

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

Институт химии и инженерной экологии

(наименование института полностью)

Кафедра «Рациональное природопользование и ресурсосбережение»

(наименование кафедры)

18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии,
нефтехимии и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль))

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Оптимизация технологии получения изобутан-изобутиленовой
фракции БК-3 ООО «СИБУР Тольятти»

Студент

Т.В. Адаева

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.Н. Шевченко

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой к.п.н., доцент М.В. Кравцова

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

(личная подпись)

« _____ » _____ 2018г.

Тольятти 2018

Аннотация

Цель бакалаврской работы – снижение содержания изобутан-изобутиленовой фракции в топливном газе, получаемом из дистиллята колонны КТ-430

В работе проанализирована технология получения изобутан-изобутиленовой фракции для производства синтетических каучуков, рассмотрены возможности ее оптимизации, предложены требуемые технические решения. Рассчитаны измененные параметры аппаратов.

Бакалаврская работа состоит из введения, 8-и разделов, заключения, списка используемых источников - 42. Общий объем работы, без приложений 56 страница машинописного текста, в том числе таблиц - 6, рисунков – 26.

Во введении обосновывается актуальность проводимого исследования, описывается цель работы. В основной части работы рассмотрены свойства сырья и продукции, области их применения, проанализировано перспективное аппаратное оформление процесса ректификации, описаны предлагаемые технические решения и расчетным путем доказана их применимость. Также приведены расчеты материального и энергетического балансов, конструктивный и прочностной расчеты ректификационной колонны КТ-430.

Содержание

Введение	4
1 Общая характеристика производства	7
2 Характеристика производимой продукции	9
3 Сущность процесса ректификации	11
4 Аппаратурное оформление процесса ректификации	13
4.1 Классификация тарельчатых контактных устройств	14
4.1.1 Колпачковые тарелки	15
4.1.2 Тарелки с S-образными элементами	16
4.1.3 Клапанные тарелки	17
4.1.4 Сетчатые и решетчатые тарелки	20
4.2 Современные тарельчатые устройства фирмы SulzerChemtech	23
4.2.1 Тарелки семейства V-Gird	23
4.2.2 Высокопроизводительные тарелки VGPlus	24
4.2.3 Высокопроизводительные тарелки ShellCalmingSection	27
4.2.4 Тарелки Shell HiFi	27
4.2.5 Тарелки Shell CS Plus и HiFi Plus	29
4.2.6 Тарелки с клапанами BDH	30
5 Описание технологической схемы установки БК-3	32
6 Технологические расчеты	38
6.1 Расчет материального баланса	38
6.2 Расчет теплового баланса	42
6.3 Конструктивный расчет ректификационной колонны	46
6.4 Механический расчет ректификационной колонны	49
Заключение	52
Список используемых источников	53

Введение

Впервые натуральный каучук стал известен европейцам в 15 веке во времена открытия Америки Колумбом. Индейцы знали об эластичных свойствах сока гивеи и использовали изделия из натурального каучука. Но вовлек его в промышленное производство Чарльз Гудьир в 1840 году. Он освоил процесс вулканизации каучука. Спрос на каучук начал стремительно расти. Сырой каучук не нашел применения в промышленности. Он обладает низкой прочностью, очень липок, нестойк к низким температурам. Вулканизация – процесс ввода в каучук серы при нагреве. Вулканизированный каучук уже имеет высокую прочность, хорошую эластичность. каучук прошедший процесс вулканизации называется резиной. Химизм процесса заключается в образовании дисульфидных мостиков между двойными связями макромолекул каучука

Наряду с ростом производства натурального каучука ученые пытливо искали способы синтеза его искусственного заменителя. Речь идет о каучуке синтетическом. Натуральный каучук получают и сока растений в частности гивеи. Оно произрастает в странах с тропическим климатом и по экономическим показателям не может удовлетворить мировой спрос. В большинстве развитых стран разработаны процессы получения синтетического каучука.

В Советском Союзе в конце тридцатых годов двадцатого века был разработан процесс синтеза бутадиенового каучука. Процесс получил промышленное воплощение. Способ был предложен русским химиком С.В. Лебедевым. Бутадиен это непредельный углеводород состоящие из цепочки четырех атомов углерода с двумя двойными связями.

Строительные работы Куйбышевского завода СК начались в 1956 г., и тогда же было принято решение о строительстве второй очереди завода - единственного в то время в мире предприятия, на котором станут получать

изопреновый каучук из нефтяного сырья. Когда только-только началось строительство фундаментов цехов первого завода, каучук, получаемый из бутана, уступал натуральному в эластичности. Шины, сделанные из него, быстро нагревались и разрушались. Приходилось по-прежнему завозить каучук из-за границы, расплачиваясь золотом, и смешивать его с синтетическим.

Выпуск изопренового каучука в больших объемах открывал возможность полностью отказаться от импорта натурального каучука.

Через четыре года, ветреным декабрьским днем 1960 года коллектив СМУ-1 «Куйбышевгидростроя» уложил первые кубометры бетона под новое, более сложное производство. Усилиями строителей, монтажников и эксплуатационников с опережением срока более чем на год, в сентябре 1964 года была получена долгожданная продукция.

Вторая очередь завода синтетического каучука – крупное предприятие с десятками объектов. На его строительство поставляли оборудование и материалы более 350 предприятий страны. За годы строительства было смонтировано 1800 единиц химического оборудования и насосов, около 35 тысяч единиц запорной арматуры, 4 тысячи тонн трубопроводов и более 13 тысяч контрольно-измерительных приборов. Вся эта сложная техника, размещенная в различных цехах, действует как один четкий механизм, одна технологическая цепочка [1].

Производство изопрена было введено в эксплуатацию в 1964 году. Проектная мощность производства 46000 тонн в год. В 1967 году была выполнена реконструкция с увеличением выпуска до 90 тыс. тонн в год[2].

Первый изопрен был получен осенью 1964 года. На этом брикете и по сей день красуется надпись: «Первый изопреновый каучук в промышленном масштабе, полученный на Куйбышевском заводе СК 20 сентября 1964 года г. Тольятти». С этого момента наша страна прекратила импорт натурального каучука. В скором времени экспорт искусственного каучука вырос до лидирующего в мировом масштабе.

Природа создала лишь один вид каучука. Человек же обогнал ее в своей изобретательности. Он не просто раскрыл тайны дерева гевеи. Искусство природы в синтезе каучука человек дополнил и во много раз приумножил.

Ныне на российских заводах выпускается около сорока марок каучука. Один для прочных шин, другой морозоустойчивый, третий – стойкий к нефти и маслам.

Сегодня товарный знак продукции ООО «СИБУР Тольятти» зарегистрирован практически во всех странах мира. Каучук поставляется в страны СНГ: Украина, Беларусь, Казахстан, Узбекистан. Экспортируется в следующие страны: Корея, Тайвань, Китай, Таиланд, Индонезия, Индия, Нидерланды, Польша, Сербия, Бельгия, Венгрия, Болгария, Словакия, Австрия, Румыния, США, Великобритания, Испания, Италия, ОАЭ, Сингапур, Малайзия, Литва, Турция, Эстония, Латвия, Финляндия, Марокко, Вьетнам, Чехия, Германия, Люксембург.

Целью данной работы является снижение содержания изобутан-изобутиленовой фракции в топливном газе, получаемом из дистиллята колонны КТ-430. Изобутан-изобутиленовая фракция является смесью ценных веществ. При недостаточной поверхности контакта фаз часть целевых продуктов установки попадают в поток топливного производства и затем сжигаются. Данного явления можно избежать, оптимизировав конструкцию ректификационной колонны, в которой происходит отгонка компонентов топливного газа из изобутан-изобутиленовой фракции.

Поставленная цель достигается путем решения следующих задач:

1. Проанализировать возможные варианты замены контактных устройств ректификационной колонны.
2. Рассчитать параметры работы аппарата с новыми контактными устройствами.

1. Общая характеристика производства

Для получения изобутан-изобутиленовой фракции (ИИФ) в установках БК-2 и БК-3 используют технологию каталитического дегидрирования изобутана. После проведения этого процесса полученную смесь сжимают, охлаждают конденсируют сжижаемые компоненты и подвергают дополнительной очистке с помощью абсорбции и ректификации.

Непосредственно изобутан-изобутиленовая фракция нужна для производства изопрена и бутилкаучуков. Из полученного изопрена производится изопреновый каучук на площадке предприятия.

старт производства ИИФ на площадке «Синтезкаучук» был дан в начале 80-х годов 20-го века.

Мощность установки по изобутилену по проекту составляет 100 тыс. тонн в год. Реально достигнута производительность – 65 тыс. тонн в год. Разработчиком проекта является Государственный институт по проектированию заводов каучуковой промышленности. Технология разработана Ярославский Научно-исследовательский институт мономеров для синтетического каучука.

«Установка Выделение изобутан-изобутиленовой фракции БК-3» включает в себя следующие стадии:

- Компрессия и конденсация.
- Абсорбционная очистка контактного газа.
- Ректификационная очистка ИИФ.
- Холодильная установка.

Объектом исследования является предприятие ООО «СИБУР Тольятти».

Предметом исследования является модернизация установки, предназначенной для отгонки легких углеводородов из изобутан-изобутиленовой фракции.

Актуальность проекта заключается в возможности снижения количества вредных выбросов в атмосферу и отходов в сравнении с аналогичными действующими в России производствами, а также повышении качества продукции.

Целью данного проекта является увеличение производительности и качества продукта. Цель достигается путем решения следующей задачи: модернизация ректификационной колонны КТ-430, предназначенной для отгонки легких углеводородов из изобутан-изобутиленовой фракции путем замены устаревших колпачковых тарелок на тарельчатые устройства фирмы SulzerChemtech с клапанами BDH.

2 Характеристика производимой продукции

Смесь метана, этана, пропана, гомологов бутана, нормальных и изобутиленов, а также примесей фракций C5+. носит название изобутан-изобутиленовой фракции. Данная фракция используется в качестве промежуточного продукта для получения изобутилена. Существует две марки ИИФ – высший сорт и первый сорт. Ключевым компонентом смеси является изобутилен. Он имеет крайне широкую область применения. Его используют для синтеза изопрена, метилтретбутилового эфира, различных синтетических смол, высококачественного моторного топлива-алкилата, метакролеина. Нормируемые показатели физико-химических свойств ИИФ представлены в таблице 1.

Таблица 1 - Качественные и количественные показатели ИИФ

Наименование показателя	высший	первый
Содержание углеводородов C ₃ . включительно, не более	0,4	2,9
Содержание изобутилена, не менее	48,0	39,0
Содержание н-бутиленов, не более	2,0	3,0
Содержание бутадиена-1,3, не более	0,15	0,2
Содержание углеводородов C ₅₊ , не более	отсутств	0,2
Содержание влаги	отсутств	отсутств
Массовая доля сернистых соединений, %, не более	0,003	0,005

Изобутан-изобутиленовая фракция классифицируется по ГОСТ 12.1.007-76 как малоопасная смесь веществ и относится к 4 классу опасности.

Изобутан-изобутиленовая фракция оказывает негативное влияние на дыхательные пути, раздражает слизистые оболочки глаз, угнетает нервную систему. На коже оставляет ожоги, из-за того что кипит при комнатных

температурах и быстро охлаждается. ПДК паров составляет 100 мг/м^3
Накопление в организме не фиксируется.

Для индивидуальной защиты от действия изобутан-изобутиленовой фракции применяют фильтрующие противогазы типа ДОТ, при малых концентрациях ИИФ в воздухе. При концентрациях более 0,5% применяются кислородно-изолирующие противогазы.

