующая схема охлаждения пирогаза в колонне К-201: 1 – колонна К-201; 2 – холодильник циркуляционной воды Т-203 а, б; 3 – холодильник циркуляционной воды Т-201 а, б, в, г; 4 – отстойник циркуляционной воды Е-203; 5 – устройство впрыска воды в поток пирогаза; а – нижняя секция колонны, состоящая из семи уголкового провальных тарелок; б – верхняя секция колонны, состоящая из семи колпачковых тарелок.

Очистка воды в пустотелом отстойнике малоэффективна и значительная часть химических загрязнений возвращается в колонну. Поэтому необходима модернизация действующего отстойника [3,4].

В табл. 11.1 представлены близкие к проектным расходы рабочих сред и температуры на входе и выходе колонны К-201.

Таблица 11.1. Расход рабочих сред и их рабочая температура

Показатели	На входе					На выходе	
	пирогаз	ЦВ перед К-201	ЦВ в верхней части К-201	ЦВ в средней части К-201	ЦВ впрыск	пирогаз	ЦВ
Расход, т/ч	47–79	64–70	138	520–550	22	47–79	
Температура, °С	98–108	46–64	35	65		35–40	70–80

11.2. Выбор оборудования модернизации колонны охлаждения пирогаза узла

Выбор контактных устройств для модернизации колонны К-201

Выбор конкретного типоразмера и размещения вида контактных насадочных устройств в колонне должен быть произведен исходя из массовой нагрузки по фазам.

Для нижней секции, принимающей основную нагрузку по охлаждению пирогаза и в то же время, наиболее опасной в плане захлебывания или засорения необходима насадка с высокой пропускной способностью и в то же время обладающей хорошими теплогидравлическими качествами. Этим требованиям в полной мере отвечает регулярная насадка *IRG* [5].

Характеристики регулярной насадки указаны в табл. 11.2 и 11.3

Таблица 11.2. Конструктивные характеристики насадки

Инжехим – IRG»

Материал насадки	Листовая сталь 0,25 мм марки 08Х18Н10Т
Высота гофра	15 мм
Угол наклона гофра	30°
Удельная поверхность	162, м ² /м ³
Удельный свободный объем	0,98, м ³ /м ³
Масса 1 м ³	160 кг

Таблица 11.3 Сравнительные характеристики

насадочных элементов

d_3 , мм	a_v , м ² /м ³	$V_{св}$, м ³ /м ³	ΔP	$D_{пж}$	ВЭТТ, м
22,5	147	0,83	100 %	100 %	100 %
24	162	0,98	1-2%	50-60 %	50-60 %

В верхняя секция колонны К-201 менее ответственна по тепловой и массовой нагрузке, однако к ней предъявляются повышенные требования по обеспечению качества орошения нижней секции и в то же время там позволительно задерживать фазы для обеспечения более полного обменного взаимодействия.

Таким образом рациональным вариантом может быть установка в верхнюю секцию нерегулярных насадок “Инжехим – 2000” (рис. 9.3 глава 9).

Технические характеристики насадки показаны в табл. 11.4.

Таблица 11.4 Технические характеристики насадки «Инжехим – 2000»

Номинальный размер, мм	Удельный свободный объем, м ³ /м ³			Удельная поверхность, м ² /м ³	ВЭТТ, м
	толщина металла, мм				
	0,3	0,5	1,0		
60	-	0,973	0,945	110	1,0-1,5
35	-	0,965	0,93	140	0,5-1,0
24	-	0,945	0,89	220	0,35-0,6
16	0,949	0,915	-	340	0,15-0,4

*Повышение качества оборотной циркуляционной воды путем
модернизации отстойника E203*

Отстойник E-203 выполняет основную роль по защите теплопередающих поверхностей теплообменников Т-203 и Т-201 от загрязнения дисперсной фазой тяжелых нефтепродуктов (в основном пиролизные смолы). Ввиду этого эффективность его работы напрямую влияет на энергетическую эффективность всего узла охлаждения колонны К-201.

Применяемые отстойники различных конструкций (горизонтальные, радиальные, вертикальные и др.) в большинстве случаев не обеспечивают требуемой степени очистки. В связи с этим актуально совершенствование конструкции отстойников.

Наиболее эффективным типом отстойников на сегодняшний день являются тонкослойные отстойники, обеспечивающие высокий уровень разделения при сравнительно небольших габаритах [2,4,6-8].

Принцип отстаивания в тонком слое заключается в том, что согласно современной теории моделирования отстойников для осаждения агрегатно-устойчивых взвешенных веществ в неподвижном объеме воды одинаковый эффект осветления достигается при равенстве соотношений:

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{t_1}{t_2}. \quad (11.1)$$

где h_1, h_2 – высота зоны осаждения, t_1 и t_2 – время осаждения.

Из этой формулы следует, что при уменьшении высоты осаждения в n раз продолжительность отстаивания сокращается во

столько же раз. Таким образом, отстаивание в тонком слое позволяет значительно сократить продолжительность очистки и тем самым уменьшить размеры отстойника при заданной производительности. К преимуществам тонкослойных отстойников перед другими их типами следует отнести: повышение эффекта удаления взвешенных примесей, особенно тонкодисперсных; сокращение объема отстойника на единицу производительности в несколько раз и, следовательно, снижение его материалоемкости; простота конструкции, отсутствие вращающихся частей; простота в эксплуатации; обеспечение достаточной стабильности течения жидкости и уменьшение возможности возникновения плотностных и температурных течений; возможность установки отстойника в помещении, что позволяет поддерживать более высокую температуру обрабатываемых вод.

Выбор типа тонкослойного отстойника определяется в первую очередь характером примесей, содержащихся в жидкости. Отстойники непрерывного действия с прямым наклоном блоков эффективны при очистке сточных вод, загрязненных преимущественно всплывающими примесями и сравнительно небольшим количеством тяжелых оседающих частиц. Напротив, отстойники с обратным наклоном блоков целесообразно применять для очистки сточных вод, в загрязнение которых преобладают оседающие вещества. Отстойники с комбинированным и поперечным наклоном блоков универсальны и пригодны для выделения всплывающих и оседающих примесей.

Исследования основных закономерностей процесса тонкослойного отстаивания, как правило, сводятся к определению влияния на показатели очистки таких параметров, как продолжительность пребывания воды в отстойнике, толщина слоя жидкости, угол наклона тонкослойных элементов, начальная

концентрация взвешенных примесей, температура, рН среды, доза коагулянта и др.

Эффект удаления взвешенных веществ в зависимости от продолжительности очистки и характера примесей в большинстве случаев достигает 90-95 % при начальном содержании взвешенных веществ от 0,2-0 до 10-15 г/л. Рекомендуемая скорость потока жидкости в тонкослойных элементах от 1 до 8 мм/с. Расстояние между пластинами в тонкослойном пластинчатом отстойнике – от 20 до 150-200 мм. Оптимальная величина этого расстояния зависит от концентрации и характера загрязнений и требует в каждом случае уточнения. Величина этого параметра влияет на расчетную длину тонкослойного элемента.

Изучение гидродинамики тонкослойного отстаивания показало, что полидисперсный состав твердой фазы суспензии является основной причиной возникновения в потоке градиента концентрации, причем величина местного гидравлического сопротивления больше в нижней части наклонного элемента. В результате осаждения взвеси происходит деформация потока с перемещением максимальных скоростей в верхнюю часть элемента и образование поверхностного течения в виде тонкого слоя осветленной воды. Установлено, что движение осадка по поверхности пластины является волновым и влияет на устойчивость ламинарного течения основного потока суспензии. Вместе с тем, следует отметить, что до настоящего времени не разработана единая теория гидродинамики тонкослойных отстойников.

При турбулентном движении жидкости с дисперсной фазой используется математическая модель [6].

Сложным аспектом улавливания тяжелых нефтепродуктов (пиролизных и крекинговых смол, асфальтенов, карбоидов и др.)

является способность их образовывать трудноочищаемые плотные осадки.

Подобные плотные отложения особенно опасны для тонкостенных отстойников поскольку способны сужать проходное сечение каналов ускоряя поток и препятствуя, тем самым, осаждению дисперсной фазы.

