

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт электронного обучения

Направление подготовки: Химическая технология органических веществ

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

Дипломный проект

Тема работы

Проект установки синтеза метанола

УДК 661.721

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Харченко А.С.		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Волгина Т.Н.	к.х.н., доцент		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Рыжакина Т.Г.	к.э.н., доцент		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Антоневич О.А.	к.б.н., доцент		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
зав. кафедрой	Юсубов М.С.	д.х.н., профессор		

Томск – 2016 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт электронного обучения

Направление подготовки: Химическая технология

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой

_____ Юсубов М.С.

(Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Дипломного проекта

(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Харченко Анастасии Сергеевне

Тема работы:

Проект установки пиролиза этановой фракции

Утверждена приказом директора (дата, номер)

От 28.01.2016 № 410/С

Срок сдачи студентом выполненной работы:

07.06.2016 г.

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе	Объектом разработки является установка синтеза метанола ЗАО «Сибметакхим»
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	Теоретическая часть Инженерные расчеты Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение Социальная ответственность Заключение
Перечень графического материала	Технологическая схема Реактор синтеза метанола. Вид общий Сборочные единицы Компоновка оборудования График безубыточности

Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Теоретическая часть, Инженерные расчеты	к.х.н., доцент Волгина Т.Н.
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	к.э.н., доцент Рыжакина Т.Г.
Социальная ответственность	к.б.н., доцент Антоневи́ч О.А.
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	
На русском: Реферат	
На английском: Abstract	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику 11.01.2016 г.

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Волгина Т.Н.	к.х.н., доцент		11.01.2016 г.

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Харченко А.С.		11.01.2016 г.

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Харченко Анастасия Сергеевна

Институт	Электронного обучения	Кафедра	ТОВПМ
Уровень образования	Специалитет	Направление/специальность	ХТОВ

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:

1. Стоимость ресурсов проекта: материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах; анкетирование; опрос.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала проекта	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Разработка устава научно-технического проекта	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и их ожиданий.
3. Планирование процесса управления проектом: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Определение производственной мощности. Расчет сырья, материалов, оборудования, фонда оплаты труда. Расчет себестоимости готового продукта. Расчет точки безубыточности.
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Проведение оценки экономической эффективности установки синтеза метанола

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

1. Расчет точки безубыточности графическим и математическим методами.
2. Расчет технико-экономических показателей
3. Расчёт чистого денежного потока
4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности проекта

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
---	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		26.05.2016 г.

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Харченко А.С.		26.05.2016 г.

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»**

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Харченко А.С.

Институт	Электронного обучения	Кафедра	ТОВПМ
Уровень образования	Специалитет	Направление/специальность	ХТОВ

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения

Метанол (метиловый спирт) – один из наиболее важных для химической отрасли продуктов. Его используют в химической промышленности для производства формальдегида, синтетического каучука, метиламинов, диметилтерефталата, метилметакрилата, поливинилхлоридных, карбидных смол и других продуктов; в качестве добавки к моторным топливам; для очистки сточных вод; в топливно-энергетических целях

Технологический процесс связан с переработкой больших количеств легковоспламеняющихся жидкостей и газов в сжиженном и газообразном состоянии, которые способны при взаимодействии с кислородом воздуха взрываться и гореть, поэтому производство метанола относится к взрывопожароопасным.

Процессы данного производства могут представлять угрозу здоровью и жизни человека.

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Производственная безопасность

1.1. Анализ выявленных вредных факторов при

Перечень вопросов, подлежащих

<p>разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности: физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой; действие фактора на организм человека; приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ); предлагаемые средства защиты; (сначала коллективной защиты, затем – индивидуальные защитные средства).</p> <p>1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности: механические опасности (источники, средства защиты); термические опасности (источники, средства защиты); электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты); – пожаровзрывобезопасность (причины, профилактические мероприятия, первичные средства пожаротушения).</p>	<p>исследованию, проектированию и разработке Вредные факторы:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Повышенная загазованность воздуха рабочей среды; 2. Отклонение показателей микроклимата на открытом воздухе и в помещениях; 3. Превышение уровней шума и вибрации; 4. Недостаточная освещенность рабочей зоны; 5. Химические факторы: -токсические; -раздражающие. <p>Опасные факторы:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Проникающие в организм человека через: органы дыхания; желудочно-кишечный тракт; кожные покровы и слизистые оболочки; 2. Разрушающиеся конструкции; 3. Электрический ток; 4. Подвижные части производственного оборудования; 5. Повышенная температура поверхностей оборудования; 6. Повышенное давление в оборудовании.
<p>2. Экологическая безопасность: защита селитебной зоны анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды.</p>	<p>На установке синтеза метанола имеют место: - газовые выбросы; - постоянные, так и периодические стоки, содержащие вредные вещества; - твердые отходы.</p>
<p>3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения; выбор наиболее типичной ЧС; разработка превентивных мер по предупреждению ЧС; разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий.</p>	<p>Чрезвычайные ситуации на производстве возникают вследствие аварий, сопровождающихся самопроизвольным выходом в окружающее пространство вещества и (или) энергии.</p>
<p>4. Правовые и организационные вопросы</p>	<p>Специальные нормы для работников</p>