Помимо токсического действия ИИФ опасна своими горючими и взрывоопасными свойствами. Для ликвидации возгораний ИИФ применяется углекислотные и пенные огнетушители, водяной пар, асбестовое полотно, инертные газы, песок.

3 Сущность процесса ректификации

Процесс разделения гомогенных жидких смесей на чистые индивидуальные вещества, либо фракции, различающиеся по температуре кипения носит название ректификации.

Физической сущностью проводящейся при перегонке различных веществ ректификации является двухсторонний массо- и теплообмен между потоками жидкости и пара при значительной турбулизации контактирующих фаз. Отделяющиеся в результате массообмена пары обогащаются низкокипящими компонентами, а жидкость - высококипящими. При определенном количестве контактов между жидкостью и парами можно получить пары, в основном состоящие из низкокипящих компонентов. Жидкость же будет состоять из высококипящих компонентов.

Ректификация, как и любой диффузионный процесс, ректификация проводится в противотоке пара и жидкости. Жидкое орошение при ректификации паров создается за счет конденсации вверху колонны части парового потока, а паровое орошение - за счет испарения части жидкости внизу колонны. Конструкция ректификационных аппаратов различается в зависимости от способа контакта фаз и организации процесса в целом. Наиболее простой конструкцией ректификационных аппаратов является колонна, в которой движение жидкости от одной ступени контакта к другой происходит под действием силы тяжести.

Основным аппаратом установок первичной перегонки нефти является вертикальная цилиндрическая ректификационная колонна. Внутри нее одна над другой располагаются тарелки. На их поверхности происходит контакт паровой и жидкой фаз. Причем наиболее легкие компоненты при жидком орошении испаряются и устремляются вверх вместе с парами, а наиболее тяжелые - конденсируясь, остаются в жидкости. В итоге, в ректификационной колонне непрерывно протекают процессы испарения и

конденсации. При ступенчатой ректификации контакт жидкости и пара может происходить в прямотоке, в противотоке и в перекрестном токе.

При непрерывной ректификации во всем объеме колонны, контакт жидкости и пара при движении обеих фаз происходит только в противотоке. В большинстве реально действующих ректификационных установок не удается получить разделения на абсолютно чистые индивидуальные вещества. Всегда во в легких фракциях перегонки наблюдается наличие тяжелых примесей, и наоборот в тяжелых фракциях присутствуют компоненты легких.

Количественно наличие примесей зависит от режимов работы ректификационной установки и от эффективности ее контактных устройств. Это обстоятельство формирует предпосылки для постоянного поиска оптимальных конструкций контактных устройств и условий разделения всех ректификационных установок [1,3].

4 Аппаратурное оформление процесса ректификации

Процесс ректификации проводят в цилиндрических вертикальных колонных аппаратах. Во внутренней полости колонн осуществляется противоточное взаимодействие потоков паровой и жидкой фазы. Для интенсификации процесса массо- и теплообменных процессов применяются специальные контактные устройства.

По типу внутренних устройств колонны делятся на насадочные и тарельчатые. Насадкой называется насыпной материал сложной формы. Это может быть металлические, керамические, стеклянные, деревянные изделия в форме седел, цилиндров, спиралей, пропеллеров и т.д.

Тарелки представляют из себя металлические диски разного устройства и принципа действия. Также выделяют кубовую – нижнюю и верхнюю – сепарационную части колонны. В кубовой части часто монтируют теплообменник для снабжения процесса требуемым теплом. В кубе происходит кипение смеси. В верхней части от паровой фазы отделяются капли и организуется подача флегмы. Иногда в верхнюю часть встраивают теплообменник называемыйся дефлегматором. Он служит для частичной конденсации паровой фазы и возврата полученной жидкости в колонну.

Тарелки и насадка служат для создания поверхности раздела паровой и жидкой фаз. Чем больше поверхность контакта, тем интенсивнее проходит процесс тепломассообмена.

Энергия пара получаемого в кубе колонны используется для преодоления гидравлического сопротивления контактных устройств колонны. Разработаны модификации ректификационных колонн, снабженные внутренними перемешивающими устройства, так называемые роторные аппараты. Их эксплуатация сопряжена с трудностями обслуживания и постоянными затратами энергии на перемешивание. Но положительной чертой этого типа аппаратов является очень низкое

гидравлическое сопротивление. Это обстоятельство особенно важно для процессов, проводимых под вакуумом[1,3,32].

4.1. Классификация тарельчатых контактных устройств

Тарелки принято классифицировать по способу организации потока жидкости на тарелки с переливными устройствами и с неорганизованным стоком жидкости (провальные). Переливные устройства чаще всего представляют из себя трубы, предназначенные для перетока жидкости между верхней и нижней тарелкой. Труба опускается на нижнюю тарелку чуть ниже расчетного уровня жидкости на тарелке. Паровая фаза, таким образом не поступает в переливные трубы. Провальные тарелки не имеют таких устройств. И паровая и жидкая фазы проходят через одни и те же отверстия. Распределение отверстий через которые проходит пар и жидкости в определенный момент имеет случайный вероятностный характер.

Также тарелки различают струйные и барботажные тарелки. Для барботажных тарелок характерно распределение пузырьков жидкости в сплошной жидкой фазе. Струйные тарелки отличаются тем что на них сплошной фазой является паровая а в качестве дисперсной в ней распределяются капли жидкости. Процесс массопередачи проходит на поверхностях раздела фаз.

По конструкции также различают ситчатые, клапанные, колпачковые, решетчатые. Некоторые типы тарелок работают исключительно в барботажном режиме, другие только в струйном. Существуют также конструкции работающие в обоих режимах.

Чаще всего в химической технике используются тарелки с организованным переливом жидкости, работающие в струйном и барботажном режиме.

4.1.1 Колпачковые тарелки

Колпачковые тарелки с капсульными колпачками до недавнего времени считали лучшими контактными устройствами для ректификационных и абсорбционных аппаратов благодаря простоте эксплуатации и универсальности. Устройство колпачковой тарелки приведено на рисунке 1.

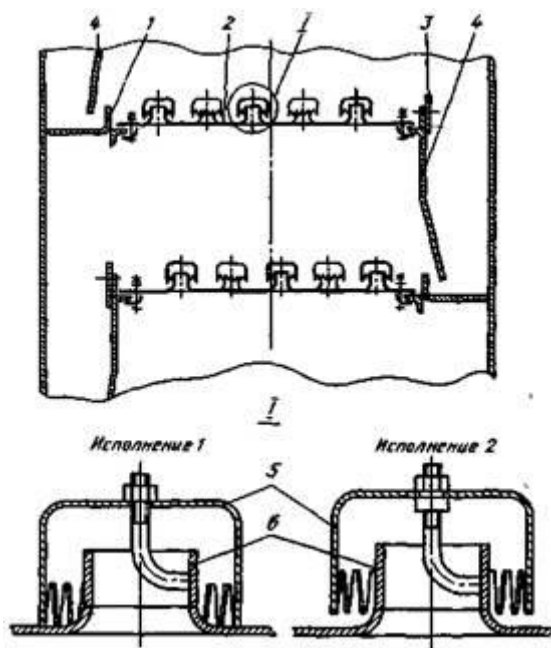


Рисунок 1 -Колпачковая тарелка

Применяют два варианта крепления колпачка к тарелке. В исполнении 1 положение колпачка можно регулировать по высоте, в исполнении 2 регулирование невозможно, и нижние кромки прорезей в этом случае упираются в полотно тарелки.

Тарелка работает следующим образом. Поступающая жидкость заполняет тарелку на высоту, определяемую сливной перегородкой, при этом прорези колпачков должны быть погружены в жидкость. Пар проходит через паровые патрубки, щели колпачков и барботирует сквозь слой жидкости. Газ и жидкость взаимодействуют в перекрестном токе: жидкость движется по тарелке от переливного кармана к сливной перегородке и далее на расположенную ниже тарелку, а газ — вверх по оси колонны.

В ректификационных аппаратах нефтеперерабатывающих производств используют тарелки с туннельными колпачками (рисунок 2).

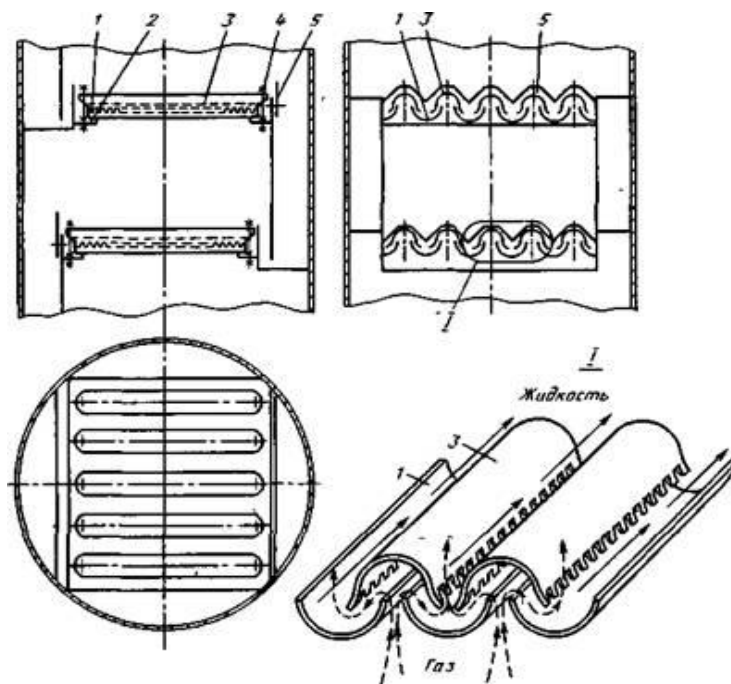


Рисунок 2 - Тарелка с туннельными колпачками

Единственным преимуществом тарелок с туннельными колпачками является простота их чистки. Остальные показатели работы не конкурентны другим типам тарелок. Поэтому данный тип тарелок используется редко и вытесняется более совершенными конструкциями.

4.1.2. Тарелки с S-образными элементами

В настоящее время в нефтеперерабатывающих колоннах используют и тарелки с S-образными элементами 1 (рисунок 3), установленными перпендикулярно направлению движения жидкости на тарелке. Для того, чтобы закрыть каналы с торцов и увеличить жесткость тарелки, между S-образными элементами устанавливают пластины 2.

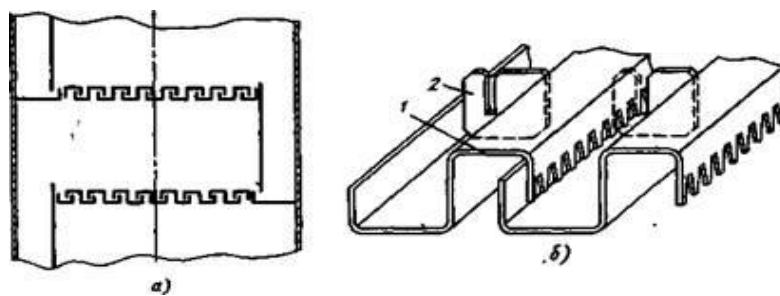


Рисунок 3 - Тарелка с S-образными элементами: а — общий вид; б—
схема

Металлоемкость тарелок с S-образными элементами почти вдвое меньше, а производительность на 20—30 % больше по сравнению с тарелками с капсульными колпачками. Эффективность сравниваемых тарелок примерно одинаковая (КПД равен 0,6 – 0,8). Оптимальная нагрузка по газу для этой тарелки на 10–25 % меньше, чем для колпачковой. Для повышения диапазона устойчивой работы и производительности таких тарелок S-образные элементы снабжают прямоточными клапанами. Конструкция данного типа тарелок представлена на рисунке 4.

