Содержание

Введение…… 5
1.ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ…….. 7
1.1Краткая характеристика проектируемого процесса и выбор схемы……..... 7
1.2Теоретические основы процесса…….. 10
1.3Характеристика сырья, готовой продукции и вспомогательных материалов…….. 11
1.4Применение готовой продукции…… 18
1.5Описание технологической схемы процесса. Нормы технологического режима… 18
1.6Характеристика основного технологического оборудования…… 25
2.РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ…… 32
2.1Исходные данные…… 32
2.2Материальный баланс установки высокотемпературного газоразделения…… 32
2.3Материальный баланс колонны К-14…… 33
2.4Технологичесикй расчет колонны К-14…… 35
2.5Тепловой баланс колонны К-14…… 40
2.6Расчет основных конструктивных размеров колонны К-14…… 47
2.7Гидравлический расчет клапанной тарелки колонны К-14…… 50
3.ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ КОНТРОЛЬ ПРОИЗВОДСТВА……53
3.1Аналитический контроль процесса…… 53
3.2Автоматизация технологических процессов…… 57
4.БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ…… 58
4.1Анализ опасных и вредных факторов……58
4.2Безопасность производства……60
4.3Меры, обеспечивающие надежность охраны природных ресурсов и воздушного бассейна при нормальной эксплуатации, в случае аварийных ситуаций и остановок производства на ремонт …… 61
5.ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ……. 64
5.1Введение…… 64
5.2Организационная часть……. 65
5.3Расчетная часть…… 66
5.4Определение экономической целесообразности проекта…… 84
ЗАКЛЮЧЕНИЕ…… 87.
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ…… .88
Приложение 1 «Технологическая схема выделения, гидрирования и осушки пропан-пропиленовой фракции»…….. 89
Приложение 2 «Колонна К-14»…… 90

ВВЕДЕНИЕ

СИБУР является крупнейшей в России интегрированной газоперерабатывающей и нефтехимической компанией. Образовано в октябре 2010 года на базе Нефтехимического завода, который в 1981-1999гг. работал в составе объединения «Нижегороднефтеоргсинтез» (в настоящее время входит в структуру ЛУКОЙЛа), в 1997 – 1999гг. – в составе ЗАО «Нефтехим», и в 1999-2010гг. – в составе ОАО «СИБУ-Нефтехим».

Первоначально нефтехимический завод был создан на базе установки по производству этилена и пропилена ЭП-300. Впоследствии на предприятии были пущены в эксплуатацию установка по производству бензола и собственный энергоблок.

Основные профильные производства «СИБУР-Кстово» состоят из основного производства пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза и службы по обеспечению производства пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза.

В настоящее время «СИБУР-Кстово» перерабатывает газообразное (ШФЛУ) и жидкое (прямогонный бензин) углеводородное сырье, получая на выходе этилен, пропилен, бензол, ароматические углеводороды (фракции С5 – C_9), ББФ и тяжелую пиролизную смолу.

Почти 100% получаемого этилена поступает в производство окиси этилена и гликолей ОАО «СИБУР-Нефтехим» для дальнейшей переработки в окись этилена и этиленгликоли.

ООО «СИБУР Холдинг» является газоперерабатывающей и нефтехимической компанией, ориентированной на интегрированную работу двух основных сегментов: топливно-сырьевого и нефтехимического.

Топливно-сырьевой сегмент включает в себя:

- Сбор и переработку ПНГ, который закупается у крупнейших российских нефтяных компаний;
- Транспортировку, фракционирование и другие виды переработки жидкого углеводородного сырья, производимого компаниями Группы СИБУР или закупаемого у крупнейших нефтегазовых производителей;
- Маркетинг и продажу топливно-сырьевых продуктов, в том числе природного газа, сжиженных углеводородных газов, нафты, широкой фракции легких углеводородов, метил-трет-бутилового эфира и прочих.

Топливно-сырьевые продукты нефтехимическая компания реализует на внутреннем и международном рынках, а также направляет в качестве сырья в нефтехимический бизнес для дальнейшей переработки в базовые полимеры, синтетические каучуки, пластики, продукцию органического синтеза, полуфабрикаты и прочие продукты нефтехимии.

СИБУР продолжает инвестировать в развитие крупномасштабного нефтехимического производства с упором на базовые полимеры в непосредственной близости к сырьевой базе в Западной Сибири. Владеет и управляет самой широкой в России комплексной инфраструктурой по переработке и транспортировке ПНГ и ШФЛУ, расположенной преимущественно в Западной Сибири — крупнейшем российском нефтегазодобывающем регионе.

Эта инфраструктура включает в себя восемь из девяти действующих газоперерабатывающих заводов (ГПЗ) в Западной Сибири, пять компрессорных станций и три газофракционирующие установки (ГФУ).

На заводе «СИБУР - Кстово» выполнена реконструкция установки с целью повышения производительности по продуктовому этилену до 360 тыс. тонн в год и пропилену до 180 тыс. тонн в год в соответствии с Базовым проектом реконструкции разработки фирмы «TechnipBenelux B.V» № 32017, Нидерланды.

Цель дипломного проекта изучить работу установки высокотемпературного газоразделения и устройство колонны К-14, и замена клапанных тарелок на тарелки фирмы “Sulzer”, с целью улучшения четкости ректификации и качества выводимой продукции.

,1ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1Краткая характеристика проектируемого процесса и выбор схемы

Производство пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза является крупнотоннажной установкой получения этилена, пропилена, бутилен-бутадиеновой фракции, фракции С5, тяжелой смолы пиролиза и пироконденсата.

Производство пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза входит в состав ООО «СИБУР-Кстово» и включает следующие технологические установки:

- установка пиролиза, предназначенная для термического разложения углеводородного сырья при температуре 810 ÷ 855°С, состоящая из узла печей пиролиза, включающего печи F-01, F-02-09 производства ЧССР и печей F-110, F-120, F-130 фирмы KTI (Нидерланды).

- установка первичного разделения пирогаза (ПРП), предназначенная для охлаждения пирогаза, выделения из него товарной пиролизной смолы, легкой пиролизной смолы и технологического водного конденсата; включает узлы:

узел первичного разделения пирогаза,

узел водной промывки пирогаза,

узел выработки пара разбавления,

узел выработки пара низкого давления,

узел подготовки топливного газа и сырья пиролиза,

узел приготовления, хранения и дозировки реагентов,

узел охлаждения и уплотнения насосов.

- установка подготовки продуктов пиролиза (ППП), предназначенная для очистки производственного конденсата и использования его в качестве питательной воды при выработке пара высокого давления (128 кгс/см^2), перегрева насыщенного водяного пара, подогрева метано-водородной фракции; включает узлы:

пароперегреватель (F - 10А, В),

печь для подогрева метано-водородной фракции П-4,

узел накопления и обезмасливания производственного конденсата,

узлы сбора и обезмасливания производственного конденсата, охлаждения производственного и турбинного конденсата,

узел очистки воды на ионитах,

узел термической дегазации воды,

узел регенерации и гидроперегрузки ионитов,

система пара высокого давления БРОУ 140/12 (быстродействующая редуцирующая охлаждающая установка), РОУ 140/12), РОУ 140/40 (редуцирующая охлаждающая установка),

система пара среднего давления ОУ-12, ОУ-12А (охлаждающая установка пара среднего давления 15 кгс/см^2),

система пара низкого давления РД 12/4 (редуцирование пара среднего давления)

- установка компримирования пирогаза, предназначенная для компримирования пиролизных газов и хладоагентов - этилена и пропилена; включает узлы:

узел пирогазового компрессора М-1,

узел «теплового насоса» М-4,

узел этиленового компрессора М-5,

узел пропиленового компрессора М-6.

- установка высокотемпературного газоразделения (ВТГ), предназначенная для выделения из сконденсированных продуктов пиролиза товарных пропилена, бутилен – бутадиеновой фракции, фракции C_5 и пироконденсата - сырья для получения бензола; включает узлы:

узел щелочной очистки пирогаза,

узел выделения, гидрирования и осушки пропан-пропиленовой фракции,

узел выделения товарного пропилена,

узел выделения бутилен- бутадиеновой фракции,

узел выделения фракции углеводородов C_5,

узел стабилизации пироконденсата и пиролизного бензина,

узел конденсатного хозяйства.

узел приготовления и дозировки ингибиторов полимеризации,

- установка низкотемпературного газоразделения (НТГ), предназначенная для выделения из пирогаза водородной, метановой, этановой фракций, товарного этилена; включает узлы:

узел осушки пирогаза,

узел охлаждения пирогаза и выделения водородной фракции,

узел деметанизации,

узел выделения, гидрирования и осушки этан- этиленовой фракции,

узел выделения товарного этилена,

узел этиленового и пропиленового холодильных циклов,

узел очистки водородной фракции,

узел факельного и метанольного хозяйства.

В состав производства пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза кроме вышеперечисленных установок входит установка переработки пироконденсата (цех получения бензола), ведение технологического процесса которой определено «Технологическим регламентом на производство бензола производства пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза ООО «СИБУР-Кстово» ТР 07-100-2010.

В дальнейшем для простоты изложения производство пиролиза углеводородов нефти, компримирования, разделения пирогаза (без установки переработки пироконденсата) в настоящем регламенте обозначено как производство ЭП-360 или установка ЭП-360.

Компоновка производства ЭП-360 выполнена следующим образом:

-блок печей пиролиза, пароперегреватель и печь подогрева регенерационного метана;

-здание компрессорной азота высокого давления;

-здание установки подготовки продуктов пиролиза;

-наружная установка подготовки пирогаза, прилегающая к зданию установки подготовки продуктов пиролиза;

-здание компрессорной установки;

-наружная установка компрессии;

-наружная установка газоразделения;

-здание центрального пульта управления.

Технологическая схема выполнена одним потоком.

Проектная производительность производства по этилену составляет 300,0 тыс. т /год.

Максимальная часовая производительность производства по этилену, достигнутая при определении фиксированного пробега установки в 2004г. составила 33,0 т/ч, или 88,0% от проектной производительности.

Максимальная годовая производительность производства по этилену достигнута в 2011 г. и составила 245059 т/год, или 81,6 % от проектной производительности.

В 2014 г. выполнена реконструкция установки с целью повышения производительности по продуктовому этилену до 360 тыс. т в год и пропилену до 180 тыс. т в год.

1.2 Теоретические основы процесса

Разделение углеводородов основано на том, что каждый углеводород имеет свою температуру кипения. Основным фактором, влияющем на полноту разделения компонентов, на чистоту получаемых продуктов, на энергозатраты и эксплуатационные расходы, связанные с разделением, является различие в температурах кипения (упругости паров) разделяемых компонентов. Чем ближе температура кипения компонентов, тем труднее их разделить. Для того, чтобы достигнуть хорошего разделения нужны колонны с большим числом тарелок. При этом процесс следует вести с большой кратностью орошения. С увеличением четкости ректификации необходимое количество тарелок и кратность орошения возрастают. Увеличение кратности орошения вызывает необходимость увеличения диаметра ректификационной колонны, при этом увеличение расхода тепла и охлаждающей воды, а также увеличивается поверхность кипятильников и конденсаторов. Поэтому процесс ректификации ведут конденсационно-ректификационным методом, где основные затраты приходятся на создание низких температур. В связи с этим большое значение имеет эффективность и экономичность применяемых холодильных циклов (этиленового и пропиленового холодильного цикла ЭХЦ, ПХЦ

Разделение газа может осуществляться при низком и высоком давлении

При низком давлении (t= -120^{0}C, P=12,7-19,6кг) расширяется интервал температур кипения разделяемых углеводородов и увеличивается их относительная летучесть, вследствие чего для разделения требуется меньше тарелок, флегмовое число снижается, а четкость разделения может быть очень высокой. Однако для создания низких температур необходим метановый холодильный цикл, более сложное оборудование, что менее экономично, чем ЭХЦ при высоких давлениях. Кроме того, установки разделения газа при низком давлении малопроизводительны, очень чувствительны к изменению состава газа, их значительно труднее автоматизировать, чем установки разделения газа при высоком давлении.

В России главным образом применяют метод разделения газа при высоком давлении. Ректификация сжиженных газов отличается от ректификации нефтяных фракций повышенным давлением, позволяющим уменьшить объем оборудования, создать жидкое орошение и необходимое для разделения температурное поле, а также высокой четкостью ректификации вследствие близости температуры кипения разделяемых фракций

1.3 Характеристика сырья, готовой продукции и вспомогательных материалов

Таблица 1 – Характеристика вспомогательных материалов

№ п/п	Наименование материалов, реагентов, катализаторов.	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ)	Область применения изготовляемой продукции
1	Фракция пропиленовая	1. Объемная доля пропилена, %, не менее	90	Сырье для химической промышленности
		2. Объемная доля этана и этилена, в сумме, %, не более	0,7	
		3. Объемная доля пропана, %, не более	10	
		4. Объемная доля углеводородов C_4 и выше, %, не более	0,5	
		5. Массовая концентрация сернистых соединений в пересчете на серу, мг/м^3, не более	3	
2	Водородсодер-жащий газ с установки НТГ	1. Объемная доля водорода, %, в пределах	85 ÷ 99	Используется для гидрирования ацетиленистых соединений пропан-пропиленовой фракции
		2. Объемная доля окиси углерода, %, не более	0,5	
		3. Объемная доля этилена, %, не более	0,1	
		4. Объёмная доля ацетилена, % не более	0,001	
		5. Объемная доля CO, % не более	0,001	
		6. Объемная доля CO_2, не более	0,0005	
		7. Объемная доля сероводорода, не более	0,0005	
		8. Объемная доля воды, не более	0,0005	
3	Цеолит синтетический КА-У	1. Насыпная плотность, кг/м^3, не менее	720	Для осушки ППФ в аппаратах С-4/1,2
		2. Размер гранул по среднему диаметру, мм	2,9±0,3	
		3. Механическая прочность на раздавливание, кг/мм^2, не менее	1,5	
		4. Динамическая емкость по парам воды, для размера гранул по среднему диаметру 2,9±0,3, мг/см^3, не менее	115	
		5. Динамическая емкость по углекислому газу для размера гранул по среднему диаметру 2,9±0,3, мг/см^3, не более	0,7	

Продолжение таблицы 1

№ п/п	Наименование материалов, реагентов,	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ,	Область применения изготовляемой продукции

	катализаторов.		ОСТ, СТП, ТУ)		
4	Цеолит синтетический формованный со связующим КА	1. Внешний вид	черенок		Для осушки ППФ в аппаратах С-4/1,2
		2. Насыпная плотность, кг/м^3, в пределах	650÷850		
		3. Размер гранул по среднему диаметру, мм	3,0±0,4		
		4. Массовая доля водостойкости, %, не менее	97		
		5. Массовая доля потерь при прокаливании, %, не более	10		
5.	Метанол технический	1. Внешний вид	А	В	Используется в аппаратах Р-3/1,2 как теплоноситель
			Бесцветная прозрачная жидкость без нерастворимых примесей		
		2. Плотность при 20°С, кг/м^3	791÷792		
		3. Смешиваемость с водой	Смешивается с водой без следов помутнения и опалесценции		
		4. Температурные пределы:	64,0÷65,5		
		- предел кипения, ^{0}С			
		- 99% продукта перегоняется в пределах, ^{0}С, не более	0,8	1,0	

Продолжение таблицы 1

№ п/п	Наименование материалов, реагентов, катализаторов.	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ)		Область применения изготовляемой продукции
		5. Массовая доля воды, %, не более	0,05	0,08	
		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		0,008
		8. Массовая доля летучих соединений железа в пересчете на железо, %, не более	0,00001		0,0005
		9. Испытание с перманганатом калия, мин, не менее	60	30	
		10. Массовая доля аммиака и аминосоединений в пересчете на аммиак, %, не более	0,00001	-	
		11. Массовая доля хлора, %, не более	0,0001	0,001	
		12. Массовая доля серы, %, не более	0,0001	0,001	
		13. Массовая доля нелетучего остатка после испарения, %, не более	0,001	0,002	
		14. Удельная электропроводность, Ом $^{-1}$см$^{-1}$, не более	$3 \cdot 10^{-5}$	-	
		15. Массовая доля этилового спирта, %, не более	0,01	-	
		16. Цветность по платинокобальтовой шкале, единицы Хазена, не более	5	-	

Продолжение таблицы 1

№ п/п	Наименование материалов, реагентов, катализаторов.	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ)	Область применения изготовляемой продукции
6	Катализатор Ole-Max 301/302	Внешний вид	сферическая 3-5мм	Для гидрирования ацетиленистых в ППФ в реакторах Р-3/1,2
		1. Массовая доля палладия, %	0,03 ± 0,005	
		2. Массовая доля оксида алюминия	баланс	
		3. Площадь поверхности, $м^2/г$, не менее	160 ± 20	
		4. Массоваяя доля потерь при прокаливании при 540 ^{0}С, %, не более	5,0	
		5. Насыпная плотность, $кг/м^3$	650 ± 50 (сферы)	
		6. Прочность на раздавливание, Н, не менее	≥ 50	
7	Реагент EC 3268A	1. Внешний вид	Оранжевокрасная прозрачная жидкость	Дозируется в колонну К-14 для снижения полимеризации углеводородов
		2. Температура вспышки, ^{0}С, более	51	
		3. Плотность при16 ^{0}С, $кг/м^3$	883	
		4. Вязкость при 40 ^{0}С, $мм^2/сек$	3,2	
8	Пропановая фракция (из куба К-17)	1. Объемная доля, %		Используется как добавка к сырью пиролиза
		- пропилена, не более	10,0	
		- пропана, не менее	35,0	
		- суммы углеводородов C_4, не более	2,0	
9	Фракция пропиленовая	1. Объемная доля пропилена, %, не менее	90,0	Сырье для химической промышленности
		2. Объемная доля пропана, %, не более	10,0	
		3. Объемная доля углеводородов C_4 и выше, %, не более	0,5	
		4. Объемная доля этана и этилена в сумме, %, не более	0,7	
		5. Массовая концентрация сернистых соединений в пересчете на серу, $мг/м^3$, не более	3	

Продолжение таблицы 1

№ п/п	Наименование материалов, реагентов, катализаторов.	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ)	Область применения изготовляемой продукции
10	Сжатый воздух	1. Класс загрязненности		Для КИП и систем ПАЗ
		2. Размер твердой частицы, мкм, не более		
		3. Массовая концентрация посторонних примесей, мг/м^3, не более:		
		- твердые частицы		
		- вода (в жидком состоянии)		
		- масла (в жидком состоянии)		
		3. Температура точки росы сжатого воздуха		