Безопасная с точки зрения экологии утилизация таких отходов (как правило III класс опасности) также представляет проблему.

Собственно утилизация образующихся нефтеотходов начинается уже с этапа их извлечения из резервуаров при очистке, так как в зависимости от способа очистки на выходе получают нефтепродукты с разными характеристиками. Применяются ручной и химико-механизированный способы очистки, которые обычно комбинируются. Механизированный способ основан на гидродинамическом воздействии струи моющей жидкости на осадок. В результате химического и физического воздействия осадок отрывается от поверхности и создаёт смесь с моющей жидкостью, которая поступает на утилизацию. Различия в технологиях извлечения осадков состоят главным образом в виде размывающего устройства и типе моющей жидкости.

Эффективность работы тонкослойного отстойника зависит от конструкции его отдельных узлов: устройства подвода и распределения жидкости, тонкослойных блоков (модулей), устройств для отвода осветленной жидкости, сбора и удаления осадка. Для равномерного распределения исходной жидкости по сечению тонкослойного блока особое значение имеет конструкция водораспределительного устройства (узла подвода).

Для определения значений величин максимальной и минимальной скорости движения жидкости в различных конструкциях тонкослойных отстойников получены формулы (табл. 11.4) [9].

Таблица 11.4. Формулы для определения значений величин максимальной и минимальной скорости движения жидкости в различных конструкциях тонкослойных отстойников

Параметр	Тонкослойные отстойники с наклоном элементов			
	продольным			Поперечным
	трубчатые		Пластинчатые	
	прямоугольного сечения	Круглого сечения		
$Re_{\text{опт}}$	$\frac{v \cdot H \cdot b}{2 \cdot v \cdot (H + b)} < 500$	$\frac{v \cdot H}{4 \cdot v} < 500$	$\frac{v \cdot H}{2 \cdot v} < 500$	
v_{max}	$1000 \cdot v \cdot \left(\frac{1}{b} + \frac{1}{H} \right)$	$\frac{2000 \cdot v}{H}$	$\frac{1000 \cdot v}{H}$	
v_{min}		$10 \cdot [u] \cdot \cos \alpha + u \cdot \sin \alpha$	$\frac{H}{[u] \cdot \cos \beta}$	

В таблице b – ширина тонкослойного элемента; u – гидравлическая крупность частиц; α – угол продольного наклона тонкослойных элементов; β – угол поперечного наклона тонкослойных элементов.

Для тонкослойных элементов горизонтальных и радиальных отстойников скорость движения жидкости рекомендуется принимать $v = 2 \div 10$ м/с, а для отстойников с восходяще-нисходящими течениями жидкости $v = 2 \div 5$ мм/с.

Расчетная длина L тонкослойных элементов может быть определена по формуле:

$$L = \frac{H \cdot v}{\cos \alpha \cdot u}. \quad (11.2)$$

Гидравлическую крупность частиц следует определить экспериментально путем осаждения взвесей в покое в слое жидкости, равной высоте их осаждения в тонкослойных элементах.

Для модернизации отстойника Е 203 предлагается установить внутри корпуса специальные сепарирующие элементы. Сепарирующие пластины устанавливаются под некоторым углом и значительно повышают эффективность осаждения дисперсной фазы из циркуляционной воды в узле охлаждения пирогаза. Сепарирующие элементы разработаны и поставляются ИВЦ «Инжехим» [2,4].

Рассмотрим основные типы моющих жидкостей.

Разогретые легкие нефтепродукты. Для экономии энергии в них часто добавляют присадки. В энергочерметом была проведена работа по разработке способа очистки подземных резервуаров от отложений с применением активных присадок типа ВНИИ НП (ВНИИ НП-102 и ВНИИ НП-106, ВНИИ НП-200). Преимуществом такого способа является то, что моющие нефтепродукты, в частности мазут или керосин, стабилизированные присадкой, после размыва осадков могут быть использованы как топливо или сырье на предприятиях органического синтеза.

Водный раствор технических моющих средств (ТМС) на основе ПАВ: МЛ, Вега, БОК, О-БИС, Вега-ЧМ и т.д. В результате размыва образуется легко расслаивающаяся эмульсия. Образующаяся эмульсия собирается в специальный бачок, где разделяется на раствор и отмытые остатки. Преимуществами использования моющих препаратов являются: минимизация использования ручного труда во вредных условиях; отсутствие необходимости в предварительной пропарке резервуаров. В зависимости от совершенства моющего средства получается конечный продукт в виде тяжёлых нефтепродуктов с различной степенью

обводнённости, моющий раствор обычно может быть использован повторно. Современные ТМС при рыночной конкуренции должны удовлетворять требованиям:

- IV классу опасности;
- очищающая способность не ниже 90 %;
- деэмульгирующая способность через 20 минут, не ниже 80 %.

Осадки, извлечённые с помощью водорастворимых ТМС, могут быть использованы как топливо в смеси с мазутом, при приготовлении водно-топливных эмульсий в качестве стабилизирующих поверхностно-активных веществ, в химической промышленности в качестве исходного сырья и, наконец, в строительстве дорог.

Горячая вода и острый пар. Применение воды как моющего агента без моющих средств нежелательно. В этом случае затрудняется извлечение и нефтепродуктов из воды и их дальнейшая утилизация.

Выбор способа извлечения осадка зависит, как уже говорилось ранее, от способа утилизации получаемого нефтепродукта.

11.3. Поверочный расчет модернизированной колонны и оценка эффективности замены контактных элементов

Для поверочного расчета колонны с новыми контактными устройствами был выбран наиболее напряженный по массовой нагрузке режим. Нагрузка по паропирогазовой смеси составляет 117242 кг/ч при расходе чистого пирогаза 88610 кг/ч.

В результате расчетов было получено необходимое количество ступеней (для достижения теоретического предела охлаждения) для нижней секции колонны – 6, для верхней-7 [3,10].

Для нижней секции наиболее напряженным по условию захлебывания является низ, приходящийся на первые (по ходу

пирогаза) теоретические ступени разделения. В первом приближении, можно полагать там давление равным 169655 Па и температуру 75 °С. В этих условиях нагрузка по фазовым потокам будет: $G_H = 110$ т/ч, $L_H = 891$ т/ч; физические параметры теплоносителей: $\rho_{GH} = 1,1011$ кг/м³, $\rho_{LH} = 974,63$ кг/м³, $\mu_{LH} = 0,4$ мПа·с.

Фиктивная скорость газа в наиболее напряженном участке колонны:

$$\bar{u}_{ПН} = \frac{4G}{\rho_G \pi d_K^2}, \quad (11.3)$$

$$\bar{u}_{П} = 3,452 \text{ м/с.}$$

По условию работы в пленочном режиме, т.е. $0,15\bar{u}_3 > \bar{u}_{П}$, была выбрана блочная насадка *IRGc* со следующими характеристиками:

- удельная поверхность $a_v = 162$ м²/м³;
- удельный свободный объем $V_{св} = 0,98$ м³/м³;
- $d_3 = 24$ мм.

Плотность орошения в наиболее напряженном участке нижней секции колонны $q_{орН} = 113,8$ м³/(м²·ч). Турбулентное число $Re_L = 1900$

. Толщина пленки жидкости составит $\delta_{П} = 3,1 \cdot 10^{-4}$ м.

Для верхней секции также наиболее напряженным по условию захлебывания являются первые (по ходу пирогаза) теоретические ступени разделения (низ). В первом приближении получено давление равным 166713 Па и температура 44 °С. В этих условиях нагрузка по фазовым потокам будет: $G_H = 92,7$ т/ч, $L_H = 253$ т/ч; физические

параметры теплоносителей: $\rho_{GH} = 1,2 \text{ кг/м}^3$, $\rho_{LH} = 991 \text{ кг/м}^3$, $\mu_{LH} = 0,6 \text{ мПа}\cdot\text{с}$.

Фиктивная скорость газа в наиболее напряженном участке колонны - $\bar{u}_H = 2,7 \text{ м/с}$.