<p>обеспечения безопасности: специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.</p>	<p>(льготы, ограничения) принимаем согласно Трудового Кодекса РФ.</p> <p>При размещении оборудования учитываются технологические требования согласно ВСН-3-86/Минхимпром Рекомендации по установке технологического оборудования на открытых площадках в химической промышленности.</p>
---	---

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
---	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Антоневич О. А.	к.б.н.		20.03.2016 г.

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Харченко А.С.		20.03.2016 г.

Реферат

Выпускная квалификационная работа 211 с., 8 рис., 72 табл., 34 источника, 1 прил.

Ключевые слова: метанол, синтез, реактор, давление, температура

Объектом исследования является действующее производство метанола производительностью 750 тыс. тонн в год.

Цель работы – рассчитать возможность замены реактора синтеза метанола на более ресурсоэффективный с сохранением производительности.

В процессе исследования проводился расчёт основного и вспомогательного оборудования, а также выполнены материальные и тепловые расчеты, технологический, гидравлический, механический расчет.

В результате исследования выявлена возможность замены установки синтеза метанола с сохранением прежней производительности.

Основные конструктивные, технологические и технико-эксплуатационные характеристики: конструкции аппарата выбраны в соответствии с требованиями, связанными с технологическими условиями процесса.

Область применения: метанол используют в химической промышленности для производства формальдегида, синтетического каучука, метиламинов, диметилтерефталата, метилметакрилата, поливинилхлоридных, карбидных смол и других продуктов; в качестве добавки к моторным топливам; для очистки сточных вод; в топливно-энергетических целях.

Экономическая эффективность/значимость работы: замена реактора позволяет сократить затраты энергии на циркуляцию газа.

В будущем планируется интенсивный поиск новых областей использования метанола в промышленности для получения химических продуктов из сырья не нефтяного происхождения.

Abstract

Graduate qualification work consist of 8 Fig., 72 Tab., 34 Sources, 1 adj.

Keywords: methanol synthesis reactor, the pressure, temperature,

The object of research is applicable methanol production capacity of 750 th. Tons per year.

Purpose - to calculate the possibility of replacing the methanol synthesis reactor to a more resource efficient while maintaining performance.

The research was conducted calculation of basic and auxiliary equipment, as well as made the material and thermal calculations, technology, hydraulic, mechanical calculation.

As result of the research, we have revealed the possibility of replacing synthesis plant menthanols maintaining the same performance.

The basic constructive, technological, technical, and operational characteristics: design of the device selected in accordance with the requirements related to the technological process conditions.

Application field: methanol used in the chemical industry for the production of formaldehyde, synthetic rubber, methylamines, dimethyl terephthalate, methyl methacrylate, polyvinyl chloride, resins and other carbide products; as additives for motor fuels; wastewater treatment; in the fuel and energy purposes.

Economic efficiency / the importance of the work: replacement of the reactor can reduce the cost of gas circulation of energy.

In the future, an intensive search for new areas of use of methanol in the industry to produce chemical products from raw materials of non-petroleum origin.