Таблица 2 – Характеристика готовой продукции

№№ п/п	Наименование готовой продукции.	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ)		Область применения изготовляемой продукции
1	Этилен	1.Объемная доля этилена, %, не менее	99,9		Сырье для химической промышленности
		2.Объемная доля пропилена, %, не более	0,005		
		3.Объемная доля метана и этана, %, не более	0,1		
		4.Объемная доля ацетилена, %, не более	0,001		
		5.Объемная доля диеновых углеводородов (пропадиена и бутадиена) %, не более	0,0005		
		6.Объемная доля двуокиси углерода, %, не более	0,001		
		7.Объемная доля окиси углерода, %, не более	0,0005		
		8.Объемная доля метанола, %, не более	0,001		
		9.Объемная доля кислорода в продукте, поставляемом по трубопроводу, %, не более	0,0002		
2.	Пропилен	1.Объемная доля пропилена, %, не менее	Высший сорт	Первый сорт	Сырье для химической промышленности
			99,8	99,0	
		2.Объемная доля этилена, %, не более	0,005		
		3.Объемная доля ацетилена и метилацетилена, %, не более	0,001		
		4.Объемная доля углеводородов C_4, %, не более	0,002		

Продолжение таблицы 2

№№ п/п	Наименование готовой продукции.	Показатели качества, подлежащие проверке	Норма по нормативному документу (ГОСТ, ОСТ, СТП, ТУ)	Область применения изготовляемой продукции
		5.Объемная доля диеновых углеводородов (пропадиена и бутадиена), %, не более	0,001	
		6.Объемная доля этана и пропана, %, не более	0,2	
		7.Массовая концентрация серы, мг/м^3, не более	1	
		8.Массовая доля воды, %: -в продукте, поставляемом по трубопроводу	0,0005	
		-в продукте, поставляемом в цистернах и баллонах	0,02	
		9.Содержание свободной воды	отсутствие	

1.4 Применение готовой продукции

Таблица 3 – Применение готовой продукции

Наименование готовой продукции	Область применения
1. Этилен	Используется в качестве сырья для производства окиси этилена, этиленгликоля, полиэтилена, поливинилхлорида, дихлорэтана, этилбензола, стирального каучука, дивинила, акрилонитрила
2. Пропилен	Используется в качестве сырья для производства полипропилена, этилен-пропиленового каучука, ацетона, изопропилового спирта, фенола, изопропилбензола, изопрена, глицерина, акрилонитрила, изобутилового спирта
3. Пропан	Используется в качестве сырья для производства пропилена, ацетона, ацетальдегид
4. ББФ	Используется в качестве сырья для производства бутилена, бутадиена, этилена, пропилена, уксусной кислоты, формальдегида, изобутилена, дивинила, фенола, бензола, синтетических смол,
5. Бензол	Используется в качестве сырья для производства циклогексана, фенола, ацетона, стирола, полистирола, сульфонол синтетических волокн
6. Толуол	Используется в качестве сырья для производства бензальдегида, бензольной, терефталетовой кислот, эпоксидных смол, полиуретановой смолы, красителей, душистых веществ
7. Дивинил	Используется в качестве сырья для производства бутадиенстирольных, бутадиенметилстирольных, бутадиеннитрильных и др. видов каучуков

- Этилен транспортируютпо трубопроводу на ОАО “СИБУР-Нефтехим”;

- Газовый пропилен транспортируютпо трубопроводу на АО “Капролоктам” и АО “Оргстекло”;

- Жидкий пропилен отгружают в ЖДЦ.

1.5 Описание технологической схемы процесса. Нормы технологического режима

Высокотемпературная секция газоразделения

Узел выделения, гидрирования и осушки пропан-пропиленовой фракции

Кубовый продукт колонны К-11, а так же фракция C_3 – C_4 от насоса Н-38, поступают в питание колонны выделения пропан - пропиленовой фракции К-14 на 10-ю тарелку.

Колонна К-14 работает при следующих параметрах:

Давление не выше 17 кгс/см^2 (1,7 МПа);

Температура верха 35 ÷ 48 ^{0}С;

Температура куба 75 ÷ 90 ^{0}С.

Колонна К-14 имеет 40 высокопроизводительных клапанных тарелок фирмы SULZER, 30 в верхней части однопоточных, 10 в нижней части двух поточных. Колонна К-14 снабжена кипятильником Т-58/2. При работе возможно образование полимеров на поверхностях трубного пространства кипятильника и первых тарелок колонны, что затрудняет их работу. Поэтому колонна К-14 снабжена резервным кубом К-14а с

кипятильником Т-58/1. Нагрев кубовой жидкости колонны К-14 производится паром 2,5 кгс/см2, поступающим в межтрубное пространство кипятильника Т-58/1,2.

Паровой конденсат из кипятильника Т-58/1,2 поступает в расширительный бачок Е-143, откуда эжектором откачивается в сборник конденсата Е-76/1,2. Кубовый продукт колонны К-14 отводится на 28 тарелку колонны К-19, где фракция C_3 отгоняется при пониженном давлении и снова возвращается в качестве питания в колонну К-14.

Для снижения скорости полимеризации в колонну К-14 подается реагент Налко 3268А.

Газообразная фракция C_3 с верха колонны К-14 с температурой 35÷48 ^{0}С проходит межтрубное пространство дефлегматоров Т-59, Т-59а, работающих параллельно или последовательно, где охлаждается и конденсируется оборотной водой, затем поступает во флегмовую емкость.

Жидкая пропан-пропиленовая фракция из емкости Е-33 насосом Н-30 подается на орошение колонны К-14 и частично по линии защиты насоса в емкость Е-33. Предусмотрена возможность откачки пропан-пропиленовой фракции из емкости Е-33 насосом Н-30/1,2.

Газообразная пропан-пропиленовая фракция с верха емкости Е-33 направляется в межтрубное пространство теплообменника обратных потоков Т-61, где нагревается за счет тепла продукта, выходящего из реактора Р-3/1,2.

Из Т-61 пропан-пропиленовая фракция направляется в трубное пространство подогревателя Т-62, где нагревается водяным паром 12 кгс/см2 до температуры 45 ÷ 110 ^{0}С (в зависимости от активности катализатора) и направляется в верхнюю часть трубного пространства параллельно работающих реакторов Р-3/1,2.

Непосредственно перед входом в реакторы Р-3/1,2 в линии ППФ подается водородная фракция. Предусмотрена подача как неочищенной от окиси углерода водородной фракции от теплообменника Т-224, так и очищенной водородной фракции с узла метанирования установки НТГ. Схемой предусмотрена возможность подачи пропан-пропиленовой фракции

в реакторы Р-3/1,2, минуя теплообменник Т-61 и подогреватель Т-62.

В реакторе происходит гидрирование метилацетилена и пропадиена, содержащихся в пропан-пропиленовой фракции.

Реакция протекает при температуре не выше 120 ^{0}С на катализаторах марки OleMax 301/302 с выделением тепла. С целью предотвращения уноса катализатора используют керамические шарики. Тепло, выделяющееся при реакции гидрирования, снимается за счет испарения и кипения метанола, в межтрубном пространстве реакторов Р-3/1,2. Пары метанола поступают в емкости Е-53/1,2 далее проходят водяные холодильники Т-62а/1,2. Сконденсированный метанол стекает обратно в емкости Е-53/1,2. Жидкий метанол из емкостей Е-53/1,2 самотеком поступает в трубное пространство реакторов Р-3/1,2. Заполнение системы метанолом и подпитка производится насосом Н-42 из емкости Е-42. Схемой предусмотрено заполнение реакторов метанолом из емкости Е-47 насосами Н-13/1,2, минуя Н-42 и Е-42. Давление в системе циркуляционного метанола в зависимости от активности катализатора, а также от состава исходного сырья, в реакторах Р-3/1 и Р-3/2 соответственно.

Прогидрированная пропан-пропиленовая фракция с выхода реакторов Р-3/1,2 последовательно проходит теплообменники Т-61, где охлаждается прямым потоком пропан-пропиленовой фракции, поступающей на гидрирование, Т-61а, где охлаждается оборотной водой и направляется в сепаратор Е-50 для отделения побочных продуктов реакции - «зеленого масла», которое с низа сепаратора Е-50 направляется в колонну К-19. Пропан-пропиленовая фракция с верха сепаратора поступает в один из осушителей С-4/1,2.

Осушка ППФ производится на цеолитах марки КА-У или КА-СО. Осушители С-4/1,2 работают поочередно, при работе одного из них в режиме осушки другой находится на регенерации, в резерве или режиме осушки пропилена ПХЦ. Для регенерации осушителей используется горячий метан с давлением 4,5-5,5 кгс/см2 и температурой 250-300 ^{0}С, который поступает от печи П-4 установки подготовки продуктов пиролиза, отработанный метан из осушителей через теплообменники Т-75 и Т-86 сбрасывается в коллектор топливной сети.

Поток пропан-пропиленовой фракции и регенерационного метана направляются в осушители сверху вниз.

Осушенная до точки росы не выше минус 60 ^{0}С пропан-пропиленовая фракция проходит водяной холодильник Т-63/1,2, где охлаждается и конденсируется оборотной водой и поступает в емкость Е-34.

Жидкая пропан-пропиленовая фракция из емкости Е-34 насосами Н-32/1,2 подается в качестве питания на 34-ю тарелку вторичного деэтанизатора К-16. Схемой предусмотрена возможность откачки пропан-пропиленовой фракции насосом Н-32 по линии некондиции в пропиленопровод или в колонну К-17/1, минуя колонну К-16. Несконденсировавшиеся пары из емкости Е-34 проходят трубное пространство парциального конденсатора Т-63а, установленного над емкостью, где охлаждаются и частично конденсируются за счет испарения пропилена холодильного цикла, кипящего на изотерме +6 ^{0}С, поступающего из теплообменника Т-56. Сконденсированная пропан-пропиленовая фракция из конденсатора Т-63а стекает в емкость Е-34, а отдувочный газ направляется в сепаратор Е-14 всаса четвертой ступени пирогазового компрессора М-1. Пары пропилена хладагента из конденсатора Т-63а направляются в емкость Е-67. Схемой предусмотрено стравливание углеводородов в Е-93 системы «влажного» факела со следующих аппаратов Е-33, К-14, К-14а, Т-59, Т-59а, Е-50, Т-63, Р-3/1,2, С-4/1,2, Е-53, Е-34. С насоса Н-32 и с низа емкости Е-34 стравливание углеводородов осуществляется в Е-95 системы «сухого» факела.

Теплообменники Т-59, Т-59а, Т-63/1,2, Т-62а/1,2, Т-61а запитаны прямой оборотной водой со сбросом в коллектор обратной воды. Предусмотрена возможность отключения любого из теплообменников Т-59, Т-59а для его ремонта, чистки. Предусмотрена возможность промывки теплообменников оборотной водой «обратным ходом».

Узел вторично деэтанизации и выделения товарного пропилена

Осушенная пропан-пропиленовая фракция насосом Н-32 из емкости Е-34 подается в качестве питания на 34 тарелку колонны К-16.

В колонне К-16 происходит отдувка фракции C_2 из ППФ при следующих параметрах:

Давление в колонне не более 21 кгс/см^2;

Температура верха 30 ÷ 50 ^{0}C;

Температура куба 30 ÷ 55 ^{0}C.

Колонна оснащена 42 клапанными тарелками, оборудована кипятильниками Т-67/1,2. Подвод тепла в куб колонны К-16 производится подачей в межтрубное пространство кипятильника поз. Т-67/1 водяного пара 0,25 МПа (2,5 кгс/см^2) и подачей в межтрубное пространство кипятильника Т-67/2 закалочной воды от насоса Н-211/1,2.

Предусмотрена возможность регулирования расхода водяного пара в кипятильник Т-67/1.

Паровой конденсат из кипятильника Т-67/1 через емкость Е-144 отводится в сборник парового конденсата Е-76/1,2.

Пары углеводородов с верха колонны К-16 проходят дефлегматор Т-66, где охлаждаются и частично конденсируются оборотной водой. Газожидкостная смесь поступает во флегмовую емкость Е-35.

Жидкие углеводороды из емкости Е-35 насосом Н-33/1,2 подаются на орошение колонны К-16. Для поддержания постоянной нагрузки насоса предусмотрена линия защиты с нагнетания насоса Н-33/1,2 в емкость Е-35. Несконденсированные пары из емкости Е-35 проходят трубное пространство парциального конденсатора Т-66а, где охлаждаются и частично конденсируются за счет испарения жидкого пропилена - хладагента, поступающего из Т-56 и кипящего при температуре +6 ^{0}C. Пары пропилена-хладагента холодильного цикла из конденсатора Т-66а направляются в сепаратор Е-67. Сконденсированные углеводороды стекают в емкость Е-35, а отдувочный газ направляется в сепаратор Е-14 на всас IV ступени пирогазового компрессора М-1.

Кубовый продукт колонны К-16 проходит трубное пространство теплообменника Т-70, где частично испаряется за счет охлаждения потока флегмы, поступающей на орошение колонны К-17/2, и направляется в качестве питания на 53-ю или 80-ю тарелку колонны К-17/1, в зависимости от состава сырья.

Схемой предусмотрена возможность вывода кубового продукта из колонны К-16 на подпитку пропиленового холодильного цикла в линию товарного пропилена.

Предусмотрена возможность подачи жидкой пропан-пропиленовой фракции в теплообменник Т-70 от насоса Н-32 и от Н-30, минуя колонну К-16 по линии некондиции.

Предусмотрена линия газообразной ППФ от шлемовой линии колонны К-16 в осушители С-4/1,2 для выдавливания жидкого пропилена после сушки ППФ.

Колонна К-17 предназначена для выделения из ППФ товарного пропилена и пропановой фракции. Для получения пропилена концентрации 99,9 % (пропиленовой фракции концентрации 98%) колонна К-17 конструктивно выполнена из двух колонн К-17/1, К-17/2, работающих последовательно. Колонны оборудованы четырехпоточными тарелками фирмы Зульцер VG Plus: в К-17/1 - 96 тарелок и в К-17/2 - 106 тарелок.

Режим работы колонны К-17:

Давление 7,5 ÷ 10,8 кгс/см^2;

Температура куба 25 ÷ 37 ^{0}C;

Температура верха 18 ÷ 30 ^{0}C.

Колонна К-17/1 оборудована двумя кипятильниками: выносным Т-69а и встроенным в кубовую часть колонны Т-69. Кипятильник Т-69а используется в период

пуска, а также для испарения пропана, выводимого в топливо. Нагрев осуществляется за счет подачи пара 2,5 кгс/см^2 в межтрубное пространство кипятильника, паровой конденсат выводится в сборник парового конденсата Е-76/1,2.

Нагрев кубовой жидкости колонны К-17/1 в кипятильнике Т-69 осуществляется скомпримированными парами продуктового пропилена, поступающими от компрессора М-4. Кубовый продукт колонны К-17/1 - пропановая фракция насосом Н-40 выводится или в коллектор газового сырья установки печей пиролиза, или после испарения в Т-69а в газообразном виде в топливную сеть завода.

Предусмотрена возможность подачи пропановой фракции из куба колонны К-17/1 в трубное пространство выносного кипятильника Т-69а.

Пропановая фракция испаряется в кипятильнике Т-б9а и в газообразном виде выводится в топливную сеть завода. В режиме работы на испарение пропановой фракции кипятильник Т-69а отсекается от колонны К-17/1 задвижками.

Возможен безнасосный вывод кубового продукта К-17/1 в коллектор газового сырья.

Предусмотрена циркуляция пропановой фракции с низа кипятильника Т-69 с подачей на трубную доску кипятильника Т-69 посредством насоса Н-40. Для охлаждения и смазки подшипников насоса Н-40 продуктом предусмотрена линия сдувки с пяты в колонну К-17/1.

Газообразная пропиленовая фракция с верха колонны К-17/1 направляется под нижнюю тарелку колонны К-17/2.Кубовый продукт колонны К-17/2 насосом Н-34/1,2,3 подается на орошение колонны К-17/1.

Пары пропилена отводимые с верха колонны К-17/2 с температурой не выше 30 ^{0}С и с давлением не выше 10,8 кгс/см^2 поступают в сепаратор Е-36 для отделения от сконденсировавшейся жидкости в трубопроводе. Газообразный пропилен из сепаратора Е-36 поступает на всас компрессора М-4, а жидкость с низа сепаратора при появлении уровня направляется на факел.

Пропилен с нагнетания компрессора М-4 делится на два потока. Основной поток направляется в межтрубное пространство кипятильника Т-69, где конденсируется за счет кипения кубового продукта колонны К-17/1 и поступает в емкость Е-41. Второй поток направляется в водяные конденсаторы Т-68/1,2, где охлаждается, конденсируется и поступает в емкость Е-41. Емкость Е-41 связана уравнительной линией с кипятильником Т-69 и компрессором М-4.

Основная часть жидкого пропилена из емкости Е-41 через межтрубное пространство теплообменника Т-70, где охлаждается за счет частичного испарения питания К-17/1, поступает на орошение колонны К-17/2. Балансовое количество жидкого пропилена через холодильник Т-97 выводится с установки.

Для контроля качества продуктовых потоков установлены поточные хроматографы на следующих линиях: всас турбокомпрессора М-4 (товарный пропилен); отбор с 20-й тарелки К-17/1 (пропан). В случае выхода из строя хроматографа необходимо:

Предусмотрена возможность откачки товарного пропилена на склад посредством насоса Н-66 в летний период при повышении давления в пропиленопроводе выше 13 кгс/см^2. Схемой предусмотрена линия подачи пропилена от холодильника Т-97 на подпитку пропиленового холодильного цикла.

Для исключения накапливания тяжелых углеводородов в кипятильнике Т-69 предусмотрена линия вывода тяжелых углеводородов с низа кипятильника в линию вывода кубового продукта из куба К-17/1.

Таблица 4 – Нормы технологического режима

№ п/п	Наименование стадий процесса, аппараты, показатели режима	Единица измерения	Нормы технологического режима	Требуемый класс точности изм.приб.
	Колонна К-14			
1	Температура верха	К, ^{0}С	308 ÷318 35 ÷ 48	0,5
2	Температура в кубе К-14, К-14а	К, ^{0}С	338 ÷ 363 65 ÷ 90	0,5
3	Давление в колонне (емкость Е-33)	МПа, кгс/см^2	не более 1,8 не более 18	1,0
4	Перепад давления	МПа, кгс/см^2	не выше 0,045 не выше 0,45	1,0
5	Уровень в кубе К-14, К-14а	% ш.п.	30 ÷ 70	1,0
6	Уровень в Е-33	% ш.п.	30 ÷ 70	1,0
7	Температура на входе Р-3/1,2	К ^{0}С	318 ÷ 383 50 ÷110	1,0
8	Температура на выходе Р-3/1,2	К ^{0}С	343 ÷ 393 70 ÷ 120	0,5
9	Перепад давления по Р-3/1,2	кгс/см^2	не более 1,0	1,0
10	Давление паров метанола из Е-53/1,2	МПа кгс/см^2	не более 0,8 не более 8,0	1,0
11	Расход ППФ в Р-3/1,2	нм^3/ч	2700÷16000	1,0
12	Расход ВСГ в Р-3/1,2	кг/ч	не менее 140	1,0
13	Уровень «зеленого» масла в сепараторе Е-50	% ш.п.	не более 60	1,0
14	Давление в сепараторе Е-50	МПа кгс/см^2	не более 1,55 не более 15,5	1,0
15	Содержание СО в ВСГ	*ppm об.*	не более 10	
16	Сепараторы Е-53/1,2			
17	Уровень	%щ.д.	10 ÷ 70	1,0
18	Температура метана на выходе после охлаждения	К ^{0}С	не выше 313 не выше 40	0,5
19	Расход метана на регенерацию	т/ч	3,0 ÷ 6,0	1,5
[illegible]	[illegible]	% ш.п.	30 ÷ 70	1,0
[illegible]	[illegible]	% ш.п.	не более 70	1,0

Продолжение таблицы 4

№ п/п	Наименование стадий процесса, аппараты, показатели режима	Единица измерения	Нормы технологического режима	Требуемый класс точности изм.приб.