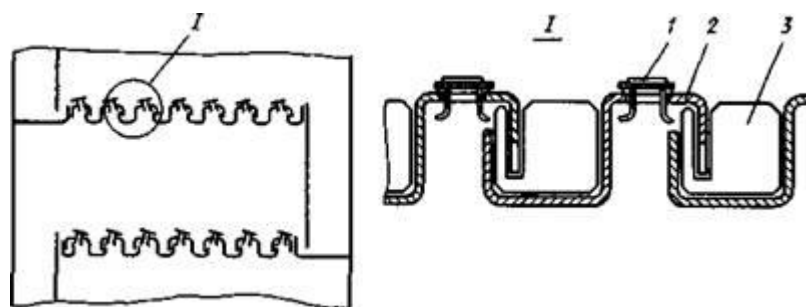


Рисунок 4 - Тарелка с S-образными элементами и клапанами

4.1.3 Клапанные тарелки

Широко распространены в химической и нефтехимической промышленности клапанные тарелки. Их отличает устойчивая работа в широком диапазоне скоростей паровой фазы. Они обеспечивают эффективный массообмен. Коэффициент полезного действия может

достигать 75%. Также положительными аспектами их использования является небольшая стоимость, ремонтпригодность, низкая металлоемкость.

По конструкции клапаны могут быть прямоугольными либо дисковыми. Режим работы клапанных тарелок может быть с перекрестным движением фаз или в прямую. Устройство клапанной тарелки представлено на рисунке 5.

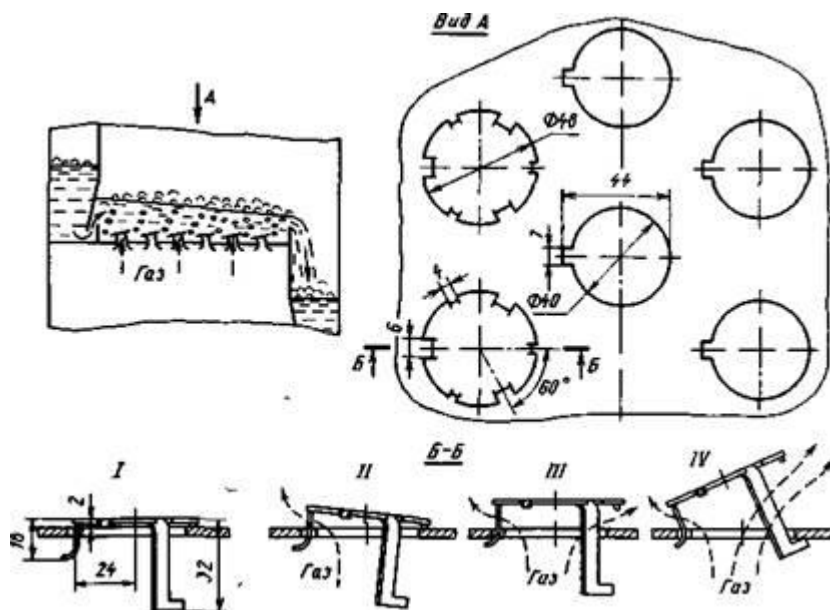


Рисунок 5 - Клапанно-прямоточная тарелка

В процессах с повышенными требованиями к ширине диапазона устойчивой работы применяют балластные клапанные тарелки. Их конструкция представлена на рисунке 6. Балласт служит для коррекции работы клапана при высоких нагрузках по пару.

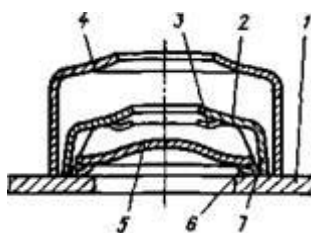


Рисунок 6 - Клапанная балластная тарелка

Конструкция клапанной тарелки с групповым балластом представлена на рисунке 7

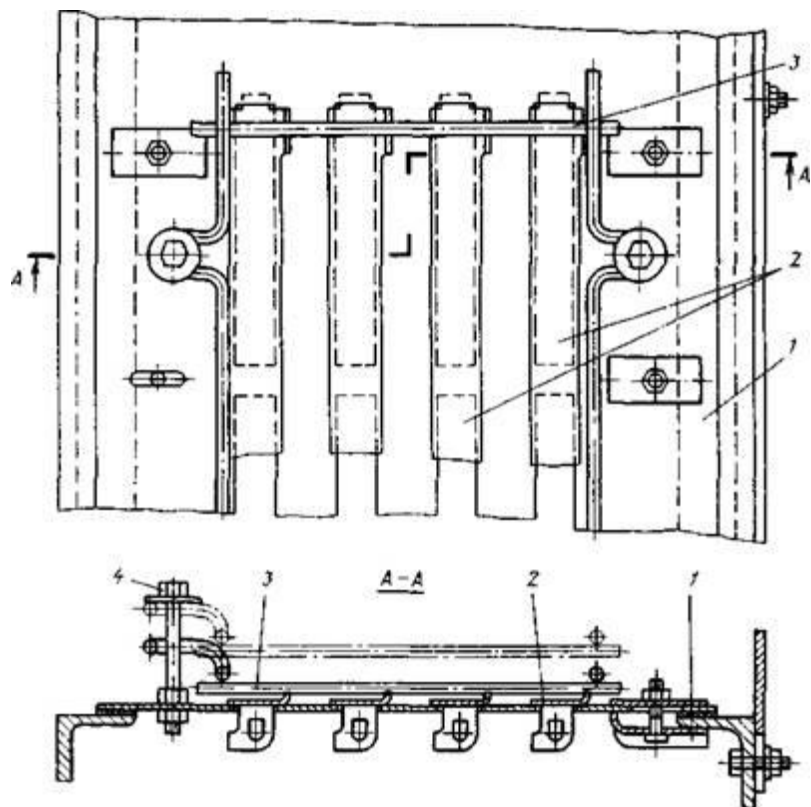


Рисунок 7 - Тарелка с групповым балластом

Устройство клапанной тарелки с цилиндрическими штампованными клапанами представлено на рисунке 8а. Клапан настроен таким образом, что в зависимости от скорости паровой фазы перемещается по площади полки и может закрываться, обеспечивая возможность слива жидкости через себя.

Если расход пара увеличивается клапан поднимается и удерживается в таком положении энергией движущегося потока. Конструкция жалюзийно-клапанной тарелки представлена на рисунке 8б

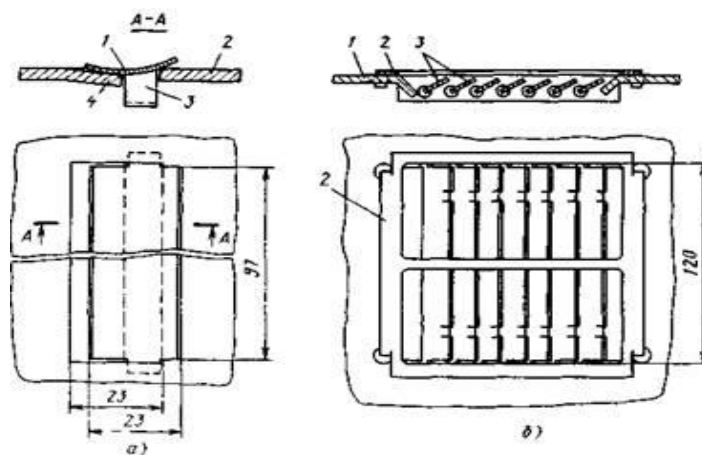


Рисунок 8 - Тарелки клапанные

4.1.4 Сетчатые и решетчатые тарелки.

Одной из наиболее распространенных конструкций тарелок является сетчатая. Она представляет из себя круглую металлическую пластину перфорированную по всей площади отверстиями. Диаметры аппаратов могут варьироваться от 400 до 4000мм. Минимальное расстояние между тарелками составляет 200мм. Отверстия в тарелке располагаются обычно в шахматном порядке, их диаметр составляет 3-8мм. Конструкция сетчатых тарелок представлена на рисунке 9

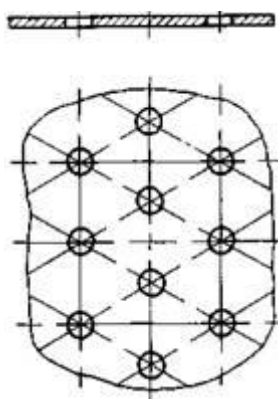


Рисунок 9 - Элемент сетчатой тарелки

Сетчатые тарелки более производительные, чем колпачковые. Разница составляет при прочих равных условиях до 40%. Высокие требования к точности установки являются недостатком данной конструкции.

Если для процесса важно наличие низкого гидравлического сопротивления тарелки в сочетании с расширенным диапазоном рабочих скоростей паровой фазы применяют сетчато-клапанные тарелки. Устройство их приведено на рисунке 10

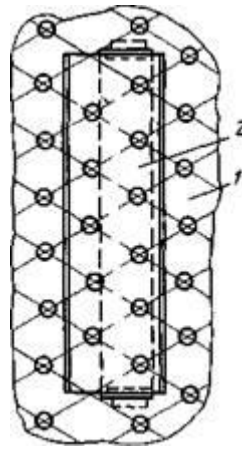


Рисунок 10 - Элемент сетчато-клапанной тарелки

Сетчатые тарелки с просечно-вытяжными отверстиями (рисунок 11) используют в колонных аппаратах диаметром 1200—4000 мм.

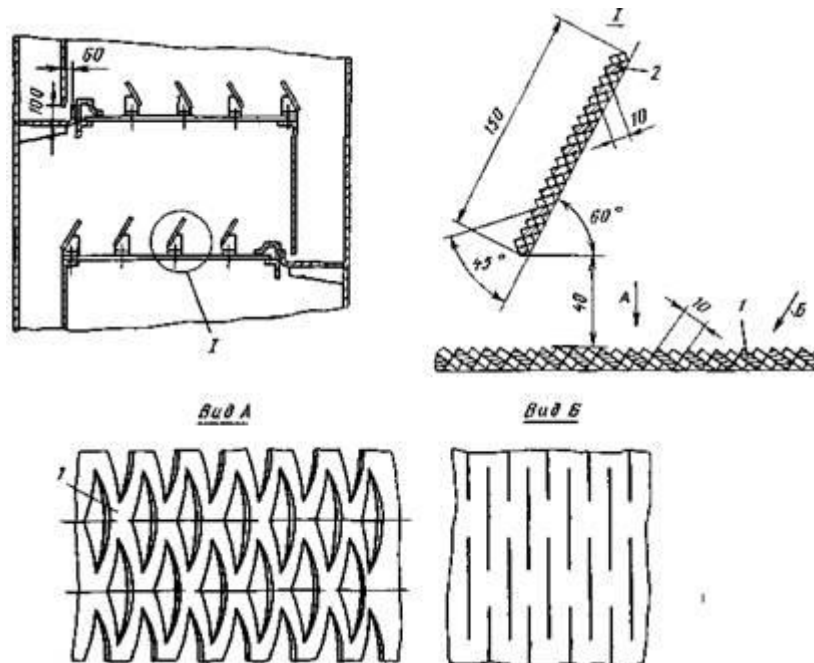


Рисунок 11 - Тарелка с просечно-вытяжными отверстиями

В аппаратах небольшого диаметра применяют S-образные сетчатые тарелки. Их устройство показано на рисунке 12