Оглавление

Введение.....	11
1.1 Методы получения метанола	13
1.2 Конструктивные типы аппаратов	14
1.3 Технологическое оформление процесса	17
2. Объекты и методы исследования	22
2.1 Общая характеристика производства.....	22
2.2 Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов.	25
2.3 Физико-химические основы технологического процесса	32
2.4 Описание технологической схемы процесса.....	38
5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение...	44
5.1 Анализ эффективности действующего производства	44
5.1.1 Расчёт производственной мощности.....	44
5.2 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству	46
5.2.1 Расчёт фонда заработной платы производственного персонала.....	46
5.2.2 Расчёт затрат на производство продукции	51
5.2.3 Расчёт цены готовой продукции.....	56
5.2.4 Анализ безубыточности.....	57
5.2.5 Определение потребности в инвестициях в проектном году	58
5.3 Расчет экономической эффективности инвестиционных показателей в случае внедрения инновационного проекта.....	59

Введение

Метанол (метиловый спирт) – один из наиболее важных для химической отрасли продуктов. Его используют в химической промышленности для производства формальдегида, синтетического каучука, метиламинов, диметилтерефталата, метилметакрилата, поливинилхлоридных, карбидных смол и других продуктов; в качестве добавки к моторным топливам; для очистки сточных вод; в топливно-энергетических целях [1].

В ближайшие годы драйвером роста потребности в метаноле будут выступать азиатские страны, в основном Китай. Если европейский спрос к 2019 г. ожидается на уровне 10 млн т, то китайский достигнет 70 млн т. В целом мировое потребление метанола в 2019 г. составит 107 млн т, рост мощностей прогнозируется в объеме около 8 млн т – при условии реализации анонсированных проектов. Например, будет реализован иранский KavehMethanolProject, на данный момент степень готовности предприятия – 80 %. Проектная мощность составляет 7 тыс. т/сутки (2.5 млн т/год). Один из наиболее вероятных вариантов применения продукта: использование в качестве моторного топлива на внутреннем рынке. В Северной Америке также ожидается значительное увеличение мощностей: с 1.75 млн т в 2014 г. до 9.8 млн т к 2019 г. Показателен пример Исландии, где уже осуществляется выпуск так называемого «экологичного метанола» (RenewableMethanol), в процессе производства которого используется двуокись углерода, вырабатываемая крупными промышленными предприятиями в качестве отходов. Компания CRI, запустившая проект, планирует расширение мощностей для удовлетворения внутреннего спроса на метанол и даже экспорта в европейские страны. В Израиле, Швеции, Дании и Финляндии обсуждается идея использования метанола в качестве энергоресурса. В Германии идет разработка законопроекта по использованию выбросов CO₂ для производства метанола. Компания AirLiquide продвигает на рынке технологию MTG (переработка метанола в бензин) компании ExxonMobil совместно с технологией LurgiMegaMethanol. Установка по производству

метанола мощностью 5 тыс. т/сутки позволяет получить 16.5 тыс. барр./сутки (или 650 тыс. т/год) бензина, который не содержит серы. Сейчас уже запущена и эксплуатируется одна установка (100 тыс. т/год), еще одна установка строится (1 млн т/год); обе установки находятся в Китае. В будущем могут стать реальностью и технологии переработки метанола в ароматические соединения (целевым продуктом является п-ксилол). Первая крупная опытная установка (30 тыс. т/год) была запущена в 2013 г. в Китае.

Производственные мощности по метанолу в РФ на начало 2015 г. составили 3.98 млн т, они расположены преимущественно в Приволжском ФО (50 %), а также Сибирском (23 %) и Центральном (20 %) округах. Помимо России, метанол выпускается в четырех странах СНГ: Белоруссии, Украине, Азербайджане и Узбекистане, суммарный потенциал оценивается в 1 млн т в год.

Прогноз до 2030 г. предполагает, что производство метанола в России может достигнуть 7.5 млн т. Крупнейшими российскими производителями являются «Метафракс» (27.2 %), «Сибметакхим» (22.9 %) и «Томет» (20.9 %), на этих предприятиях метанол выпускается как основной продукт. Другие производители – НАК «Азот», «Щекиноазот», «Акрон», «Невинномысский азот» – ориентированы, прежде всего, на выпуск аммиака и минеральных удобрений. Завод по производству метанола «Метасев» мощностью 1.65 млн т/год может быть запущен уже в 2019 г. Проект «Метанол Северный» реализуется в Кингисеппском районе Ленинградской области вблизи морского порта Усть-Луга. Инвестором проекта выступает компания «НГСК», оператором – CREON Energy [2].

В связи с большой востребованностью метанола на внутреннем и внешнем рынке актуальным остается вопрос разработки новой ресурсоэффективной технологии его производства. Поэтому целью данного проекта является проектирование реактора синтеза метанола трубчатого типа с получением перегретого водяного пара за счет съема теплоты реакции.

