

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ
ФЕДЕРАЦИИ

федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и инженерной экологии
(наименование института полностью)

Кафедра «Химия, химические процессы и технологии»
(наименование кафедры)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических веществ
(направленность (профиль)/специализация)

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему «Синтез метилтретбутилового эфира из метанола и
изобутилена»

Студент

Ю.Н. Гришанин

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

доцент, к.т.н., О.С. Авдякова

(И.О.Фамилия)

(личная подпись)

Допустить к защите

Заведующий кафедрой д.х.н., профессор Г.И. Остапенко

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

(личная подпись)

«__» 2019 г.

Тольятти 2019

АННОТАЦИЯ

Выпускная квалификационная работа 51 с., рисунков, таблиц, использовано источников, 6 л. графического материала.

МЕТИЛТРЕТБУТИЛОВЫЙ ЭФИР (МТБЭ), СИНТЕЗ, МЕТАНОЛ, ИЗОБУТИЛЕН, БУТАН-БУТИЛЕНОВАЯ ФРАКЦИЯ (ББФ), КОЛОННА-ЭКСТРАКТОР, КОЛПАЧКОВАЯ ТАРЕЛКА, ПАРАМЕТРЫ ПРОЦЕССА, ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ.

Объектом исследования является установка синтеза метилтретбутилового эфира (МТБЭ) на ООО «СИБУР Тольятти».

Цель работы: модернизация технологической схемы синтеза МТБЭ

Графическая часть выполнена на 6 листах и включает химизм процесса, технологическую схему, принципиальную схему модернизации установки, схему узла отмывки ББВ от метанола и колонны-экстрактора, таблицу параметров процесса.

В теоретической части рассмотрены физико-химические основы синтеза метилтретбутилового эфира, дана характеристика сырья и продуктов синтеза. В технологической части описана технологическая схема, применяемые катализаторы, параметры процесса. Даны принципиальная схема возможной модернизации линии. Описан узел отмывки ББВ от метанола. Выбран вариант модернизации колонны-экстрактора.

Проведены расчеты материального и теплового баланса установки синтеза МТБЭ. Проведен конструкторский расчет экстрактора и выбрано оборудование.

Выпускная квалификационная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft Word 7.0 и представлена на электронном носителе.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	5
1.1 Физико-химические основы процесса	6
1.2 Характеристика сырья и продуктов процесса	8
2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ	13
2.1 Описание технологической схемы процесса	13
2.1.1 Стадия отмычки ББФ от метанола	17
2.3 Аналитический контроль	19
2.4 Возможности модернизации процесса	23
3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ	26
3.1 Материальный баланс модернизированного процесса	26
3.2 Тепловой баланс и тепловой расчет	30
3.3 Выбор основного и вспомогательного оборудования	33
3.3.1 Выбор экстрактора	33
3.3.2 Выбор холодильника	36
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	40
СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	41
ПРИЛОЖЕНИЯ	43
А Химизм процесса получения метил-трет-бутилового эфира (МТБЭ)	43
Б Технологическая схема синтеза МТБЭ	44
В Технологические параметры синтеза МТБЭ	45
Г Принципиальная схема модернизации установки получения МТБЭ	46
Д Схема узла отмычки ББВ от метанола	47
Е Принципиальная схема колонны-экстрактора	48

ВВЕДЕНИЕ

Метилтретбутиловый эфир (метил-трет-бутиловый эфир, 2-метил-2-метоксипропан, МТБЭ) является наиболее эффективным компонентом, используемым в качестве добавки к автомобильным бензинам. Если все низшие кислородсодержащие соединения имеют октановое число равное до 100 ИОЧ (октановое число по исследовательскому методу), то у МТБЭ в зависимости от углеводородного состава бензина, доходит до 135 ИОЧ.

МТБЭ значительно сокращает расход нефти, при производстве товарного бензина, также сокращение идет за счет более низких требований к октановой характеристике традиционных углеводородных компонентов бензина.

Цель бакалаврской работы: модернизация технологической схемы синтеза МТБЭ.

Задачи представленной работы:

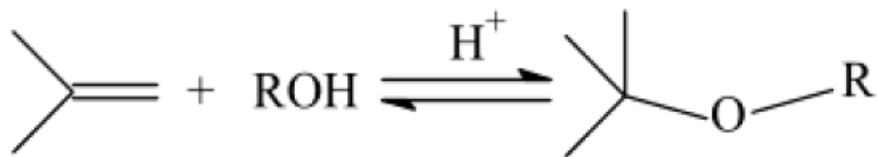
1. Изучить физико-химические основы процесса, требования предъявляемые к сырью и продуктам;
2. Проанализировать действующую технологию синтеза МТБЭ, реализованную на ООО «СИБУР Тольятти»;
4. Привести возможные способы модернизации и интенсификации процесса. Выбрать один из них.
5. Произвести технологические расчеты с целью доказать эффективность предлагаемого решения.

1 ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

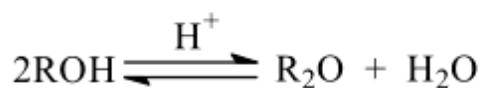
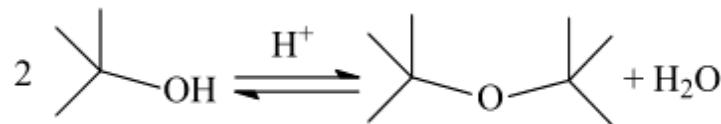
Метил-трет-бутиловый эфир (МТБЭ) получают достаточно просто, процесс происходит в одну стадию. Происходит присоединение метилового спирта CH_3OH к изобутилену (2-метилпропену) C_4H_8 .

В ходе процесса не используют высоких температур или давлений. Реакция каталитическая, чаще всего применяют ионообменные смолы. В качестве сырья используют фракцию C_4 каталитического крекинга, в которой также присутствуют н-бутилены C_4H_8 (1- и 2-бутины). Избирательность получения МТБЭ заключается в том, что из фракции в реакции участвует только изобутилен. Из этого следует, что синтез МТБЭ одновременно служит и процессом разделения фракции C_4 . Таким образом, получается, что н-бутилены, также являются товарной продукцией как и МТБЭ [1].

Основной реакцией получения трет-бутиловых эфиров является:



Побочными реакциями считаются реакции дегидратации спиртов с образованием диалкиловых эфиров:



Бензины в смеси с МТБЭ обладают следующими свойствами:

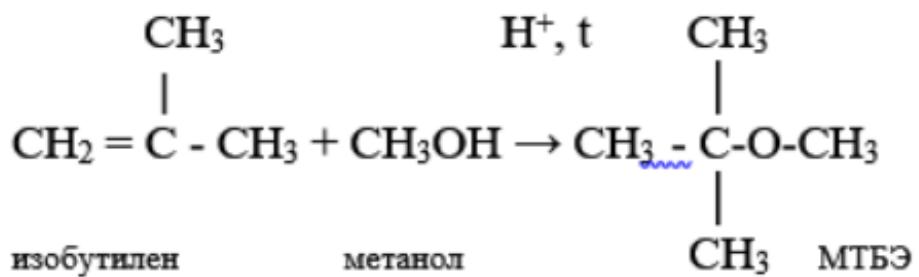
- Повышенной детонационной стойкостью и стабильностью топлива увеличивается;
- Улучшенными антидетонационными свойства легкокипящих компонентов топлива;

- Сниженной температурой запуска двигателя и токсичностью отработанных газов уменьшается;
- Сниженными расходом топлива;
- Увеличенным сроком службы двигателя;
- Сниженным нагарообразованием.

Получение бензина представляет собой процесс механического смешивания бензина с низким октановым числом и МТБЭ. Наиболее экономичное количество МТБЭ составляет 5-15%. Экспериментально было подсчитано, что при добавлении 10% МТБЭ октановое число увеличивается на 2,1-5,8 единиц по исследовательскому методу, в зависимости от состава исходного сырья [2-4].