22	Уровень в емкости Е-42 Насосы Н-32/1,2	мм % ш.п.	400 ÷ 1600 2,5 ÷ 83	1,0
	Колонна К-16			
24	Температура верха	К 0С	303 ÷ 323 30 ÷ 50	0,5
25	Температура куба	К ^{0}С	303 ÷ 323 30 ÷ 55	0,5
26	Давление в Е-35	МПа кгс/см2	не выше 2,1 не выше 21	1,0
27	Перепад давления	МПа кгс/см2	не выше 0,04 не выше 0,4	1,0
28	Уровень в кубе	% ш.п.	30 ÷ 70	1,0
29	Температура на выходе с пяты Н-33/1,2	К ^{0}С	308 ÷ 323 35 ÷ 50	29
30	Уровень в емкости Е-35	% ш.п.	30 ÷ 80	1,0
31	Уровень пропилена в дефлегматоре Т-66а	% ш.п.	не более 70	1,0
	Колонна К-17(1,2)			
32	Температура верха К-17/2	К ^{0}С	291 ÷ 303 18 ÷ 30	0,5
33	Температура в кубе К-17/1	К ^{0}С	298 ÷ 308 25 ÷ 35	0,5
34	Температура в кубе К-17/1	К ^{0}С	298÷310 25 ÷ 37	0,5
35	Давление верха К-17/1	МПа кгс/см2	0,75 ÷ 1,08 7,5 ÷ 10,8	1,0
36	Давление верха К-17/2	МПа кгс/см^2	0,75 ÷ 1,08 7,5 ÷ 10,8	1,0
37	Перепад давления в колоннах К-17/1, К-17/2	МПа кгс/см^2	не более 0,08 не более 0,8	1,0
38	Уровень в кубе К-17/1	% ш.п.	30÷70	1,0
39	Уровень в кубе К-17/2	% ш.п.	30÷70	1,0
40	Уровень в емкости Е-41	% ш.п.	30÷70	1,0
41	Температура пропилена (пропиленовой фракции) на выходе из Т-97	К ^{0}С	не выше 313 не выше 40	0,5

1.6 Характеристика основного технологического оборудования

Таблица 5 – Краткая характеристика технологического оборудования

№ п/п	Наименование оборудования	Номер поз. по	Кол-во, шт.	Материал	Техническая характеристика

		схеме			
2	Колонна выделения пропан-пропиленовой фракции	К-14а	1	HS52-3N - низколегированная	Объем 31,6 м³, Диаметр 2000 мм, Высота 13440 мм Ррасч.= 20 кгс/см^2 Трасч.=100 ^{0}С Тарелки клапанные двухпоточные фирмы SULZER - 10 шт. Среда: углеводороды C_3 и выше
3	Реактор гидрирования пропан-пропиленовой фракции	Р-3	2	09Г2С	Поверхность теплообмена 633 м^2, Диаметр 2000 мм, Высота 12500 мм Размер труб 76х3,6х9000мм, 300 шт. Межтрубное пространство: Р расч.= 32 кгс/см^2, Т расч.= 200 ^{0}С Среда: метанол Трубное пространство: Р расч.= 21 кгс/см^2, Т расч.= 300 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая фракция
4	Осушитель пропан-пропиленовой фракции	С-4	2	HS52-3N - низколегированная	Объем 26 м³ Диаметр 2200 мм Высота 8515 мм Р расч.= 32 кгс/см^2 Т расч.=370 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая фракция метано-водородная фракция

Продолжение таблицы 5

5	Емкость флегмовая колонны К-14	Е-33		1		ST52-3SN низколегированная	Объем 32 м³, Диаметр 2400 мм Длина 7550 мм Р расч.= 20 кгс/см^2, Т расч.= 43 ^{0}С Среда: углеводороды C_3
6	Емкость ППФ	Е-34		1		HS52-3N низколегированная	Объем 15,5 м³, Диаметр 2040 мм Длина 5480 мм Р расч.= 25 кгс/см^2, Т расч.= 40 ^{0}С Среда: пропан, пропилен
7	Холодильник метанола	Т-62а		2		Вст3сп5 09Г2С ЛАМШ 77-2-0,05	Диаметр 500 мм F =31,2 м^2, длина 3920 мм Трубки 21,0х 2 х 3000мм, 136 шт. Трубное пространство: Р расч.= 40 кгс/см^2 Т расч.= 20 ^{0}С Среда: вода Межтрубное пространство: Р расч.= 40 кгс/см^2 Т расч.= 20 ^{0}С Среда: метанол
8	Емкость «зеленого масла»	Е-50		1		09Г2С	Объем 4 м³ Диаметр 1200 мм, Высота 4300 мм Р расч.= 25 кгс/см^2, Т расч.= 100 ^{0}С Среда: у/в С3 и выше
9	Емкость для метанола	Е-53/ 1,2		2		ST52-3SN HS52-3N низколегированная	Объем 4 м³ Диаметр 1200 мм Высота 4340 мм Р расч.= 32 кгс/см^2 Т расч.= 200 ^{0}С Среда: метанол

Продолжение таблицы 5

№	Наименование	Номер	Кол-во,	Материал	Техническая характеристика

п/п	оборудования	поз. по схеме	шт.		
11	Конденсатор пропан-пропиленовой фракции	Т-59	1	16ГС 09Г2С 08Х18Н10Т	Диаметр 1200 мм F =607 м2, длина11000 мм Трубки 25,0х2,5х 9000мм, 480 шт. Трубное пространство: Р расч.= 6 кгс/см^2 Т расч.= 100 ^{0}С Среда: вода оборотная Межтрубное пространство: Р расч.= 25 кгс/см^2 Т расч.= 100 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая фракция
12	Конденсатор ППФ	Т-59а	1	09Г2С.12 Вст3сп5	1200КНГ-6-25-М12-0/25-6-6 Диаметр 1200 мм F = 451 м^2, длина 7400 мм Трубки 25,0х2х6000 мм, 1549шт. Трубное пространство: Р расч.= 6 кгс/см^2 Т расч.= 60 ^{0}С Среда: вода Межтрубное пространство: Р расч.= 25 кгс/см^2 Т расч.= 100 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая фракция

Продолжение таблицы 5

№ п/п	Наименование оборудования	Номер поз. по схеме	Кол-во, шт.	Материал	Техническая характеристика
14	Холодильник ППФ	Т-61а	1	Материал труб SA 334 Gr.6 Материал корпуса SA 516 Gr.60+S5	Диаметр 600 мм F =121,4 м^2, длина 6652 мм Трубки 19,05 х 2 х 5702мм, 356 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 20 кгс/см^2 Трасч.= 70/минус 40 ^{0}С Среда: вода Межтрубное пространство: Ррасч.= 25 кгс/см^2 Трасч.= 100/минус 40 ^{0}С Среда: пропилен
15	Подогреватель ППФ	Т-62	1	09Г2С 16ГС	Диаметр 600 мм F = 40 м^2, длина 3500 мм Трубки 25,0х 2 х 2000мм, 261 шт. Трубное пространство: Р расч.= 25 кгс/см^2 Т расч.= 160 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая Межтрубное пространство: Р расч.= 25 кгс/см^2 Т расч.= 250 ^{0}С Среда: водяной пар

Продолжение таблицы 5

№ п/п	Наименование оборудования	Номер поз. по схеме	Кол-во, шт.	Материал	Техническая характеристика
16	Колонна вторичной деэтанизации	К-16	1	HS 52-3N низколегированная	Высота 26600 мм Объем 60 м³ Диаметр 1800/1400 мм Ррасч.= 25 кгс/см² Трасч.=50 ^{0}C Тарелки клапанные 42 шт. Среда: пропан, пропилен, углеводороды C_3 и выше
17	Колонна выделения товарного пропилена	К-17/1	1	09Г2С	Объем 640 м³ Высота 71500 мм Диаметр 3400/4200 мм Р расч.= 14кгс/см² Трасч.=35 ^{0}C Тарелки ф. Зульцер VG Plus-96шт. Среда: углеводороды C_3 и выше
18	Колонна выделения товарного пропилена	К-17/2	1	09Г2С	Объем 600 м³ Диаметр 3400 мм Высота 71500 мм Р расч.= 14 кгс/см² Т расч.=35 ^{0}C Тарелки ф.Зульцер VG Plus-106 шт. Среда: углеводороды C_3
19	Емкость флегмовая	Е-35	1	ST52-3SN, HS 52-3N низколегированная	Объем 16 м³ Диаметр 1800 мм Длина 7100 мм Ррасч.= 25 кгс/см² Трасч.= 41 ^{0}C Среда: углеводороды
20	Емкость товарного пропилена	Е-41	1	ST52-3SN, HS 52-3N низколегированная	Объем 48,2 м³ Диаметр 2400 мм Длина 11850 мм Ррасч.= 25 кгс/см² Трасч.= 45 ^{0}C Среда: пропиленовая фр.
21	Пароподогреватель пропана	Т-69а	1	12Х18Н10Т 09Г2С	Диаметр 800 мм F = 121 м², Длина 4420 мм Трубки 16,0х1,6х 2500мм, 1213 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 14 кгс/см² Трасч.= 35 ^{0}C

Продолжение таблицы 5

№ п/п	Наименование оборудования	Номер поз. по схеме	Кол-во, шт.	Материал	Техническая характеристика
22	Теплообменник	Т-66	1	09Г2С	Диаметр 1600 мм F = 968 м^2, длина 8735 мм Трубки 21,0х 2 х 6500мм, 1936 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 6 кгс/см^2 Трасч.= 100 ^{0}С Среда: вода Межтрубное пространство: Ррасч.= 25 кгс/см^2 Трасч.= 100 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая
23	Холодильник пропилена	Т-66а	1	09Г2С	Диаметр 600 мм F =12,5 м2, длина 2425 мм Трубки 16,0х1,6х 1500мм, 283 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 25 кгс/см^2 Трасч.= 40 ^{0}С Среда: пропан - пропиленовая Межтрубное пространство: Ррасч.= 20 кгс/см^2 Трасч.= 20 ^{0}С Среда: пропилен
24	Кипятильник К-16	Т-67/1	1	09Г2С	Диаметр 800 мм F = 138 м^2, длина 5470 мм Трубки 12,0х1,6х2500мм, 1163 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 25 кгс/см^2 Трасч.= 82 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая Межтрубное пространство: Ррасч.= 10 кгс/см^2 Трасч.= 133 ^{0}С Среда: пар водяной
25	Кипятильник К-16	Т-67/2	1	корпус SA 516 Cr. 60N+S5 трубки SA 333 Cr.6	Диаметр 750 мм Высота 4951 мм Трубки 19,05х2,114х 2500 мм, 580 шт. Поверхность теплообмена 86,8 м^2 Трубное пространство: Ррасч.= 25 кгс/см^2

Продолжение таблицы 5

№ п/п	Наименование оборудования	Номер поз. по схеме	Кол-во, шт.	Материал	Техническая характеристика
					Трасч.=80 ^{0}С Среда: фракция C_3+ Межтрубное пространство: Ррасч.= 20 кгс/см^2 Трасч.=120 ^{0}С

					Среда: закалочная вода
26	Конденсатор ППФ	Т-68/1	1	09Г2С-15	1200 КНГ-1,6-2,5-М12/25Г-4-6-У-И Диаметр 1200 мм F= 311,9 м^2 Длина 5420 мм Трубки 25,0х 2 х 4000мм 993 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 16 кгс/см^2 Трасч.= 260 ^{0}С Среда: вода оборотная Межтрубное пространство: Ррасч.= 22 кгс/см^2 Трасч.= 100 ^{0}С Среда: пары пропилена.
27	Теплообменник	Т-69	1	09Г2С	Диаметр 4000 мм F=6160 м^2, длина 6905 мм, Трубки 25х2,5, 11250 шт. Трубное пространство: Ррасч= 14 кгс/см^2 Трасч= 95 ^{0}С Среда: пропановая фр. Межтрубное пространство: Р расч=14 кгс/см^2 Т расч=35 ^{0}С Среда: пропиленовая фр.
28	Теплообменник	Т-70	1	09Г2С	Диаметр 1000 мм F = 360 м^2, длина 5100 мм Трубки 16,0х1,4х 4000мм, 1891 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 20 кгс/см^2 Трасч.= 30 ^{0}С Среда: пропиленовая фр. Межтрубное пространство: Ррасч.= 20 кгс/см^2 Трасч.= 45 ^{0}С Среда: пропан-пропиленовая
29	Холодильник	Т-97	1	09Г2С 16ГС 08Х22Н6Т	600 ХНГ-40-М12 /25Г4-6-69 ГОСТ 15120 Диаметр 600 мм F =125 м^2, длина 5000 мм Трубки 25,0х 2 х 4000мм, 392 шт. Трубное пространство: Ррасч.= 6 кгс/см^2 Трасч.= 30 ^{0}С Среда: вода Межтрубное пространство: Ррасч.= 40 кгс/см^2 Трасч.= 20 ^{0}С Среда: пропилен

2 РАСЧЕТНАЯ ЧАСТЬ

2.1 Исходные данные:

Производительность по пропилену 20,6 - 21 т/ч
Количество рабочих дней 335
Температура ввода сырья $48,6^0$C
Температура верха колонны 40 - 42 ^{0}C
Температура низа колонны 75 - 90 ^{0}C
Давление в питательной секции 15,68 кг/см^2
Давление наверху колонны 15,56 кг/см^2
Давление внизу колонны 15,8 кг/см^2
Количество сырья в колонну 41 т/ч
Количество дистиллята 30 - 42 т/ч
Количество остатка 12 - 18 т/ч
Количество острого орошения 25 – 40 т/ч
Количество тарелок вверху колонны 30 т.; однопоточные
внизу колонны 10 т.; двухпоточные
Тип тарелок - тарелки фирмы “SULZER”

2.2 Материальный баланс установки высокотемпературного газоразделения

Таблица 6 - Материальный баланс установки высокотемпературного газоразделения

Наименование	Выход, %масс	Производительность			
		т/год	т/сут	кг/ч	кг/с
Приход:					
1 ППФ в К-14	57,810	329688,240	984,144	41006,000	11,391
2 П/К в К-27	19,740	112560,000	336,000	14000,000	3,889
3 П/К в К-6	11,080	63186,360	188,616	7859,000	2,183
4 Фр. C_3-C_9 в К-19	11,280	64320,000	192,000	8002,500	2,222
5 ВСГ	0,090	562,800	1,680	70,000	0,019
Итого	100,000	570337,500	1702,500	70937,500	19,705
Расход:					
1 Пропилен	29,100	165969,720	495,432	20643,000	5,734
2 Пропан	9,570	54607,680	163,008	6792,000	1,887
3 ББФ	16,920	96480,000	288,000	12000,000	3,333
4 Фр. C_5	4,930	28140,000	84,000	3500,000	0,972
5 П/К в цех 53	39,470	225120,000	672,000	28000,000	7,778
6 Потери	0,001	20,100	0,060	2,500	0,001
Итого	100,000	570337,500	1702,500	70937,500	19,705

2.3 Материальный баланс колонны К-14

Таблица 7 – Состав сырья позиция 501

Компоненты	Молек. масса M_i	Питание колонны К-14					
		G_i, кг/ч	G_i, кг/с	$\frac{G_I}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i'		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	1212,0	0,3367	15,5384	0,0173	1,3494	0,0295
Пропилен	42	23155,0	6,4319	551,3095	0,6142	25,7964	0,5648
Пропан	44	7911,0	2,1975	179,7955	0,2003	8,8132	0,1929
Винилацет.	52	79,0	0,0219	1,5192	0,0017	0,0884	0,0019
Бутадиен	54	2918,0	0,8106	54,0370	0,0602	3,2508	0,0712
Бутены	56	3057,0	0,8492	54,5893	0,0608	3,4048	0,0745
Бутаны	58	1196,0	0,3322	20,6207	0,0229	1,3282	0,0291
Смесь C_5	72	857,0	0,2380	11,9028	0,0133	0,9576	0,0210
Бензол	78	519,0	0,1442	6,6538	0,0074	0,5772	0,0126
C_6 неаром.	86	59,0	0,0165	0,6860	0,0008	0,0688	0,0015
Толуол	92	13,0	0,0036	0,1413	0,0002	0,0184	0,0004
C_7-C_8 неаром.	100	1,0	0,0002	0,0100	-	-	-
Этилен	28	1,0	0,0002	0,0357	-	-	-
Этан	30	24,0	0,0067	0,8000	0,0009	0,0270	0,0006
Итого		41002,0	11,3894	897,6392	1,0000	45,6802	1,0000

Таблица 8 – Состав остатка позиция 506

Компоненты	Молек. масса M_i	Остаток R					
		G_i, кг/ч	G_i, кг/с	$\frac{G_I}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i'		Массовая доля $x_i = \frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	344,0	0,0956	4,4103	0,0196	1,5288	0,0286
Пропилен	42	1914,0	0,5317	45,5714	0,2021	8,4882	0,1587
Пропан	44	1149,0	0,3192	26,1136	0,1159	5,0996	0,0953
Винилацетат	52	79,0	0,0219	1,5192	0,0068	0,3536	0,0066
Бутадиен	54	2905,0	0,8069	53,7963	0,2385	12,8790	0,2407
Бутены	56	3037,0	0,8436	54,2321	0,2405	13,4680	0,2517
Бутаны	58	1191,0	0,3308	20,5345	0,0904	5,2432	0,0980
Смесь C_5	72	857,0	0,2381	11,9028	0,0529	3,8088	0,0717
Бензол	78	519,0	0,1442	6,6538	0,0295	2,3010	0,0430
C_6 неаром.	86	59,0	0,0164	0,6860	0,0031	0,2666	0,0050
Толуол	92	13,0	0,0036	0,1413	0,0007	0,0644	0,0007

Стирол	105	-	-	-	-	-	-

Продолжение таблицы 8

Компоненты	Молек. масса M_i	Остаток R					
		G_i, кг/ч	G_i, кг/с	$\frac{G_I}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i'		Массовая доля $x_i=\frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
Ксилол+ЭБ	108	-	-	-	-	-	-
C_7-C_8 неаром.	100	1,0	0,0003	0,0100	-	-	-
Итого		12068,0	3,3523	225,5713	1,0000	53,5012	1,0000