Данным способом предлагается снизить затраты на производство пара, используемого в качестве теплоносителя, а также снизить затраты на циркуляцию газа.

1.1 Методы получения метанола

Основными методами получения метанола являются:

- сухая перегонка древесины
- термическое разложение солей муравьиной кислоты
- синтез из метана через метилхлорид с последующим омылением
- окисление метана каталитическое и некаталитическое
- каталитическая конверсия синтез-газа[1].

В промышленности применялись первый и последний методы. В настоящее время 100 % метанола получают из синтез-газа.

Для синтеза метанола можно применять практически любой газ, содержащий водород и оксиды углерода. Исходный газ может быть получен из любого вида сырья, содержащего углеводороды и углерод, однако состав газа необходимо корректировать. Это обеспечивается дополнительными стадиями: очистки, дозированием отдельных компонентов или перемешиванием потоков газов, полученных разными способами.

Обычно для получения исходного газа и его подготовки для синтеза метанола применяют парокислородную, паровую, паровую с дозированием диоксида углерода, высокотемпературную и некоторые другие виды конверсии. Вид конверсии определяется технологическими факторами и зависит от состава природного газа.

Промышленный синтез метанола из оксидов углерода и водорода при низких температурах (210-270 °С) может быть проведен при разных давлениях.

- Синтез под давлением 3,9-5,9 МПа.

Для производства метанола при этом интервале давлений используют медь-цинк-хромовый катализатор. Такой катализатор известен под маркой СНМ-1. Очень высокая активность катализатора в начальный период позволяет работать уже при температуре газа на входе в колонну, равной 210 °С, однако со временем активность катализатора снижается. Таким образом, зона максимальной скорости реакции по мере старения катализатора смещается к нижележащим слоям.

- Синтез под давлением 9,8-15,0 МПа

Температура процесса является одним из важных технологических параметров эксплуатации промышленных производств. Чем активнее катализатор, тем при более низкой температуре образуется метанол с приемлемой скоростью.

- Синтез под давлением 19,6-29,4 МПа

Увеличение мощности производств метанола под низким давлением затрудняется созданием и транспортированием крупногабаритного оборудования. Повышение давления в системе синтеза метанола приводит к увеличению объемной скорости газа, снижению содержания паров метанола в газах циркуляции и некоторому повышению температуры.

1.2 Конструктивные типы аппаратов

Реакционный узел при синтезе метанола выполняют по-разному, что зависит от способа отвода тепла и проведения реакции [1].

Значительное распространение получили трубчатые реакторы (рис. 1а), в трубах которых находится катализатор и движется реакционная масса, охлаждаемая кипящим в межтрубном пространстве водным конденсатом.