1.1 Физико-химические основы процесса

В основе процесса получения метил-третбутилового эфира (МТБЭ) лежит реакция взаимодействия метанола с изобутиленом в присутствии кислотного катализатора:

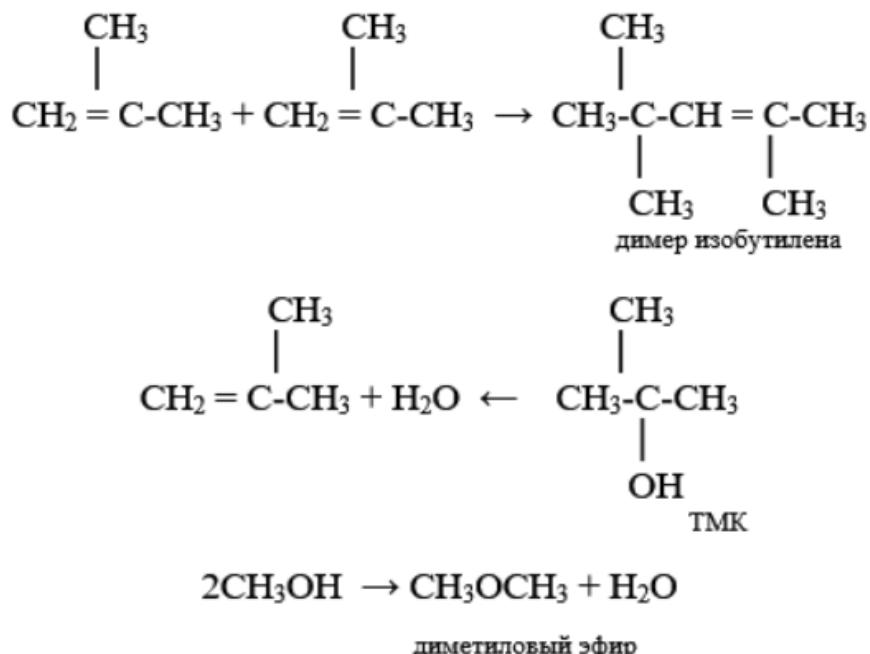


Производство метил-трет-бутилового эфира это каталитический процесс. Процесс требует присутствие кислотного катализатора, например H_2SO_4 , цеолитов и др.

В промышленности применяют только сульфокатиониты. В качестве катализатора используются макропористые сульфокатиониты КУ-23 15/100 или 30/100 в Н-форме, а также возможно использование импортных аналогов Катионит Леватит К-2621, или Амберлист 15 WET, или Амберлист 35 WET.

Процесс синтеза МТБЭ ведется при давлении 8,0-13,0 кгс/см² для перевода компонентов реакционной массы в жидкое состояние при температурном режиме проведения реакции 20-80 °С.

Кроме основной реакции могут протекать побочные реакции димеризации изобутилена, образования триметилкарбинола (ТМК) и межмолекулярной дегидратации метанола:



Реакции димеризации изобутилена и межмолекулярной дегидратации метанола протекают в незначительной степени.

Образование ТМК зависит от содержания воды в исходном сырье, которое не должно превышать 0,05% масс.

Реакция синтеза МТБЭ является обратимой и экзотермической, при синтезе одного моля МТБЭ выделяется 10 000 кал тепла, поэтому низкая температура на выходе из реактора способствует полному превращению исходных реагентов, а повышение температуры сдвигает равновесие реакции влево и уменьшает степень превращения изобутилена и метанола.

Высокая температура в реакционной зоне ускоряет протекание основной реакции, но и в большей степени побочных реакций, что ведет к увеличению расхода изобутилена и метанола.

Чтобы одновременно достичь высокой производительности катализатора и высокой степени превращения исходных компонентов при минимальном образовании побочных продуктов, необходимо обеспечить оптимальную температуру синтеза МТБЭ и исключить сильный перегрев реакционной массы, то есть обеспечить эффективный отвод тепла из зоны реакции, что достигается подачей парового конденсата с температурой 40-70 °С в межтрубное пространство реакторов.

Расход метанола устанавливается в зависимости от расхода исходной фракции С₄, содержания в ней изобутилена.

При использовании фракции С₄ с содержанием изобутилена до 20 % мольное отношение метанол : изобутилен выдерживается в пределах 1,02-1,08:1.

При использовании фракции С₄ с содержанием изобутилена 20-30% мольное отношение метанол : изобутилен выдерживается в пределах 0,95-1,03:1 [5].

1.2 Характеристика сырья и продуктов процесса

Характеристика сырья процесса синтеза МТБЭ представлены в таблице 1 [5].

Таблица 1 – Характеристика сырья процесса синтеза МТБЭ

Сырье	Регламентируемые показатели	Норма
1	2	3
1. Метанол технический	1. Внешний вид	Марка А цветная прозрачная жидкость, без нерастворимых примесей
	2. Плотность ρ_y^{20} г/см ³	0,791-0,792
	3. Смешиваемость с водой	Смешивается с водой без следов помутнения и опалесценции
	4. Температурные пределы: а) предел кипения, °C	64,0 – 65,5
	б) 99% продукта перегоняется в пределах, °C, не более	0,8
	5. Массовая доля воды, %, не более	0,05
	6. Массовая доля свободных кислот в пересчете на муравьиную кислоту, %, не более	0,0015
	7. Массовая доля альдегидов и кетонов в пересчете на ацетон, %, не более	0,003
	8. Массовая доля летучих соединений железа в пересчете на железо, %, не более	0,00001
	9. Испытание с перманганатом калия, мин., не менее	60

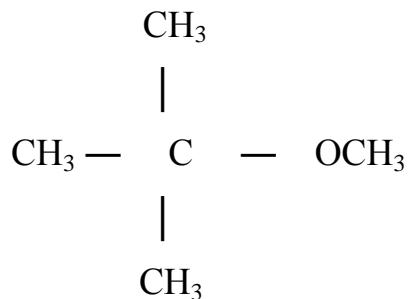
1	2	3
1. Метанол технический	10. Массовая доля аммиака и аминосоединений в пересчете на аммиак, %, не более 11. Массовая доля хлора, %, не более 12. Массовая доля серы, %, не более 13. Массовая доля нелетучего остатка после испарения, %, не более 14. Массовая доля этилового спирта, %, не более 15. Цветность по платино-кобальтовой шкале, единицы Хазена, не более	0,00001 0,0001 0,0001 0,001 0,01 5
2. Изобутан-возврат цеха И-6	Углеводородный состав: массовая доля, %: - изобутилена, не более метанол тяжелый остаток, не более изобутана	20,0 Не регламентируется 0,3 остальное
3. Бутилен-изобутиленовая фракция	Углеводородный состав, массовая доля, % бутадиена, не более изобутилена ацетонитрила, не более - свободной воды сероводорода и меркаптановой серы, не более	0,5 не нормируется 0,001 отсутствие 0,02

1	2	3	
Изобутан-изобутиленовая фракция (на подпитку)	Углеводородный состав, массовая доля, %:	Высший сорт	Первый сорт
	углеводородов C ₂ -C ₃ , не более	0,3	0,5
	изобутилена, не менее	47	40
	н-бутилены, не более	4,0	1,0
	- бутадиена-1,3, не более	0,3	0,1
	- углеводородов C ₅ и выше, не более	отс.	0,3
	- свободной воды	отс.	отс.

Эфир метил-трет-бутиловый (МТБЭ) – продукт, получаемый селективным взаимодействием метанола с содержащимся в C₄ – фракциях изобутиленом в присутствии кислого катализатора.

Эмпирическая формула – C₅H₁₂O

Структурная формула -



Метил-трет-бутиловый эфир должен соответствовать требованиям ТУ 38.103704-90 с изм. 1-6.(таблица 2)

МТБЭ – легковоспламеняющаяся жидкость, относится к 4 классу малоопасных веществ, молекулярная масса 88,15, удельный вес - 742 кг/м³, растворимость в воде – 51300 мг/л при 20°C, t_{кип..} = 55°C, t_{всп.} = минус (27 – 28)°C, t_{самовоспл.} = (443 – 460)°C, показатель преломления n_д²⁰ = 1,3689, вязкость динамическая - 387 н · сек/м² при 0°C.