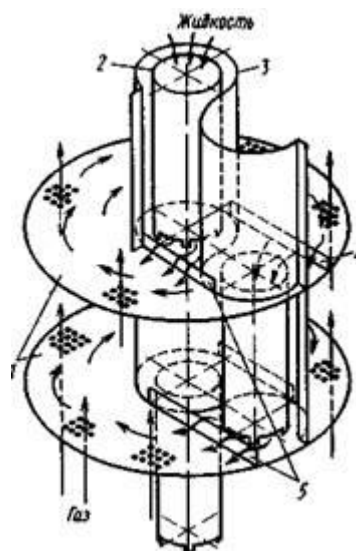


Рисунок 12 - Сетчатая тарелка с S-образной перегородкой
 Конструкция решетчатой тарелки представлена на рисунке 13

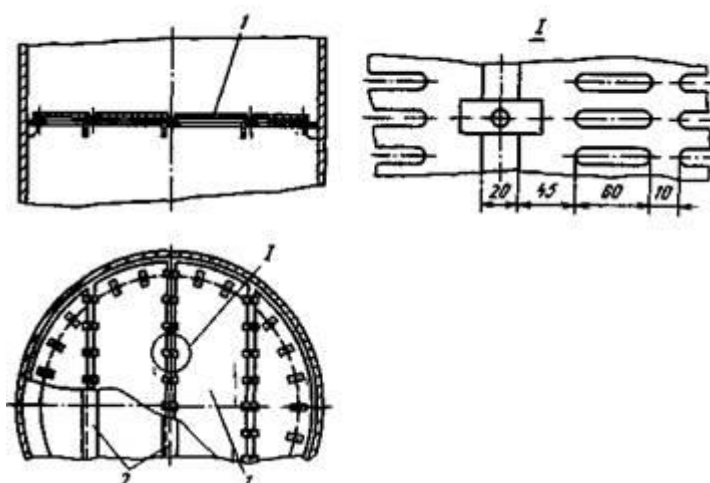


Рисунок 13 - Решетчатая провальная тарелка

Эти тарелки отличаются низкой металлоемкостью и просты в обслуживании. Также для них характерна высокая производительность по пару и жидкости и могут быть использованы для разделения жидкостей склонных к отложениям и налипанию взвешенных в ней частиц.

Недостатками данной конструкции является устойчивость работы в узком диапазоне скоростей паровой фазы и неравномерность распределения жидкости по тарелке.

4.2 Современные тарельчатые устройства фирмы SulzerChemtech

Анализ технологического процесса выявил существующие недостатки. Устранение которых возможно путем модернизации ректификационной колонны КТ-430. Узла ректификация изобутан-изобутиленовой фракции от легких и тяжелых углеводородов, путем применения тарельчатого устройства.

4.2.1 Тарелки семейства V-Gird

Тарелки семейства V-Gird фиксированные или неподвижные клапаны V-Gird представляют собой элементы, выштампованные в полотно тарелки и расположенные в шахматном порядке. Клапаны имеют трапециевидную форму и ориентированы параллельно потоку жидкости. Такие клапаны обладают следующими преимуществами:

- Пониженный унос жидкости благодаря горизонтальному направлению сечения пара на полотно через боковые отверстия.
- Организация направленного движения пара, поступающего через клапаны, помогает организовать поток жидкости поперек тарелки, при этом уменьшается поперечная неравномерность распределения времени пребывания жидкой фазы на тарелке.
- Более высокая производительность, чем у тарелки с подвижными круглыми клапанами.
- Меньшее гидравлическое сопротивление в расчете на теоретическую ступень, чем у тарелки с подвижными круглыми клапанами.
- Широкий диапазон нагрузок - немного меньший, чем у тарелок с подвижными клапанами, но значительно большими, чем у ситчатых тарелок. Стабильная эффективность в рабочем диапазоне нагрузок.
- Отсутствие движущихся частей исключает механический износ и обеспечивает более долгий срок службы, чем у тарелок с подвижными клапанами.
- Способность к переработке загрязненных сред.

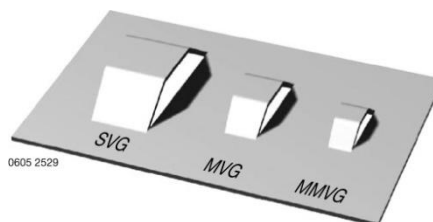


Рисунок 14- Фиксированные (неподвижные) клапаны семейства V-Gird

Неподвижные клапаны выпускаются в трех типоразмерах SVG, MVG, MMVG.

Клапаны меньших размеров обеспечивают более высокую производительность, чем больших, вследствие меньшего гидравлического сопротивления и снижения уноса жидкости.

Клапаны большего размера успешно используются в загрязненных средах.

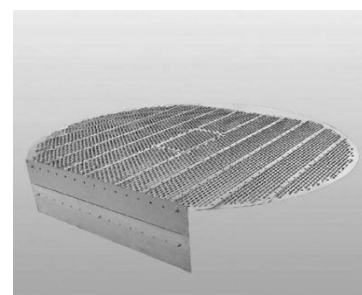
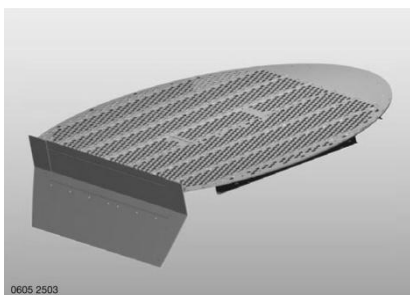


Рисунок15- Тарелки с клапанами SVG. Тарелки с клапанами MVG

4.2.2 Высокопроизводительные тарелки VGPlus

Тарелки VGPlus относятся к классу высокопроизводительных тарелок с сегментными (хордовыми) переливными карманами, выпускаемые фирмой SulzerChemtech. На сегодняшний день данные тарелки являются одними из самых высокопроизводительных тарельчатых устройств в мире, что доказано работами некоммерческого института по исследованию процессов фракционирования FRI рисунок16.

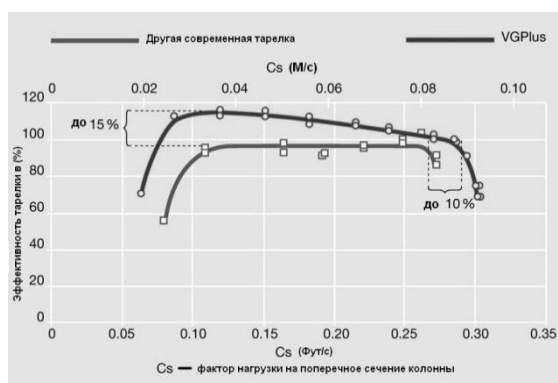
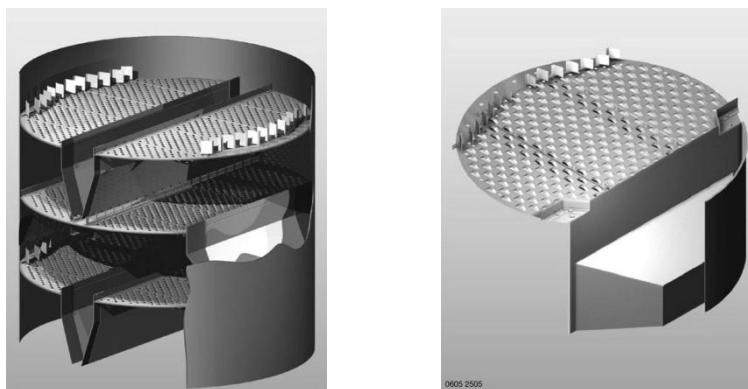


Рис 16 - Испытание тарелок VGPlus институтом FRI при высоких давлениях тарелки были испытаны на системе изо-бутан/н-бутан в колонне с внутренним диаметром 1,2м при давлениях 7 и 11 Бар

Конструкция тарелок VGPlus (рисунок 17) сочетает в себе усовершенствованную барботажную зону и модифицированный переливной карман повышенной производительности и обладает следующими особенностями:

- Использование Оптимизированного расположения клапанов на полотне тарелки. Наличие на полотне дополнительных элементов, направляющих и перераспределяющих поток вспененной жидкости, интенсифицирует взаимодействие жидкой и газовой фаз на полотне тарелки
- Усовершенствованные конструкции переливных карманов уменьшают захват газа сливающейся жидкостью и тем самым увеличивают производительность сливных камер, обеспечивая при этом максимальную площадь барботажной зоны тарелки.



а)

б)

Рисунок 17 - Двухсливные тарелки VGPlus

Преимущества тарелок VGPlus перед традиционными тарелками:

- Увеличенная производительность: до 30%.
- Снижение гидравлического сопротивления: до 20%.
- Одинаковая или более высокая эффективность.
- Отсутствие градиента жидкости на полотне тарелки.
- Равномерное распределение пара и жидкости.

Компьютерное моделирование гидродинамики (CFD) помогает в разработке тарелок. Исследования и пилотные испытания подкреплены расчетами на основе численных методов анализа гидродинамических задач, которые позволяют изучать сложные двухфазные смеси, например, течение вспененной жидкости по полотну и унос жидкости с тарелки. (рисунок 16) отображает распределение скоростей течения жидкости на полотне тарелки. Видно, что направляющие элементы установленные на тарелках VGPlus (профили скоростей снизу) создают более равномерный поток на тарелке. [5]

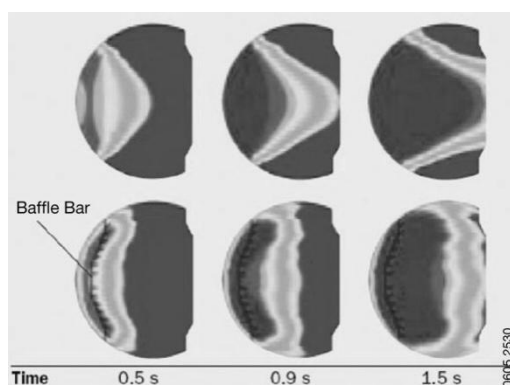


Рисунок 18 - Компьютерное моделирование Гидродинамики

4.2.3. Высокопроизводительные тарелки ShellCalmingSection

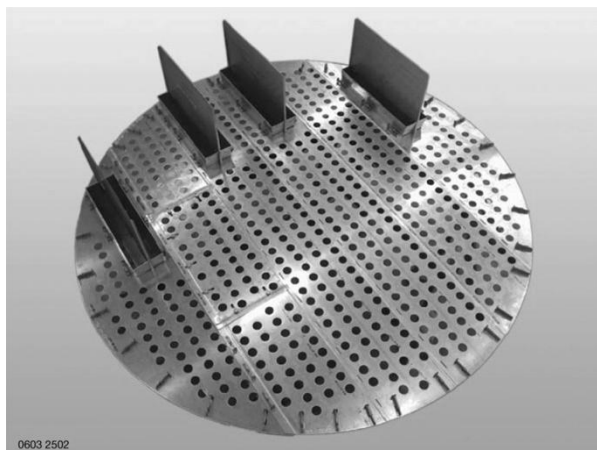


Рисунок 19 - Тарелка ShellCalmingSection

Тарелки ShellCalmingSection (рисунок 19) обычно применяют в случае, когда величина параметра потока не превышает 0,1. Эти тарелки используют в процессах ректификации с высокими паровыми нагрузками, где необходимо минимизировать унос жидкости при максимальной производительности по пару. Тарелки CalmingSection спроектированы с очень большой свободной поверхностью (т.е. долей отверстий) полотна тарелки, что в сочетании с коробчатыми переливными устройствами позволяет увеличить полезную производительность на 30% по сравнению с тарелками традиционной конструкции. При этом межтарельчатое пространство может быть снижено до 300 мм. [5]

4.2.4 Тарелки ShellHiFi

Тарелки ShellHiFi (рисунок 20) разработаны для работы в условиях больших нагрузок по жидкости, обычно при величине потока более 0,1. Их используют, если нагрузки по жидкости высокие и Тарелки CalmingSection применить невозможно.