По условию, работы в пленочном режиме выбрана неупорядоченная насадка «Инжехим», типоразмер 60, со следующими характеристиками 5]:

- удельная поверхность $a_v = 68,6 \text{ м}^2/\text{м}^3$;
- удельный свободный объем $V_{св} = 0,974 \text{ м}^3/\text{м}^3$;
- $d_3 = 56,8 \text{ мм}$.

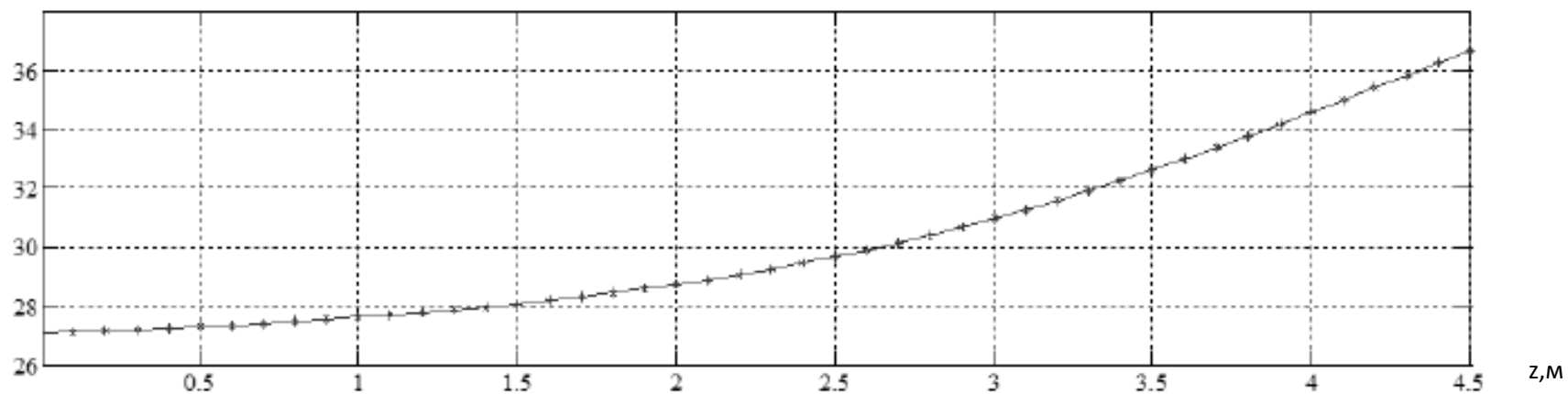
Плотность орошения в наиболее напряженном участке нижней секции колонны $q_{орн} = 31,722 \text{ м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{ч})$. Турбулентное число $Re_L = 848$. Толщина пленки жидкости согласно составит $\delta_H = 2,67 \cdot 10^{-4} \text{ м}$.

Расчет узла охлаждения представленного в систематизированном виде. Однако при использовании в расчетных блоках дифференциальных уравнений первостепенное значение будут иметь параметры входящих потоков (для задания граничных условий).

При расчете элементов 1(а) и 1(б) с помощью дифференциальных уравнений интегрирование осуществлялось по ходу движения каждой фазы, при этом соответственно менялся знак источниковых членов R_{Pr} , R_{TG} , R_{TG} .

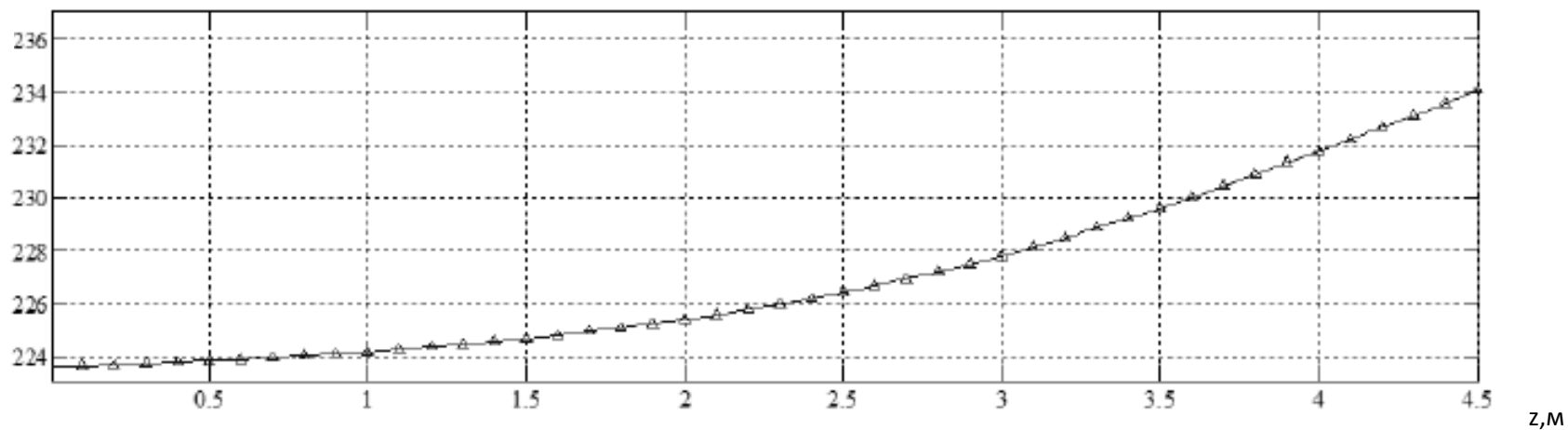
В качестве примера на рис. 11.2 –11.9 показаны расчетные профили основных фазовых характеристик работы насадочного слоя для режима под номером 10 в табл. 11.5 [5].

G, м/с



a)

L, м/с



b)

Рис. 11.2 Графики распределения газовой (a) и жидкой (b) фаз по высоте насадочного слоя (сверху вниз), нижняя секция

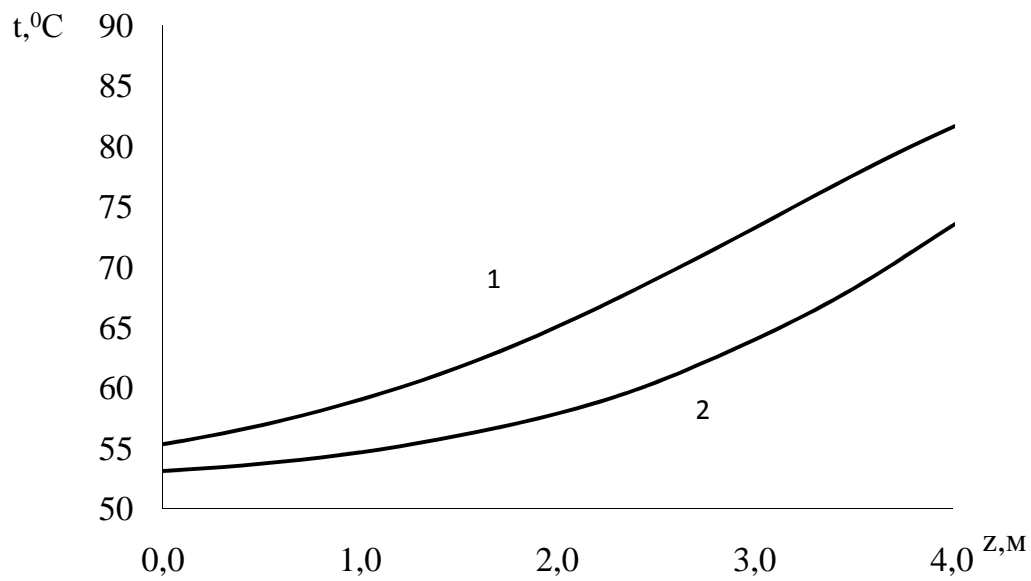


Рис. 11.3. График распределения температур газовой и жидкой фаз по высоте насадочного слоя (сверху вниз), нижняя секция.
1-температура пирогаза; 2-температура воды.