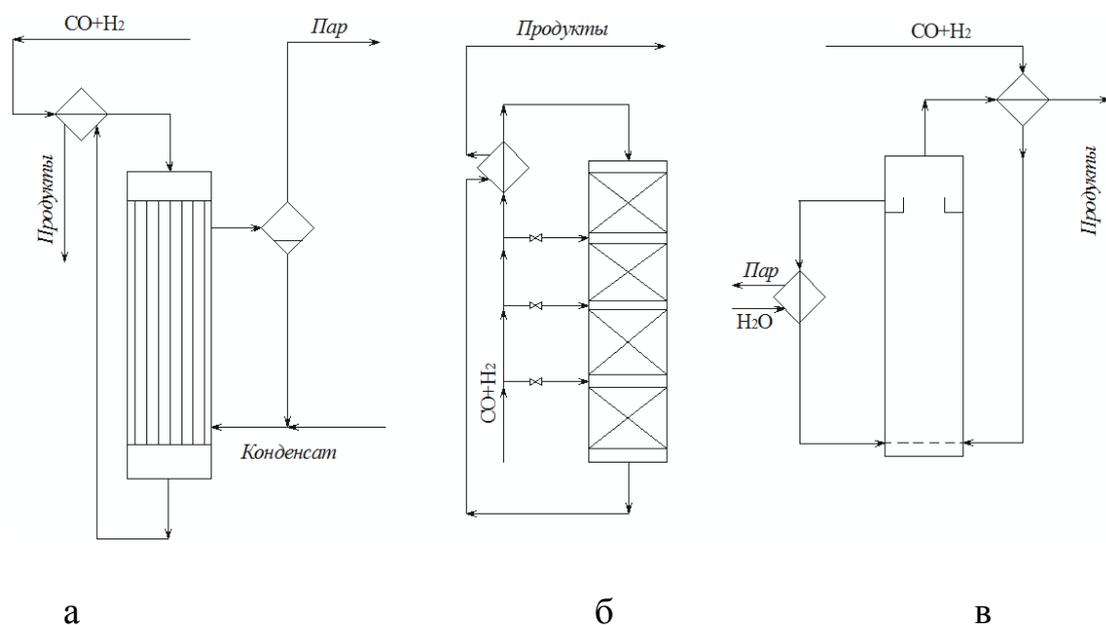


Рисунок 1 -Основные конструкции для синтеза метанола. а – трубчатый реактор; б – адиабатический реактор с несколькими слоями катализатора; в – реактор для синтеза в трехфазной системе.

Тепло реакционных газов используют для подогрева исходной смеси. В этом случае достигается наиболее высокий эксергический к.п.д. и генерируется около 1 т пара высокого давления на 1 т метанола, но высока металлоемкость аппарата, в котором на реакционное пространство (трубы) приходится лишь небольшая часть общего объема.

В колоннах с насадкой шахтного типа катализатор засыпают по всей высоте аппарата беспорядочно, навалом. Газ после выносных теплообменников поступает в центральную трубу. Холодные байпасы вводят равномерно по всей высоте катализаторной зоны.

Наибольшее распространение получили адиабатические реакторы с несколькими сплошными слоями катализатора (рис.1б). В этих колонных аппаратах с полочными насадками теплообменные устройства отсутствуют, а для съема тепла и регулирования температуры подают холодный синтез-газ (холодные байпасы) между слоями катализатора через специальные распределители, обеспечивающие эффективное смешение горячего и холодного сырья. Профиль температуры в таком реакторе ступенчатый, его постепенное повышение в слоях катализатора за счет экзотермического эффекта реакции сменяется резким падением при смешении с холодным байпасом. Предварительно подогревают около 40-60% исходного синтез-газа, а остальной используют для утилизации реакционного тепла и для получения пара высокого давления. С точки зрения эксергетического к.п.д. более выгодна несколько измененная схема, когда для подогрева исходного газа используют только малую часть реакционных газов, а основная их масса идет в котел-утилизатор.

Более эффективна колонна с совмещенной полочной насадкой. Такие колонны просты и надежны в эксплуатации, обеспечивают необходимый температурный режим.

В последнее время появился еще один способ проведения реакций, названный синтезом в трехфазной системе (рис.1в). Процесс осуществляют в жидкой фазе инертного углеводорода с суспендированным в жидкости гетерогенным катализатором и при барботировании синтез-газа через эту суспензию. Тепло реакции отводят за счет циркуляции жидкости через парогенератор или при помощи внутренних теплообменников с кипящим водным конденсатом. Метанол (и часть углеводорода) уносятся непревращенным синтез-газом; их тепло используют для подогрева исходного газа.

Преимущество этого способа состоит в более благоприятном для синтеза состоянии равновесия при жидкофазной реакции, что позволяет

достигнуть концентрации метанола в реакционном газе 15% (об.) вместо 5% (об.) при обычном синтезе, доведя степень конверсии синтез-газа до 35 вместо 15%. Этим снижаются рециркуляция газа и энергетические затраты. Пар высокого давления, получаемый при утилизации тепла, используют для привода турбокомпрессоров, а пар с турбин расходуют на конверсию углеводородов в синтез-газ и ректификацию продуктов.

Современные производства метанола базируются на проточных реакторах, используемых в циркуляционной системе. Наибольшее распространение получила схема, разработанная фирмой ICI.

Патентный поиск выявил, что проектируются также иные виды реакторов: с псевдооживленным слоем катализатора, пузырьковые, с полочными насадками и т.д. Предметом поиска являлась конструкция реактора синтеза метанола и реактора синтеза Фишера-Тропша, одной из разновидностей которого является синтез метанола. Область поиска- В01J. Глубина поиска- 20 лет по всему миру. Патентный поиск проводился по базе ФИПС РФ [3]. Результаты поиска представлены в приложении 1.