Основное преимущество этих тарелок состоит в организации перелива через коробчатые переливные камеры, благодаря чему периметр слива жидкости становится в 2-3 раза больше, чем для тарелок с хордовыми переливными карманами.

Это снижает нагрузку на сливную планку на 50-70%, в результате чего уменьшается высота слоя жидкости над сливной планкой и, соответственно, гидравлическое сопротивление самой тарелки. Эти показатели в значительной степени влияют на увеличение производительности тарелок ShellHiFi по сравнению с традиционными тарелками. [5]

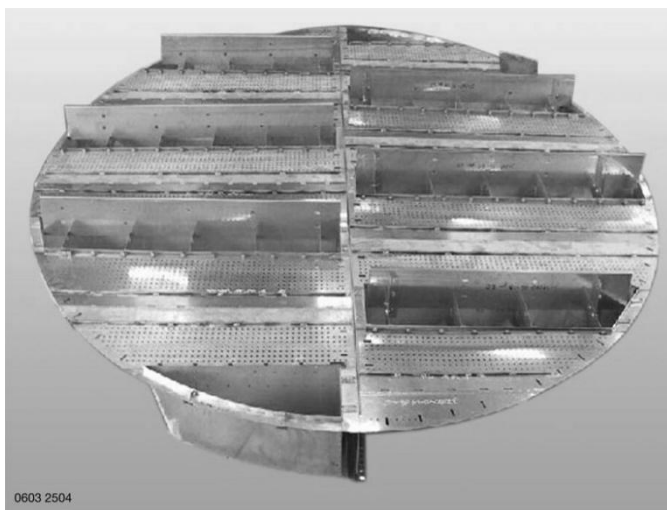


Рисунок 20 - Тарелка ShellHiFi

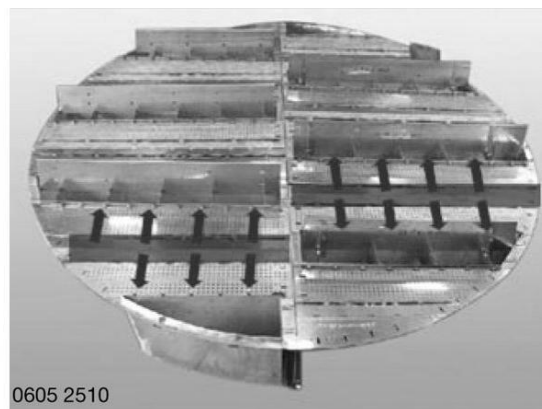
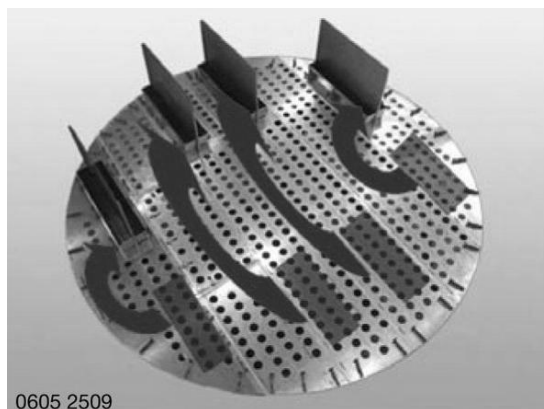


Рисунок 21 - Течение жидкости на тарелках CalmingSection и HiFi

На (рисунок 21) отмечено расположение камер переливных устройств расположенной выше тарелки, из которых жидкость сливается на полотно тарелки. Стрелки показывают направление потока жидкости.

На тарелках CalmingSection жидкость перетекает с одной стороны на другую, пересекая центральную линию тарелки. Это увеличивает длину пути движения потока и повышает массообменную эффективность тарелок.

Переливные камеры тарелки HiFi располагаются симметрично относительно центра. Длина траектории движения потока жидкости на

тарелке HiFi обычно короче по сравнению с тарелками CalmingSection, но почти все траектории имеют приблизительно равную протяженность и направлены перпендикулярно камере переливного устройства. Это обеспечивает равномерное распределение жидкости в разных зонах тарелки и приводит к появлению механизма самобалансировки, который способствует повышению эффективности тарелки.[5]

Механизм самобалансировки тарелок ShellHiFi (рисунок22)

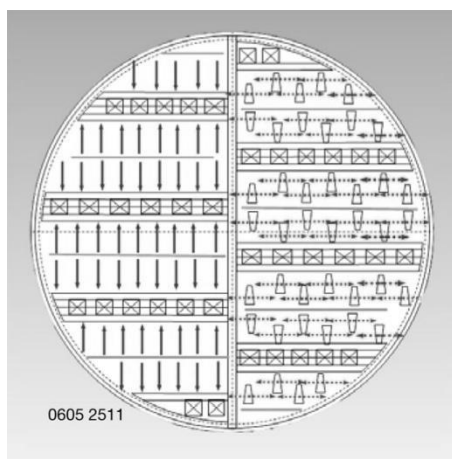


Рисунок 22 - Механизм самобалансировки тарелок Shell HiFi

Пар распределяется равномерно по секциям тарелки. Равномерное распределение пара и жидкости гарантирует хорошее взаимодействие паровой и жидкой фаз. Поскольку пар под барбатажной зоной не встречает преград, он равномерно распределяется между различными секциями тарелки. В результате тарелки Shell HiFi являются гидравлически самобалансирующимися многопоточными тарелками. [5]

4.2.5 ТарелкиShellCSPlusиHiFiPlus

Тарелки ShellCS (Calming Section).

Plusи HiFi Plus являются усовершенствованной версией стандартных тарелок Calming Sectionи HiFi.

Данные тарелки объединяют два дополнительных конструктивных элемента (рисунок23), которые приводят к увеличению производительности:

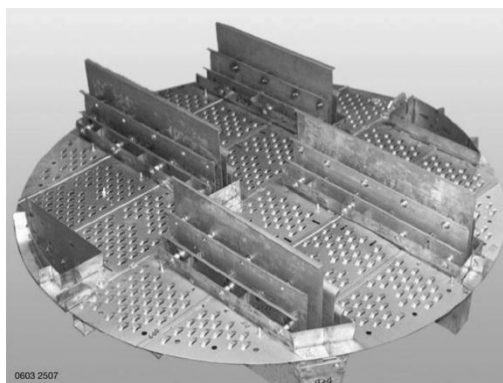


Рисунок 23 - Тарелка ShellHiFiPlus

Более эффективная конструкция переливного кармана за счет использования распределительного устройства CIDTM на входе в переливную камеру. Это улучшает сепарацию пара из сливаемой жидкости и тем самым увеличивает пропускную способность по жидкости более чем на 20% по сравнению с обычными Тарелками Shell Calming Section и HiFi.

Высокопроизводительное полотно тарелки, такое как у тарелок с неподвижными клапанами MG^V, что снижает унос жидкости и обеспечивает максимально полезную производительность, при которой обеспечивается высокая эффективность тарелки. [5]

4.2.6 Тарелки с клапанами BDH

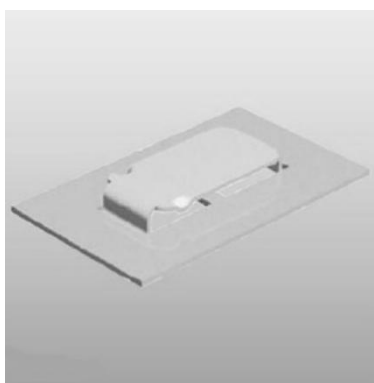


Рисунок 24 - Клапан BDH

Клапаны BDH (рисунок 24) имеют прямоугольную форму и ориентированы параллельно потоку жидкости. Данная конструкция обеспечивает боковой выход пара и уменьшенный провал жидкости через клапан. Это способствует повышенной эффективности и производительности по сравнению с традиционными тарелками с дисковыми клапанами.

Другие преимущества:

- Облегчение течения жидкости благодаря боковому выходу паров.
- Большой диапазон изменения нагрузок по сравнению с дисковыми клапанами.
- Широкие ножки и отсутствие возможности вращения клапана снижают вероятность повреждения или износа клапана.

Возможный набор амплитуд подъема и весов клапана позволяет оптимизировать тарелку для различных условий работы. Конструкция предусматривает возможность замены клапана с верхней стороны полотна тарелки.

5 Описание технологической схемы установки БК-3

Продукты дегидрирования каталитического дегидрирования изобутана имеют технологическое название – контактный газ. Процесс каталитического дегидрирования протекает в установке БК-2. Контактный газ установки поступает на установку БК-3. Давление не превышает 0,04 МПа, температура не более 60°С. Технологическое назначение установки БК-3 – выделение изобутан-изобутиленовой фракции. Первичная очистка от каталитической пыли и капельной влаги происходит в фильтрах-сепараторах О-401/1,2. Очищенный контактный газ смешивается с газами отдувок из аппаратов О-445 и Е-440 установки БК-3, Е-1/III, К-14 и Е-110 установки И-3-9, Т-31а установки И-6 и подается на всас компрессора Т/К-403. Смесь газов сжимается до давления 1,2 МПа.

Для эффективного сжатия в компрессоре используется двухступенчатая схема с промежуточным охлаждением в двух холодильниках. Также имеется пусковой холодильник. В качестве охлаждающего агента используется обратная вода. При сжатии и промежуточном охлаждении часть паров воды и углеводородов из контактного газа конденсируется. Конденсат отделяется в сепараторе и сливается в сборник Е-411. Из сборника насосом жидкая фаза откачивается в скрубберы С-8 на установке БК-2. Также в Е-411 направляются загрязненная вода из емкостей блока газоразделения Е-423 и Е-440.

В целях безопасности на всасе компрессора установлен гидрозатвор и сепаратор. При превышении выше давления 0,04 МПа газ сбрасывается на факельную установку.

Контактный газ после второй ступени сжатия компрессора нагрет и требует охлаждения. Для этой цели используется теплообменники-конденсаторы, охлаждаемые обратной водой. Конденсат, состоящий в основном из углеводородов, направляется в сборник Е-415. Далее

контактный газ поступает в конденсатор-испаритель Т-417. В межтрубном пространстве кипит пропан, в трубном охлаждается контактный газ. Газообразный пропан возвращается в холодильный цикл.

Парожидкостная углеводородная смесь поступает в сепаратор О-445/1. В нем происходит разделение жидкой и газообразной фаз. Жидкость направляется в сборник Е-415, газовая часть поступает в абсорбер Кт-418.

В емкости Е-415 вместе с углеводородным конденсатом собирается и загрязненная углеводородами вода, которая собирается из различных сборников отделения.

В абсорбере происходит выделение фракции С₄ из контактного газа. Контактный газ подается в нижнюю часть колонны и при движении вверх контактирует с абсорбентом. В качестве абсорбента используется тяжелая фракция перегонки колонны Кт-437. Абсорбент предварительно охлаждается в теплообменнике Т-428, в межтрубном пространстве которого кипит жидкий пропан, участвующий в холодильном цикле.

Расходы технологических сред, уровни в аппаратах абсорбционной установки, температуры в отдельных точках схемы поддерживаются при помощи автоматизированной системы управления технологическим процессом. Абсорбент при взаимодействии с контактным газом поглощает фракцию С₄. Давление в колонне поддерживается на уровне 1,2 МПа, температура 15°С. Часть контактного газа выходящая из верха колонны направляется в сепаратор для отделения влаги и далее поступает в топливную сеть предприятия для использования в качестве топлива на производствах бутадиена и ДВМ, производство изопрена. При сокращении потребления абгаза на производство бутадиена и ДВМ, производство изопрена для предупреждения завышения давления в емкости Е-456 излишки абгаза сбрасываются на факел.