Таблица 2 – Требования к качеству МТБЭ [6]

Наименование	Норма по маркам		
	А	Б	В
Внешний вид	Прозрачная жидкость		
Массовая доля метил-трет-бутилового эфира, %, не менее	98,0	96,0	94,0
Массовая доля спиртов (метанола и трет-бутанола), %, не более	1,5	2,5	4,0
Массовая доля углеводородов C ₄ и C ₈ , %, не более	1,5	1,5	3,0
Массовая доля влаги, %, не более	0,10	0,10	0,1
Механические примеси	отс	отс	отс

МТБЭ – легковоспламеняющаяся жидкость, относится к 4 классу малоопасных веществ, молекулярная масса 88,15, удельный вес - 742 кг/м³, растворимость в воде – 51300 мг/л при 20°C, t_{кип..} = 55°C, t_{всп..} = минус (27 – 28)°C, t_{самовоспл.} = (443 – 460)°C, показатель преломления n²⁰_Д = 1,3689, вязкость динамическая - 387 н · сек/м² при 0°C.

Эфир метил-трет-бутиловый предназначен для использования в качестве высокооктановой добавки автомобильных бензинов и для поставок на экспорт.

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Описание технологической схемы процесса

Технологическая схема приведена в Приложении Б.

Синтез МТБЭ осуществляется в двух параллельно работающих трубчатых реакторах 106/І,ІІ.

Предусмотрена также возможность работы одного реактора 106.

Фракция С₄ и метанол с заданными расходами подаются в смеситель 105а.

Перед смесителем 105а на потоках фракции С₄ и метанола установлены пневмоотсекатели поз. 925 и 964 соответственно для дистанционного отсечения блоков при аварийных ситуациях.

Расход метанола устанавливается в зависимости от расхода исходной фракции С₄, содержания в ней изобутилена, что контролируется по показаниям хроматографа поз. 926, установленного на потоке фракции С₄, и заданного мольного соотношения метанол:изобутилен. Сброс от хроматографа осуществляется в сепаратор 403 факельной системы.

При использовании фракции С₄ с содержанием изобутилена до 20 % мольное отношение метанол : изобутилен выдерживается в пределах 1,02-1,08:1.

При использовании фракции С₄ с содержанием изобутилена 20-30% мольное отношение метанол : изобутилен выдерживается в пределах 0,95-1,03:1.

Смесь фракции С₄ и метанола после смесителя 105а (шихта) подогревается в теплообменнике 105 паром (или паровым конденсатом) до температуры 20-60 0С.

Для защиты аппарата 105 от завышения давления выше расчетного за счет теплового расширения установлен предохранительный клапан на выходе шихты из теплообменника 105 Ду=25 мм.

Аварийное освобождение аппаратов 105а, 105 осуществляется в Е-138, путем дистанционного открытия электрозадвижки.

Для выдавливания остатков углеводородов предусмотрена подача азота в трубное пространство теплообменника 105. При работе установки линия азота должна быть отглушена.

Регулирование температуры шихты осуществляется регулятором поз. 812, клапан которого установлен на линии подачи пара (или конденсата) в межтрубное пространство теплообменника 105.

Паровой конденсат отводится в емкость 136.

Завышение температуры шихты более 65 0С сигнализируется.

Подача шихты в реакторы 106/І,ІІ ведется или сверху вниз (основной режим), или снизу вверх.

Постоянство подачи шихты в Р-106/І и Р-106/ІІ выдерживается регуляторами поз. 828, 829, клапаны которых установлены на потоках (поз.828 – на вводе в Р-106/1, поз.829 – на вводе в Р-106/2).

Для безопасного ведения процесса предусмотрена сигнализация при завышении давления на входе в реактор Р=13,5 кгс/см² и блокировка, обеспечивающая закрытие пневмоотсекателя при завышении давления в трубопроводах входа в реактора Р=14 кгс/см² (поз.674/1,2).

Для защиты реакторов при аварии установлены пневмоотсекатели на входе (поз.674/1,2) и выходе (поз.984, 985) для дистанционного перекрытия потока.

Для устранения возможного перетока из смежного блока ректификации МТБЭ при аварии, установлены обратные клапаны.

Для исключения уноса катализатора на потоках продуктов установлены фильтры Ф-106а/І,ІІ, Ф-106б/І,ІІ.

Предусмотрена возможность отключения верхнего фильтра для замены фильтрующего элемента.

Так как реакция синтеза МТБЭ идет с выделением тепла, то для снятия тепла реакции и поддержания температурного режима синтеза в

межтрубное пространство реакторов 106/І,ІІ подается паровой конденсат, циркулирующий по схеме:

- емкость 107 → насос 108 → холодильник 109 →
реакторы 106/І,ІІ → емкость 107.

Температура парового конденсата, подаваемого в реакторы 106/І, ІІ, выдерживается в пределах 40-70 0С регулятором поз. 833, клапан которого установлен на линии обратной воды из холодильника 109.

Завышение температуры конденсата более 65 0С сигнализируется.

Постоянство подачи парового конденсата через межтрубные пространства реакторов 106/І, ІІ выдерживается регуляторами поз. 835, 836, клапаны которых установлены на линиях вывода парового конденсата из реакторов.

Предусмотрена регистрация температуры парового конденсата на выходе из реакторов 106/І,ІІ прибор поз. 701.

Емкость 107 оснащена уровнемером (поз.508), осуществляющим регистрацию, сигнализацию завышения до 80% и занижения до 20% шкалы прибора.

Подпитка конденсатом производится из емкости 136 насосом 137. Узел конденсата, циркулирующего через межтрубное пространство реакторов 106/І, ІІ, включает в себя подогреватель 110, используемый для подогрева парового конденсата до температуры 40-70 0С перед подачей сырья в реакторы 106/І, ІІ.

Температура после подогревателя 110 выдерживается регулятором поз. 834, клапан которого установлен на линии подачи пара в межтрубное пространство подогревателя 110 (на вводе в цех пар с давлением Р=13 кгс/см² редуцируется до 6 кгс/см² регулятором давления поз.841).

Для контроля за составом реакционной смеси на выходе из реакторов 106/І,ІІ установлены хроматографы поз. 940, 941, сброс от которых осуществляется в линию нижнего ввода питания колонны 112.

Давление на выходе из реакторов 106/І,ІІ выдерживается регуляторами поз. 831, 832, клапаны которых установлены на линиях выхода реакционной смеси из реакторов 106/І, ІІ.

От завышения давления реакторы 106/І,ІІ защищены предохранительными клапанами (один резервный) со сбросом продукта в сепаратор 140.

Аварийное освобождение реакторного блока осуществляется дистанционным открытием электрораздвинек на линиях освобождения в Е-138.

Плановое освобождение реакторов при подготовке к ремонту осуществляется в емкость 69.

Для освобождения реакторов 106/І, ІІ предусмотрен подвод азота.

Во время работы установки линия азота должна быть отглушена.

Для испытания реакторов на герметичность предусмотрен подвод азота высокого давления. При работе установки линия азота высокого давления должна быть отглушена.

Реакционная смесь из реакторов поступает через рекуператор 1, где нагревается теплом кубовой жидкости колонны 2, на 16 (20, 32) тарелку колонны 2.

От завышения давления рекуператор 1 защищен двумя предохранительными клапанами (один резервный) со сбросом реакционной смеси в сепаратор.

Обогрев куба колонны 2 осуществляется через выносной кипятильник 3.

Температура куба колонны 2 выдерживается в пределах 120-140 0С регулятором, клапан которого установлен на подаче пара $P=6$ кгс/см² в кипятильник 3

Вывод парового конденсата из кипятильника ведется в конденсато-сборник 3а, откуда через клапан регулятора уровня конденсат поступает в емкость.

Кубовый продукт колонны 2, товарный МТБЭ, с температурой 120 – 130 °С через трубное пространство рекуператора 1, где частично охлаждается за счет нагрева питания колонны 2, и холодильник 7, где охлаждается обратной водой до температуры не более 40 °С, насосом 8 или помимо него через клапан регулятора уровня подается в цех ИП-20-30. В кубе колонны 2 установлен дублирующий уровнемер с сигнализацией завышения до 80% и занижения до 20% шкалы прибора. Расход МТБЭ регистрируется. Данные выдаются на монитор компьютера в цехе ИП-3 с прибора марки «Rotamass», который установлен в цехе ИП-20-30. Состав кубового продукта регистрируется хроматографом, отборы на который производятся с нагнетания Н-8. Температура питания колонны 2, верха колонны 2, контрольных тарелок К-2, товарного МТБЭ после рекуператора 1 и холодильника 7 регистрируется. Пары с верха колонны 2 – азеотропная смесь фракции С4 и метанола – поступают в параллельно работающие дефлэгматоры 4/I; III, охлаждаемые обратной водой.