1.3 Технологическое оформление процесса

Процесс получения метанола состоит из нескольких обязательных стадий: очистка сырья, подогрев сырья до температуры реакции, синтез метанола. Рассмотрим несколько общих технологических схем производства метанола:

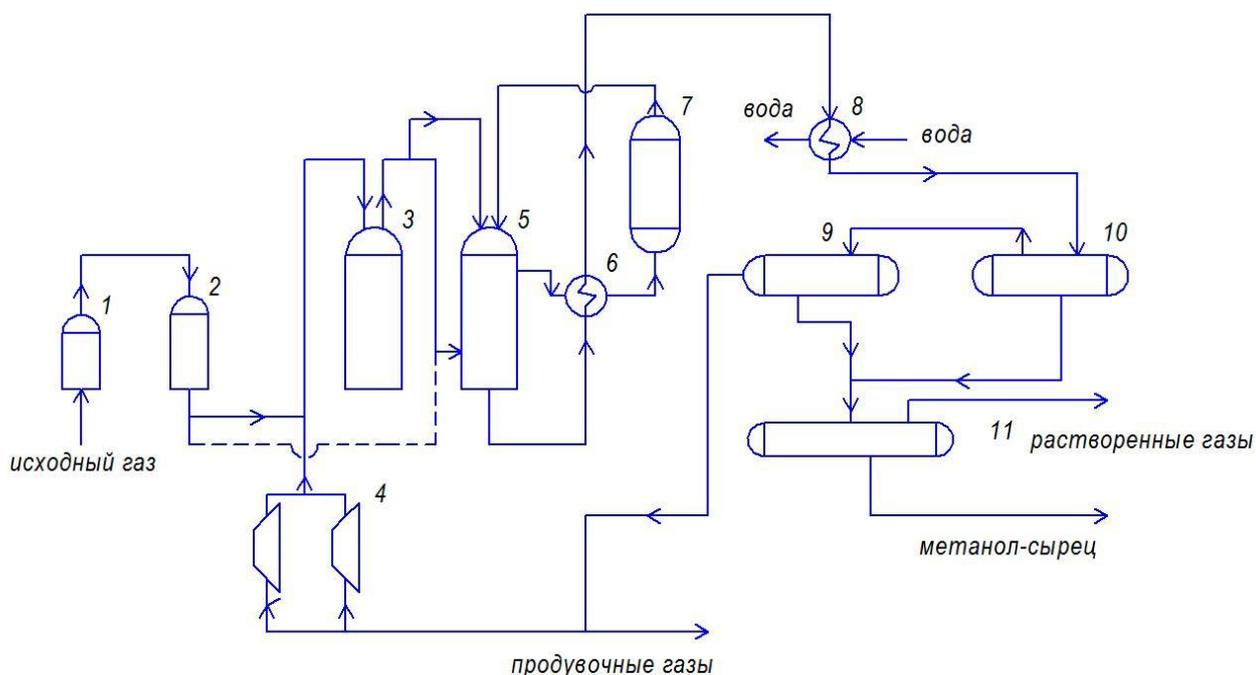


Рисунок 2 – схема синтеза метанола с несовмещенной насадкой и выносным теплообменником. 1,9,10 - сепараторы; 2,3 – фильтры; 4 – компрессор; 5 – колонна; 6 – теплообменник; 7 – электроподогреватель; 8 – холодильник-конденсатор; 11 – сборник.

- Схема синтеза метанола с несовмещенной насадкой колонны (рис. 2) применяется на малотоннажных предприятиях: синтез-газ очищается от влаги в сепараторе 1 и от соединений железа в угольном фильтре 2 и поступает вместе с циркуляционным газом в фильтр 3 для очистки от масла. Первый поток газовой смеси затем поступает в низ колонны синтеза 4 для охлаждения, подогревается последовательно в теплообменнике 5 и электронагревателе 6 и направляется в колонну синтеза, а второй поток подается в колонну между слоями катализатора для поддержания температуры реакции. Из реактора прореагировавший газ поступает для охлаждения в теплообменник 5, конденсируется в холодильнике-конденсаторе 7 и сепарируется в сепараторе 8, где отделяется метанол-сырец от непрореагировавшего газа. Метанол-сырец собирается в емкости 9 и отправляется на ректификацию. Циркуляционный газ проходит сепаратор 10, затем сжимается компрессором 11 и возвращается на синтез. Недостатками

данной технологической схемы являются высокое гидравлическое сопротивление, большие теплотери и перепады давления в системе. С целью улучшить показатели была разработана схема синтеза метанола с совмещенной насадкой колонны (рис.3).