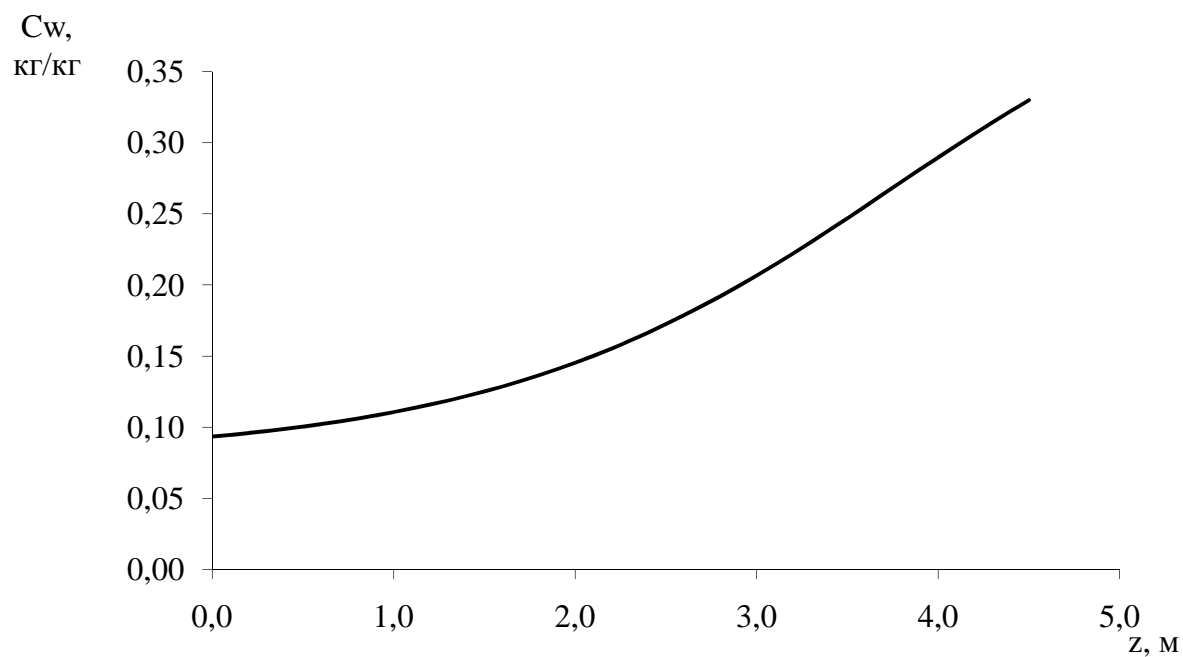


Рис. 11.4 График распределения концентрации паров воды в газовой фазе по высоте насадочного слоя (сверху вниз), нижняя секция

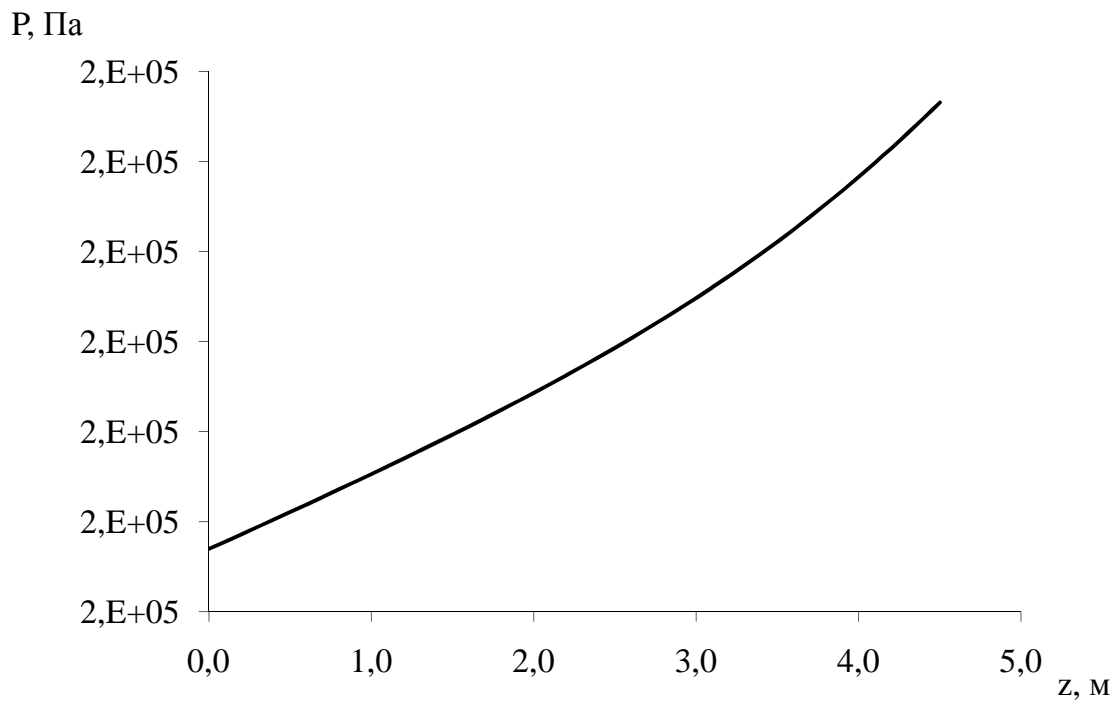
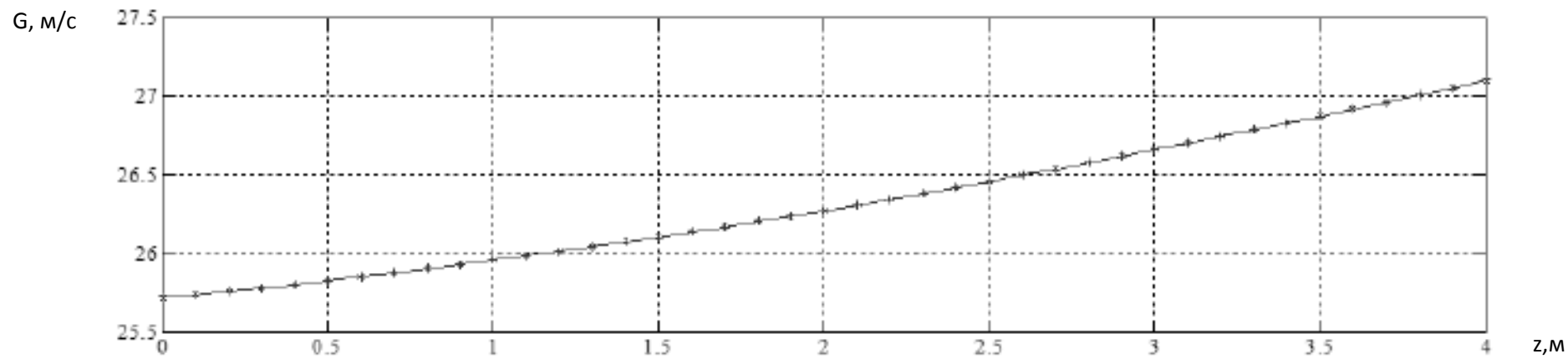
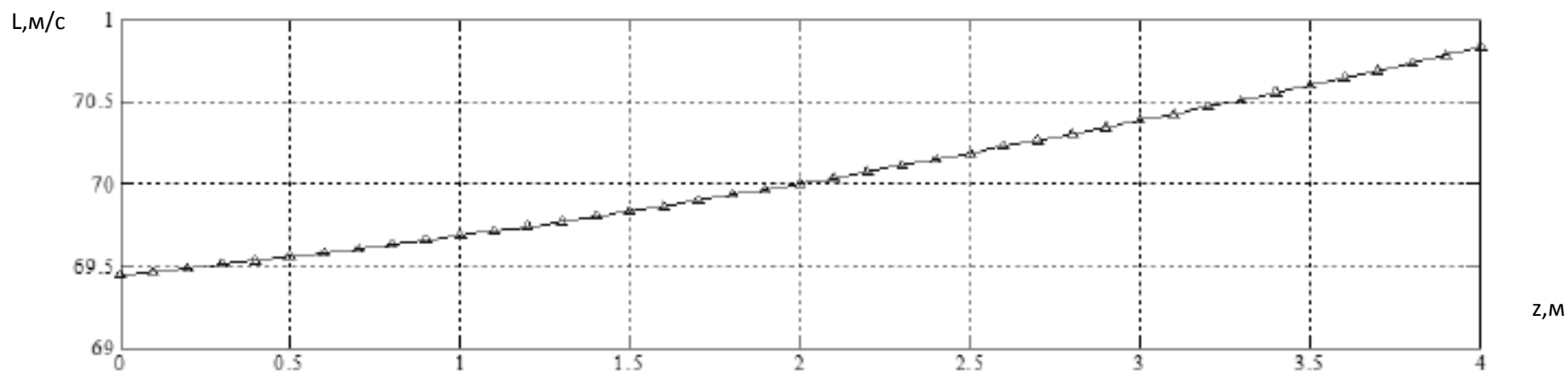