2.1.1 Стадия отмывки ББФ от метанола

Отработанная фракция С4 в смеси с метанолом через холодильники 2,3, охлаждаемые соответственно обратной водой и рассолом, подается в куб колонны 1.

Предусмотрена подача отработанной фракции С4 в смеси с метанолом через холодильник 3, минуя холодильник 2, в куб колонны 1.

Температура смеси, подаваемой в колонну 1, выдерживается в пределах 20-35 °С регулятором поз. 1а, клапан которого установлен на линии обратного рассола из холодильника 3. Температура смеси после холодильника 2 регистрируется прибором поз. 2а.

Отмывка отработанной фракции С4 от метанола производится в колонне 1 фузельной водой, подаваемой из холодильника 4, где она охлаждается обратной водой до температуры не более 35 °С.

Температура воды на отмывку выдерживается регулятором поз. 4а, клапан которого установлен на линии обратной оборотной воды из холодильника 4.

Метанольная вода из куба колонны 1 насосом 9 отводится на стадию отгонки метанола.

Завышение уровня раздела фаз в верхней части колонны 1 до 90% по шкале прибора поз.5а сигнализируется.

Для исключения проскака углеводородов C_4 на блок отгонки метанола в кубе колонны 1 установлен дополнительно уровнемер поз. 6а, осуществляющий контроль за появлением уровня раздела фаз в кубе колонны 1:

- с сигнализацией снижения уровня раздела фаз до 90%;
- с блокировкой, предусматривающей запрет на пуск и останов насоса 9 при снижении уровня раздела фаз до 80% шкалы прибора поз.6а.

Температура верха и куба колонны 1, давление куба колонны 1 регистрируются (поз.7а-2, поз.15а).

Для предотвращения заброса воды в емкость 5, верхняя часть колонны 1 оснащена двумя уровнемерами, с помощью которых осуществляется:

- регулирование уровня колонны 1 регулятором поз.5а, клапан которого установлен на линии откачки метанольной воды.
- сигнализация завышения уровня в колонне 1 до 90% шкалы прибора поз.8а.

Отмытая от метанола фракция C_4 с верха колонны 1 поступает в емкость 5, где происходит отстой унесенной воды.

Из емкости 5 при удовлетворительном анализе фракция C_4 насосом 8 подается на склад. Расход отработанной фракции C_4 регистрируется прибором поз.10а.

От завышения давления линии отвода отмытой фракции C_4 защищены предохранительными клапанами со сбросом продукта в емкость 5.

Уровень в емкости 5 выдерживается регулятором поз. 11а, клапан которого установлен на линии подачи фракции C_4 на склад.

Кроме этого, емкость 5 оснащена уровнемером поз. 12а с сигнализацией завышения (занижения) уровня до 80 (20) % шкалы прибора.

Отстоявшаяся в емкости 5 углеводородная вода сливается в сборник 5а, откуда верхний углеводородный слой возвращается в емкость 5, а нижний водный слой через клапан регулятора уровня раздела фаз поз. 13в поступает самотеком в емкость 6, куда также принимается отстоявшаяся вода из емкости 101.

Завышение уровня раздела фаз в сборнике 5а до 80% шкалы прибора (поз.13а) сигнализируется.

Вода из емкости 6 насосом 7 через клапан регулятора уровня поз. 14в подается в колонну 1.

Завышение (занижение) уровня в емкости 6 до 80 (20)% шкалы прибора поз.14а сигнализируется.

2.2 Аналитический контроль

Аналитический контроль процесса синтеза МТБЭ представлен в таблице 3.

Таблица 3 – Аналитический контроль процесса синтеза МТБЭ

№№ п/п	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора пробы (место установки анализатора)	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, государственный или отраслевой стандарт)	Норма	Частота контрол я	Кто контролиуе т
1	2	3	4	5	6	7	8
1.	Сырье:	Из линии	Массовая доля, %				
1.1.	Изобутан-возврат цеха И-6, изобутан- изобутиленовая фракция, бутилен- изобутиленовая фракция	нагнетания насоса 102	Н-пропан Изобутан Н-бутан Изобутилен 1,3-бутадиен Вода ТМК Ацетонитрил	Хроматографический № 355 Хроматографический № 355 Хроматографический № 355 Хроматографический № 355 Хроматографический № 355 Визуально Хроматографический № 704 Хроматографический № 704	Не норм. Не норм. Не норм. Не более 45 Не норм. Отс. Не более 0,1 Не более 0,001	3 раза в сутки	Лаборатория цеха ИП-3
1.2.	Метанол, подаваемый на синтез МТБЭ	Из линии нагнетания насоса 104	Массовая доля, % Метанол МТБЭ Вода	Хроматографический № 618 Хроматографический № 618 По Фишеру № 403	Не норм. Не норм. Не более 0,05	3 раза в сутки	Лаборатория цеха ИП-3

1	2	3	4	5	6	7	8
2.	Реакторный блок						
2.1.	Катализатор Амберлист 15WET, импортный аналог КУ-23	Из реакторов 106/1, 106/2	ПСОЕ (полная статическая обменная емкость)	Аналитически ГОСТ 20298-74	Не менее 1,25 мг·моль/см ³	По требова нию	ЦЗЛ
2.2.	Осушка катализатора (подготовка свежего катализатора к работе)	Из трубопровода после реактора 106/1, 106/II	Массовая доля, % Метанол Вода рН	Ареометром № 463 Ареометром № 463 рН-метром № 207	Не норм. Не более 2,0 7-9	По требова нию	Лаборатория ИП-3

1	2	3	4	5	6	7	8
2.3.	Реакционная смесь после каждого реактора	Из трубопровода после реактора 106/1, 106/II	Масовая доля, % Изобутилен Метанол ТМК Димеры МТБЭ	Хроматографический № 618 Хроматографический № 618 Хроматографический № 618 Хроматографический № 618 Хроматографический № 618	Не норм. Не более 2,0 Не норм. Не норм. Не норм.	2 раза в сутки	Лаборатория ИП-3

2.3 Возможности модернизации процесса

Существует несколько вариантов модернизации установки синтеза МТБЭ:

1. Поиск новых каталитических систем (например, Амберлист 15WET);
2. Применение новых конструкций аппаратов и их составляющих (например, патентованные распределительные тарелки типа «Equiflow Hy-Up»);
3. А также модернизация самой технологической схемы, как это показано на рисунке 1.

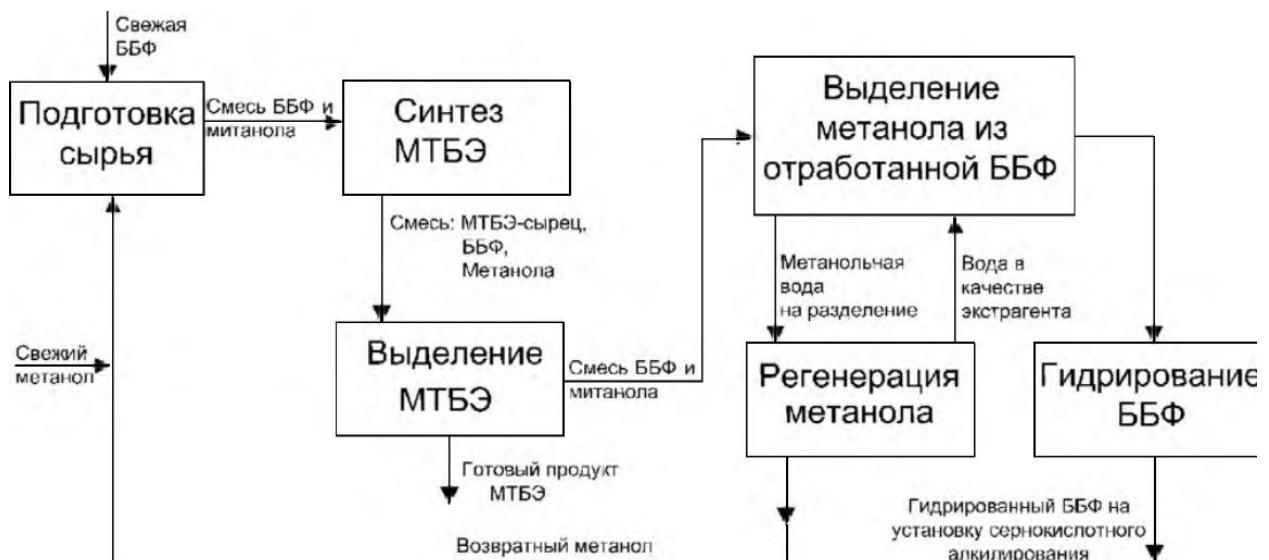


Рисунок 1 – Блок-схема нового производства МТБЭ

Представленная схема включает в себя стадию гидрирования ББФ для ее дальнейшего алкилирования в бензиновый компонент.