Таблица 9 – Состав дистиллята позиция 505

Компоненты	Молек. масса M_i	Дистиллят D					
		G_i, кг/ч	G_i, кг/с	$\frac{G_I}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i'		Массовая доля $x_i=\frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	868,0	0,2410	11,1282	0,0166	1,2948	0,0301
Пропилен	42	21242,0	5,9006	505,7619	0,7525	316050	0,7341
Пропан	44	6762,0	1,8763	153,6818	0,2287	10,0628	0,2337
Бутадиен	54	13,0	0,0036	0,2408	0,0003	0,0162	0,0004
Бутены	56	20,0	0,0056	0,3572	0,0005	0,0280	0,0002
Бутаны	58	5,0	0,0014	0,0862	0,0001	0,0058	0,0001
Этилен	28	1,0	0,0003	0,0357	0,0001	0,0028	0,0001
Этан	30	24,0	0,0067	0,8000	0,0012	0,0360	0,0008
Итого		28935,0	8,0375	672,0918	1,0000	43,0514	1,0000

Таблица 10 – Состав острого орошения позиция 504

Компоненты	Молек. масса M_i	Орошение					
		G_i, кг/ч	G_i, кг/с	$\frac{G_I}{M_i}$ кмоль/ч	Мольная доля x_i'		Массовая доля $x_i=\frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	1076,0	0,2989	13,7949	0,0197	1,5366	0,0355
Пропилен	42	21535,0	5,9819	512,7381	0,7316	30,7272	0,7109
Пропан	44	7576,0	2,1044	172,1818	0,2457	10,8108	0,2501
Бутадиен	54	34,0	0,0095	0,6296	0,0009	0,0486	0,0011
Бутены	56	51,0	0,0142	0,9107	0,0013	0,0728	0,0017
Бутаны	58	12,0	0,0033	0,2069	0,0003	0,0174	0,0004
Этан	30	11,0	0,0031	0,3667	0,0005	0,0150	0,0003
Итого		30295,0	8,4153	700,8287	1,0000	43,2284,	1,0000

Таблица 11 – Состав негидрированной ППФ из Е-33

Компоненты	Молек. масса M_i	Состав негидрированной ППФ из Е-33					
		G_i, кг/ч	G_i, кг/с	$\frac{G_I}{M_i}$ Кмоль/ч	Мольная доля x_i'		Массовая доля $x_i=\frac{M_i \cdot x_i'}{\sum M_i \cdot x_i'}$
МАПД	78	868,0	0,2410	11,1282	0,0166	1,2948	0,0301
Пропилен	42	21242,0	5,9006	505,7619	0,7525	31,6050	0,7341
Пропан	44	6762,0	1,8783	153,6818	0,2287	10,0628	0,2337
Бутадиен	54	13,0	0,0036	0,2408	0,0003	0,0162	0,0004
Бутены	56	20,0	0,0056	0,3572	0,0005	0,0280	0,0007
Бутаны	58	5,0	0,0014	0,0862	0,0001	0,0058	0,0001
Этан	30	24,0	0,0067	0,8000	0,0012	0,0360	0,0008
Этилен	28	1,0	0,0003	0,0357	0,0001	0,0028	0,0001
Итого		28935	8,0375	672,0918	1,0000	43,0514	1,0000

2.4 Технологический расчет колонны К-14

2.4.1 Расчет давления в колонне К-14

С учетом гидравлических потерь в трубопроводе от колонны до емкости орошения Е-33

При давлении в Е-33 $\pi_o=1,459$ МПа

И температуре в Е-33 $t_o=38,9$ ^{0}С

Давление наверху колонны принимаем на 0,097 МПа больше давления π_o

$$\pi_Д=\pi_o+0,097 \quad \text{(3, с.45)}$$

$$\pi_Д=1,459+0,097$$

$$\pi_Д=1,556 \text{ МПа}$$

С учетом гидравлического сопротивления тарелок и, учитывая заводские данные по перепаду давления принимаем давление в кубе колонны на 0,024 МПа выше давления в верхней части колонны.

$$\pi_R=\pi_Д+0,024 \quad \text{(3,с.50)}$$

$$\pi_R=1,556+0,024$$

$$\pi_R=1,58 \text{ МПа}$$

Давление в питательной части колонны принимаем равным среднеарифметическому между $\pi_Д$ и π_R

$$\pi_{пит} = \frac{\pi_D + \pi_R}{2}$$

(3,с.57)

$$\pi_{пит} = \frac{1,556 + 1,58}{2} = 1,568\ МПа$$

Определяем долю отгона исходного сырья при подаче его в колонну К-14.

Мольную долю отгона e' исходного сырья и состава фаз при $T_{вв} = 48,6\,°C$ и давлении $\pi_{вв} = 15,68\ кгс/см^2$ рассчитываем аналитическим методом Трегубова по формулам $\sum_{x_i} \frac{C_i'}{1 + e'(K_i - 1)} = 1$ и $\sum K_i \cdot x_i = 1$ путем такого подбора значения e', при котором удовлетворяются эти равенства.

Таким значением мольной доли отгона будет $e' = 0,01$.

Результат расчетов сведем в таблицу 9

Таблица 12 – Определение мольной доли отгона

Компонены	Состав сырья, C_i'	K_i при $T_{вв} = 48,6\,°C$ $\pi_{вв} = 15,68\ кг/см^2$	$1 + e'(K_i - 1)$ $e' = 0,01$	$x_i' = \frac{C_i'}{1 + e'(K_i - 1)}$	$y_i' = K_i \cdot x_i$
МАПД	0,0173	0,050	0,9905	0,0175	0,0009
Пропилен	0,6142	1,2	1,002	0,6130	0,7356
Пропан	0,2003	1,1	1,001	0,200	0,22
Винилацет.	0,0017	0,45	0,9945	0,0017	0,0007
Бутадиен	0,0602	0,49	0,9898	0,0608	0,0297
Бутены	0,0608	0,37	0,9937	0,0612	0,0226
Бутан	0,0229	0,38	0,9938	0,0230	0,0087
Пентан	0,0133	0,13	0,9913	0,0134	0,0017
Бензол	0,0074	0,050	0,9905	0,0075	0,0003
С6 неаром.	0,0008	0,052	0,9905	0,0008	0,0000
Толуол	0,0002	0,0156	0,9902	0,0002	0,0000
C_7-C_8	-	-	-	-	-

неаром					
Этилен	-	-	-	-	-
Этан	0,0009	2,8	1,018	0,0010	0,0028
Итого	1,0000			1,0000	1,0000

Ввиду малой величины доли отгона – в расчете ей пренебрегаем.

2.4.2 Расчет температуры в колонне К-14

Определяем температуру верха колонны К-14

Температуру верха колонны $T_Д$ определяем методом постепенного приближения по уравнению равновесия фаз

$$\sum \frac{y_i'}{K_i} = 1 \qquad (5,с.33)$$

путем подбора такого её значения, при котором константы фазового равновесия (K_i) для давления $\pi_Д$ = 1,556 МПа будут подставлены в это уравнение и превращают его в тождество.

Расчет необходимо вести с учетом состава орошения. Поэтому проверим расчетом в каком фазовом состоянии находиться дистиллят в газосепараторе Е-33.

Если $\sum K_i \cdot \acute{y}_{Dj} \le 1{,}000$, то имеет место полная конденсация верхнего продукта колонны.

Если $\sum K_i \cdot \acute{y}_{Dj} > 1{,}000$, то имеет место 2^x фазная система .

Предварительным расчетом однократного испарения в Е-33 находим приблизительный состав жидкости, которая подается на орошение.

Расчет сводим в таблицу 13

Таблица 13– Предварительный состав жидкости в Е-33

Компоненты	Молек. масса M_i	t_o = 38,9°С π_o = 1,459 МПа газосепаратора				Состав газа, уходящего с Е-33		Состав жидкости в Е-33	
		$\acute{x}_{Di} = \acute{y}_{Di}$ дистилл	k_i	$\acute{x}_i$ орошение	$\acute{y} = k_i \cdot \acute{x}_i$	$M_i \cdot \acute{y}_i = M_y$	Массов. доля $y_j = \frac{M_i}{\sum M}$	$M_i \cdot \acute{x}_i = M$ орошение	Массовая доля $x_i = \frac{M_i}{\sum M}$ орошение

МПАД	78	0,0166	0,85	0,0197	0,0167	1,2948	0,0301	1,5366	0,0355
Пропилен	42	0,7525	1,10	0,7316	0,8047	31,6050	0,7341	30,7272	0,7109
Пропан	44	0,2287	0,95	0,2457	0,2334	10,0628	0,2337	10,8108	0,2501
Бутадиен	54	0,0003	4,30	0,0009	0,0038	0,0162	0,0004	0,0486	0,0011
Бутены	56	0,0005	3,10	0,0013	0,0039	0,0280	0,0007	0,0728	0,0017
Бутаны	58	0,0001	3,20	0,0003	0,0009	0,0058	0,0001	0,0174	0,0004
Этилен	28	0,0001	4,00	-	-	0,0028	0,0001	-	-
Этан	30	0,0012	2,80	0,0005	0,0014	0,0360	0,0008	0,0150	0,0003
Итого		1,0000		1,0000	1,0648	43,0514	1,0000	43,2284	1,0000

Определяем молекулярную массу жидкости в газосепараторе Е-33 M_x по формуле

$$M_x = \sum M_i \cdot x_i^{'} \qquad (1, \text{с } 67)$$

$$M_x = 78 \cdot 0,0197 + 42 \cdot 0,7316 + 44 \cdot 0,2457 + 54 \cdot 0,0009 +$$

$$+ 56 \cdot 0,0013 + 58 \cdot 0,0003 + 30 \cdot 0,0005$$

$$M_x = 43,22$$

Определяем массу острого орошения $G_{x.\,op}$, кг/с, по формуле

$$G_{x.op} = n \cdot G_{i,} \qquad (1, \text{с } 67)$$

где n – кратность орошения;

G_i – количество орошения К-14, кг/ч.

Принимаем кратность орошения n = 1,0.

$$G_{x.op} = 1 \cdot 30295$$

$$G_{x.op} = 30295 \text{ кг/ч}$$

Определяем количество молей острого орошения $m_{x.op}$, моль/ч по формуле

$$m_{x.op} = \frac{G_{x.op}}{M_x}, \qquad (1, \text{с } 67)$$

где $G_{x.op}$ - масса острого орошения, кг/ч;

M_x - молекулярная масса жидкости в Е-33.

$$m_{x.op} = \frac{30295}{43,22}$$

$$m_{x.op} = 700,90 \text{ моль/ч}$$

Определяем состав паров в верхней части колонны К-14

Для чего рассчитываем число молей и мольную долю каждого компонента в парах, уходящих с верха К-14 с учетом количества орошения.

Результат расчета сведем в таблицу 14

Таблица 14 – Состав паров в верхней части К-14

Компоненты	Пары верхнего продукта		Холодное орошение		Усредненный состав паров	
	$\acute{y}_{Dj}$	m_{Di} моль/ч	$\acute{x}_i = \acute{y}_i$	$m_{x.op}$ моль/ч	m_G моль/ч	$\acute{y}_i$
МАПД	0,0166	11,1282	0,0197	13,808	24,9362	0,0181
Пропилен	0,7525	505,7619	0,7316	512,778	1018,5399	0,7427
Пропан	0,2287	153,6818	0,2457	172,211	325,8928	0,2371
Бутадиен	0,0003	0,2408	0,0009	0,631	0,8718	0,0006
Бутены	0,0005	0,3572	0,0013	0,911	1,2682	0,0009
Бутаны	0,0001	0,0862	0,0003	0,210	0,2962	0,0003
Этилен	0,0001	0,0357	-	-	-	-
Этан	0,0012	0,8000	0,0005	0,350	1,1500	0,0008
Итого	1,0000	672,0918	1,0000	700,899	1372,9551	1,0000

Определяем температуру верха колонны К-14, учитывая найденный состав паров методом постепенного приближения о уравнению равновесия фаз $\sum \frac{\acute{y}_i}{k_i} = 1$ путем подбора константы фазового равновесия k_i

Таблица 15 – Температура с учетом изменения состава орошения

Компоненты	$\acute{y}_i$	k_i при T_D = 42°С $\pi_в$ = 1,556 МПа	$\frac{\acute{y}_i}{k_i}$
МАПД	0,0181	1,06	0,0170
Пропилен	0,7421	1,03	0,7253
Пропан	0,2371	0,94	0,2522
Бутадиен	0,0006	0,44	0,0014
Бутены	0,0009	0,31	0,0029
Бутаны	0,0003	0,32	0,0009
Этилен	-	-	-
Этан	0,0009	2,7	0,0003
Итого	1,0000		1,0000

Определяем температуру низа колонны К-14

Температуру низа колонны T_R определяем методом постепенного приближения по уравнению равновесия фаз $\sum K_i \cdot \acute{x}_i = 1$ путем подбора такого значения температуры, при которой константы фазового равновесия для давления π_R = 1,58 МПа после подстановки их в уравнение превращают их в тождество.

Расчет температуры T_R = 363К (90°С) приведен в таблицу 16

Таблица 16 – Температура низа колонны К-14

Компоненты	Мольная доля $\acute{x}_i$	k_i (Сарданашвили) при T_R = 90°С π_R = 1,58 МПа	$k_i \cdot \acute{x}_i$
МАПД	0,0196	0,81	0,016
Пропилен	0,2021	2,3	0,0483
Пропан	0,1159	2,1	0,2433
Винилацетилен	0,0068	14,0	0,0952
Бутадиен	0,2385	1,1	0,2623
Бутены	0,2405	0,85	0,2044
Бутаны	0,0904	0,87	0,0786
Смесь C_5	0,0529	0,37	0,0195
C_6H_6	0,0295	0,54	0,0160
C_6 неаром.	0,0031	0,18	0,0005
Толуол	0,0007	22,85	0,016
Стирол	-	-	-
Ксилол + Э. Б.	-	-	-
$C_7 – C_8$ неаром.	-	-	-
Итого	1,0000		1,0000

2.5 Тепловой баланс колонны К-14

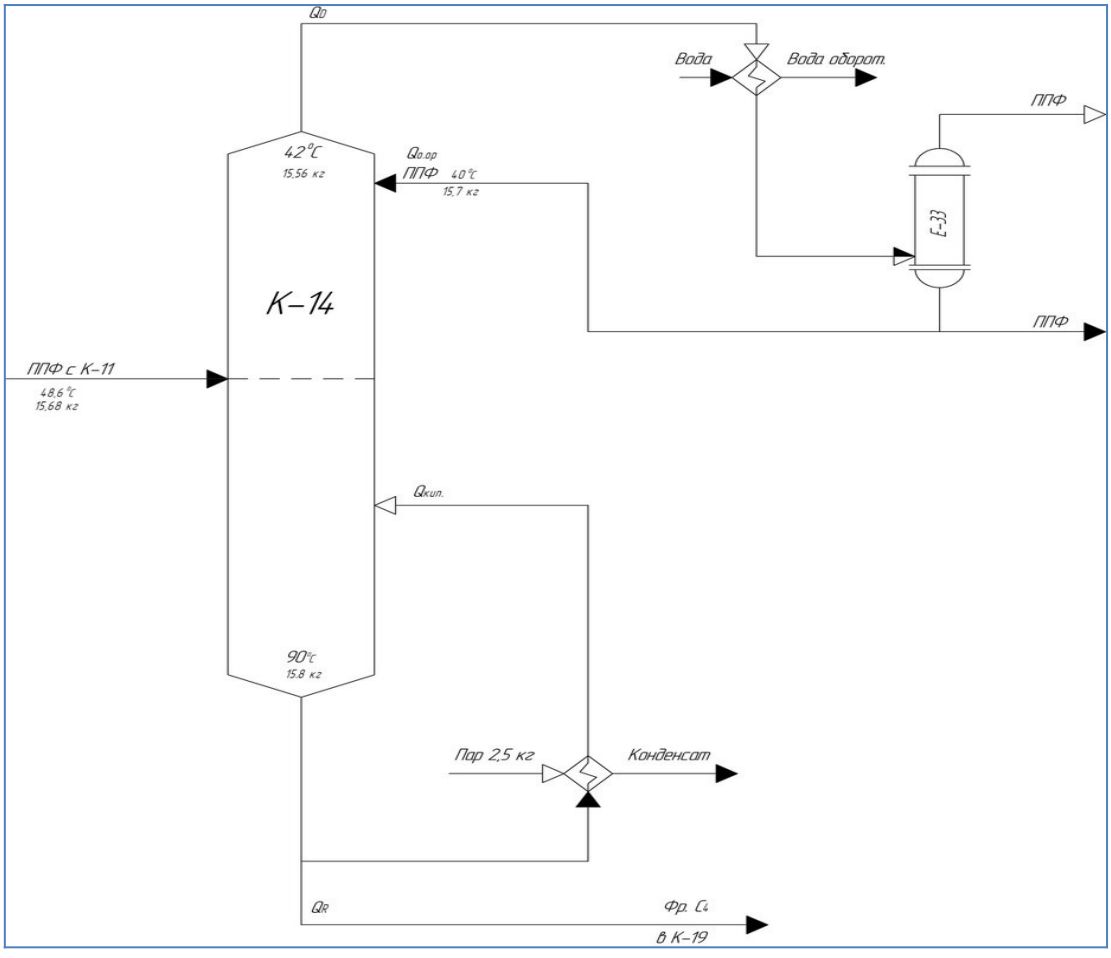

Рисунок 1 – Тепловой баланс колонны К-14

Определяем фазовое состояние сырья на входе в колонну

Для этого рассчитываем температуру начала ОИ ППФ при давлении на входе в колонну 1,56 МПа

Таблица 17 - Поверочный расчет фазового состояния сырья на входе в колонну К-14

Компонент	Формула	χ'_{π_i}	k_{π_i} при T_π = 48,6°С π_π = 15,68 кг/см^2	$K_{\pi_i} \cdot \chi'_{\pi_i}$
МАПД	C_6H_6	0,0173	0,050	0,00086
Пропилен	C_3H_6	0,6142	1,159	0,711
Пропан	C_3H_8	0,2003	1,100	0,2203
Винилацетат	C_4H_4	0,0017	0,450	0,00076
Бутадиен	C_4H_6	0,0602	0,490	0,0294
Бутены	C_4H_8	0,0608	0,370	0,0224
Бутаны	C_4H_{10}	0,0229	0,380	0,0087
Смесь C_5	C_5H_{12}	0,0133	0,130	0,0017
Бензол	C_6H_6	0,0074	0,050	0,0003
C_6 неаром.	C_6H_{14}	0,0008	0,052	0,00004
Толуол	C_7H_8	0,0002	0,015	0,00003
C_7-C_8 неаром.	C_7H_{16}	-	-	-
Этилен	C_2H_4	-	-	-
Этан	C_2H_6	0,0009	2,800	0,0025
Итого				

При t = 48,6°С и давлении 1,56 МПа имеет место однофазная система, т. е. сырье К-14 приходит в жидком состоянии.