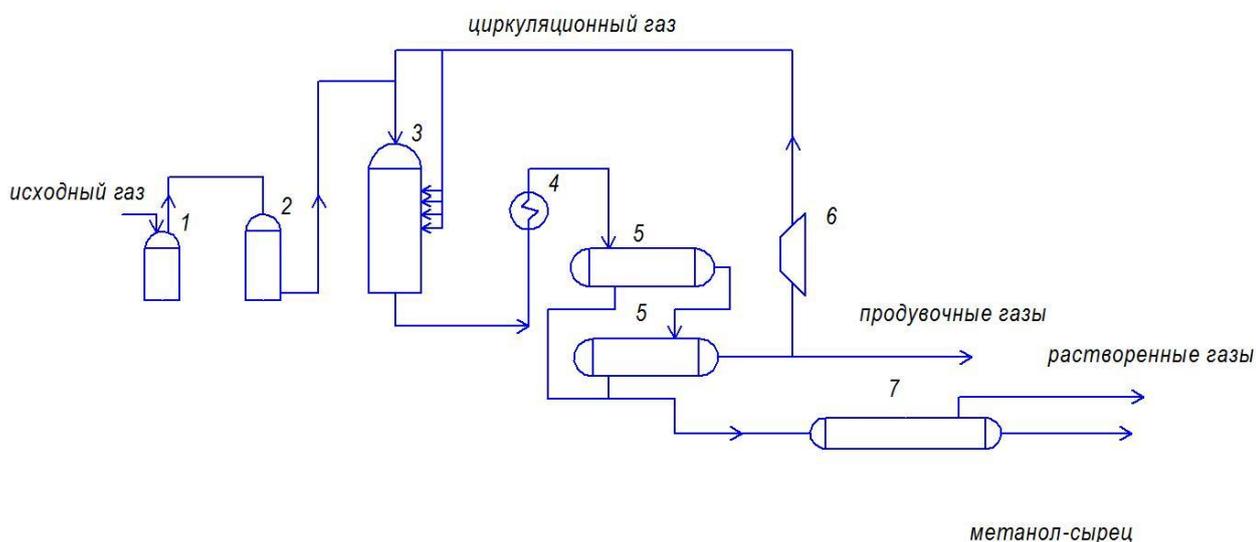


Рисунок 3 – схема синтеза метанола с совмещенной насадкой колонны. 1,2 – фильтры; 3 – колонна; 4 – холодильник-конденсатор; 5 – сепараторы; 6 – компрессор; 7 – сборник.