В качестве модернизации установки синтеза МТБЭ предлагаем использовать новые колпачковые тарелки, описанные в изобретении [15]. Общий вид тарелок представлен на рисунке 2.

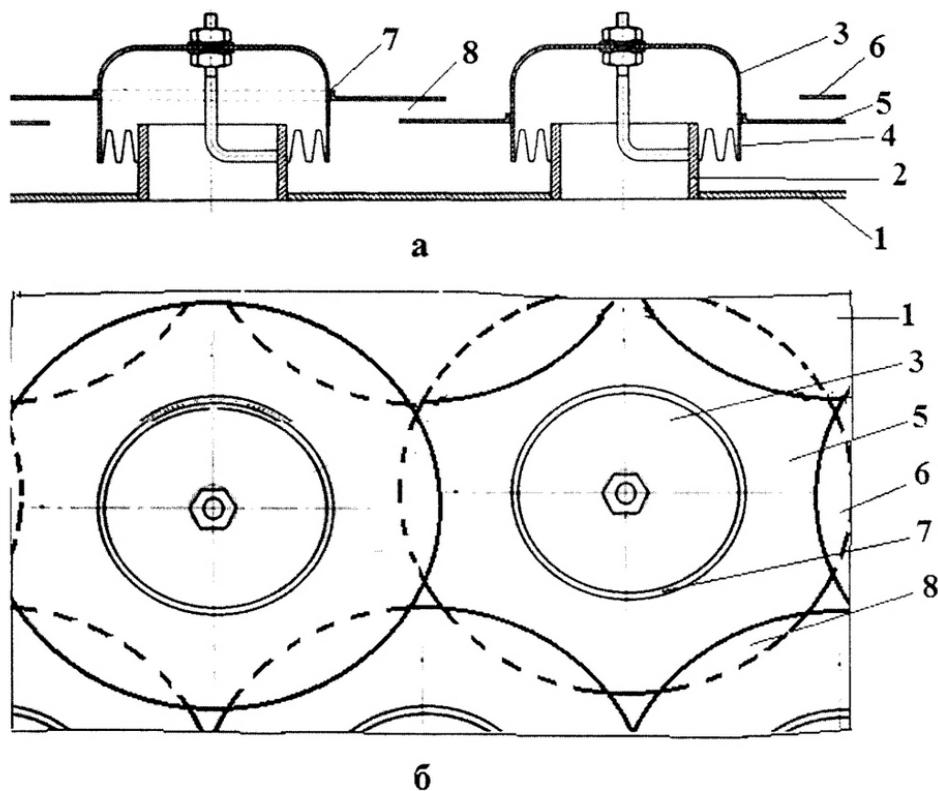


Рисунок 2 – Тарелка колпачковая

Предлагаемые колпачковые тарелки в составе тепломассообменной колонны работают следующим образом. Исходная парожидкостная смесь через штуцер подается в колонну. Пары через паровые патрубки поступают в полость колпачков 3, вытесняют из них жидкость через щели между зубчиками 4 колпачков 3. Далее паровая смесь начинает барботировать в слой жидкости за пределами колпачков 3, и более легкая парогазовая смесь, задерживаясь в жидкости кольцевыми ребрами 5 и 6, образующими при их взаимном перекрытии лабиринтные ходы 8, поступает на вышележащую тарелку, а тяжелая фракция конденсируется в этой жидкости на тарелке (рисунок 2 а и б).

Особенностью работы предлагаемых колпачковых тарелок является то, что парожидкостная смесь, выходя из-под колпачка, проходит определенный путь под кольцевыми ребрами 5 и 6, а также проходя лабиринтные ходы 8, образованные взаимным перекрытием пластинчатых ребер 5 и 6. Далее парожидкостная смесь барботирует в жидкость вне

колпачка по всей рабочей поверхности пластинчатых ребер 5 и 6, позволяющих увеличить время взаимодействия паровой и жидкой фаз и, как следствие, повысить эффективность процесса масообмена в ректификационной колонне в целом.

Колпачковая тарелка включает основание 1 в форме диска с паровыми патрубками 2, на которых закреплены барботажные колпачки 3, выполненные в виде цилиндрических или конических стаканов с зубчиками 4. На стакан колпачка 3 насанжено пластинчатое ребро 5 или 6 (5 - верхнее ребро тарелки, 6 - нижнее ребро тарелки), закрепленное к стакану колпачка через буртик ребра 7. Ребра 5 и 6 могут быть выполнены кольцевыми или в виде шестигранника. Паровой патрубок 2 раструбом насанжен на отбортованное вверх отверстие основания тарелки 1 и закреплен изнутри по торцу отбортовки.

Применение такой конструкции тарелок позволяет повысить к.п.д. тарелки в среднем с 0,76 до 0,86.

Повышение производительности установок зачастую связано с заменой существующих аппаратов на более емкие.

Для повышения производительности установки предлагается модернизация блока экстракционной отмывки отработанной ББФ от метанола путем установки вышеописанных тарелок в корпус существующего экстрактора. Эффективность предложенного метода оценим расчетами.

3 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Материальный баланс модернизированного процесса

Схема материальных потоков представлена на рисунке 3.

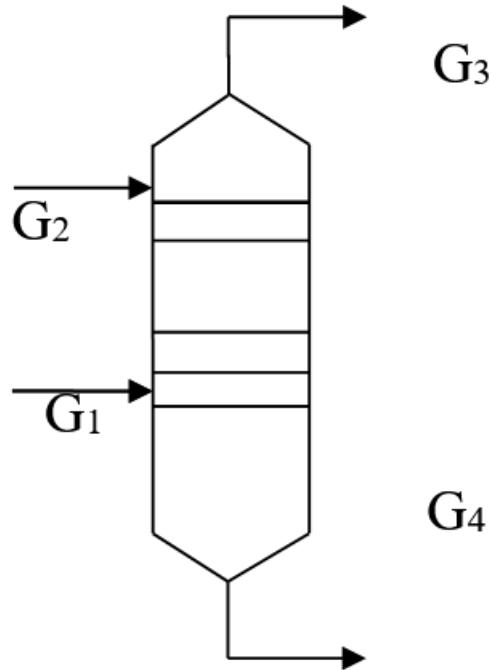


Рисунок 3 – Схема материальных потоков колонны отгонки:

G1 - количество фракции C_4 , поступающей в колонну; G2 – количество воды, поступающей в колонну; G3 – количество очищенной от метанола фракции C_4 , уходящей из колонны; G4 – количество водной фазы, уходящей из колонны

Исходные данные к расчету:

- Производительность установки 61000 т/год;
- Количество рабочих дней установки $n=330$.

Уравнение материального баланса:

$$G1 + G2 = G3 + G4 \quad (1)$$

Количество рабочих часов в году:

$$T_{\text{раб}} = n \cdot 24 \quad (2)$$

$$T_{\text{раб}} = 330 \cdot 24 = 7920 \text{ ч}$$

Часовая производительность установки по МТБЭ:

$$G_{\text{МТБЭ}} = \frac{\Pi \cdot 1000}{T_{\text{эф}}} \quad (3)$$

$$G_{\text{МТБЭ}} = \frac{61000 \cdot 1000}{7920} = 7702,02 \text{ кг/ч}$$

Принимаем массовое соотношение товарного продукта и отработанной углеводородной фракции, поступающей на отмывку от метанола, равно 1:3,13. Тогда массовый расход отработанной углеводородной фракции:

$$G_{C4}^{\text{исх}} = 3,13 \cdot G_{\text{МТБЭ}} \quad (4)$$

$$G_{C4}^{\text{исх}} = 3,13 \cdot 7702,02 = 24107,32 \text{ кг/ч}$$

Результаты расчета состава фракции С4 на стадию отмывки представлены в таблице 4.