Определяем количество тепла, вносимое с сырьем Q_C, кВт, по формуле

$$Q_C = G_C \cdot i_c, \qquad (5, с.29)$$

где G_C – количество $i-го$ компонента сырья, кг/с;

i_c - энтальпия $i-го$ компонента сырья при температуре ввода сырья t = 48,6°С и P = 15,6 кг/см^2, кДж/кг.

Таблица 18 – Энтальпия компонента

Компонент	Формула	Энтальпия компонента i, кДж/кг
МАПД	C_6H_6	353,66
Пропилен	C_3H_6	78,97
Пропан	C_3H_8	731,88
Винилацетат	C_4H_4	1197,1
Бутадиен	C_4H_6	536,04
Бутены	C_4H_8	347,22
Бутаны	C_4H_{10}	379,05
Смесь C_5	C_5H_{12}	370,69
Бензол	C_6H_6	207,87
C_6 неаром.	C_6H_{14}	365,76
Толуол	C_7H_8	226,42
C_7-C_8 неаром.	C_7H_{16}	-
Этилен	C_2H_4	-
Этан	C_2H_6	1084,15

$$i_C = 353,6 \cdot 0,0295 + 78,97 \cdot 0,5648 + 78,97 \cdot 0,1929 + 1197,1 \cdot 0,0019 + 536,04 \cdot 0,0712 +$$
$$+ 347,22 \cdot 0,0745 + 379,05 \cdot 0,0291 + 370,69 \cdot 0,0210 + (-207,87) \cdot 0,0126 +$$
$$+ 365,76 \cdot 0,0015 + 226,42 \cdot 0,0004 + 1084,15 \cdot 0,0006$$

$$i_C = 279,963 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_C = 11,389 \cdot 279,963$$

$$Q_C = 3188,504 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, вносимое с острым орошением $Q_{o.op}$, кВт, по формуле

$$Q_{o.op} = G_{o.op} \cdot i_{o.op}, \quad (2,с.31)$$

где $G_{o.op}$ - количество острого орошения, кг/с;

$i_{o.op}$ - энтальпия $i - го$ компонента острого орошения, кДж/кг.

Определяем энтальпию острого орошения при t = 40°С (293К) и Р = 15,7 кг/см^2 $i_{o.op}$, кДж/кг, по формуле

$$i_{о.ор}=i_1\cdot x_1+i_2\cdot x_2+\ldots i_{ж}\cdot x_{ж},$$ (2,с.31)

где $i_{ж}$ - энтальпия $i-го$ компонента в жидком дистилляте, кДж/кг;

$x_{ж}$ - массовая доля $i-го$ компонента в жидком дистилляте.

Таблица 19- Энтальпия и массовая доля компонентов острого орошения

Компоненты	Энтальпия компонента i_{n}, кДж	Массовая доля компонента x_{n}
МАПД	339,5	0,0355
Пропилен	65,0	0,7109
Пропан	619,2	0,2501
Бутадиен	305,1	0,001
Бутены	332,2	0,0017
Бутан	362,6	0,0004
Этан	1055,2	0,0003

$$i_{о.ор}=339,5\cdot 0,0355+65,0\cdot 0,7109+619,2\cdot 0,2501+305,1\cdot 0,001+$$
$$+332,2\cdot 0,0017+362,6\cdot 0,0004+1055,2\cdot 0,0003$$
$$i_{о.ор}=214,485 \text{ кДж/кг}$$
$$Q_{о.ор}=8,42\cdot 214,485$$
$$Q_{о.ор}=1805,964 \text{ кВт}$$

Определяем приход тепла $Q_{прих.}$, кВт, по формуле

$$Q_{прих.}=Q_C+Q_{о.ор},$$ (2,с.31)

где Q_C - количество тепла вносимого с сырьем, кВт;

$Q_{о.ор}$ - количество тепла вносимого с острым орошением, кВт.

$$Q_{прих.}=3188,504+1804,891$$
$$Q_{прих.}=4993,395 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, уходящего с верхним продуктом (с дистиллятом) при $t_в$ = 42°С, $Р_в$ = 15,56 кг/см^2, Q_D, кВт, по формуле

$$Q_D=G_D\cdot I_D,$$ (2,с.21)

где G_D - количество дистиллята, уходящего в парах при температуре верха колонны, кг/с;

I_D - энтальпия паров дистиллята на выходе из колонны, кДж/кг.

Определяем количество дистиллята G_D, кг/с, по формуле

$$G_D = G_C \cdot \frac{x_F - x_R}{y_D - x_R}, \qquad (2, \text{с.}21)$$

где G_C - количество сырья, поступающего в колонну, кг/с;

x_F - массовая доля C_3 в сырье;

x_R - массовая доля C_3 в остатке;

y_D - массовая доля C_3 в дистилляте.

$$G_D = 11,38 \cdot \frac{0,7577 - 0,2540}{0,9678 - 0,2540}$$

$$G_D = 8,04 \text{ кг/с}$$

Определяем энтальпию паров дистиллята, выводимых с верха колонны при $t_в$ = 42°С I_D, кДж/кг, по формуле

$$I_D = I_1 \cdot x_1 + I_2 \cdot x_2 + \ldots I_n \cdot x_n, \qquad (2,\text{с.}53)$$

где I_n - энтальпия $i-го$ компонента дистиллята, кДж/кг;

x_n - массовая доля $i-го$ компонента дистиллята.

Таблица 20 - Энтальпия и массовая доля компонентов дистиллята

Компоненты	Энтальпия компонента $i_{n,\text{ кДж}}$	Массовая доля компонента x_n
МАПД	342,83	0,0301
Пропилен	68,25	0,7341
Пропан	758,14	0,2337
Бутадиен	536,04	0,0004
Бутены	335,73	0,0007
Бутан	366,45	0,0001
Этан	1069,316	0,0008
Этилен	55,64	0,0001

$$I_D = 342,83 \cdot 0,0301 + 68,25 \cdot 0,7341 + 758,14 \cdot 0,2337 + 536,04 \cdot 0,0004 + 335,73 \cdot 0,0007 +$$
$$+ 366,45 \cdot 0,0001 + 55,64 \cdot 0,0001 + 1069,316 \cdot 0,0008$$

$$I_D = 200,80 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_D = 8,04 \cdot 200,80$$

$$Q_D = 1614,432 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, уходящего с остатком Q_R, кВт, по формуле

$$Q_R = R \cdot i_R, \qquad (5,\text{с.}13)$$

где R – количество остатка, уходящего при температуре низа колонны, кг/с;

i_R - энтальпия остатка $i-го$ компонента, кДж/кг.

Определяем энтальпию жидкого остатка уходящего низом колонны при t_R = 90°С и P_R = 15,8 кг/см^2 i_R, кДж/кг.

$$i_R = i_1 \cdot x_1 + i_2 \cdot x_2 + \ldots i_{ж} \cdot x_{ж}, \qquad (2,с.31)$$

где $i_{ж}$ - энтальпия $i-го$ компонента остатка, кДж/кг;

$x_{ж}$ - массовая $i-го$ доля компонента в остатке.

Таблица 21 - Энтальпия и массовая доля компонентов в остатке

Компоненты	Энтальпия компонента $i_{n,\text{ кДж}}$	Массовая доля компонента x_n
МАПД	421,646	0,0286
Пропилен	146,24	0,1587
Пропан	1040,60	0,0953
Винилацет.	1186,46	0,0066
Бутадиен	736,9	0,2407
Бутены	419,346	0,2517
Бутан	458,13	0,098
C_5	449,24	0,0717
Бензол	-133,872	0,043
C_6 неаром.	444,096	0,005
Толуол	281,275	0,0007

$$i_R = 421,646 \cdot 0,0286 + 146,24 \cdot 0,1587 + 1040,60 \cdot 0,0953 + 1186,46 \cdot 0,0066 + 736,9 \cdot 0,2407 +$$
$$+ 419,346 \cdot 0,2517 + 458,13 \cdot 0,098 + 449,24 \cdot 0,0717 + (-133,872) \cdot 0,043 + 444,096 \cdot 0,005 +$$
$$+ 281,275 \cdot 0,0007$$
$$i_R = 498,955 \text{ кДж/кг}$$
$$Q_R = 3,352 \cdot 498,955$$
$$Q_R = 1672,497 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, уходящего с острым орошением при температуре верха колонны $t_в$ = 42°С и $P_в$ = 15,56 кг/см^2 $Q_{о.ор}$, кВт, по формуле

$$Q'_{о.ор} = G_{о.ор} \cdot I'_{о.ор}, \qquad (2,с.31)$$

где $G_{о.ор}$ - количество острого орошения, кг/с;

$I'_{о.ор}$ - энтальпия паров острого орошения, кДж/кг.

Определяем энтальпию паров острого орошения при температуре верха колонны $I'_{о.ор}$, кДж/кг, по формуле

$$I'_{о.ор} = I_1 \cdot x_1 + I_2 \cdot x_2 + \dots I_n \cdot x_n, \quad (2,с.31)$$

где I_n - энтальпия $i-го$ компонента острого орошения кДж/кг;

x_n - массовая доля $i-го$ компонента острого орошения.

Таблица 22 - Энтальпия и массовая доля компонентов острого орошения

Компоненты	Энтальпия компонента $i_{n,\text{ кДж}}$	Массовая доля компонента x_n
МАПД	342,83	0,0355
Пропилен	68,245	0,7109
Пропан	774,895	0,2501
Бутадиен	536,04	0,0011
Бутены	335,73	0,0017
Бутан	366,45	0,0004
Этан	1070,55	0,0003

$$I'_{о.ор} = 342,83 \cdot 0,0355 + 68,245 \cdot 0,7109 + 774,895 \cdot 0,2501 + 536,04 \cdot 0,0011 + 335,73 \cdot 0,0017 +$$
$$+ 366,45 \cdot 0,0004 + 1070,55 \cdot 0,0003$$

$$I'_{о.ор} = 256,114 \text{ кДж/кг}$$

$$Q'_{о.ор} = 8,41 \cdot 256,114$$

$$Q'_{о.ор} = 2153,918 \text{ кВт}$$

Определим общий расход тепла $Q_{расх.}$, кВт, по формуле

$$Q_{расх.} = Q_D + Q_R + Q'_{о.ор}, \quad (2,с.43)$$

где Q_D - количество тепла уходящего с дистиллятом, кВт;

Q_R - количество тепла уходящего с остатком, кВт;

$Q'_{о.ор}$ - количество тепла уходящего с острым орошением, кВт.

$$Q_{расх.} = 1614,432 + 1672,497 + 2153,918$$

$$Q_{расх.} = 5440,85 \text{ кВт}$$

Определяем количество тепла, вносимого парами кубового остатка из кипятильника $Q_{кипят.}$, кВт по формуле

$$Q_{кипят} = Q_{расх.} - Q_{прих.} \qquad (2,с.43)$$

где $Q_{расх.}$ - количество тепла уходящего из колонны, кВт.

$Q_{прих.}$ - количество тепла вносимого в колонну, кВт.

$$Q_{кипят.} = 5440,85 - 4993,395$$

$$Q_{кипят} = 447,450 \text{ кВт}$$

Составляем тепловой баланс колонны К-14

Таблица 23 - Тепловой баланс колонны К-14

Наименование	G, кг/с	T, K	I, i, кДж/кг	Q, кВт
Приход 1 С сырьем	11,38	321,6	279,963	3188,504
2 С острым орошением	8,41	313	214,485	1804,891
3 С парами из кипятильника	-	-	-	447,450
Итого	19,802	-	-	5440,85
Расход 1 С дистиллятом	8,04	315	200,800	1614,432
2 С острым орошением	8,41	315	256,114	2153,918
3 С остатком	3,352	363	498,955	1672,497
Итого	19,802	-	-	5440,85

2.6 Расчет основных конструктивных размеров колонны К-14.

Диметр колонны определяют:

- в зависимости от максимального расхода паров;
- и их допустимой скорости в свободном сечении колонны.

Допустимая скорость паров зависит от типа тарелок, расстояния между тарелками, давления и температуры в колонне.

Чем больше допустимая скорость паров, тем меньше диаметр колонны. С увеличением скорости паров возникает механический унос жидкости на вышележащую тарелку, то есть допустимая скорость паров влияет на эффективность ректификации.

Определяем диаметр верха колонны D, м, по формуле

$$D=\sqrt{\frac{4\cdot V_{сек}}{\pi\cdot w_{\max}}},\qquad (3,\ с.141)$$

где $V_{сек}$ - объемный расход паров, м^3/с;

$w_{\max}$ – допустимая скорость паров, м/с.

Определяем расход паров наверху колонны $V_{D'}$, м^3/с, по формуле

$$V_{D'}=22,4\cdot\frac{(273+t)\cdot 0,1}{273\cdot\pi_в}\cdot\left(\frac{g_0}{M_{x.op}}+\frac{D}{M_D}\right),\qquad (3,с.141)$$

где $t-$ температура верха колонны, $^\circ C$;

$\pi_в$ – давление паров верха колонны, МПа;

g_0- количество холодного орошения, кг/с;

$M_{x.op}$, M_D- молекулярная масса паров холодного орошения и дистиллята;

$D-$ количество дистиллята.

.

$$V_{D'}=22,4\cdot\frac{(273+42)\cdot 0,1}{273\cdot 1,556}\cdot\left(\frac{8,41}{43,0514}+\frac{8,41}{43,23}\right)$$

$$V_{D'}=0,647 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определяем плотность паров при температуре верха колонны $t=42^\circ C$, $\rho^{Д}_{42^\circ C}$, кг/м^3, по формуле

$$\rho^{n}_{42^\circ C}=\frac{M_Д\cdot 273\cdot\pi_в}{22,4\cdot(t+273)\cdot 0,1},\qquad (3,\ с.174)$$

где $M_Д-$ молекулярная масса дистиллята;

$\pi_в-$ давление верха колонны, МПа;

$t-$ температура верха колонны, $^\circ C$.

$$\rho^{n}_{42^\circ C}=\frac{43,05\cdot 273\cdot 1,556}{22,4\cdot(42+273)\cdot 0,1}$$

$$\rho^{n}_{42^\circ C}=25,92_{\text{ кг/м}^3}$$

В колонне установлены:

- верх колонны – однопоточные высокопроизводительные клапанные тарелки с распределителями фирмы “SULZER” (30 тар)
- низ колонны – двухпоточные высокопроизводительные клапанные тарелки фирмы “SULZER” (10 тар)

Существующие клапанные тарелки были демонтированы.

Расстояние между тарелками:

- верх колонны 450 мм
- низ колонны 500 мм.

Определяем скорость паров в свободном сечении колонны w_D, м/с, по формуле

$$w_D=1,74\sqrt{\frac{n_T}{\rho^{n}_{в}}}, \qquad (3, \text{с.}174)$$

где n_T- расстояние между тарелками наверху колонны, м;

$\rho^{n}_{в}-$ плотность паров вверху колонны, кг/м^3.

$$w_D=1,74\sqrt{\frac{0,45}{25,92}}$$

$$w_D=0,228_{\text{ м/с}}$$

$$D=\sqrt{\frac{4\cdot 0,647}{3.14\cdot 0,228}}$$

$$D=1,90_{\text{ м}}$$

Так как, колона К-14 имеет одинаковый диаметр по всей высоте колонны, то принимаем диаметр К-14 2,0 м (по данным завода)

Определяем высоту колонны К-14 $H_к$, м, по формуле

$$H_K=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5+h_6, \qquad (3,\text{с.}174)$$

где h_1- высота колонны над верхней тарелкой, м;

h_2- высота укрепляющей части колонны, м;

h_3- высота отгонной части колонны, м;

h_4- высота над верхней 40-ой тарелкой, м;

h_5- высота кубовой части колонны, м;

h_6- высота опоры, м.

Определяем высоту колонны над верхней 40-ой тарелкой h_1, м, по формуле

$$h_1=(0{,}5\cdot D)\cdot 2, \quad (4,\text{с.}32)$$

где $D-$ диаметр колонны, м.

$$h_1=(0{,}5\cdot 2{,}0)\cdot 2$$

$$h_1=2{,}0\ м$$

Определяем высоту укрепляющей части колонны h_2, м, по формуле

$$h_2=h_T\cdot(n_y-1), \quad (4,\text{с.}32)$$

где h_T- расстояние между тарелками, м;

n_y- количество тарелок в укрепляющей части колонны.

При КПД тарелок 0,96

$$h_2=0{,}45\cdot\left(\frac{30}{0{,}96}-1\right)$$

$$h_2=13{,}6_{\text{м}}$$

Определяем высоту отгонной части колонны h_3, м, по формуле

$$h_3=h_T\cdot(n_{о.ч}-1), \quad (4,\text{с.}32)$$

где h_T- расстояние между тарелками, м;

$n_{о.ч}-$ количество тарелок в отгонной части колонны.

При КПД тарелок 0,96

$$h_3=0{,}5\cdot\left(\frac{10}{0{,}96}-1\right)$$

$$h_3=4{,}7_{\text{м}}$$

Определяем высоту колонны над верхней 10-ой тарелкой h_4, м, по формуле

$$h_4=0{,}5\cdot D \quad (4,\text{с.}32)$$

$$h_4=0{,}5\cdot 2{,}0$$

$$h_4=1{,}0\ м$$

Определяем высоту кубовой части колонны h_5, м, по формуле

$$h_5=2\cdot D, \quad (4,\text{с.}32)$$

где $D-$ диаметр колонны, м.

$$h_5=2\cdot 2{,}0$$

$$h_5=4{,}0_{\text{м}}$$

- Высота опоры колонны составляет 3,326 м (по данным завода)

- Высота между нижним днищем верхней части колонны и верхним днищем нижней части колонны - составляет 2,0 м

$$H_K = 2{,}0 + 13{,}6 + 4{,}7 + 1{,}0 + 4{,}0 + 3{,}326 + 2{,}0$$

$$H_K = 30{,}626 \text{ м}$$

Принимаем высоту колонны 32,542м (по данным завода)

2.7 Гидравлический расчет клапанной тарелки колонны К-14

Расчет ведем по верхнему сечению колонны.

Определяем потери напора по тарелке Δp, Па, по формуле

$$\Delta p = \Delta p_{сух} + \Delta p_{\delta} + \Delta p_{ж},$$ (3, с.74)

где $\Delta p_{сух}$ - сопротивление сухой тарелки, Па;

Δp_{δ} - перепад давления необходимый для преодоления сил трения и поверхностного натяжения, Па;

$\Delta p_{ж}$ - сопротивление столба жидкости на тарелке, Па.