Абсорбент и нижней части абсорбера направляется в сборник О-446. По мере накопления жидкая фаза поступает в десорбер Кт-420. В десорбере от абсорбента отделяется поглощенная фракция углеводородов. Для этого

его нагревают до температуры 40°C, встречным потоком «тощего» абсорбента в теплообменниках Т-419/1,2.

По своей сути десорбер представляет ректификационную колонну. В качестве контактных устройств используются колпачковые тарелки. Насыщенный абсорбент нагревается в теплообменниках и подается в среднюю часть десорбера. Также в зону питания поступает кубовый остаток из колонны КТ-437. В десорбере из насыщенного абсорбента выделяется целевая фракция С₄. Она выходит из верхней части колонны в газообразном виде и направляется на конденсацию. Конденсация осуществляется в две стадии. Сначала газы проходят через охлаждаемый водой теплообменник Т-422, где происходит частичная конденсация углеводородов. Конденсат поступает в сборник Е-423. Далее газовая часть поступает в теплообменник Т-422а. В межтрубном пространстве кипит пропан из холодильного цикла. В трубном конденсируются остатки фракции С₄. Конденсат из Т-422а направляет в емкость О-445/2.

Не сконденсировавшиеся газы при помощи компрессоров направляются в топливную систему. Давление в десорбере играет важную роль и поддерживается автоматически. В десорбере организована подача флегмы. Часть сконденсировавшихся углеводородов из сборника Е-423 при помощи насоса Н-424 направляется на орошение верха колонны. Количество подаваемой жидкости влияет на качество получаемого продукта. Другая часть поступает в сборник Е-415.

Куб десорбера обогревается через внешние теплообменники Т-421/1,2. В качестве теплоносителя используется водяной пар. При помощи регулирования давления пара можно управлять температурой куба колонны. Конденсат из Т-421 поступает в емкость Е-421а и далее после дросселирования в емкость-сепаратор Е-455. Из-за сброса давления конденсат начинает кипеть. Пар направляется в теплообменник Т-431, конденсат в общезаводской коллектор. Уровни в сборниках и емкостях поддерживаются автоматически.

Регенерированный абсорбент покидает колонну КТ-420 и проходя через теплообменник Т-419 охлаждается потоком насыщенного абсорбента. Далее в рекуператоре Т-429 регенерированный абсорбент продолжает охлаждаться углеводородным конденсатом. Дальнейшее охлаждение регенерированного абсорбента продолжается в воздушном холодильнике АВЗ-425. Следующая стадия охлаждения осуществляется в водоохлаждаемом теплообменнике Т-425б. Перемещение регенерированного абсорбента из куба десорбера через цепочку охладителей осуществляется по самотечному принципу за счет перепада давления.

Автоматика обеспечивает поддержание и регулирование уровня в колонне КТ-420.

Охлажденный «тощий» абсорбент поступает в Е-426. В емкость подается азот в целях обеспечения безопасности. Из сборника регенерированный абсорбент направляется при помощи насоса Н-427 в охладитель Т-428, где охлаждается кипящем в межтрубном пространстве пропаном. Температура абсорбента доходит до значения 15°C. Процесс регенерации закончен. Теперь абсорбент может быть направлен в верхнюю часть абсорбера КТ-418.

Имеется возможность откачки регенерированного абсорбента из Е-426 в отделение Д-13 при помощи насоса Н-427.

Загрязненная изобутан-изобутиленовая фракция из сборника Е-415 при помощи насоса Н-416 подается в колонный аппарат КТ-430. Предварительный нагрев ИИФ осуществляется в теплообменнике Т-429. Аппарат КТ-430 носит функцию отгонки легкой фракции углеводородов и носит название – колонна стабилизации. Теплообменник Т-429 снабжен байпасом для регулирования температуры ИИФ. Все параметры процесса контролируются и поддерживаются при помощи средств автоматики.

Куб колонны обогревается при помощи выносных кипятильников Т-431/1,2. Теплоносителем является водяной пар низкого давления. Конденсат из кипятильников направляется общий коллектор. Существует возможность

подачи в кипятильники Т-431/1,2 вторичного пара от котлов-утилизаторов отделения БК-2 совместно с паром из общезаводской сети. Паровый конденсат может возвращен на ТЭЦ или использоваться в технологическом цикле смежных производств.

Паровая фаза из колонны стабилизации охлаждается и конденсируется в двух теплообменниках. В Т-432 при помощи оборотной воды, в Т-435 за счет тепла поглощаемого кипящим пропаном. После теплообменника Т-432 парожидкостная смесь поступает в сепаратор Е-433, где жидкая часть отделяется от газовой. Жидкость может быть использована в качестве флегмы для КТ-430. Газ поступает в Т-435. После Т-435 газо-жидкостная смесь также разделяется в сепараторе О-445/3. Жидкая фаза направляется в емкость Е-433. Газы направляются в емкость Е-456 и далее в сеть предприятия, где используются в качестве топлива. Предусмотрена линия возврата не сконденсировавшихся газов обратно в абсорбционную колонну КТ-418.

Из куба колонны КТ-430 изобутан-изобутиленовая фракция подается в среднюю часть колонны КТ-437. В этом аппарате происходит очистка изобута-изобутиленовой фракции от низколетучих компонентов. Возможны два варианта подачи ИИФ: на 10-ую и на 22-ую тарелки. Также в линию питания колонны может подаваться изобутилен от отделения Д-1а установки И-9 и колонны Е-1 БК-4.

Паровая фаза, выходящая из верхней части колонны КТ-437, направляется в теплообмнник-дефлегматор Т-439. В нем происходит частичная конденсация углеводородов. Теплоносителем является оборотная вода, подаваемая в межтрубное пространство. Конденсат собирается в емкость Е-440. Флегма подается насосом Н-441 из сборника Е-440 в верхнюю часть колонны КТ-437. Часть полученной изобутан-изобутиленовой фракции отправляется на дальнейшую стадию переработки – на смежные производства Д-1а и БК-4.

Газовая фракция из сборника Е-440 представляет собой не сконденсировавшиеся газы фракции C_4 . Они могут быть направлены во всасывающую линию компрессоров сжатия контактного газа, находящихся на начальной стадии данной технологической цепочки, для повышения степени переработки сырья. Тепло для проведения процесса отгонки тяжелых фракций получается а счет конденсации пара в выносном кипятильнике Т-438. Паровый конденсат поступает в общецеховой коллектор.

Тяжелые фракции из куба колонны КТ-437 могут быть направлены в отделение Д-13 в сборник Е-6/4 самотеком.

Так как в контактном газе содержится некоторое количество водяных паров в равновесном при входной температуре количестве, в емкостях сборниках и сепараторах накапливается вода в нижней части. Для сбора данной загрязненной воды по самотечной схеме смонтированы линии в сборник Е-411 и отстойник Е-415а.

6. Технологические расчеты

6.1. Расчет материального баланса

Принципиальная схема ректификационной колонны с указанием материальных потоков приведена на рисунке 25.

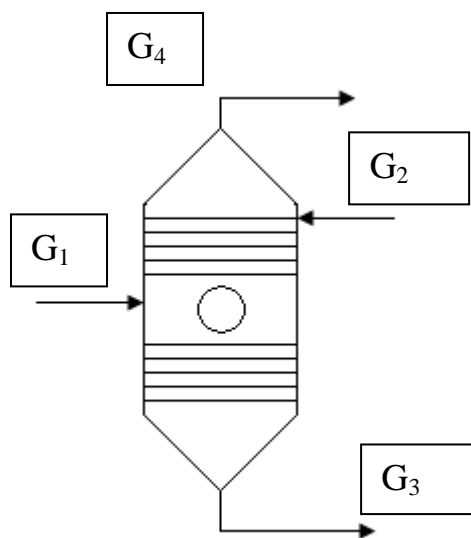


Рисунок 25 - Схема материальных потоков

G_1 – сырье;

G_2 - флегма;

G_3 – кубовый продукт;

G_4 – ректификат.

Материальный баланс.

Таблица 2 – Состав исходного сырья

Наименование компонента	Состав
Бутаны	20,26 %
Бутилены	60,69 %
Фракция C3-	10,43 %
Фракция C5+	9,62 %
Итого	100

$$G_1 + G_2 = G_3 + G_4 , \quad (6.1.1)$$

Производительность: $N = 110000$ тонн/год по верху колонны.

Таблица 3 - Состав кубового продукта: (% масс)

Наименование компонента	Состав, % масс
Пропан	1,52
Изобутилен	34,20
Изобутан	3,55
Бутан	23,43
Бутилены	36,30
Итого	100,0

Таблица 4 - Состав дистиллята колонны: (% масс)

Наименование компонента	Состав, % масс
Этан	12,55 %
Пропан	86,70 %
Изобутан	0,01 %
Изобутилен	0,26 %
Бутан	0,13 %
Бутилены	0,20 %
Итого	100,0 %

Число рабочих дней в году – 365, из них на капитальный ремонт - 10 дней.

$$(365 - 10) \times 24 = 8520 \text{ час} .$$

Часовая производительность установки.

$$\frac{110000}{8520} = 12,9108 \text{ т / ч} .$$

Составляем уравнение материального баланса [6].

$$\left\{ \begin{array}{l} G_F = G_P + G_W, \\ G_F \times x_F = G_P \times x_P = G_W \times x_W, \end{array} \right. \quad (6.1.2)$$

$$(6.1.3)$$

G_F - Количество сырья.

G_P - Количество дистиллята.

G_W - Количество кубового остатка.

x_F, x_P, x_W - массовая доля пропана в питании, в дистилляте, кубовом остатке.

$$G_P = 12910,8 \text{ кг/ч} = 3,59 \text{ кг/с.}$$

$$x_F = 0,1043$$

$$x_P = 0,9925$$

$$x_W = 0,0152$$

$$\left\{ \begin{array}{l} 3,59 = G_P + G_W \\ G_F \times 0,67 = G_W \times 0,00 + 3,59 \times 0,99 \end{array} \right.$$

$$G_W = 1,73 = 6221,03 \text{ кг/ч.}$$

$$G_F = 5,31 = 19131,82 \text{ кг/ч.}$$

Пример расчета для бутиленов.

$$\frac{19132}{x} = \frac{100}{55,0}$$

$$x = \frac{19132 \times 55}{100} = 10522,50$$

$$\frac{10522,50 \text{ кг/ч}}{3600 \text{ с}} = 2,92 \text{ кг/с.}$$

Определение количества флегмы на орошение.

$$R = 0,5$$

$$G_\phi = R + G_P, \quad (6.1.3)$$

$$G_\phi = 0,5 \times 12910,8 = 6455,4 \text{ кг/ч} = 1,79 \text{ кг/с.}$$

$$G_4 = G_\phi + G_D, \quad (6.1.4)$$

$$G_4 = 6455,4 + 12910,8 = 19366,2 \text{ кг/ч.}$$

Таблица 5 - Материальный баланс колонны

Приход		Расход	
Компоненты	Кг/ч	Компоненты	Кг/ч
Сырье	19131,8	Кубовый остаток	6221,0
Флегма	6455,4	Ректификат	19366,2
Всего	25587,2	Всего	25587,2

6.2 Расчет теплового баланса

Схема тепловых потоков процесса ректификации приведена на рисунке.