Таблица 4 – Состав исходного углеводородного газа

Компонент	Содержание, % мас.	кг/ч	кг/с
Пропан	0,46	110,894	0,031
Изобутан	95,07	22918,829	6,366
Н-бутан	0,6	144,644	0,040
Изобутилен	1,44	347,145	0,096
Н-бутилены	0,83	200,091	0,056
Бутадиен	0,06	14,464	0,004
Метанол	1,51	364,021	0,101
Вода	0,009	2,170	0,001
МТБЭ	0,021	5,063	0,001
Итого:	100	24107,320	6,696

Количество поглощенного целевого компонента [6, 8]:

$$M = G_1 \cdot y_{\text{н}} - y_{\text{к}} ,$$

где $y_{\text{н}}, y_{\text{к}}$ – начальная и конечная концентрация метанола в отработанной С4 фракции, мас. доли.

Принимаем, что конечная концентрация метанола в отработанной углеводородной фракции равна нулю.

$$M = 24107,320 \cdot 0,0151 - 0 = 364,021 \text{ кг/ч}$$

В результате экстракции в составе органической фазы снижается количество воды с 0,009% до 0,003%. Тогда:

$$M_{\text{вода}} = 24107,320 \cdot 0,00009 - 0,00003 = 1,446 \text{ кг/ч}$$

Количество уходящей фракции C₄:

$$G_3 = G_1 - M - M_{\text{вода}}$$

$$G_3 = 24107,320 - 364,021 - 1,446 = 23741,853 \text{ кг/ч}$$

Расход фузельной воды в 4,43 раза меньше расхода фракции C₄.

Тогда:

$$G_2 = \frac{G_1}{4,43}$$

$$G_2 = \frac{24107,320}{4,43} = 5441,833 \text{ кг/ч}$$

Содержание метанола в исходной водной фракции составляет 0,05%.

Тогда содержание метанола в исходной водной фракции:

$$M_{\text{исх в.ф.}} = G_2 \cdot x_{\text{H}}$$

$$M_{\text{исх в.ф.}} = 5441,833 \cdot 0,0005 = 2,721 \text{ кг/ч}$$

Содержание метанола в водной фазе на выходе из колонны:

$$M_{\text{кон в.ф.}} = M_{\text{исх в.ф.}} + M = 2,721 + 364,021 = 366,742 \text{ кг/ч}$$

Количество водной фазы на выходе из колонны:

$$G_4 = G_2 + M + M_{\text{вода}}$$

$$G_4 = 5441,833 + 364,021 + 1,446 = 5807,3 \text{ кг/ч}$$

Материальный баланс процесса представлен в таблице 5.

Таблица 5 – Материальный баланс процесса

Приход	Расход
--------	--------

Компонент	кг/ч	кг/с	Компонент	кг/ч	кг/с
Органическая фаза:	24107,32	6,70	Органическая фаза:	23741,85	6,59
Пропан	110,89	0,03	Пропан	110,89	0,03
Изобутан	22918,83	6,37	Изобутан	22918,83	6,37
Н-бутан	144,64	0,04	Н-бутан	144,64	0,04
Изобутилен	347,15	0,10	Изобутилен	347,15	0,10
Н-бутилены	200,09	0,06	Н-бутилены	200,09	0,06
Бутадиен	14,46	0,00	Бутадиен	14,46	0,00
Метанол	364,02	0,10	Вода	0,73	0,00
Вода	2,17	0,00	МТБЭ	5,06	0,00
МТБЭ	5,06	0,00	Водная фаза:	5807,30	1,61
Водная фаза:	5441,83	1,51	вода	5440,56	1,51
вода	5439,11	1,51	метанол	366,74	0,10
метанол	2,72	0,00			
Всего:	29549,15	8,21	Всего:	29549,15	8,21

3.2 Тепловой баланс и тепловой расчет

Схема тепловых потоков представлена на рисунке 4.

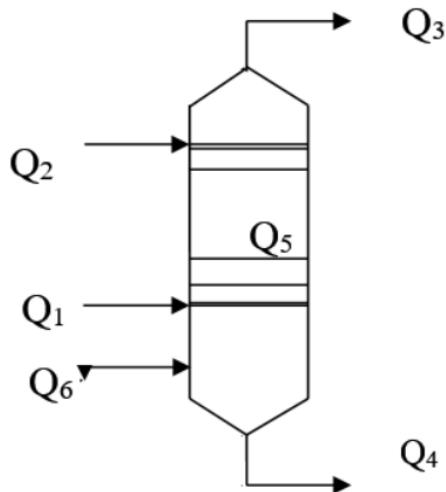


Рисунок 4 – Схема тепловых потоков:

Q_1 - количество тепла, приходящее с компонентами фракции исходной фракции C4;

Q_2 - количества тепла, приходящее с фузельной водой;

Q_3 - количество тепла, уходящее с компонентами органической фазы,

Q_4 - количество тепла, уходящее с водным слоем.

Q_5 – количество тепла, выделяющееся в процессе экстракции;

Q_6 - потери тепла в окружающую среду.

Уравнение теплового баланса состоит [6, 9]:

$$Q_1 + Q_2 + Q_5 = Q_3 + Q_4 + Q_6$$

Исходные данные:

- температура исходной фракции C₄ 30°C;

- температура воды на входе в колонну 20°C;

- температура, отмытой от метанола фракции C₄ 25°C;

- температура промывной воды, уходящей из колонны, 25°C.

Физическое тепло компонентов потоков рассчитывается по формуле:

$$Q_i = c_i \cdot G_i \cdot T$$

где c_i – удельная теплоемкость компонента смеси при данной температуре, кДж/кг·К;

G_i - массовый расход компонента смеси, кг/ч;

Т – температура вещества на входе в/на выходе из колонны, К.

$$c_i = Cp/M$$

Молярные теплоемкости веществ при данной температуре рассчитываются по формулам:

$$Cp = a + bT + c/T^2 \text{ (для неорганических компонентов)}$$

или

$$Cp = a + bT + cT^2 + dT^3 \text{ (для органических веществ)}$$

где a, b, c, d – коэффициенты [10].

Коэффициенты для расчета теплоемкостей компонентов потоков и результаты расчета молярных теплоемкостей представлен в таблице 6.

Таблица 6 – Расчет молярных теплоемкостей

Вещ-во	a	$b \cdot 10^3$	$c \cdot 10^6 / c \cdot 10^{-5} *$	$d \cdot 10^9$	Cp, кДж/кмоль*К		
					T=293К	T=298К	T=303К
Пропан	-4,8	307,3	-160,16	32,75	72,31	73,42	74,52
Изобутан	-6,84	409,6	-220,6	45,74	95,39	96,84	98,29
Н-бутан	0,469	385,4	-198,9	39,97	97,32	98,71	100,10
Изобутилен	7,08	321,63	-166,07	33,50	87,90	89,06	90,22
н-бутилены	2,54	344,9	-191,3	41,66	88,22	89,43	90,64
Бутадиен	-2,96	340,1	-223,7	56,53	78,91	80,02	81,13
Метанол	15,28	105,2	-31,04		9,95	11,68	13,35
Вода	30	10,71	0,33		33,52	33,56	33,60

* $c \cdot 10^6$ – для органических веществ; $c \cdot 10^{-5}$ – для неорганических веществ;

Расчет удельных теплоемкостей и количества физической теплоты компонентов представлен в таблице 7.