$\Delta p_{сух}$ рассматривают как потерю скоростного напора газа вследствие преодоления ряда местных сопротивлений на сухой неорошаемой тарелке, Па

$\Delta p_{ж}$ - перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба жидкости высотой, равной глубине погружения клапанных элементов в жидкости, Па

Определяем потерю напора на сухой тарелке $\Delta p_{сух}$, Па, по формуле

$$\Delta p_{сух} = \xi \cdot \frac{w_0^2 \cdot \rho_n}{2}$$ (3, с.74)

где ξ - коэффициент сопротивления сухой тарелки;

Для клапанных тарелок $\xi = 3{,}0$. (3,с.74)

w_0 - допустимая скорость паров в отверстии тарелок, м/с;

ρ_n - плотность паров над верхней тарелкой при $t = 42°C$.

Определяем скорость паров в отверстиях под клапанами ω_o, м/с, по формуле

$$w_0 = \frac{V_{сек}}{f_0 \cdot N_0}$$ (3, с.74)

где $V_{сек}$ - секундный обьем газа под верхней тарелкой, м^3/с;

f_0 - сечение одного отверстия под клапаном, м^2;

N_0 - число клапанов на тарелке.

Определяем сечение одного отверстия под клапаном f_o, м^2,по формуле

$$f_0 = \frac{\pi \cdot d_0^2}{4},$$ (3,с.74)

где d_o^2 - диаметр отверстия под клапаном, м.

$$f_0 = \frac{3,14 \cdot 0,035^2}{4}$$

$$f_0 = 0,000962\, м^2$$

$$\omega_0 = \frac{0,647}{0,000962 \cdot 200}$$

$$\omega_0 = 3,36\, м/с$$

$$\Delta p_{сух} = 3,0 \cdot \frac{(3,36)^2 \cdot 25,92}{2}$$

Определяем перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения Δp_δ, Па, по формуле

$$\Delta p_\delta = \frac{4 \cdot \delta}{d_э}$$ (3, с.74)

где δ - поверхностное натяжение жидкости, Н/м;

$d_э$ - эквивалентный диаметр щели под клапаном, м.

Для клапанных тарелок $d_э$ = 0,012 м. (3, с.75)

$$\Delta p_\delta = \frac{4 \cdot 0,015}{0,012}$$

$$\Delta p_\delta = 5,0_{\text{Па}}$$

Определяем сопротивление столба жидкости на тарелке , Па, по формуле

$$\Delta p_{ж} = 9,81 \cdot K \cdot h_{сл} + 28 \cdot \sqrt[3]{K \left(\frac{Q}{L_D}\right)^2},$$ (3, с.75)

где К - коэффициент для клапанных тарелок; (3, с75)

$h_{сл}$ - высота сливной перегородки, мм;

Q - часовой оббьем жидкости, стекающей с тарелки, м^3/ч;

L_D - длина линии слива, м.

Определяем часовой объем жидкости, стекающей с тарелки Q, м^3/ч, по формуле

$$Q = \frac{G_{о.ор} \cdot M_{о.ор}}{\rho_{ж}}$$ (3, с. 75)

где - количество острого орошения, стекающего с тарелки с учетом кратности орошения, кмоль/ч;

молекулярная масса острого орошения;

$\rho_{ж}$ - плотность жидкости, стекающей с тарелки, кг/м^3.

(по данным завода $\Delta p_{ж} = 476\,кг/м^3$)

$$Q = \frac{700,839 \cdot 43,228}{476}$$

$$Q = 63,65\,м^3/с$$

$$\Delta p_{ж} = 311,544\,Па$$

$$\Delta p = 438,939 + 5,0 + 311,544$$

$$\Delta p = 755,483\,Па$$

Гидравлическое сопротивление однопоточных тарелок с одним боковым сливом находится в допустимых пределах 500 – 800 Па. (1, с.77)

3. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ КОНРОЛЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Аналитический контроль процесса

Требования к повышению качества продукции предприятий диктуются современными рыночными отношениями, вынуждающими предприятия применять наряду с ценовыми методами конкурентной борьбы и такие неценовые методы конкуренции, как повышение качества продукции.

Одним из факторов, влияющих на значимость контроля качества, является также наличие государственных и отраслевых нормативов на выпускаемую продукцию. Последнее особенно характерно для перерабатывающих отраслей.

Показатели качества сырья, полуфабрикатов и готовой продукции, как правило, тесно связаны с количественными показателями производства.

Примером взаимозависимости количественных и качественных показателей в производстве может служить известная работникам нефтеперерабатывающей промышленности зависимость количества продуктов нефтепереработки, получаемых на технологических установках (отборов), от качественных показателей этих продуктов.

Взаимосвязь количественных и качественных показателей в производстве можно проследить практически для всех промышленных предприятий.

Эффективное управление производством требует наличия достоверных данных о количественных и качественных показателях производства. При этом важно, чтобы данные были получены в необходимые сроки, т.к. оперативность получения данных влияет на скорость принятия решений.

Достоверность и своевременность получения данных влияет на правильность принятия решений.

Показатели качества, наряду с количественными показателями производства, используются многими службами предприятия на всех этапах управления производством и на всех этапах технологического цикла (входной контроль сырья и материалов, операционный контроль, контроль товарной продукции).

Данные о качественных показателях в производстве предоставляют либо автоматические потоковые анализаторы, осуществляющие автоматический отбор проб продуктов и анализ показателей качества, либо в большинстве случаев лаборатории, отделы технического контроля или аналогичные подразделения служб качества предприятий.

Особое место на предприятиях занимают лаборатории контроля окружающей среды. В их функции, как правило, входит контроль выбросов и стоков предприятия. Нарушение данных параметров может привести к серьезным штрафам и финансовым потерям.

Таблица 24– Аналитический контроль технологического процесса

1	Пропан-пропиленовая фракция из Е-33	Трубопровод из Е-33	Углеводородный состав, %	ГОСТ 14920-79	-	По требованию
			объемная доля суммы C_4, %, не более		0,2	
2	Пропановая фракция	Трубопроводиз куба К-17	1 Объемная доля, %			1 раз в сутки 8.00
			пропилена, не более	ГОСТ 14920-79	10	
			пропана, не менее	ГОСТ 14920-79	35	
			суммы C_4, не более	ГОСТ 14920-79	2	
			суммы C_3H_4, не более		25	
3	Фракция пропан-пропиленовая	Куб К-16	1 Объемная доля, %:			По требованию
			пропилена, не менее	ГОСТ 14920-79	90	
			этилена, не более	ГОСТ 14920-79	0,2	
			аллена и метилацетилена, не менее	ГОСТ 14920-79	0,15	
			- диеновых углеводородов, не более	ГОСТ 14920-79	0,2	

Продолжение таблицы 24

№ п/п	Наименование стадий процесса, анализируемый продукт	Место отбора проб	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, ГОСТ, ОСТ)	Норма	Частота контроля

			пропана, не менее	ГОСТ 14920-79	35	
			суммы C_4, не более	ГОСТ 14920-79	2	
			суммы C_3H_4, не более		25	
3	Фракция пропан-пропиленовая	Куб К-16	1 Объемная доля, %:			По требованию
			пропилена, не менее	ГОСТ 14920-79	90	
			этилена, не более	ГОСТ 14920-79	0,2	
			аллена и метилацетилена, не менее	ГОСТ 14920-79	0,15	
			- диеновых углеводородов, не более	ГОСТ 14920-79	0,2	
			- углеводов C_4 и выше, не более	ГОСТ 14920-79	0,2	
			2. Массовая концентрация сернистых соединений в пересчете на серу, мг/м^3, не более	ГОСТ 14920-79	5	
4	Пропилен товарный	Трубопровод после Т-97	1. Объемная доля, %:			3 раза в сутки 5.00, 14.00, 22.00
			- пропилена, не менее	ГОСТ 24975.1-89	99,8	
			- этилена, не более	ГОСТ 24975.1-89	0,005	
			- C_2H_2 и метилацетилена, не более	ГОСТ 24975.1-89	0,001	
			- суммы C_4, не более	ГОСТ 24975.1-89	0,002	
			- диеновых углеводородов (пропадиена и бутадиена), не более	ГОСТ 24975.1-89	0,001	

№ п/п	Наименование стадий процесса, анализируемый	Место отбора проб	Контролируемые показатели	Методы контроля (методика анализа, ГОСТ, ОСТ)	Норма	Частота контроля
			- C_2H_2 и метилацетилена, не более	ГОСТ 24975.1-89	0,001	

			- суммы C_4, не более	ГОСТ 24975.1-89	0,002	
			- диеновых углеводородов (пропадиена и бутадиена), не более	ГОСТ 24975.1-89	0,001	
			- суммы этана, пропана, не более	ГОСТ 24975.1-89	0,2	
			2. Массовая концентрация серы, мг/м^3, не более	ГОСТ 24975.2-89	1	1 раз в месяц
			3. Массовая доля воды, %, не более	ГОСТ 24975.5-91	0,0005	3 раза в месяц
			4. Содержание свободной воды	ГОСТ 25043-87	отсутствие	3 раза в месяц

Продолжение таблицы 24

3.2 Автоматизация технологических процессов

Анализ технологического объекта управления

а) Цель автоматизации аппарата – поддержание заданных параметров процесса и четкость разделения продуктов

б) Показатель эффективности – поддержание технологических параметров согласно нормам технологического режима:

- температура (низа колонны, верх колонны, контрольной тарелки)

- давление (верх колонны, низ колонны, перепад давления)

- уровень (низ колонны)

в) Входные потоки – пропан-пропиленовая фракция (сырье), охлажденная пропан-пропиленовая (орошение), пар 2,5 кг (подогрев куба колонны)

г) Выходные потоки – пропан-пропиленовая фракция, Фр. C_4/C_6.

д) Возмущения:

- изменение температуры сырья
- изменение давления в колонне
- изменение расхода сырья
- прекращение подачи орошения

е) количество точек контроля – 13

ж) количество точек регулирования – 5

з) количество точек СБ и ПАЗ – 5

Выбор средств измерения

Таблица 25 – Спецификация средств измерения

Позиция	Наименование прибора	Количество приборов	Тип прибора	Класс точности
1-1 2-1 3-1 4-1 5-1 6-1	Датчик температуры	6	Метран-274	0,2
7-1 8-1 9-1	Датчик давления		Метран 150	0,04
10-1 11-1	Датчик уровня	2	Метран 150	0,04
11-2 12-1	Датчик расхода	2	Rosemount 3051	0,04

4. БЕЗОПАСНОСТЬ ЖИЗНЕДЕЯТЕЛЬНОСТИ

4.1 Анализ опасных и вредных факторов.

Согласно ГОСТ 12.0.003-2015 ССБТ «Опасные и вредные производственные факторы» выявлены физические, химические и психофизиологические опасные вредные факторы, представленные в таблице 26

Все технологические операции, прописанные в данной таблице, относятся к работе аппаратчика согласно должностной инструкции Т-113/52.

Таблица 26 – Опасные и вредные производственные факторы

Операция	Параметры и характеристика процесса	Применяемое оборудование	Опасные и вредные факторы (ОПФ и ВПФ)
1.Отбор проб с пробоотборных точек	Забор проб в жидком и газообразном состоянии. Химические вещества, углеводородные газы, щелочи, кислоты.	Пробоотборные камеры	Химический: по характеру воздействия на организм человека – раздражающий, токсический; по пути проникновения в организм человека через органы дыхания, кожный покров. Физический: шум, вибрация. Психофизиологический
2. Переключение на резервное оборудование	Температура наружн. воздуха. (минус $35 \div 35^0 C$) Выполнение технологических операций согласно инструкций на рабочем месте.	Технологическое оборудование (насосы, вентиляторы, и т.д.) Вспомогательные приспособления.	Химический по характеру воздействия на организм человека – раздражающий, токсический; по пути проникновения в организм человека через органы дыхания,

Продолжение таблицы 26 - Опасные и вредные факторы

Операция	Параметры и характеристика процесса	Применяемое оборудование	Опасные и вредные факторы (ОПФ и ВПФ)

3. Ведение технологического режима на установке.	Операторная центрального пульта управления. Поддержание параметров управления процессом согласно норм технологического режима.	Станции РСУ (ручные системы управления)	Физический фактор – освещение в помещении. Повышенное напряжение сети Взрыво-пожароопасность Психофизический фактор – монотонность труда.
4. Подготовка оборудования к ремонту	Температура (минус $35 \div 35^0 C$) Выполнение технологических операций, согласно инструкций на рабочем месте. Химические вещества, углеводородные газы, химические растворы щелочи.	Технологическое оборудование (насосы, вентиляторы, и т.д.) Вспомогательные приспособления. Ключи для ЗРА(запорно-регулирующая арматура)	Химический по характеру воздействия на организм человека – раздражающий, токсический; по пути проникновения в организм человека через органы дыхания, кожный покров. Физический фактор-повышенное напряжение сети, острые кромки оборудования, заусенцы на поверхности заготовок. Высокая /низкая температура стенок оборудования трубопроводов, шум, вибрация.

Из приведенной таблицы видно, что наиболее опасными и вредными операциями являются операция 1, 2 ,4. Данные операции оказывают наиболее вредное воздействие на организм человека и, следовательно, требуют при их выполнении концентрации внимания и соблюдения мер безопасности.

4.2 Безопасность производства

4.2.1 Электробезопасность технологического процесса и производственного оборудования

Для защиты персонала от поражения электрическим током в производственных помещениях и наружных установках предусмотрен контур защитного заземления с учетом допустимых токов в соответствии с требованиями санитарно-гигиенических норм. Все подстанции и электропомещения оборудованы, кроме контура защитного заземления, индивидуальными средствами защиты от поражения электрическим током (резиновые перчатки, коврики, дорожки, штанги и др.).

Применяемое электрооборудование комплектуется защитными автоматами, отключающими электрическую цепь при коротких замыканиях. Продолжительность отключения и величина тока срабатывания защитно-отключающих устройств не превышает величины предельно-допустимых токов при их воздействии на организм человека согласно санитарно-гигиенических норм.

4.2.3 Взрывопожаробезопасность технологического процесса и оборудования

При возникновении пожара возле оборудования установки при нарушении его герметичности производится аварийное опорожнение аппарата.

Для тушения возможного пожара на установках ВТГ, НТГ предусмотрена сеть противопожарного трубопровода, закольцованная сетями завода с пожарными гидрантами. Оборудование снабжено сухотрубами диаметром 200 мм, 250 мм и кольцами орошения колонн Ду 80 мм, 150мм, 200мм.

Предусмотрены также лафетные стволы, установленные стационарно на лафетных вышках. Подключение колец орошения колонн и лафетных стволов к сетям противопожарного водопровода предусмотрено по технологической эстакаде высотой 5-6 м.

Задвижки, устанавливаемые на линиях подключения лафетных стволов, размещены непосредственно у пожарного коллектора и на лафетных стволах. арматура у лафетных установок при положительной температуре находится в постоянно открытом состоянии. на зимний период участок трубы от задвижки до лафетного ствола освобождается от воды через дренажный вентиль.

Коллектор пожарной воды (сеть противопожарного водопровода) диаметром 300 мм проложен по технологической эстакаде. отключающая

арматура на сети противопожарного водопровода размещается в колодцах из железобетона. для управления арматурой с поверхности земли предусмотрен вынос ручного привода на перекрытие колодца.

Предусмотрена станция пенотушения, управляемая из операторной, подача пены осуществляется в автоматическом режиме в насосную щелочной очистки установки ВТГ, в цех пиролиза углеводородов нефти, на узел осушки пирогаза, в цех производства бензола с установки компримирования пирогаза.

Существует станция газового тушения, предназначенная для тушения очагов пожара в помещении ЦПУ хладоном, которая работает в автоматическом и ручном режимах.

Подача пены на щелочную очистку, производится открытием задвижек из ЦПУ.

В качестве первичных средств пожаротушения небольших очагов применяются песок, воздушно-пенные огнетушители, асбестовое полотно (кошма), порошковые, углекислотные огнетушители..

На установке предусмотрено необходимое количество пожарных извещателей. Предусмотрена передвижная пожарная техника.

В случае возникновения пожара или разгерметизации оборудования предусмотрено дистанционное отключение аппаратов из операторной (частично) и по месту установки арматуры. Предусмотрена возможность остановки насосов дистанционно из операторной.

Возникновение пожара

При возникновении пожара в помещении немедленно локализовать очаг пожара, приступить к его тушению имеющимися средствами пожаротушения, вывести посторонних людей из помещения и с территории завода, выключить вентиляцию, вызвать пожарную охрану, ВГСО.

При возникновении пожара на наружной установке необходимо:

а) Вызвать ПЧ, ВГСО;

б) отключить аппарат или участок трубопровода, а в случае необходимости целый узел от остальной системы;

в) включить кольца орошения на ближайших колоннах и аппаратах;

г) прекратить подачу сырья, остановить насосы, прекратить подачу пара в кипятильники и подогреватели;

д) включить паровую завесу на печах пиролиза;

е) при необходимости подать пену в бензиновую насосную, тепляки турбоагрегатов М-1, М-4, М-5, М-6,помещение маслохозяйства, насосную установки переработки пироконденсата.

До приезда пожарной команды принять меры по ликвидации пожара силами персонала в соответствии с ПЛА.

Во всех перечисленных случаях необходимо немедленно сообщить диспетчеру завода об аварийной остановке.

4.3 Меры, обеспечивающие надежность охраны природных ресурсов и воздушного бассейна при нормальной эксплуатации, в случае аварийных ситуаций и остановок производства на ремонт.

Для предотвращения неорганизованных выбросов через неплотности, аппаратов колонного, теплообменного, емкостного оборудования и средств перекачки предусмотрена полная герметизация технологического оборудования, контроль

содержания взрывопожароопасных и токсичных веществ в оборотной воде 2-й системы, применение датчиков СТМ (сигнализатор термохимический), продувка технологического оборудования и трубопроводов перед капитальным ремонтом азотом, пропарка оборудования и трубопроводов перед плановым остановом цеха с подачей продувочных газов на факел.

Сбор конденсата, образующегося при пропарках, осуществляется в заглубленную емкость с последующей откачкой на выделение углеводородов в емкость Е-5 установки ПРП (первичное разделение пирогаза).

С целью уменьшения неорганизованных выбросов вредных веществ, связанных с неплотностями сальников, арматуры, фланцевых и резьбовых соединений, уплотнений, дренажей, воздушников технологический процесс организован в герметичной аппаратуре, использовано минимальное количество фланцевых соединений на трубопроводах, организован постоянный автоматический контроль загазованности в местах максимально возможных выделений загрязняющих веществ, применены герметичные насосы и насосы с двойными торцевыми уплотнениями для перекачки сжиженных газов, легковоспламеняющихся и горючих жидкостей.

Предусмотрены меры по предотвращению возможных залповых выбросов вредных веществ в атмосферу при отклонениях от нормального режима эксплуатации (применено современное надежное оборудование, обеспечены резервом насосы, использована система противоаварийной защиты (ПАЗ), системы КИП и А).

Сбор и отвод атмосферных осадков с отбортованных площадок производится в сеть химзагрязненной канализации. На выпусках канализации предусмотрены колодцы с гидравлическим затвором.