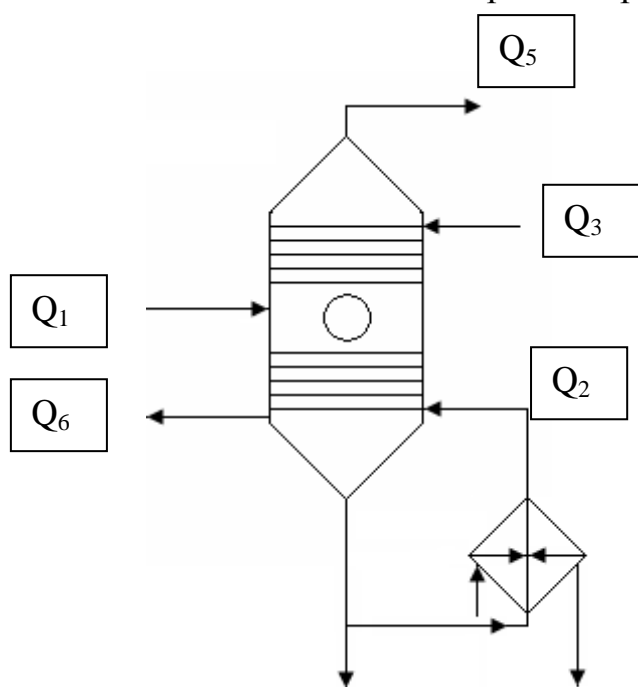


Рисунок 26 - Схема тепловых потоков

Q_1 – тепло с сырьем;

Q_2 – тепло с куб. продуктом;

Q_3 – тепло с флегмой;

Q_4 – тепло куба на склад;

Q_5 – тепло паров на конденсат;

Q_6 – тепло потерь.

Тепловой баланс процесса описывается уравнением:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (6.2.1)$$

Исходные данные:

Режим работы колонны.

Температура верха - 40°C

Температура куба - 100°C

Температура с сырьем - 60°C

Температура флегмы - 40°C

Давление пара в кип - $0,4\text{МПа}$

Расчет.

Приход тепла:

Тепловые потоки определяются по формуле [7]

$$Q = m \times c \times t, \quad (6.2.2)$$

где Q – тепловой поток, Вт

m – масса вещества, кг/с

c – удельная массовая теплоемкость вещества Дж/(кг × К)

t – температура потока °С

Расход тепла с сырьем продуктом при $T = 60$ °С

Удельная массовая теплоемкость смеси

$$C_{p_0 c_4 H_8} = -8,2 + 377 \left(\frac{333}{1000} \right) - 235 \left(\frac{333}{1000} \right)^2 = 91,3 \text{ Дж / кмоль} \times K$$

$$C_{c_4 H_8} = \frac{91,28 \times 1000}{56} = 1630 \text{ Дж / кг} \times K \quad (5.10)$$

$$C_{p_0 c_5 H_8} = 11,7 + 420 \left(\frac{333}{1000} \right) - 300 \left(\frac{333}{1000} \right)^2 = 118,3 \text{ Дж / кмоль} \times K$$

$$C_{c_5 H_8} = \frac{118,3 \times 1000}{68} = 1740 \text{ Дж / кг} \times K \quad (5.12)$$

$$C_{F(\text{смеси})} = 1630 \times 0,55 + 1740 \times 0,45 = 1679 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$Q_F = Q_1 = 1679 \frac{19131,82}{3600} \times 60 = 535482 \text{ Вт}$$

Расход тепла с кубовым продуктом при $T = 150$ °С.

Удельная массовая теплоемкость смеси.

$$C_w = 2095 \times 0,72 + 2179 \times 0,28 = 2118 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$Q_w = Q_4 = 2118 \frac{6221}{3600} \times 150 = 549082 \text{ Вт}$$

Расход тепла с флегмой при $T = 40$ °С.

Удельная массовая теплоемкость смеси.

$$C_{p_0 c_4 H_8} = -8,2 + 377 \left(\frac{313}{1000} \right) - 235 \left(\frac{313}{1000} \right)^2 = 86,8 \text{ Дж / кмоль} \times K$$

$$C_{c_4 H_8} = \frac{86,78 \times 1000}{56} = 1550 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$C_{p_0} c_5 H_8 = 11,7 + 420 \left(\frac{313}{1000} \right) - 300 \left(\frac{313}{1000} \right)^2 = 113,8 \text{ Дж / кмоль} \times K$$

$$C_{c_5 H_8} = \frac{113,8 \times 1000}{68} = 1673 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$C_{\phi} = 1550 \times 0,126 + 1551 \times 0,867 = 1539 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$Q_{\phi} = Q_3 = 1539 \frac{6455,4}{3600} \times 40 = 110401 \text{ Вт}$$

Тепло паров идущих на конденсацию при $T = 40^{\circ}C$

Удельная массовая теплоемкость смеси

$$C_{p_0} c_4 H_8 = -8,2 + 377 \left(\frac{313}{1000} \right) - 235 \left(\frac{313}{1000} \right)^2 = 86,8 \text{ Дж / кмоль} \times K$$

$$C_{c_4 H_8} = \frac{86,78 \times 1000}{56} = 1550 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$C_{p_0} c_5 H_8 = 11,7 + 420 \left(\frac{313}{1000} \right) - 300 \left(\frac{313}{1000} \right)^2 = 113,8 \text{ Дж / кмоль} \times K$$

$$C_{c_5 H_8} = \frac{113,8 \times 1000}{68} = 1673 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$C_{\phi} = 1674 \times 0,126 + 1706 \times 0,867 = 1689 \text{ Дж / кг} \times K$$

$$Q_p = Q_5' = 1689 \frac{12910}{3600} \times 40 = 242320 \text{ Вт}$$

Теплота фазового перехода

$$Q''_5 = G_p \times r, \quad (6.2.3)$$

где r – теплота фазового перехода, $\text{Дж / кг} \times K$

$$r_{\text{ид}} = r_1 \times x_1 + r_2 \times x_2, \quad (6.2.4)$$

где x – массовые проценты.

$$r = 19,2 \times 10^3 \frac{T_{\text{кип}}}{M} \left(91 + \lg T_{\text{кип}} \right), \quad (6.2.5)$$

Теплота пропана.

$$r_1 = 19,2 \times 10^3 \frac{266}{56} \left(91 + \lg 266 \right) = 395341,21 \text{ Дж / кг}$$

Теплота изобутилена

$$r_2 = 19,2 \times 10^3 \frac{307,1}{68} \left(91 + \lg 307 \right) = 381245,70 \text{ Дж / кг}$$

$$r_{\text{общ}} = 448,00 \times 0,126 + 554,00 \times 0,867 = 536,54 \text{ Дж / кг}$$

$$Q''_5 = \frac{12910,8}{3600} \times 536,54 = 1924 \text{ Вт}$$

Тепло с дистиллятом на конденсацию.

Потери тепла в окружающую среду.

$$Q_5 = Q_5' + Q_5'' \quad (6.2.6)$$

$$Q_5 = 242320 + 1924 = 244244 \text{ Вт}$$

$Q_6 = 2\%$ от общего расхода тепла [7].

$$Q_6 = 0,02 | Q_4 + Q_5 | \quad (6.2.7)$$

$$Q_6 = 0,02 | 244244 + 549082 | = 15867 \text{ Вт}$$

Тепло с кубовым продуктом.

$Q_2 = 25\%$ от общего расхода тепла [7].

$$Q_6 = 0,25 | 535482 + 110401 | = 163310 \text{ Вт}$$

Энергетический баланс установки представлен в таблице.

Таблица 6 - Тепловой баланс процесса

Приход		Расход	
Компонент	Вт	Компонент	Вт
Q_1	535482	Q_4	244244
Q_3	110401	Q_5	549082
Q_2	163310	Q_6	15867
Итого	809193	Итого	809193

6.3 Конструктивный расчет ректификационной колонны

Расчет числа теоретических тарелок в колонне аналитическим способом.

$$X = N/S_N, \quad (6.3.1)$$

N – содержание компонента в дистилляте, кмоль/ч;

S_N – содержание всех компонентов в смеси, кмоль/ч.

Содержание этана в дистилляте, кмоль/ч.

$$N_1 = \frac{1620,3 \text{ кг/ч}}{56 \text{ кг/кмоль}} = 28,9 \text{ кмоль/ч}$$

Содержание пропана в дистилляте, кмоль/ч.

$$N_2 = \frac{11193,7 \text{ кг/ч}}{68 \text{ кг/кмоль}} = 164,6 \text{ кмоль/ч}$$

Мольная доля НК в дистилляте.

$$X_{НК}^P = 193,5/195,5 = 0,99$$

Содержание изобутилена в питании, кмоль/ч.

$$N_1 = \frac{2295,8 \text{ кг/ч}}{56 \text{ кг/кмоль}} = 41,0 \text{ кмоль/ч}$$

$$N_2 = \frac{10522,5 \text{ кг/ч}}{68 \text{ кг/кмоль}} = 154,7 \text{ кмоль/ч}$$

Мольная доля НК в питании.

$$X_{НК}^F = 195,7/293,6 = 0,667$$

Содержание этана в кубе, кмоль/ч.

$$N_1 = \frac{0,0 \text{ кг/ч}}{56 \text{ кг/кмоль}} = 0,0 \text{ кмоль/ч}$$

$$N_2 = \frac{4,4 \text{ кг/ч}}{68 \text{ кг/кмоль}} = 0,1 \text{ кмоль/ч}$$

Содержание низкокипящего компонента в кубе колонны в мольных долях:

$$X_{НК}^W = 0,06/0,77 = 0,083$$

Содержание высококипящего компонента в дистилляте.

$$X_{\hat{A}\hat{E}}^D = 1,94/195,5 = 0,010$$

$$X_{\hat{A}\hat{E}}^F = 97,87 / 293,6 = 0,333$$

$$X_{\hat{A}\hat{E}}^W = 0,70 / 0,77 = 0,917$$

Относительная летучесть компонентов разделения при температуре верха колонны.

$$\alpha = \frac{P_{HK}}{P_{BK}} \quad (6.3.2)$$

P_{HK} – давление насыщенных паров летучего компонента;

P_{BK} – давление насыщенных паров тяжелого компонента;

Давление насыщенных паров пропана.

$$P = 1726 \text{ мм.рт.ст}$$

Давление насыщенных паров изобутилена.

$$P = 1335 \text{ мм.рт.ст.}$$

$$\alpha = \frac{1726}{1335} = 1.143$$

КПД тарелок принимаем = 0,71

По данным производителя SulzerChemtech.

Наименьшее допустимое число тарелок может быть определена по уравнению Фенске [6].

$$N_{\min} = \frac{\lg \frac{x_{HK}^P}{1-x_{HK}^P} \times \frac{1-x_{HK}^F}{x_{HK}^F}}{\lg \alpha} \quad (6.3.4)$$

где X_{HK}^P , X_{HK}^F - Мольные доли НК в дистилляте и питании;

α – Коэф.

Относительной летучести компонентов.

$$N_{\min} = \frac{\lg \frac{0,9901}{0,0099} \times \frac{0,333}{0,667}}{\lg 1,143} = 26,29$$

$$N_{\min} = 26,29 = 27$$

Число тарелок необходимое для эффективного разделения.

$$N = N_{\min} / КПД , \quad (6.3.5)$$

$$N = 27 / 0,71 = 38$$

Принимаем $N = 18$ тарелок в нижней части колонны.

20 тарелок в верхней части колонны.

Общее число тарелок 38шт.

Объемный расход проходящего через колонну пара.

$$V = \frac{G_D (R+1) 22,4 \times T_{CP} \times P_0}{M_{CP} \times T_0 \times 3600 \times P} , \quad (6.3.6)$$

$$V = \frac{12911 \times 1,50 \times 22,4 \times 273 \times 1,033}{72,0 \times 273 \times 1 \times 3600} = 1,73 \frac{м^3}{кмоль}$$

Расстояние между тарелками 400 мм. (по данным производителя).