Таблица 7 – Расчет физического тепла компонентов потоков

Компонент:	Ср, кДж/кмоль*К	М, кг/кмоль	с, кДж/кг*К	G, кг/ч	t, °C	Q, кДж/ч
<i>Поток G1:</i>						1207283,2
Пропан	74,52	44	1,69	110,89	30	5622,123
Изобутан	98,29	58	1,69	22918,83		1161984,681
Н-бутан	100,10	58	1,73	144,64		7506,816
Изобутилен	90,22	56	1,61	347,15		16767,345
н-бутилены	90,64	56	1,62	200,09		9724,374
Бутадиен	81,13	54	1,50	14,46		650,7
Метанол	13,35	32	0,42	364,02		4586,652
Вода	33,60	18	1,87	2,17		121,737
МТБЭ		88	2,10	5,06		318,78
<i>Поток G2:</i>						454936,9
Вода			4,18	5439,11	20	454936,9
Метанол				2,72		
<i>Поток G3:</i>						990275,4
Пропан	73,42	44	1,67	110,89	25	4629,66
Изобутан	96,84	58	1,67	22918,83		956861,15
Н-бутан	98,71	58	1,70	144,64		6147,2
Изобутилен	89,06	56	1,59	347,15		13799,21
н-бутилены	89,43	56	1,60	200,09		8003,6
Бутадиен	80,02	54	1,48	14,46		535,02
Вода	33,56	18	1,86	0,73		33,945
МТБЭ		88	2,10	5,06		265,65
<i>Поток G4:</i>						606862,85
Вода			4,18	5440,56	25	606862,85
Метанол				366,74		

В связи с тем, что изменения агрегатного состояния метанола в процессе экстракции не было и отсутствовали химические взаимодействия, тепловой эффект экстракции близок к нулю. Тогда:

$$Q_5 = 0$$

Потери тепла:

$$Q_6 = Q_1 + Q_2 - Q_3 - Q_4$$

$$Q_6 = 1207283,2 + 454936,9 - 990275,4 - 606862,85 = 65081,85 \text{ кДж/ч}$$

Тепловой баланс процесса представлен в таблице 8.

Таблица 8 – Тепловой баланс процесса

Приход, кДж/ч		Расход, кДж/ч	
Тепло с	1207283,2	Тепло с	990275,4
исходной	454936,9	очищенной	
углеводородной		углеводородной	
фракцией		фракцией	
Тепло с водой на		Тепло с	606862,85
отмывку		метанольной	
		водой	
		Потери тепла	65081,85
Всего:	1662220,1	Всего:	1662220,1

3.3 Выбор основного и вспомогательного оборудования

3.3.1 Выбор экстрактора

В качестве экстрактора выбираем тарельчатую вертикальную колонну. В качестве тарелок принимаем колпачковую конструкцию. Выбор такого экстрактора обусловлен большей эффективности тарельчатой колонны по сравнению с насадочной. Это объясняется тем, что, например, в насадочных экстракционных колоннах сплошная фаза движется неравномерно, поскольку и распределитель и поток движущих капель действуют на сплошную фазу, приводя к неравномерному распределению скоростей ее по сечению аппарата. В результате происходит продольное перемешивание сплошной фазы, вызывающее выравнивание концентраций по длине аппарата.

Рассчитаем основные размеры аппарата.

Площадь поперечного сечения колонны может быть определена по уравнению:

$$F_k = \frac{V}{V_{\text{доп}}}$$

где V – сумма объемов сырья и растворителя, м³/ч;

$V_{\text{доп}}$ – допустимая объемная скорость, м³/(м²*ч).

$V_{\text{доп}}$ обычно принимается в пределах 20-40 м³/м²*ч.

Производительность экстрактора по растворителю (водной фазе):

$$V = \frac{G_2}{\rho_2},$$

где G_2 – массовый расход водной фазы, кг/с;

ρ_2 – плотность водной фазы, кг/м³.

$$V = \frac{5441,83}{997} = 5,45 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Производительность экстрактора по сырью (поток G1) рассчитывается по формуле (м³/с):

$$V_1 = G_1 / \rho_1,$$

где G_1 – массовый расход исходной фракции C4, кг/с;

ρ_1 – плотность потока G1, кг/м³.

Средняя плотность изобутановой фракции составляет $\rho_1 = 575$ кг/м³. Тогда:

$$V_1 = \frac{24107,32}{575} = 41,9 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Суммарный объем:

$$V = 5,45 + 41,9 = 47,35 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем $V_{\text{доп}} = 30$. Тогда:

$$F = \frac{47,35}{30} = 1,58 \text{ м}^2$$

Диаметр колонны находится из формулы:

$$F = \frac{\pi \cdot d^2}{4}$$

Тогда:

$$d = \frac{4 \cdot F}{\pi} = \frac{4 \cdot 1.58}{3.14} = 1.41 \text{ м}$$

Из ряда стандартных диаметров колонных аппаратов принимаем $d = 1.4 \text{ м}$.

В соответствии с ОСТ 26-01-66-86 выбираем стандартные колпачковые тарелки с диаметром 1320 мм. Количество колпачков на тарелке 49 шт. Диаметр колпачка 100 мм, высота 55 мм.

Число теоретических ступеней экстракции можно найти по формуле:

$$n = -\frac{\lg 1 - E}{\lg(K_p \cdot \frac{V_o}{V_b} + 1)}$$

где E – степень экстракции;

K_p – константа распределения;

$\frac{V_o}{V_b}$ – соотношение объемов органического и водного слоев

Т.к. метанол извлекается практически полностью из исходной органической фракции, степень извлечения (экстракции) – E – составляет более 99,9%.

Константа распределения метанола в системе «вода-углеводород» при температуре 25°C составляет $K_p = 0,0316$. [3]

Число теоретических ступеней экстракции можно найти по формуле:

$$n = -\frac{\lg 1 - 0,999}{\lg 0,0316 \cdot \frac{41,9}{5,45} + 1} = 21$$

КПД колпачковых тарелок составляет от 0,5 до 0,7. Принимаем $\eta = 0,6$. Тогда действительное число тарелок:

$$N = \frac{n}{\eta} = \frac{21}{0,6} = 30 \text{ шт.}$$

Принимаем число тарелок в колонне с запасом $n=34$.

Расстояние между тарелками принимаем равным $h = 450 \text{ мм}$. Тогда высота тарельчатой части:

$$H_{\text{т}} = n - 1 \cdot h = 34 - 1 \cdot 450 = 14850 \text{ мм} = 14,85 \text{ м}$$

Высота верхней отстойной зоны складывается из высот расширителя, заполненного сплошной фазой h_c , слоя капель на границе раздела фаз h_3 , слоя отстоявшейся водной фазы h_0 и воздушника h_b .

$$H_{\text{в от}} = h_c + h_3 + h_0 + h_b$$

Рекомендуется принимать:

$$h_c = 200 - 500 \text{ мм}$$

$$h_3 = 100 - 500 \text{ мм}$$

$$h_b = 100 - 200 \text{ мм}$$

Геометрические размеры нижней отстойной зоны рассчитываются из условия обеспечения пребывания в ней среды в течение 10-15 мин. Тогда:

$$h_0 = \frac{V}{4 \cdot F} = \frac{5.45 + 41,9}{4 \cdot 1.58} = 7,490 \text{ м}$$

Тогда:

$$H = 500 + 600 + 7490 + 200 + 14850 = 23,640 \text{ м}$$

Размеры рассчитанного экстрактора совпадают с размерами действующего аппарата, следовательно, замены аппарата не требуется.

3.3.2 Выбор холодильника

Расчет и выбор холодильника для подготовки фузельной воды представлен ниже.

Исходные данные к расчету:

1. Начальная фузельной воды 95°C ;
2. Конечная температура фузельной воды 30°C ;
3. Температура оборотной воды начальная 15°C ;
4. Конечная температура оборотной воды 25°C .
5. Расход фузельной воды $5441,83 \text{ кг/ч}$.

Для горячего теплоносителя примем индекс «1» - фузельная воды; для холодного индекс «2» - оборотная вода.