Рис.11.5 График распределения давления по высоте насадного слоя (сверху вниз), нижняя секция



a)



b)

Рис. 11.6 Графики распределения газовой (a) и жидкой (b) фаз по высоте насадочного слоя (сверху вниз), верхняя секция

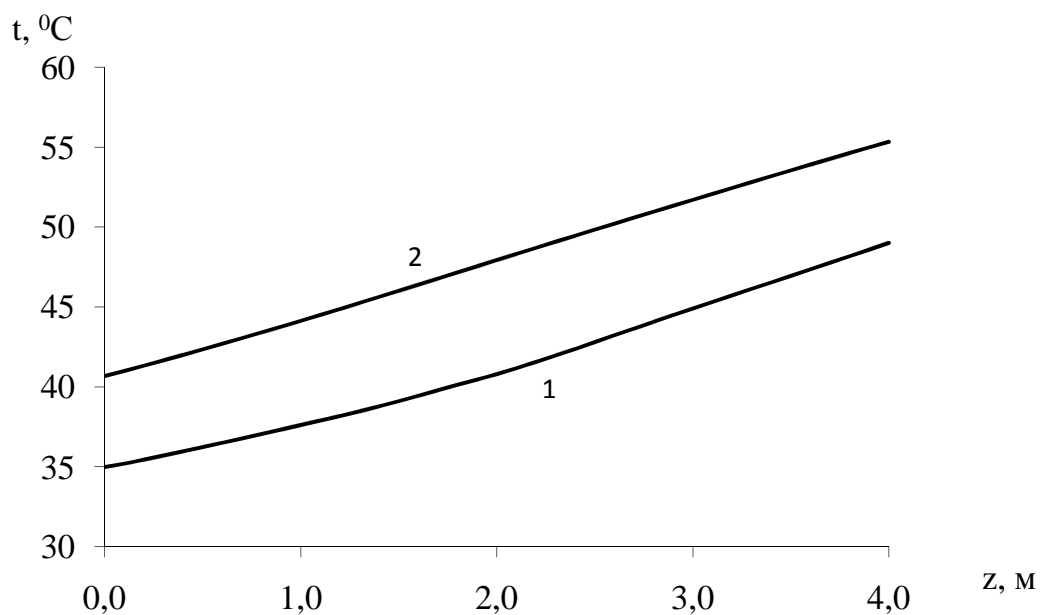


Рис. 11.7 График распределения температур газовой и жидкой фаз по высоте насадочного слоя (сверху вниз), верхняя секция. 1- температура воды; 2- температура пирогаза.

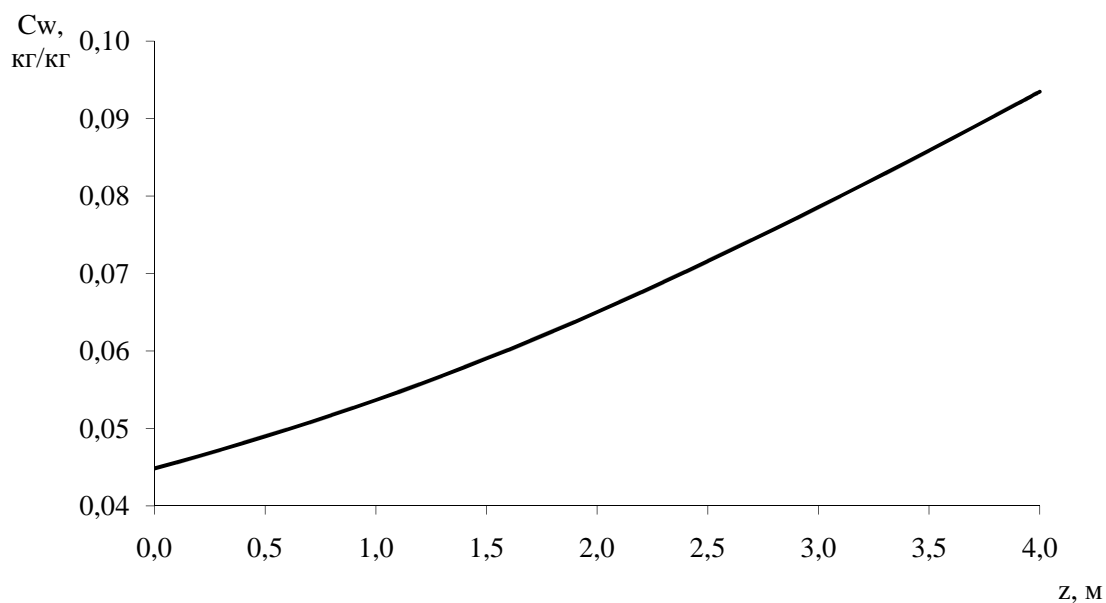


Рис. 11.8 График распределения концентрации паров воды в газовой фазе по высоте насадочного слоя (сверху вниз), верхняя секция

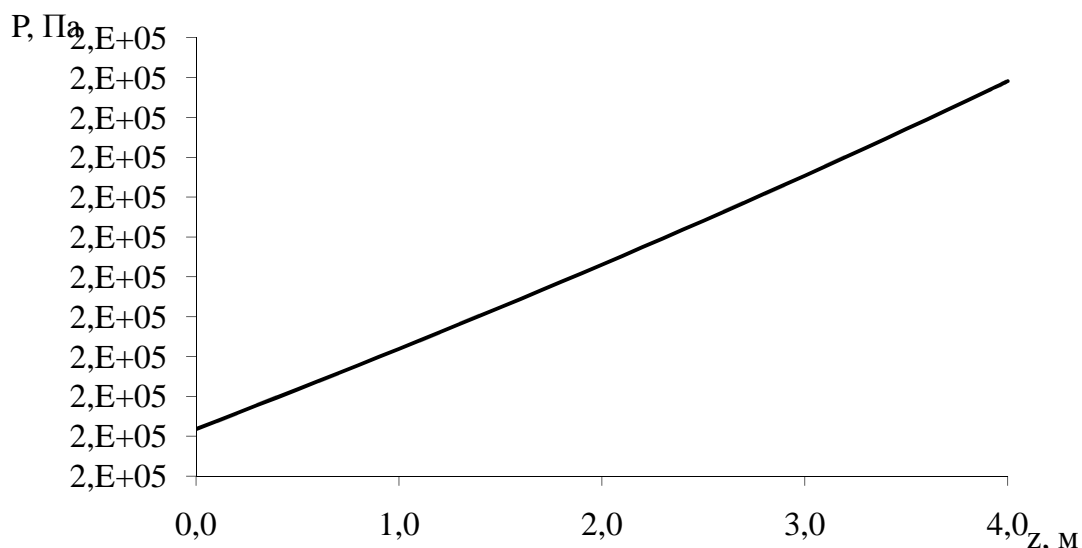


Рис. 11.9 График распределения давления по высоте насадочного слоя (сверху вниз), верхняя секция

На рис. 11.2-11.9 видно что, верхняя секция колонны не обеспечивает всей потенциально возможной глубины охлаждения – высота переноса, обеспечиваемая верхней секцией колонны, больше высоты насадочного слоя.

Макро- характеристики работы узла охлаждения до и после модернизации показаны в табл.11.5.

Как и ожидалось основным определяющим фактором (для температуры выходящего пирогаза) является температура охлаждающей воды, поступающей в нижнюю секцию. Однако, и при температуре в 55 °С достигается требуемый уровень охлаждения.