Атмосферные осадки и производственные стоки, поступающие в сети канализации завода, направляются на очистные сооружения. На выпусках канализации предусмотрены устройства колодцев с гидрозатвором.

Таблица 27– Выбросы в атмосферу

№ п/п	Наименование источников выбросов, цех (отделение), аппарат, диаметр и высота источника выброса	Объем отходящих газов, $м^3/с$	Периодичность выбросов	Характеристика выброса			Допустимое количество вредных веществ, выбрасываемых в атмосферу, т/год
				Температура, °С	Состав выброса (наименование загрязняющих веществ), г/с	ПДКм.р. (ПДК с.с., ОБУВ), $мг/м^3$	
1	Узел вторичной деэтанизации и выделения товарного пропилена (пропиленовой фракции)	0,0	Выброс газа через неплотности оборудования	20	1)у.в. предельные $C_1 \div C_5$	50	10,43

Аварийное опорожнение производственного оборудования

Аварийное опорожнение всей установки производится при возникновении аварийной ситуации:

-пожар на большой территории установки;

-загазованность, источник которой не удалось выявить или устранить;

-крупная авария на соседней установке, сопровождающаяся пожаром и взрывами.

Аварийное опорожнение аппаратов, содержащих сжиженные газы, производится на факел, причем сбрасывается сначала жидкая фаза, затем газообразная или одновременно, если есть возможность контролировать температуру в данном аппарате, не допуская ее понижения ниже расчетной температуры аппарата.

5 ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

5.1 Введение

Нефтехимия сегодня - это крупная отрасль нашей промышленности. По объему выпуска нефтехимической продукции в отрасли ООО «СИБУР-Кстово» занимает неплохие позиции. Спрос на продукцию органического синтеза растет из года в год. Поэтому многие российские НХЗ сегодня в вкладывают средства в строительство новых установок или реконструкцию существующих мощностей.

В этих условиях актуальной задачей является правильное определение экономического эффекта инвестиционных проектов (И.П.) от внедрения новых и усовершенствованных процессов и оборудования, так как экономические интересы коллективов предприятий (акционерных обществ) поставлены в прямую зависимость от результатов их деятельности.

Эффективность проекта – категория, отражающая соответствие финансовых результатов проекта критериям коммерческой эффективности.

Предприятие ООО «СИБУР-Кстово» является рентабельным хозяйствующим субъектом. Темпы роста стоимости товарной продукции предприятия выше, чем рост объемов переработки за счет опережающего роста производства наиболее ликвидной продукции: этилена, пропилена, бензола.

Критерии коммерческой эффективности проекта**:**

1 Неотрицательное значение чистого дисконтированного дохода (ЧДД, или NPV) проекта является основным критерием эффективности проекта;

2 Внутренняя норма доходности (IRR) должна быть не менее значения ставки ориентира дисконта на момент оценки эффективности проекта;

3 Индекс прибыльности (PI) должен быть > 1. Является дополнительным критерием оценки эффективности проекта и служит инструментом оптимизации инвестиционных проектов.

При расчете коммерческой эффективности используется метод дисконтирования денежных потоков. Дисконтированием денежных потоков называется приведение их разноименных значений (относящихся к разным шагам расчета) к определенному моменту времени (момент приведения).

Денежный поток – это зависимость денежных поступлений и платежей от времени при реализации инвестиционного проекта для всего расчетного периода.

Причем в инвестиционном проекте учитываются денежные потоки от всех видов деятельности: операционной (коммерческой), инвестиционной, финансовой, а также приминается использование разных денежных средств (собственные, заемные, прибыль и т. д.).

Денежный поток состоит из частичных потоков от отдельных видов деятельности

1 – денежного потока от операционной деятельности $\Phi^0(t)$;

2 – денежного потока от инвестиционной деятельности $\Phi^u(t)$;

3 – денежного потока от финансовой деятельности $\Phi^\phi(t)$.

Операционный денежный поток (OperationalCashFlow) – чистая прибыль + амортизация минус изменения в обратном капитале;

Свободный денежный поток (FreeCashFlow) – чистая прибыль + амортизация – капитальные затраты и изменения в оборотном капитале;

Оборотный капитал (WorkingCapjtal) – текущие активы минус текущие обязательства (пассивы);

Денежный поток характеризуется на каждом шаге:

притоком – денежные поступления;

оттоком – денежные платежи.

Для денежного потока от операционной деятельности к оттокам относят:

- производственные издержки;
- налоги.

к притокам относят:

- выручку от реализации продукции;
- внереализационные доходы;
- в том числе поступления от средств, вложенных в дополнительные фонды.

Денежные потоки могут выражаться**:** в текущих, прогнозных и дефлированных ценах.

Текущие цены-цены, заложенные в проект без учета инфляции;

Прогнозные цены - ожидаемые цены с учетом инфляциицен фиксированного момента времени.

Достаточным условием финансовой реализуемости проекта является неотрицательность на каждом шаге (t) величины накопленного сальдо денежного потока

5.2 Организационная часть

5.2.1 Организация режима работы производства, график сменности

Чтобы обеспечить непрерывное обслуживание технологической установки необходимо составить график сменности, который рассчитываем исходя из следующих данных.

Средняя продолжительность рабочего дня в расчете на 5-и дневную рабочую неделю при 40 часовой рабочей неделе – 12 часов.

Таблица 28 – График продолжительностью смены 12 часов при 40 – часовой рабочей неделе с непрерывным процессом производства

№ бригад	Число месяца										Работа по графику		Календарное рабочее время в часах	Переработка сверх календарного времени	Количество отработок в месяц	Количество праздничных часов
	1	2	3	4	5		…	29	30	31	Число выходов	Отработано часов				
Бр. №1	В	12	5	7	В	12		В	12	5	16	185	151			

Продолжение таблицы 28

№ бригад	Число месяца										Работа по графику		Календарное рабочее время в часах	Переработка сверх календарного времени	Количество отработанных часов	Количество праздничных часов
	1	2	3	4	5		…	29	30	31	Число выходов	Отработано часов				
Бр. №2	12	5	7	В	12	5		12	5	7	16	192	151			24
Бр. №3	5	7	В	12	5	7		5	7	В	15	180	151			10
Бр. №4	7	В	12	5	7	В		7	В	12	15	187	151			14

Примечание:

1 Условные обозначения: 12, 5, 7 – количество часов работы;

В – выходной день;

2 Часы работы смены: 1-ая смена – с 7.00 час до 19.00 час;

2-ая смена – с 19.00 час до 7.00 час;

5.3 Расчетная часть

5.3.1 Обоснование годовой производственной мощности

Производственная программа представляет собой задание по использованию производственной мощности. Под мощностью понимается максимальный возможный выпуск продукции в течение года.

Для расчета производственной программы установки каталитического крекинга необходимо знать: суточную производительность по сырью, в тоннах; число рабочих дней в году, процент выхода целевой и побочной продукции; потери.

Суточная производительность устанавливается следующим образом: на основе анализа суточной производительности в течение 12 месяцев выбираются 3 смежных месяца, которые характеризуются более высокими показателями как по производительности, отбором, так и по качеству продукции. Далее из суточных сводок по работе установок за 3 месяца, выбирают лучшие показатели за 25 дней, и рассчитывается среднесуточная производительность по сырью.

Число суток работы определяется вычитанием из календарных дней в году простоев по причине текущего и капитального ремонта.

По форме план производства представляет собой материальный баланс, где указывается количество перерабатываемого сырья и выработанной продукции в течение года.

Таблица 29 – Производственная программа установки ВТГ

Наименование показателей	Единицы измерений	Выход, % масс.		Количество, т	
		аналог	проект	аналог	проект
Календарные дни	дни			365	365
Простой	дни			30	30
Рабочие дни	дни			335	335
Суточная производительность	т/сут			1617,375	1702,500
Взято сырья:					
ППФ в К-14	т/год	57,81	57,81	313226,503	329668,240
П/К в К-27	т/год	19,74	19,74	106955,391	112560,000
П/К В К-6	т/год	11,08	11,08	60033,725	63183,360
Фракция C_3-C_9 в К-19	т/год	11,28	11,28	61117,367	64320,000
ВСГ	т/год	0,09	0,09	487,639	562,800
Итого		100,00	100,00	541820,625	570337,500
Получено:					
1 Пропилен	т/год	29,10	29,10	157679,554	165969,720
2 Пропан	т/год	9,57	9,57	51861,987	54607,680
3 ББФ	т/год	16,92	16,92	91685,802	96480,000
4 Фракция C_5	т/год	4,93	4,93	26721,510	28140,000
5 П/К в цех 53	т/год	39,47	39,47	213866,354	225120,000
6 Потери	т/год	0,001	0,001	5,4182	20,100
Итого		100,00	100,00	541820,625	570337,500

5.3.2 Расчёт капитальных затрат, удельных капитальных вложений

Капитальные затраты – это единовременные вложения на увеличение объёма основных средств с целью расширения производства – совокупность экономических ресурсов, направленных на воспроизводство основных средств.

Капитальные затраты могут быть определены как любые затраты, понесённые при создании, приобретении, расширении или усовершенствовании актива, предназначенного для использования в компании.

Капитальные вложения разделяют:

- на прямые – вложения непосредственно в объект инвестирования;

- косвенные – вложения в сопряжённые с основным объекты, в произ-водственную и социальную инфраструктуру основных объектов инвестирования.

Важным моментом при этом является то, что выгода от таких капитальных затрат будет поступать на протяжении ряда учётных периодов:

- покупка основных средств;

- значительное усовершенствование существующих основных средств;

- приобретение в долгосрочную аренду.

Источником финансирования капитальных вложений является прибыль, часть амортизационных отчислений, кредиты.

Стоимость зданий и сооружений

Цель модернизации – улучшение четкости ректификации и качества выводимых продуктов с установки ВТГ.

Модернизация предусматривает замену 202 ситчатых тарелок российского производства на 202 тарелки фирмы “Sulzer”.

Определяем стоимость демонтируемых тарелок по формуле

$$Ф = Ц \cdot G_{общ},$$ (14,с.47)

где $Ц$ - цена 1 тонны материала, тыс. руб.;

$G_{общ}$ – общий вес демонтируемых тарелок, тонн.

Определяем общий все демонтируемых тарелок по формуле

$$G_{общ} = n \cdot G_{1тар.},$$ (14,с.47)

где n – количество демонтируемых тарелок;

$G_{1\ тар.}$- вес одной тарелки, кг.

$$G_{общ} = 202 \cdot 900$$

$$G_{общ} = 181,80 \text{ тонн}$$

$$Ф = 7,0 \cdot 181,80$$

$$Ф = 1272,60 \text{ тыс. руб.}$$

Таблица 30 – Стоимость зданий и сооружений установки ВТГ

№ п/п	Наименование зданий и сооружений	Общая стоимость, тыс. руб.	Амортизационные отчисления	
			Норма,%	Сумма тыс. руб
1	Здания и сооружения не подвергаются перестройке	11200,0	1,2	134,40

Примечание: норма амортизационных отчислений берётся по базовому предприятию.

Таблица 31 – Стоимость оборудования установки ВТГ

№ п/п	Наименование оборудования	Аналог					Проект				
		Количество	Стоимость, тыс. руб.		Амортизационные отчисления		Количество	Стоимость, тыс. руб.		Амортизационные отчисления	
			Един.	Всего	Норма %	Сумма, тыс. руб.		Един.	Всего.	Норма %	Сумма, тыс. руб.
1	Оборудование не подлежащее замене и списан.	-	-	114974,60	9,1	10462,69	-	-	114974,60	9,1	10462,69
	Итого строка.1	-	-	114974,60	9,1	10462,69	-	-	114974,60	9,1	10462,69
2	Вновь устанавлив. оборудование	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
2.1	Тарелки фирмы Sulzer	-	-	-	-	-	202	290,0	58580,0	14,0	8201,20
3	Вновь демонтир. оборудование	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Ситчатые тарелки	-	-	-	-	-	202	-	1272,60	-	-
	Итого строки (2-3)	-	-	-	-	-	-	-	58113,38	-	-
	Итого строки (1-3)	-	-	114974,60	9,1	10462,69	-	-	173087,98	-	18663,89

ВКР-НГТУ-14ХТПв(Т)-000-18

Таблица 32 – Смета строительно-монтажных работ

№ п/п	Вид затрат	Вновь устанавливаемое или демонтируемое оборудование	
		Общая стоимость, тыс. руб.	Примечание
1	Приобретённое или демонтируемое оборудование	58113,380	Вновь устанавливаемое оборудование за минусом демонтируемого оборудования
2	Транспортные расходы на оборудование	5811,338	10% от строки 1
3	Строительно-монтажные работы всего:	8717,000	Вариант базового предприятия (15 % от стоимости оборудования)
3.1	Приобретение трубопроводов		
3.2	Монтаж оборудования и трубопроводов		
3.3	Приобретение инструмента и производственного инвентаря, материалов, деталей и конструкций	–	
3.4	Затраты по эксплуатации строительных машин и механизмов		
3.5	Заработная плата работников строительно-монтажных организаций		
4	Электромонтажные работы	–	
5	КИП и А и его монтаж	–	
	Итого (строки 2-5)	14528,345	
	НДС 18%	2615,103	
	Всего по установке (стр.2-5) с учётом НДС	17143,451	

Таблица 33 – Сводная смета капитальных затрат установки ВТГ

№ п/п	Вид затрат	Затраты на реконструкцию, модернизацию, тыс. руб.	Стоимость действующих основных фондов тыс. руб.	Всего с учётом используемых основных фондов тыс. руб.
1	Здания и сооружения	–	11200,00	11200,0
2	Оборудование	58113,380	114974,60	173087,98
	Итого: основные фонды (строки 1-2)	58113,380	126174,60	184287,98
3	Затраты согласно сметы стоимости строительства объектов и стоимости строительно-монтажных работ за минусом демонтажа	15896,303	–	15896,303
	Всего капитальных затрат (строки 1-3)	74009,683	126174,60	200184,283

Определяем затраты согласно сметы стоимости строительства объектов и стоимости строительно-монтажных работ за минусом демонтажа тыс. руб, по формуле

$$З_{п.з} = З_{монт} + З_{дем.} + Ф_{метал.}, \qquad (14,с.63)$$

где $З_{монт.}$ - затраты на монтаж тарелок, тыс. руб;

$З_{дем.}$ – затраты на демонтаж тарелок (2% от стоимости металлолома), Тыс. руб;

$Ф_{метал.}$ – стоимость металлолома, тыс. руб.

$$З_{п.з} = 17143,451+25,452-1272,60$$

$$З_{п.з} = 15896,303$$

Определяем удельные капитальные затраты тыс. руб, по формуле

$$K_{уд.} = \frac{Ф_{осн}}{Q_c}, \qquad (14,с.63)$$

где $Ф_{осн}$ - стоимость основных производственных фондов предприятия, тыс. руб;

Q_c - количество сырья, тонн.

аналог $K_1 = \frac{126174,60}{541820,625}$

$$K_1 = 0,23 \ тыс. \ руб.т$$

проект $K_2 = \frac{200184,283}{570337,500}$

$$K_2 = 0,35 \ тыс. \ руб.т$$

5.3.3 Расчет численности рабочих установки

Таблица 34 – Численность рабочих цеха пиролиза

Профессия	Разряд	Общая числен. рабоч. Робщ.,чел	Числен. подмены, Рпод ,чел	Продолжительность смены	Система оплаты труда	Условия труда
Аппаратчик	6	8	2	12	Повременно-премиальная	Тяжелые, вредные
Аппаратчик	5	22	–	12		
Итого	–	30	2	–	–	–

Численность руководителей и специалистов берем по данным базового предприятия:

Начальник цеха руководитель 1 чел
Начальник установки специалист 1 чел
Механик установки специалист 2 чел
Инженер-технолог специалист 1 чел

5.3.4 Расчет себестоимости продукции, работ, услуг

В условиях самостоятельного планирования самими нефтеперерабатывающими и нефтехимическими предприятия, номенклатуры продукции и свободных (рыночных) цен, применение действующей системы налогообложения возросла значимость методически обоснованного учета затрат и калькулирования себестоимости единицы продукции, вырабатываемой на предприятии отросли.

Заинтересованность предприятий в постоянном росте массы прибыли, самостоятельность и ответственность их за результаты своей деятельности в условиях конкуренции на рынке, обуславливает необходимость снижения издержек производства, систематического анализа и прогнозирования затрат на производство продукции на ближайшую и дальнюю перспективу.

Себестоимость промышленной продукции - это выраженные в денежной форме текущие затраты предприятия на ее производство и реализацию (сбыт).

По объему учитываемых затрат различают два вида себестоимости:

-производственная себестоимость, включает в себя затраты на производство продукции в пределах предприятия.

-полная себестоимость, включает коммерческие расходы и производственную себестоимость.

Различают плановую и фактическую себестоимость**.**

-плановая себестоимость определяется в начале планируемого периода, исходя из плановых норм расходов и иных плановых показателей за этот период.

-фактическая себестоимость продукции (работ, услуг) определяется в конце отчетного периода на основании данных бухгалтерского учета о фактических затратах производства.

Плановая и фактическая себестоимость определяется по одной методике, поскольку это необходимо для сравнения и анализа показателей себестоимости продукции.

Планирование себестоимости представляет собой систему технико-экономических расчетов, целью которых являются экономически обоснованное определений текущих затрат, необходимых в планированном периоде для производства и сбыта промышленной продукции предприятия, отвечающая требованиям, предъявляемым к ее качеству в условиях рыночных отношений.

Планирование себестоимости продукции является прерогативой предприятий отрасли и служит составной частью планирования их производственно-хозяйственной деятельности.

За основу необходимого количества сырья, материалов, топлива для технологических целей принимают проектируемый выпуск продукции в натуральных единицах измерения и норм расхода на единицу продукции (удельные расходы).