Определяем среднюю арифметическую температуру для оборотной воды:

$$t_2 = \frac{25 + 15}{2} = 20^{\circ}\text{C}$$

Средняя интегральная разность температур при противотоке теплоносителей:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{95 - 15 - (30 - 25)}{\lg \left[\frac{95 - 15}{30 - 25} \right]} = 62 \text{ град}$$

Средняя интегральная температура фузельной воды:

$$t_1 = t_2 + t_{\text{cp}} = 20 + 62 = 82^{\circ}\text{C}$$

Тепловой поток, передаваемы от фузельной воды к оборотной, определяется по уравнению теплового баланса для горячего теплоносителя:

$$\begin{aligned} Q &= 1,05 \cdot G_1 \cdot c_1 \cdot (t_{1\text{H}} - t_{1\text{K}}) = 1,05 \cdot \frac{5441,83}{3600} \cdot 4,198 \cdot 95 - 30 \\ &= 433,1 \text{ кВт}, \end{aligned}$$

где $c_1 = 4,198 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}$ – удельная теплоемкость воды при температуре 82°C .

Расход холодного теплоносителя:

$$G_2 = \frac{Q}{c_2 \cdot (t_{2\text{K}} - t_{2\text{H}})} = \frac{433,1}{4,175 \cdot (25 - 15)} = 10,374 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

где $c_2 = 4,175 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}$ - удельная теплоемкость оборотной воды при средней температуре 20°C .

Объемные расходы фузельной и оборотной воды:

$$V_1 = \frac{G_1}{\rho_1} = \frac{5441,83}{971} = 5604,36 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 1,557 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_2 = \frac{G_2}{\rho_2} = \frac{10,374}{998} = 10,395 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

где $\rho_1 = 971 \text{ кг/м}^3$ и $\rho_2 = 998 \text{ кг/м}^3$ – плотности воды при температуре 82°C и 20°C соответственно.

Ориентировочный коэффициент теплопередачи при вынужденной конвекции от жидкости к жидкости (типа воды) равен $K=1500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.
Ориентировочная поверхность теплообмена:

$$F_{\text{оп}} = \frac{Q}{K_{\text{оп}} \cdot \Delta t_{\text{cp}}} = \frac{433,1 \cdot 10^3}{800 \cdot 62} = 8,7 \text{ м}^2$$

Согласно параметрам стандартных теплообменных кожухотрубчатых аппаратов, такую поверхность теплообмена обеспечивают теплообменники с диаметром кожуха 325 мм. Холодильники с таким диаметром могут быть только с числом ходов Z по трубам 2, 4 и 6. Так как $Z > 1$, то необходимо уточнить величину средней разности температур.

Для вычисления поправки $\varepsilon_{\Delta t}$ найдем параметры:

$$P = \frac{t_{1\text{K}} - t_{1\text{H}}}{t_{2\text{H}} - t_{1\text{H}}} = \frac{30 - 95}{15 - 95} = 0,81$$

$$R = \frac{t_{2\text{H}} - t_{2\text{K}}}{t_{1\text{K}} - t_{1\text{H}}} = \frac{15 - 25}{30 - 95} = 0,15$$

Величина поправки:

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{\frac{R^2 + 1}{R - 1} \cdot \ln \frac{(1 - R)}{(1 - PR)}}{\ln \frac{2 - P(R + 1 - \frac{R^2 + 1}{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \frac{R^2 + 1}{R^2 + 1})}}$$

$$\varepsilon_{\Delta t} = \frac{\frac{0,15^2 + 1}{0,15 - 1} \cdot \ln \frac{1 - 0,15}{1 - 0,81 \cdot 0,15}}{\ln \frac{2 - 0,81 \cdot 0,15 + 1 - \frac{0,15^2 - 1}{0,15^2 + 1}}{2 - 0,81 \cdot 0,15 + 1 + \frac{0,15^2 - 1}{0,15^2 + 1}}} = 0,825$$

Тогда:

$$\Delta t_{\text{cp}} = 62 \cdot 0,825 = 51,15^\circ\text{C}$$

Средняя температура фузельной воды:

$$t_1 = t_2 + t_{\text{cp}} = 20 + 51,15 = 71,15^\circ\text{C}$$

Уточним площадь поверхности теплообмена:

$$F_{\text{оп}} = \frac{433,1 \cdot 10^3}{800 \cdot 51,15} = 10,5 \text{ м}^2$$

Из числа стандартных подходят следующий теплообменник:

Диаметр кожуха 325 мм, диаметр труб 25×2 мм, число ходов $z=2$, общее число труб $n=56$, площадь сечения одного хода по трубам $S_{\text{тр}} = 0,01 \text{ м}^2$, площадь сечения между перегородками $S_{\text{мтр}} = 0,015 \text{ м}^2$.

Из выбранного ряда выбираем теплообменник с трубами $L=3 \text{ м}$ и номинальной поверхностью теплопередачи $F=13,0 \text{ м}^2$.

При этом запас поверхности теплопередачи:

$$\Delta = \frac{13 - 10,5}{10,5} \cdot 100 = 23,8\%$$

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Изучен процесс получения высокооктановой добавки к моторному топливу МТБЭ. Рассмотрены основные требования, предъявляемые к качеству сырья и продуктов процесса;
2. Описана технология получения МТБЭ, в т.ч. рассмотрена стадия отмывки отработанной ББФ от метанола фузельной водой.
3. Представлены возможности модернизации процесса.
4. В качестве модернизации стадии отмывки углеводородной фракции от метанола производства МТБЭ предлагается замена действующих ситчатых тарелок на колпачковые тарелки, улучшенной конструкции. Ожидаемым эффектом от модернизации является повышение производительности основного аппарата;
5. Произведены расчеты, подтверждающие эффективность предложенного способа.

СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Адельсон С.В., Вишняков Т.П., Паушкин Я.М. Технология нефтехимического синтеза. - М.: Химия, 1985. - 608 с.
2. Данилов А.М. Присадки и добавки. - М.: Химия, 1996. - 232 с.
3. ОАО НИИ «Ярсинтез» Технология получения метил-трет-бутилового эфира (МТБЭ) Ярославль, 14с.
4. ГОСТ 2222-95 Метанол технический- введ. 10.10.1995г.- М.: ИПК. Издательство стандартов, 2001г.
5. Постоянный технологический регламент производства метил-терт-бутилового эфира в цехе ИП-3. ТР-19-07. ООО «Тольяттикаучук», 2012.
6. ТУ 38.103704-90. Эфир метил-трет-бутиловый (МТБЭ). Технические условия. ОАО НИИ "Ярсинтез", 1990.
7. Голубева И.А., Толстых Л.И. Основы технологии нефтехимического синтеза и производство присадок. Учебное пособие, М. ГАНГ им. И.М Губкина, 1996.- 116 с.
8. Краткий справочник физико-химических величин: справочник/ Под редакцией К.П. Мищенко и А.А. Равделя, Л.: Химия, 1974 г. – 200 с
9. Патент US 5220078 A. One step synthesis of methyl t-butyl ether from t-butanol using fluorophosphoric acid-modified zeolite catalysts. John F. Knifton, John R. Sanderson. Texaco Chemical Company. Опубл. 15.06.1993
10. Патент US 5300697 Aю One step synthesis of methyl t-butyl ether from t-butanol using hydrogen fluoride-modified zeolite catalysts. John F. Knifton, John R. Sanderson. Texaco Chemical Company. Опубл. 05.04.1994
11. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. - М. Недра-Бизнесцентр, 2000, Изд. 3е, перераб. и доп., 677 с.
12. Трофимов В.А. Производство метил-трет.алкиловых эфиров. Химия и технология топлив и масел, 1994, № 6.
13. Изобутиленовая фракция. Паспорт безопасности.

14. ГОСТ 2222-95. Метанол технический. Технические условия. - М.: Стандартинформ, 2008
15. Фереферов М.Ю., Зеленцова Т.М., Зуева Е.О. Внедрение инновационных технологий в производстве метил-трет-бутилового эфира/ Вестник АГТА № 7 2013 г. С. 137-141.
16. Патент 2602113. Колпачковая тарелка. Криони Николай Константинович (RU), Мингажев Аскар Джамилевич (RU), Баязитов Марат Ихсанович/ 2016 г.
17. Павлов. К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л: Химия, 1987. – 576 с.
18. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. Под ред. Ю.И. Дытнерского М: Химия 1991. – 496 с.
19. Интернет ресурс <http://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=581374>.
20. Интернет ресурс <http://elibrary.ru/item.asp?id=21732640>
21. Бойко Ю.А., Баклашов К.В. Производство экологически чистой высокооктановой добавки к бензину. Химия и технология топлив и масел, 2002, № 3, 25с.