Расчеты показали, что установка новых контактных элементов способна снизить количество необходимой охлаждающей воды. Так температурный уровень выходящего пирогаза в самом невыгодном случае (п. 2 в табл. 11.5) лишь на 4 градуса хуже самого лучшего. Тогда как предварительные оценки, проведенные на модели колонны со

старыми контактными устройствами показали расхождение в 7-8 °С (табл. 11.10).

Сравнение эффективности работы узла охлаждения до и после модернизации проводилось исходя из его назначения – уменьшить количество энергии затрачиваемой на компримирование пирогаза. На основании этого в табл. 11.16 приведены значения необходимой энергии на сжатие одного килограмма пирогаза, выходящего из колонны до 38.233 атм. в идеальном адиабатическом компрессоре (самый энергозатратный вариант).

Эффект от модернизации узла охлаждения составляет 35-40 % при сравнении с вариантом под п. 13 в табл. 11.5 и 60% при сравнении с вариантом под п.1 4 в табл. 11.5

Таблица 11.5. Характеристика работы колонны до и после модернизации при различных параметрах охлаждения воды.

№	Нагрузка по пирогазу, т/ч	Расход воды, подаваемой в верхнюю секцию колонны К201, т/ч	Температура воды, подаваемой в верхнюю секцию колонны К201, °С	Расход воды, подаваемой в нижнюю секцию колонны К201, т/ч	Температура воды, подаваемой в нижнюю секцию колонны К201, °С	Температура пирогаза на выходе из колонны, С	Температура пирогаза на выходе из колонны при достижении теоретического предела охлаждения, °С	Массовая концентрация паров воды на выходе из колонны К201, кг/кг	Массовая концентрация паров воды на выходе из колонны К201 при достижении предела охлаждения, кг/кг	Давление на выходе из колонны охлаждения, Па	Количество отводимого тепла для достижения требуемого уровня охлаждения, кВт	Удельная энергия адиабатического сжатия пирогаза до 38,23 атм., кДж/кг
1	117	200000	35	550000	50	40,1	35,09	0,04344	0,0340	164554	28996	2169
2	117	200000	35	550000	55	43,1	37,01	0,05106	0,0378	164085	28313	2265
3	117	200000	35	600000	50	39,96	35,11	0,04302	0,0340	164585	29026	2165
4	117	200000	35	600000	55	42,73	37,16	0,04998	0,0381	164136	28400	2252
5	117	250000	35	450000	50	39,19	35,05	0,04125	0,0339	164547	29188	2144
6	117	250000	35	450000	55	41,25	35,04	0,04626	0,0339	164110	28738	2206
7	117	250000	35	500000	50	39,0	35,03	0,04087	0,0339	164618	29229	2138
8	117	250000	35	500000	55	40,9	35,03	0,04550	0,0339	164182	28816	2195
9	117	250000	35	550000	50	38,9	35,04	0,04065	0,0339	164637	29249	2136
10	117	250000	35	550000	55	40,7	35,05	0,04485	0,0339	164259	28861	2188
11	117	250000	35	600000	50	38,87	35,05	0,04050	0,0339	164642	29256	2135
12	117	250000	35	600000	55	40,6	35,05	0,04452	0,0339	164282	28883	2185
13	65	174000	42	510000	75	60	50,3	0,1189	0,082	159849	12554	3463
14	65	138000	53	520000	70	68	61,16	0,1538	0,13	159849	10158	5452

11.4. Выбор и проверка наиболее рационального режима работы узла компримирования пирогаза Э-200

Окончательный вариант модернизации подсистемы охлаждения закалки пирогаза показан ниже на рис. 11.10.

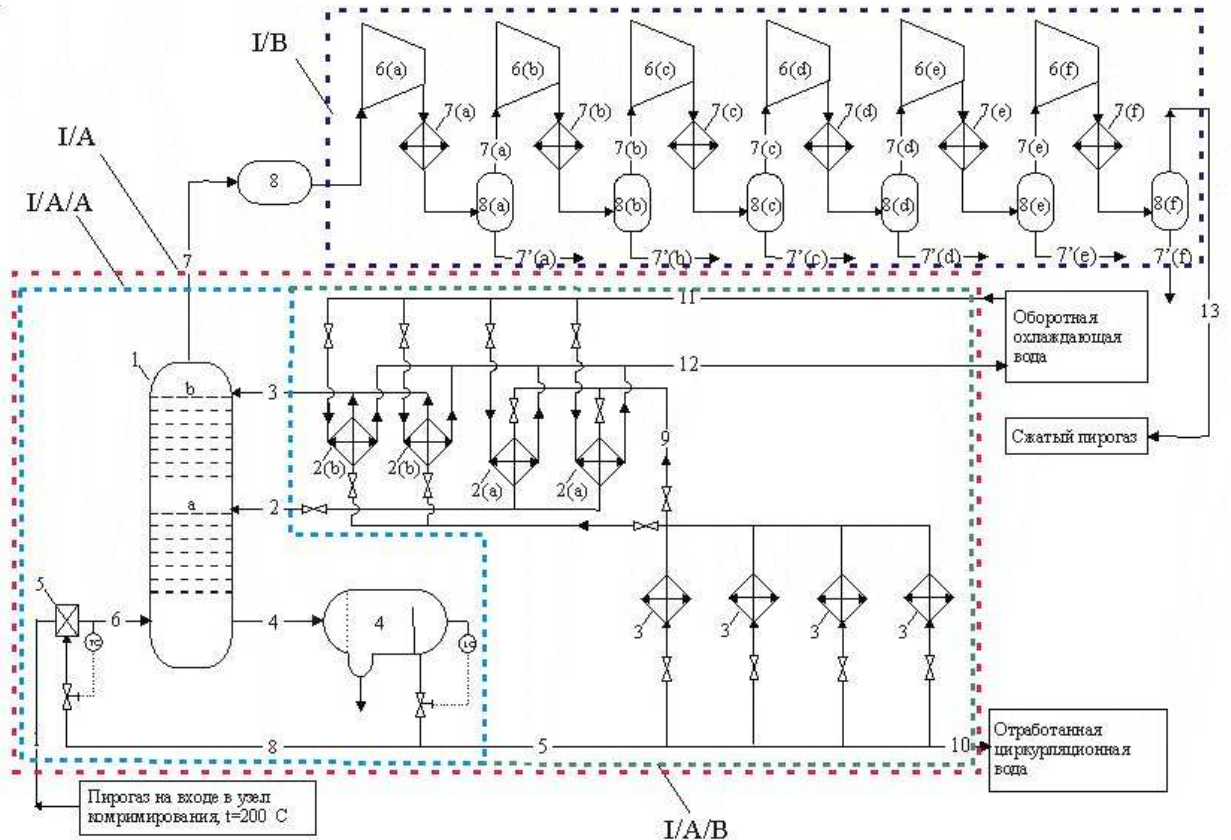


Рис. 11.10. Вариант модернизации узла охлаждения пирогаза перед компримированием, для работы с повышенной нагрузкой по целевому продукту.

Условные обозначения: I/A – подсистема охлаждения пирогаза; I/V – подсистема ступенчатого сжатия пирогаза; I/A/A – составной элемент подсистемы I/A образованный контуром циркуляционной воды охлаждающей пирогаз; I/A/B – составной элемент подсистемы I/A, образованный группой теплообменников определяющих охлаждающую способность I/A/A и всего узла в целом. Внешние связи системы с

внешней средой и подсистем друг с другом соответствуют обозначенным массовым потокам и определяются их теплоэнергетическими качествами.

Условные обозначения конструктивных элементов и потоков: 1 – колонна К – 201 (а – нижняя секция колонны, состоящая из семи уголкового провальных тарелок; б – верхняя секция колонны, состоящая из семи колпачковых тарелок), 2 – теплообменники циркуляционной воды а – направляющие охлажденную воду в нижнюю часть колонны и б – направляющие охлажденную воду в верхнюю часть колонны, 3 – теплообменник циркуляционной воды Т – 201 (а – d), 4 – отстойник циркуляционной воды Е – 203; 5 – устройство впрыска воды в поток пирогаза, б(а-f) – центробежные компрессоры В-401 (а – f), 7 – теплообменники промежуточного охлаждения после каждой ступени сжатия Т402 – Т407, 8, 8(а-f) сборные детандеры Е-403 и Е-404 - Е-409 соответственно.