Таблица 35 – Расчёт материальных ресурсов, топлива, энергии

№ п/п	Наименование	Един. изм.	Норма расхода		Цена за единицу, тыс. руб.		Затраты на годовой выпуск продукции.			
							Количество		Сумма, тыс. руб.	
			аналог	проект	аналог	проект	аналог	проект	аналог	проект
1	Сырьё									
1.1	ППФ в К-14	тонн	–	–	6,4000	6,4000	313226,5030	329688,2400	2004649,6190	2110004,7360
1.2	П/К в К-27	тонн	–	–	9,5000	9,5000	106955,3910	112560,0000	1016076,2140	1069320,0000
1.3	П/К в К-6	тонн	–	–	9,5000	9,5000	60033,7250	63183,3600	570320,3870	600241,9200
1.4	Фракция C_3-C_9 в К-19	тонн	–	–	5,2960	5,2960	61117,3670	64320,0000	323677,575	340639,2500
1.5	ВСГ	тонн	–	–	7,0950	7,0950	487,6390	562,8000	3459,7980	3993,0660
	Итого стр.1								3918183,3930	4124198,9720
2	Реагенты									
2.1	Метанол	кг/т	0,03000	0,03000	17,1650	17,1650	75,4200	75,4643	1294,5840	1295,3450
2.2	Цеолит Ка-у синтет.	кг/т	0,06800	0,06800	0,0955	0,0955	21,2994	22,4188	2,0340	2,1409
2.3	NaOH	кг/т	7,00000	7,00000	16140,000	16140,000	1103,7560	1161,7880	17814,6220	19053,3230
2.4	Ингибитор коррозии ЕС-3268	кг/т	0,02700	0,02700	0,3610	0,3610	11,7280	12,3440	4,2340	4,4560
	Итого стр. 2						1212,2030	1272,0150	19115,4740	20355,2650
3	Катализаторы									
3.1	KL4202-SH	кг/т	0,00042	0,00042	0,6672	0,6672	0,0956	0,1000	0,0637	0,0667
3.2	Olemax-207	кг/т	0,01292	0,01292	0,7726	0,7726	2,9420	3,0890	2,2730	2,3865
	Итого стр. 3						3,0376	3,1890	2,3367	2,4532
	Итого строки (2-3)								19117,8100	20357,7180

ВКР-НГТУ-14ХТПв(Т)-000-18

Продолжение таблицы 35

№ п/п	Наименование	Един. изм.	Норма расхода		Цена за единицу, тыс. руб.		Затраты на годовой выпуск продукции.			
							Количество		Сумма, тыс. руб.	
			аналог	проект	аналог	проект	аналог	проект	аналог	проект
4	Топливо газовое	$м^3$	–	–	0,0041	0,0041	–	–	–	–
	Итого стр. 4		–	–	–	–	–	–	–	–
5	Энергетика		–	–	–	–	–	–	–	–
5.1	Пар	Гкал	0,178	0,178	1,212	1,212	96,444	101,520	116,890	123,042
5.2	Вода, технич.	$м^3$	2,090	2,090	3,239	3,239	1132,405	1192,005	3667,860	3860,904
5.3	Эл. Энергия	кВт*ч	0,070	0,070	5,562	5,562	37,927	39,924	97,169	102,285
	Итого стр.5		–	–	–	–	–	–	3881,919	4086,231
	Итого строки (1-5)		–	–	–	–	–	–	3941183,322	4148642,921

рассчитывается на сырье.
рассчитывается на сырье.
рассчитывается на .
взят по факту.

Таблица 36 – Себестоимость всего выпуска продукции цеха газоразделения

№ п/п	Наименование затрат	Единица измерения	Цена за единицу, тыс. руб.		Затраты на годовой выпуск продукции					
					Кол-во			Сумма, тыс. руб.		
			аналог	проект	аналог	проект	+/-	аналог	проект	+/-
1	Сырье				541820,625	570337,500	+28516,875			
1.1	Углеводородное сырье	тонн						3918183,593	4124198,972	+206015,380
2	Реагенты + катализаторы	кг/т			1215,2406	1275,204	+59,9630	19117,8110	20357,7180	+1239,9100
2.1	Реагенты	$м^3$	–	–	1212,2030	1272,015	+59,8120	19115,4740	20355,2650	+1239,7910
2.2	Катализаторы		–	–	3,0376	3,189	+0,1514	2,3367	4,4532	+0,1165
3	Топливо	$м^3$								
3.1	Газ		–	–	–	–	–	–	–	–
4	Энергетика							3881,9190	4086,2310	+204,3120
4.1	Пар	Гкал	1,212	1,212	96,4440	101,520	5,0760	116,8900	123,0420	+6,1520
4.2	Вода	$м^3$	3,239	3,239	1132,4050	1192,005	+59,6000	3667,8600	3860,9040	+193,0440
4.3	Эл. энергия	кВт*ч	2,562	2,562	37,9270	39,924	+1,9970	97,1690	102,2850	5,1160

Продолжение таблицы 36

№ п/п	Наименование затрат	Единица измерения	Цена за единицу, тыс. руб.	Затраты на годовой выпуск продукции

			аналог	проект	Кол-во			Сумма, тыс. руб.		
					аналог	проект	+/-	аналог	проект	+/-
5	Заработная плата всех работников	тыс.руб.	–	–	–	–	–	128667,60	128667,60	–
5.1	Основных производственных рабочих	тыс.руб.	–	–	–	–	–	–	–	–
5.2	Руководителей, специалистов	тыс.руб.	–	–	–	–	–	–	–	–
6	Амортизация основных фондов	тыс.руб.	–	–	–	–	–	10462,69	18663,89	+8201,20
7	Платежи по налогу	тыс.руб	–	–	–	–	–	21428,00	21428,00	–
8	Внутризаводская перекачка	тыс.руб	–	–	–	–	–	51233,92	51233,92	–
9	Прочие производственные расходы	тыс.руб	–	–	–	–	–	3730,00	3730,00	–
10	Общие производственные расходы	тыс.руб	–	–	–	–	–	47428,00	47428,00	–
11	Расходы на ремонт	тыс.руб	–	–	–	–	–	183,74	183,74	–
	Всего	тыс.руб	–	–	–	–	–	4088517,27	4314640,761	+226126,491

Таблица 37 – Расчёт рентабельности производства и себестоимости единицы продукции (аналог)

Наименование	Количество, (V_1) тонн	Цена, тыс.руб./тонн	Выручка (B^p), тыс. руб.	Себестоимость всего выпуска, (Свсего),тыс.руб.	%	Себестоимость (C_1^n), тыс. руб/тонн	Себестоимость-проверка ($C^{пр}$), тыс.руб.
Пропилен	157679,554	16,700	2633248,552		109,6	15,237226	2402392,178
ББФ	91685,802	14,970	1372524,45		109,6	13,658759	1252107,419
Фракция C_5	26721,510	17,810	475910,093		109,6	16,25000	434017,673
Всего	276086,866		4481683,100	4088517,270	109,6		4088517,27

Таблица 38 – Расчёт рентабельности производства и себестоимости единицы продукции (проект)

Наименование	Кол-во,(V_2) Тонн	Цена, тыс.руб./тонн	Выручка (B^p), тыс. руб.	Себестоимость всего выпуска, (Свсего),тыс.руб	%	Себестоимость(C_1^n), тыс. руб/тонн	Себестоимость-проверка($C^{пр}$), тыс.руб.
Пропилен	165969,72	22,100	3667930,812		130,1	16,986933	2819316,513
ББФ	96480,00	14,970	1444305,600		130,1	11,506533	1110095,609
Фракция C_5	28140,51	17,810	501182,483		130,1	13,689469	385228,639
Всего	290589,72		5613418,900	4314640,761	130,1		4314640,761

Определяем выручку по каждому продукту (B^p), тыс.руб., по формуле

$$B^p = Ц \cdot V \qquad (15,с.74)$$

где Ц – цена на тонну продукции, тыс. руб;

V – количество выпускаемой продукции , тонн.

$$B^p = 16,700 \cdot 157679,554$$

$$B^p = 2633248,552 \ \ тыс.руб.$$

Определяем выручку всего ($\sum всех$ продуктов)

$B_{всего}$= 4481683,10 тыс.руб.

Определяем рентабельность производства (Re), (%)

$$Re = \frac{B^p}{C} \cdot 100\%, \qquad (15,с.74)$$

где B^p – выручка всего, тыс.руб.;

С– себестоимость всего выпуска продукции, тыс. руб.

аналог

$$\Re = \frac{4481683,10}{4088517,27} \cdot 100\%$$

$$\Re = 109,6\%$$

проект

$$\Re = \frac{5613418,90}{4314640,761} \cdot 100\%$$

$$\Re = 130,1\%$$

Определяем себестоимость по каждому продукту C_1^n (т.е. с каждой цены снимают процент рентабельности), тыс.руб/т.

$$C_1^n = \frac{Ц_{прод}}{\%} \cdot 100\% \qquad (15,с.41)$$

где $Ц_{прод.}$ – цена каждого вида продукта, тыс.руб.

аналог

$$C_1^n = \frac{14,970}{109,6} \cdot 100\%$$

$$C_1^n = 15,658759 \ \ тыс.\ руб./т.$$

проект

$$C_2^n = \frac{14,970}{130,1} \cdot 100\%$$

$$C_2^n = 11,506533 \ \ тыс.\ руб./т.$$

Расчёт себестоимость-проверка($C^{пр}$) для каждого нефтепродукта, тыс.руб

$$C_{кат}^{пр} = C_1^n \ руб./т \cdot V_{прод}, \ тонн$$

аналог

$$C_{кат}^{пр} = 15,658759 \cdot 91685,802$$

$$C_{кат}^{пр} = 1252107,419 \ \ тыс.\ руб.$$

проект

$$C_{кат}^{пр} = 11,506533 \cdot 96480,00$$

$$C_{кат}^{пр} = 1110095,609 \ \ тыс.\ руб.$$

Себестоимость – проверка всего:

аналог $C_{всего}=C_{пров}$ 4088517,27 = 4088517,27 тыс.руб.

проект $C_{всего}=C_{пров}$ 4314640,761 = 4314640,761 тыс.руб.

5.3.5 Расчет основных технико-экономических показателей инвестиционного проекта

Выручка от реализации нефтепродуктов (B_1^p, B_2^p) тыс. руб.

по аналогу B_1^p= 4481683,10 тыс.руб.

по проекту B_2^p=5613418,90 тыс. руб.

Прибыль от реализации нефтепродуктов ($П^Р$), тыс. руб.

по аналогу $П_1^p = B_1^p - C_1^{ан}$

по проекту $П_2^p = B_2^p - C_2^{пр}$

где $C_1^{ан}, C_2^{Пр}$ - себестоимость всего выпуска продукции по аналогу $\left(C_1^{ан}\right)$ и по проекту $\left(C_2^{пр}\right)$, тыс. руб.

по аналогу $П_{всего}^p$= 4481683,10 – 4088517,27

$П_{всего}^p$= 393165,825 тыс. руб.

по проекту $П_{всего}^p$= 5613418,90 – 4314640,761

$П_{всего}^p$= 1298778,139 тыс. руб.

Производительность труда основных производственных рабочих ($П^Т$), тыс. руб/чел.

по аналогу $П_1^T = \frac{B_1^p}{Ч_1^p}$, (16,с.27)

по проекту $П_2^T = \frac{B_2^p}{Ч_2^p}$, (16,с.27)

где $Ч_1^P, Ч_2^P$ - численность основных производственных рабочих по аналогу ($Ч_1^P$) и по проекту ($Ч_2^P$),чел;

по аналогу $П_1^T = \frac{44811683,10}{24}$

$П_1^T = 186736,79 \ тыс.руб.$

по проекту $П_2^T = \frac{5613418,90}{24}$

$П_2^T = 233892,45 \ тыс.руб.$

Определяем прирост производительности труда основных производственных рабочих ($\Delta П^T$), %, по формуле

$$\Delta П^T = \frac{П_2^T \cdot П_1^T}{П_1^T} \cdot 100\%, \quad (16,с.33)$$

где $П_1^T$ - производительность труда основных производственных рабочих (по аналогу), тыс.руб/чел;

$П_2^T$ - производительность труда основных производственных рабочих (по проекту), тыс.руб/ч

$$\Delta П^T = \frac{233892,45 - 186736,79}{186736,79} \cdot 100\% \quad (16,с.33)$$

$$\Delta П^T = 25,2\%$$

Фондоотдача (f^0), тыс.руб/тыс.руб

по аналогу $f_1^o = \frac{B_{всего}^{p'}}{K_1}$ (16,с.46)

по проекту $f_2^o = \frac{B_{всего}^{p''}}{K_2}$ (16,с.46)

где $B_{всего}^{p'}$, $B_{всего}^{p''}$- суммарная выручка по аналогу ($B_{всего}^{p'}$) и по проекту ($B_{всего}^{p''}$), тыс. руб;

K_1, K_2 – капитальные затраты по аналогу (K_1) и по проекту (K_2), тыс. руб.

по аналогу $f_1^o = \frac{4481683,10}{126174,60}$

$f_1^o = 35,52 \ тыс./тыс. \ руб.$

по проекту $f_2^o = \frac{5613418,90}{200184,283}$

$f_2^o = 28,04 \ тыс./тыс. \ руб.$

Фондовооруженность труда основных производственных рабочих(Ф), тыс. руб/чел.

по аналогу $$Ф_1 = \frac{K_1}{Ч_1},$$ (16,с.51)

по проекту $$Ф_2 = \frac{K_2}{Ч_2},$$ (16,с.51)

где K_1, K_2 – капитальные затраты по аналогу (K_1) и по проекту (K_2), тыс. руб.;

$Ч_1$,$Ч_2$–численность основных производственных рабочих по аналогу ($Ч_1^P$) и по проекту ($Ч_2^P$),чел.

по аналогу $$Ф_1 = \frac{1261774,60}{24}$$

$$Ф_1 = 5257,27 \ тыс. \ руб/чел.$$

по проекту $$Ф_2 = \frac{200184,283}{24}$$

$$Ф_2 = 8341,011 \ тыс. \ руб/чел.$$

Чистый дисконтированный доход (ЧДД) инвестиционного проекта (капиталовложений на модернизацию), тыс. руб., определяем по формуле

$$ЧДД = \frac{B - C}{(1 - 0,14)} - ЧДД^0$$ (17,с.37)

где B – отклонение стоимости на годовой выпуск продукции, тыс. руб.;

C –отклонение себестоимости всего выпуска продукции тыс. руб.;

$ЧДД^0$ – капитальные затраты на модернизацию тыс.руб.

$ЧДД^0$= 74009,683 тыс. руб. (капитальные затраты)

$$ЧДД = \frac{1131735,81 - 226126,491}{(1+0,14)} - 74009,683$$

ЧДД = 720384,448 тыс. руб.

Срок окупаемости – минимальный временный интервал за пределами которого значение ЧДД становятся положительным и в дальнейшем является неотрицательным.

По данным расчета затраты на модернизацию окупятся в течение 1 года
Индекс доходности инвестиционного проекта определяем по формуле

$$ИД = \frac{1}{K} ¿ \frac{B - C}{(1+0,14)}$$ (17,с.41)

где В – отклонение стоимости на годовой выпуск продукции, тыс. руб.;

С – отклонение себестоимости всего выпуска продукции тыс. руб.;

K – капитальные затраты на модернизацию тыс.руб.

Если ИД>1,то инвестиционный проект является эффективным.

Если ИД<1,то инвестиционный проект не эффективен.

$$ИД = \frac{794394,1}{74009,683}$$

$$ИД = 10,7 > 1$$

ИД > 1 (инвестиционный проект является эффективным)

5.4.Определение экономической целесообразности проекта

Таблица 39 – Технико-экономические показатели установки ВТГ

№ п/п	Наименование показателей	Единица измерения	Аналог	Проект	Отклонение +/-
1	Годовой выпуск продукции				
1.1	в натуральном исчислении	тонн	541815,209	570317,400	+28502,191
1.2	в стоимостном исчислении	тыс.руб	4481683,100	5613418,900	+1131735,810
2	Капитальные вложения всего	тыс.руб	126174,600	200184,283	+74009,683
2.1	основные фонды	тыс.руб	126174,600	126174,600	-
2.2	на модернизацию, реконструкцию	тыс.руб	-	74009,683	+74009,683
3	Удельные капитальные вложения	тыс.руб/т	0,230	0,350	+0,120
4	Численность работников всего	чел.	28	28	-
4.1	руководителей, специалистов	чел.	4	4	-
4.2	основных производственных рабочих	чел.	24	24	-
5	Производительность труда основных производственных рабочих	тыс.руб./чел.	186736,790	233892,450	+47155,660
6	Фондоотдача	тыс.руб/тыс.руб	35,520	28,040	-7,480
7	Фондовооруженность труда	тыс.руб./чел	5257,270	8341,011	+3083,740

Продолжение таблицы 39

№ п/п	Наименование показателей	Единица измерения	Аналог	Проект	Отклонение +/-

8	Себестоимость всего выпуска продукции	тыс. руб.	4088517,27	4314640,761	+226126,491
9	Себестоимость целевой продукции (пирогаз)	тыс. руб./тонн	45,145985	42,182935	-2,9630
10	Выручка на годовой выпуск нефтепродуктов	тыс. руб.	4481683,10	5613418,90	1131735,81
11	Прибыль от реализации нефтепродуктов	тыс. руб.	393165,825	1298778,139	+905612,314
12	Рентабельность производства	%	109,6	130,1	+20,5
13	Срок окупаемости	лет	-	1,9	-
	ЧДД на первом шаге	Тыс. руб.	-	37244,533	-
	Индекс окупаемости		-	1,3	-

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Замена ситчатых тарелок на клаппаные тарелки фирмы “Sulzer” снизило гидравлическое сопротивление парожидкостной смеси на тарелках, а значит увеличилась четкость ректификации разделяемых компонентов на тарелках. А это в свою очередь дает возможность увеличить нагрузку на колонну и поднять производительность установки до проектной нагрузки 360 тыс. т/год.

Экономический эффект от модернизации выразился:

- в увеличении выручки от реализации целевых продуктов установки ВТГ на 1131735 тыс. руб.;

- в увеличении прибыли на 905612,314 тыс. руб.;

- в получении чистого финансового результата от вложенных денег на модернизацию через год в размере 37244 тыс. руб.;

- при увеличение рентабельности производства на 20,5 % со сроком окупаемости 1 года.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кузнецов А.А., Качерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающий промышленности – Л:Химия, 1974 г.
2. Сарандашвили А.Г., Львов А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа – М: Химия, 1980 г.
3. Рудин М.Г, Драбкин А.Е. Краткий справочник нефтепереработчика –

Л: Химия, 1980 г.

4. Рудин М.Г., Сомов В.Е., Фомин А.С. Краткий справочник нефтепереработчика – М: “ЦНИИТЭнефтехим”, 2004 г.
5. Вулкалович М.П., Кириллин В.А., Ремизов С.А. и др. Термодинамические свойства газов – М: НТИ, 1953 г.
6. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей – М: Наука, 1972 г.
7. Введенский А.А., Термодинамические расчеты нефтехимических процессов – Л: Наука, 1960 г.
8. Ентус Н.Р., Шарихин В.В. Трубчатые печи в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности – М: Химия, 1987 г.
9. Ентус Н. Р. Трубчатые печи – М: Химия, 1977 г.
10. Гутник С.П., Сосенко В.Е., Гутман В.Ф. Расчеты по технологии органического синтеза.
11. Флореа О., Смичельский О., Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии – М: Химия, 1971 г.
12. Павлов К.Ф., Раманков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии – Л: ГОСХИМИЗДАТ, 1955 г.
13. Дубовкин Н.Ф. Справочник по углеводородным топливам и их продуктам сгорания – Л: ГЭИ, 1962 г.
14. Степанова Е.С. Финансовый менеджмент – М: Перспектива, 2001 г.
15. Бусыгин А.В. Предпринимательство. Учебник – М: Дело, 1999. 2004 г.
16. Зайцев Н.Л. Экономика промышленного предприятия. М., ИНФРА – М, 2004 г.