Скорость пара в колонне.

$$\omega = 0,22 м/с$$

Диаметр колонны определяем по уравнению:

$$D = \sqrt{\frac{Vn}{0,785 \times \omega}} , \quad (6.3.7)$$

$$D = \sqrt{\frac{1,73}{0,785 \times 0,22}} = 3,165 м.$$

V_n – объемный расход пара в колонне;

ω - скорость паровой фазы в колонне.

Принимаем в соответствии со справочными данными аппарат типового диаметра:

$$D_k = 3200 мм$$

Высота тарельчатой части колонны.

$$H_T = h(n-1) , \quad (6.3.8)$$

$$H_T = 400(18-1) = 14800$$

где h – расстояние между тарелками;

n – число действующих тарелок.

Общая высота колонны.

$$H = (n_T - 1) \times H_T + H_{сеп} + H_{куб} \quad (6.3.9)$$

$$H = (38 - 1) \times 400 + 1000 + 2500 = 18300$$

где n_T - число тарелок расположенных в аппарате;

H_T – межтарельчатое расстояние;

$H_{сеп}$ – высота верхней сепарационной части колонны;

$H_{куб}$ – высота нижней части колонны.

Таким образом по данным расчета для осуществления процесса стабилизации изобутан-изобутиленовой фракции необходима колонна с меньшей высотой. По проектным данным высота колонны составляет 25555мм, что на 7255мм выше колонны с новым видом тарелок SulzerChemtech с клапанами BDH.

Соответственно существующая колонна при условии замены тарелок может обеспечивать более высокую производительность и четкость разделения.

6.4 Механический расчет ректификационной колонны

Толщина стенки колонны, работающей под давлением [13].

$$S_R = \frac{P \times D}{2 \times [\sigma] \times \varphi - P}, \quad (6.4.1)$$

$$S \geq S_R + C, \quad (6.4.2)$$

где S_R – расчетная толщина стенки обечайки, мм;

P - Расчетное давление = 1МПа;

D - Внутренний диаметр аппарата, мм;

$[\sigma]$ - Допускаемое напряжение 142МПа при 100 град для стали 20;

φ - коэффициент прочности сварного шва 0,9 [9].

S – Исполнительная толщина обечайки, мм.

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \quad (6.4.3)$$

$$S_R = \frac{1 \times 1800}{2 \times 168 \times 0,9 - 1} = 5,9 \text{ мм}$$

$$S = S_R + C, \quad (6.4.4)$$

$$S = 6 + 5 + 0,6 = 11,6 \text{ мм}$$

Так как среда коррозионная, принимаем $S = 12 \text{ мм}$.

Проверочный расчет на допускаемое давление.

$$P = \frac{2\varphi \times \sigma \times (S - C)}{D + (S - C)}, \quad (6.4.5)$$

$$P = \frac{2 \times 0,9 \times 168 \times (2 - 5,6)}{1800 + (2 - 5,6)} = 1,071 \text{ МПа}$$

Расчет днища нагруженного внутренним избыточным давлением [13].

$$S_R = \frac{P \times D}{2 \times [\sigma] \times \varphi - 0,5P}, \quad (6.4.6)$$

$$S_R = \frac{1 \times 1800}{2 \times 168 \times 0,9 - 0,5 \times 1} = 5,96 \text{ мм}$$

$$S = S_R + C, \quad (6.4.7)$$

$$S = 6 + 5 + 0,6 = 11,6 \text{ мм}$$

Так как среда коррозионная, принимаем $S = 12 \text{ мм}$.

$$P = \frac{2\varphi \times \sigma \times (S - C)}{D + 0,5 \times (S - C)}, \quad (6.4.8)$$

$$P = \frac{2 \times 0,9 \times 168 \times (2 - 5,6)}{1800 + 0,5 \times (2 - 5,6)} = 1,073 \text{ МПа}$$

Диаметры патрубков: [13].

$$d = \sqrt{\frac{4G}{3600\pi\omega\rho}} \quad (6.4.9)$$

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \times 19132}{3600 \times 3,14 \times 1,8 \times 660}} = 0,075 \text{ м} = 100 \text{ мм}.$$

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \times 6455,4}{3600 \times 3,14 \times 1,8 \times 660}} = 0,044 \text{ м} = 50 \text{ мм}.$$

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \times 19366,2}{3600 \times 3,14 \times 25 \times 660}} = 0,292 \text{ м} = 300 \text{ мм}.$$

$$d_4 = \sqrt{\frac{4 \times 6221,0}{3600 \times 3,14 \times 1,8 \times 660}} = 0,043 \text{ м} = 43 \text{ мм}.$$

Диаметры штуцеров.

Для сырья $D_y = 100/150$ мм.

Для флегмы $D_y = 50/100$ мм.

Для выхода ректификата $D_y = 300$ мм.

Для выхода куба $D_y = 50$ мм.

К расчету принимается колонна $N = 110000$ Т/год.

Клапанная, двухпоточная.

Шаг между клапанами 100мм.

Количество клапанов на тарелке 200 шт.

Расстояние между тарелками H_T 400 мм.

$D = 1800$ мм.

$H = 24300$ мм.

$H_{\text{сеп}}$ – высота сепарационной части = 1000 мм.

$H_{\text{куб}}$ – высота кубовой части колонны 2500 мм.

$P = 1$ Мпа.

$t_{\text{верха}} = 40$ °С.

$t_{\text{куба}} = 150$ °С.

Для сырья $D_y = 100/150$ мм.

Для флегмы $D_y = 50/100$ мм.

Для выхода ректификата $D_y = 300$ мм.

Для выхода куба $D_y = 50$ мм.

Колонна выполнена из стали 20.

Толщина обечайки 12 мм.

Толщина днища и крышки 12 мм.

Заключение

В данной работе рассмотрена замена тарелок на производстве «УВИИФ» Установка выделения изобутан –изобутиленовой фракции, в ООО «СИБУР Тольятти».

На данной установке БК-3 используется устаревшее оборудование, были рассмотрены тарельчатые устройства различной конструкции, среди них классические тарельчатые устройства и современные устройства Швейцарской фирмы SulzerChemtech. В зависимости от условий в которых работают контактные тарелки возможно выбрать наиболее подходящий вариант для того или иного случая.

Клапанные тарелки наиболее приспособлены к работе при различных диапазонах нагрузок, а тарелки с прямоугольным клапаном фирмы SulzerChemtech выгодно отличаются от аналогов из-за более высокой износостойкости клапана. Они и выбраны в качестве замены существующих.

Внедрение данной конструкции тарелок позволит уменьшить содержание ценных компонентов в сжигаемых газах, что позволяет более рационально использовать сырье и повысить производительности установки в целом.

Список используемых источников

1. 1.Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. - М.: Химия, 1978.- 212с.
2. 2.ГОСТ 12.2.003-91 ССБТ. Оборудование производственное. Общие требования безопасности.
3. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для вузов в 2 книгах. Под ред. проф. Айнштейна В.Г. М.: «Химия», 1999. – 888 с.
4. Мишин В.П., Егоров М.М. Альбом типовых конструкций АТК-26-02-1-89: Тарелки клапанные для аппаратов колонного типа. Разработан и внедрен Всесоюзным научно-исследовательским проектно-конструкторским институтом нефтяного машиностроения. 1990. – 29 с.
5. Технологический регламент цеха БК-3 предприятия ООО «СИБУР Тольятти»
6. 6.Чичеров Л.Г. Расчет и конструирование нефтепромыслового оборудования: Учеб. пособие для вузов. – М.: «Недра», 1987. – 422 с., 2016.
7. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей. – Казань: «ФЭН», 2004.
8. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. 13-е изд. М.: ООО ИД «Альянс», 2006
9. Анисимов И.В. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. М., «Химия», 1975
10. Криворот А. С. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности», М., «Химия», 1980.
11. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии Л., «Химия», 1987.
12. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии, М., «Химия», 1983.

13. Лашинский, А.А. Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчеты химической аппаратуры. Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
14. Марочник сталей и сплавов / Под ред. В.Г. Сорокина. – М.: Машиностроение, 1989. – 640 с.
15. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической техно-логии:/ Н.И. Гельперин. – М.: Химия,1981. – 812 с.
16. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности:/ А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – Л.: Химия, 1974, 344 с.
17. Глинка Н.Л. Общая химия/ Под ред. В.А.Рабиновича. – Л.:Химия, 1986.-706с
18. Березин Б.Д., Березин Д.Б. Курс современной органической химии. М.: Высшая школа, 2001. – 187 с.
19. Артеменко А.И. Удивительный мир органической химии:/ А.И. Артеменко.- М.: Высшая школа, 2004.
20. Балаев Г.А. Полимерные материалы:/ Г.А. Балаев. – Л.: Химия, 1982.-195 с.
21. Фелленберг Г. Загрязнение природной среды. Введение в экологическую химию: Пер. с нем. – М.: Мир, 1997. – 232 с.
22. Долин П.А. Справочник по технике безопасности:/ П.А. Долин. – М.: Энергоиздат, 1998. – 800 с.
23. Бесков С.Д. Технохимические расчеты:/ С.Д. Бесков. – М.: Высшая школа, 1965. – 519 с.
24. ПБ 09-540-03. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств.: М.: ФГПУ «НТЦ «Промышленная безопасность», 2006. – 103 с.
25. ТУ 3612-002-48158319-2008. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе.

26. ПБ 03-576-03. Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением
27. Писарев, А.С. Экономика производства: учебное пособие для вузов - изд. ТГУ, г. Тольятти, 2002.- 280 с.
28. ГОСТ 24755-89 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. Укрепления отверстий, 1989-29с.
29. ГОСТ 26202-84 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность обечаек и днищ от воздействия опорных нагрузок, 1989-48 с.
30. Гутник С.П. Расчеты по технологии органического синтеза. М: Химия, 1988. – 272 с.
31. Кафаров В.В., Глебов, М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. - М.: Высш.шк., 1991.-440с.
32. Поникаров, И.И. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтегазопереработки / И.И. Поникаров., С.И. Поникаров., С.В. Рачковский. – М.: Альфа MISBN, 2008. – 721с.
33. Анурьев, В.И. Справочник конструктора – машиностроителя. М: Машиностроение, 1980. – 557 с.
34. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Г. С. Борисов, В.П.Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. Под ред.Ю.И.Дытнерского, 2-е изд., перераб. и дополн. М.:Химия, 1991. - 496 с.
35. Общая химическая технология: Учеб.для химико-техн.спец.вузов. В 2-х т. Т.1: Теоретические основы химической техноло-гии/И.П.Мухлёнов, А.Я.Авербух, Е.С.Тумаркина и др.; Под ред. И.П.Мухлёнова.- 4-е изд., перераб. и доп.- М.: Высш.шк., 1984.- 256 с., ил.
36. Плановский А.Н., Рамм В.М., Коган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. 5-е изд.– М. : Химия, 1968. – 847 с.
37. Плановский, А.Н., Николаев, П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. - М.: Химия, 1987.-540 с.

38. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов. - М.: Химия, 1982.
39. Теплотехнический справочник / под.ред. С.Г. Герасимова. – М.: Энергия, 1957. – 386 с.
40. Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок.- М.: Высш. шк., 1982. – 304 с.
41. Романков П.Г. и др. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) : Учеб.пособие для вузов. / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк, М.И. Курочкина. – СПб. : Химия, 1993. – 496 с.
42. Брейман М.И. Инженерные решения по технике безопасности в пожаро- и взрывоопасных производствах / М.И. Брейман. – М.: Химия, 1973. – 344 с.