Решено остановиться на варианте с параллельно работающими теплообменниками.

Теплообменники воздушного охлаждения остались те же, что и были установлены изначально. Как показали расчеты даже с повышенной нагрузкой они способны поддерживать прежний режим охлаждения с достаточным запасом по поверхности и в наиболее неблагоприятное время года.

В качестве теплообменников 2(а), охлаждающих воду для нижней секции колонны, предлагается использовать ранее установленные теплообменники ГОСТ 14246-79 площадью каждый 489 м^2 . Как показывают результаты расчетов, поддержание высокой скорости внутри труб вовсе не обязательно, поскольку из таблицы 10.4 видно, что различие в режимах составляет буквально разницу в величину

около 1 °С из-за достаточно большой высоты переноса насадочного слоя. Поэтому из представленных в таблице 2.20 рекомендуемых режимов для теплообменников 2(а) достаточно выбрать наиболее экономные (по величине падения давления в трубах). В таблице 11.6 представлены режимы работы теплообменников обеспечивающие минимальное гидравлическое сопротивление при приемлемом уровне охлаждения пирогаза. В той же таблице указан также порядковый номер режима работы колонны в таблице 11.6, соответствующий данному режиму работы теплообменников.

Таблица 11.6 Предпочтительные режимы работы теплообменников 2(а) (рис. 11.10)

Номер режима	Номер варианта в табл.11.4	Максимальная температура пирогаза на выходе из колонны по результатам расчетов	Падение давления в трубах, Па	Падение давления в межтрубном пространстве, Па	Расход циркуляционной воды, подаваемой на охлаждение, кг/с	Расход оборотной охлаждающей воды, кг/с	Скорость воды в трубах, м/с	Средняя скорость в сечении межтрубного пространства, м/с
3	10	40,7	41293	8960	76	288	1,62	0,42
5	8	40,9	32798	7524	69	256	1,44	0,38
7	6	41,25	25525	6204	63	225	1,27	0,35
8	5	39,19	41323	6244	63	288	1,62	0,35

В качестве теплообменников 2(б), охлаждающих воду для верхней секции колонны 1 (рис.11.10) по результатам расчетов показанных в таблице 11.6 рекомендуются два параллельно работающих теплообменника, каждый площадью 604 м², ГОСТ 14246-79. Они обеспечивают достаточный запас поверхности и охлаждения при меньших, по сравнению с другими вариантами, капитальных

затратах. Однако в таблице 11.6, где показаны рекомендуемые режимы работы теплообменников, охлаждающих воду для верхней части колонны, показаны также эти режимы для теплообменников площадью 733 м². Это позволит в случае возникновения планов дальнейшего увеличения производства или повышения надежности работы узла охлаждения предоставить экономическому отделу более полную информацию.

Таблица 11.7. Предпочтительные режимы работы теплообменников 2(b) (рис. 11.10)

Номер режима	Номер варианта в табл. 11.4	Температура пирогаза на выходе из колонны, соответствующая данному режиму, °С	Падение давления в трубах, Па	Падение давления в межтрубном пространстве, Па	Расход циркуляционной воды, подаваемой на охлаждение, кг/с	Расход оборотной охлаждающей воды кг/с	Скорость воды в трубах, м/с	Средняя скорость в сечении межтрубного пространства, м/с
Теплообменники площадью 604 м ²								
3	10	40,7	54502	3589	35	258	1,62	0,18
5	8	40,9	53141	3590	35	255	1,60	0,18
7	6	41,25	51623	3592	35	251	1,58	0,18
8	5	39,19	51623	3592	35	251	1,58	0,18
Теплообменники площадью 733 м ²								
3	10	40,7	45052	3386	35	258	1,45	0,19
5	8	40,9	43927	3387	35	255	1,43	0,19
7	6	41,25	42674	3389	35	251	1,41	0,19
8	5	39,19	42674	3389	35	251	1,41	0,19

Среди представленных выше режимов работы узла охлаждения наиболее выгодными по соотношению «глубина охлаждения пирогаза» «необходимая мощность на покачивание» представляется режим соответствующий номеру 7 в таблицах 11.6 и 11.7 и номеру 6 в таблице 11.5. Он отвечает этому требованию как для теплообменников так и для колонны охлаждения пирогаза.

В таблице 11.8 показаны основные энергетические и материальные характеристики процесса ступенчатого сжатия пирогаза на компрессорной станции в случае поступления в нее пирогаза после колонны охлаждения, работающей в режиме под номером 6 в табл. 11.5.

По сравнению с первоначальным вариантом, показанным в табл. 11.5 проведенные мероприятия позволяют сэкономить около 38 % охлаждающей воды и 11 % энергии на сжатие пирогаза (без учета изменения КПД при изменении режимов работы), экономия рассчитывалась относительно данных приведенных в таблице 11.5.

Окончательное сравнение первоначального и предложенного вариантов организации работы узла компримирования Э-200 сведены в таблицу 11.9.

В 2010-2011 годах выполнена модернизация узла охлаждения пирогаза с использованием разработанных научно-технических решений. Узел стал стабильно работать при различных нагрузках и температура охлаждения пирогаза понизилась на несколько градусов.

Таблица 11.8 Основные энергетические и материальные параметры работы компрессорной станции при ступенчатом сжатии с приближением к изотерме 40 °С при поступлении на вход пирогаза после колонны охлаждения, работающей в режиме под номером 6 в табл. 11.4

Ступень сжатия	Тем-ра пирогаза после компрессора, перед теплообменником, °С	Давление на выходе из ступени сжатия (после соответствующего теплообменника), Па	Массовый расход потока пирогаза на входе в ступень сжатия (перед компрессором), кг/ч	Массовый расход потока пирогаза на выходе из ступени сжатия (после детандера), кг/ч	Энергия, отводимая в теплообменнике промежуточного охлаждения ступени, МДж/ч	Энтальпия потока пирогаза, поступающего в теплообменник промежуточного охлаждения соответствующей ступени, 10 ⁻¹² Дж/ч	Энтальпия потока пирогаза, на выходе из теплообменника промежуточного охлаждения соответствующей ступени, 10 ⁻¹² Дж/ч	Количество необходимой охлаждающей воды, подаваемой в теплообменники промежуточного охлаждения, кг/ч	Минимально необходимая работа, необходимая при сжатии пирогаза, МВт
a	64,2	212804	92881	91656	7872,55	1,4065	1,3985	377218	1,287
b	85,6	402073	91656	90190	12957,1	1,4077	1,39463	620848	2,566
c	84,8	765900	90190	89432	11029,2	1,4035E	1,39236	528471	2,454
d	81,4	1393526	89432	89039	9370,6	1,4002	1,39052	448999	2,190
f	80,3	2482064	89039	88818	9033,09	1,3979	1,38856	432827	2,045
d	71,6	3854015	88818	88715	7027,97	1,3939	1,38667	336750	1,487

Таблица 11.9 Сравнение работы первоначального и модернизированного узла компримирования пирогаза по основным потребляемым данным участком производства энергетическим ресурсам, отнесенным к единице продукции

Назначение	Кол-во охлаждающей воды, кг/ч	Работа совер-ая в ступенях компрессора при ид. адиаб. сжатии Вт
Первоначальный вариант с проектной нагрузкой по пирогазу 49126 кг/ч без паров воды		
1 ступень сжатия	371246	888491
2 ступень сжатия	554811	1611511
3 ступень сжатия	401612	1495672
4 ступень сжатия	304769	1316742
5 ступень сжатия	273869	1223508
6 ступень сжатия	203287	891722
Суммарные затраты	2109595	7427647
Подсистема охлаждения пирогаза	1148837	1395317
Удельные затраты на единицу целевого продукта (кг пирогаза)	109,2706	1190860
Первоначальный вариант с проектной нагрузкой по пирогазу 88610 кг/ч без паров воды		
1 ступень сжатия	377218	1286800
2 ступень сжатия	620848	2565817
3 ступень сжатия	528471	2453844
4 ступень сжатия	448999	2190078
5 ступень сжатия	432827	2045114
6 ступень сжатия	336750	1486814
Суммарные затраты	2745113	12028467
Подсистема охлаждения пирогаза	3427200	1681983
Удельные затраты на единицу целевого продукта (кг пирогаза)	100,6368	1045707
Относительная энергетическая эффективность модернизации в % от первоначального варианта	7,901285	12,18893

Используемая литература

1. Лаптев А.Г. Повышение эффективности охлаждения пирогаза в закалочных колоннах / А.Г. Лаптев, Э.Р. Зверева, А.Р. Назипов // Тепло-массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. Сб. Науч. Тр. – Казань, 2004. с. 135-137.
2. Лаптев А.Г. Разделение гетерогенных смесей в насадочных аппаратах / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-та, 2006. – 342 с.
3. Лаптев А.Г. Повышение эффективности узла охлаждения пирогаза в процессе производства этилена / А.Г. Лаптев, А.Р. Назипов, М.В. Саитбаталов // Теплообменные процессы и аппараты химической технологии: сб. Науч. Тр. – Казань: КГТУ, 2005. – с. 80-85.
4. Энерго- и ресурсосберегающие технологии и аппараты очистки жидкостей в нефтехимии и энергетике/ Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. и др. /под ред. Лаптева А.Г. – Казань.: Отечество, 2012.- 410с.
5. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г. Основы расчета и модернизация теплообменных установок в нефтехимии. Монография.-Казань: Казанс. Гос. Энерг. Ун-т, 2010.-574с.
6. Эффективность турбулентной сепарации мелкодисперсной фазы в тонкослойных отстойниках / Лаптев А.Г., Башаров М.М., Фарахова А.И./ Энергосбережение и водоподготовка. 2011, №5.с.43-46.
7. Покровский В.Н., Аракчеев Е.П. Очистка сточных вод тепловых электростанций. М.: Энергия, 1980.
8. Шпаковский Э.П. Отстаивание сточных вод в тонком слое. В кн.: Очистка и использование природных и сточных вод. Минск, 1973.

9. Шпаковский Э.П. Исследование процессов седиментации грубодисперсных примесей в тонкослойных отстойниках. Автореф. дис. ... канд. техн. наук. М.: ВНИИВОДГЕО, 1975.

10. Лаптев А.Г. Термодинамический анализ и модернизация узла охлаждения пирогаза на установке газоразделения в производстве этилена / А.Г. Лаптев, А.Р. Назипов // Известия Вузов «Проблемы энергетике». – 2005. – № 7-8. – с. 92-95.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	3
Глава 1. Подходы к энергосбережению	10
1.1. Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения	10
1.2. Теоретические основы энергосбережения	16
Литература	27
Глава 2. Математические модели противоточных аппаратов	29
2.1. Теоретические основы моделирования	29
2.2. Математическая модель тепломассопереноса в колонне с провальными тарелками	34
2.3. Математическая модель насадочной массообменной колонны	51
Литература	56
Глава 3. Высокоэффективные контактные устройства	61
3.1. Конструирование насадочных контактных устройств	61
3.2. Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов	64
3.3. Описание экспериментальной установки	69
3.4. Результаты гидравлических исследований	71
3.5. Моделирование и исследование массоотдачи	80
3.6. Комплексная оценка массообменных и энергетических характеристик насадок	87
Литература	95
Глава 4. Проблемы и задачи разделения этаноламинов	100
4.1. Общее описание продукции	100
4.2. Качество этаноламинов	102
4.3. Описание блока ректификации	106
Литература	118
Глава 5. Энергосберегающая модернизация установки разделения этаноламинов	120
5.1. Энергосберегающее решение по модернизации тепло-технологической схемы	121
5.2. Колонна разложение триэтанолamina	122
5.3. Колонна отгонки товарного моноэтанолamina	126
5.4. Колонна отгонки легких компонентов из технического триэтанолamina	132
5.5. Колонна выделение товарного триэтанолamina	136

5.6. Основные результаты модернизации производства	139
5.7. Основные результаты энергосберегающей модернизации ректификационных колонн	141
Литература	145
Глава 6. Проблемы и задачи получения фенола и очистки абгазов	147
6.1. Основные задачи реконструкции производств	147
6.2. Описание технологической схемы колонны К-48 для получения товарного фенола	149
6.3. Термодинамический анализ ректификационной установки	153
6.4. Описание технологической схемы очистки абгаза	154
6.5. Постановка задач по энерго- и ресурсосбережению	158
Литература	159
Глава 7. Энергосберегающая модернизация установки выделения фенола	161
7.1. Насадочный вариант колонны К-48 для получения товарного фенола	161
7.2. Тарельчатый вариант колонны К-48	166
7.3. Насадочно-тарельчатый вариант колонны К-48	169
7.4. Эскизные проекты модернизации	172
7.5. Термодинамический анализ вариантов модернизации колонны К-48	180
Литература	187
Глава 8. Энергосберегающая модернизация установки очистки абгазов	190
8.1. Результаты расчета абсорбера К-1/К-2 для очистки абгаза	190
8.2. Результаты расчета адсорберов А-1 ÷ А-4 для очистки абгаза	194
8.3. Энергосберегающая установка очистки абгазов	199
Литература	207
Глава 9. Конструкция и расчет газосепаратора	208
9.1. Закручивающие устройства	208
9.2. Конструкция комбинированного газосепаратора	211
9.3. Порядок расчета эффективности сепарации	213
9.4. Расчет насадочного слоя	215
9.5. Расчет секции, состоящей из трубок с ленточным завихрителем	217
9.6. Результаты расчета различных процессов сепарации	220
Литература	226

Глава 10 Энергосберегающая очистка газов	232
10.1. Описание теплотехнологической схемы гидропероксида изопропилбензола в производстве фенола и ацетона	232
10.2. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы с внедрением одного сепаратора	234
10.3. Модернизация теплотехнологической схемы с двумя газосепараторами.	240
10.4. Энергосбережение при разделении углеводородных смесей на УМТ Сургутского ЗСК	244
Литература	261
Глава 11. Повышение эффективности узла охлаждения пирогаза на установке газоразделения в производствах этилена	264
11.1. Описание технологического узла охлаждения пирогаза и очистки воды в производстве этилена	264
11.2. Выбор оборудования модернизации колонны охлаждения пирогаза узла	266
11.3 Поверочный расчет модернизированной колонны и оценка эффективности замены контактных элементов	274
11.4. Выбор и проверка наиболее рационального режима работы узла компримирования пирогаза Э-200	285
Литература	292
Оглавление	294

Научное издание

**МАРАТ МИННАХМАТОВИЧ БАШАРОВ
ЕЛЕНА АНАТОЛЬЕВНА ЛАПТЕВА**

**МОДЕРНИЗАЦИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ УСТАНОВОК РАЗДЕЛЕНИЯ
СМЕСЕЙ В НЕФТЕГАЗОХИМИЧЕСКОМ КОМПЛЕКСЕ**

Монография

Технический редактор - Наскаева Р. И.

Компьютерная Верстка - Лаптева Е.А.

Редактор- Колесов Д.В.

Издательство «Отечество»

420111, г. Казань, ул. Лево-Булачная, 24

Сдано в набор 24.06.2013. Подписано в печать 30.07.2013.

Форм. бум. 60x84 1/16. Печ. л. 18,5. Тираж 500. Заказ №2806/1.

Отпечатано с готового оригинала – макета в типографии «Вестфалика»

420111, г. Казань, ул. Московская, 22. Тел.: 292-98-92

westfalika@inbox.ru

В издательстве «Отечество» изданы следующие книги:

- *А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, М.М. Башаров и др. Энерго-и ресурсо-сберегающие технологии и аппараты очистки жидкостей в нефтехимии и энергетике. Казань-2012.-410с.*
- *А.М. Каган, А.Г. Лаптев, А.С. Пушинов, М.И. Фарахов Контактные насадки промышленных тепло-массообменных аппаратов. Казань-2013. - 454с.*
- *Е.А. Лаптева, Т.М. Фарахов Математические модели и расчет тепломассообменных характеристик аппаратов. Казань-2013.-182с.*