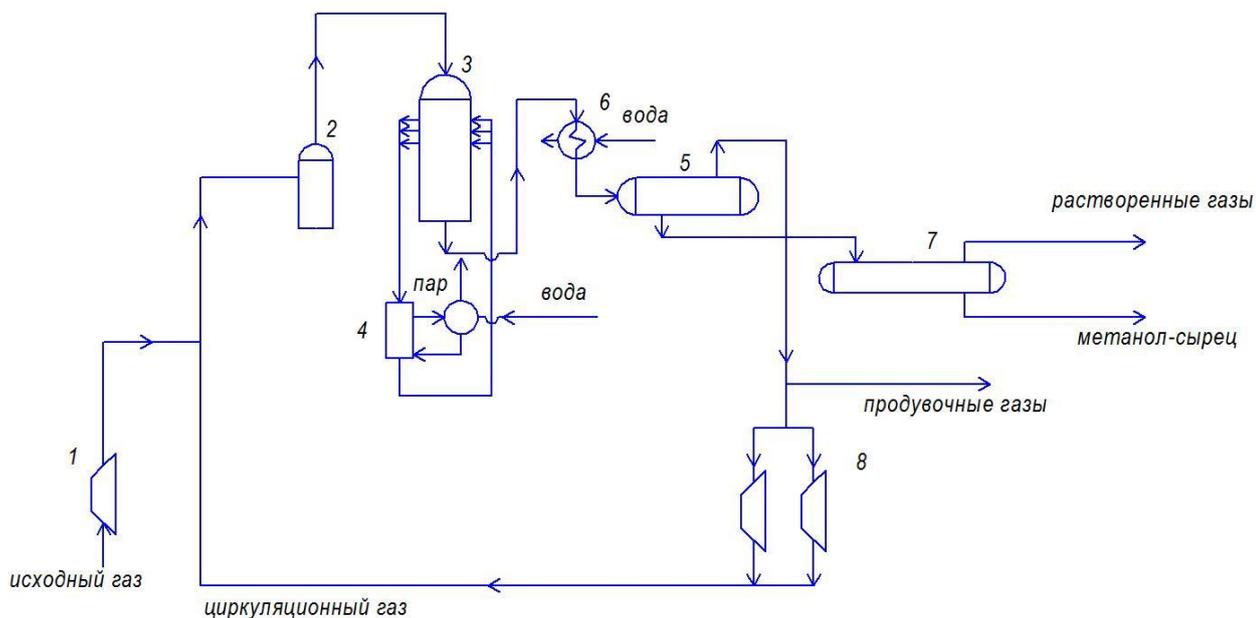


Рисунок 4 – схема синтеза метанола с отводом тепла реакции из катализаторной зоны. 1 – компрессор; 2 – масляный фильтр; 3 – колонна; 4 –

котел-утилизатор; 5 – сепараторы; 6 – холодильник; 7 – сборник; 8 – турбокомпрессор.

-Схема синтеза метанола с отводом тепла реакции из зоны катализа (рис.4) отличается отводом тепла реакции сторонним теплоносителем. Синтез-газ сжимается поршневым компрессором 1, затем очищается от масла в фильтре 2 и подается в колонну синтеза 3. В нижней части реактора находится теплообменник, где нагревается до температуры реакции синтез-газ и охлаждается прореагировавшая смесь. В катализаторной зоне располагаются полки с катализатором и змеевики с водой, находящейся под давлением. Они соединены со змеевиками котла-утилизатора 4, где за счет воды высокого давления получают пар. Прореагировавший газ поступает в водяные холодильники 5, после чего метанол-сырец отделяется в сепараторе 6 и собирается в емкости 7. Циркуляционный газ сжимается в компрессоре 8 и возвращается в колонну синтеза. Недостатком данной системы является усложнение конструкции, что неприменимо в крупнотоннажных установках.

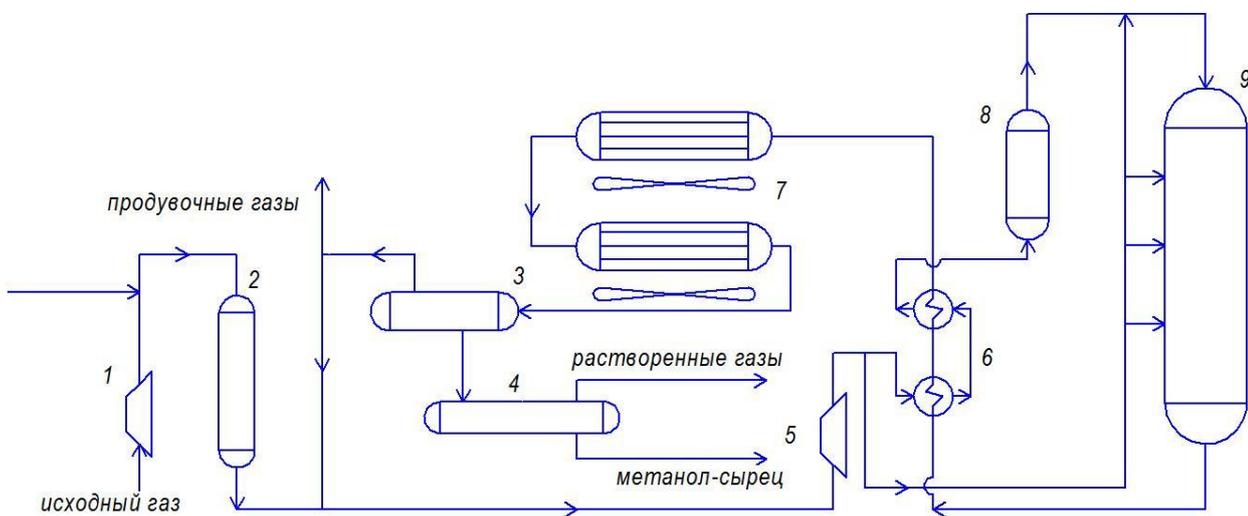


Рисунок 5 – схема синтеза метанола под давлением 5 Мпа. 1,5 – компрессоры; 2 – фильтр; 3 – сепаратор; 4 – сборник; 6 – теплообменник; 7 – воздушный холодильник; 8 – электроподогреватель; 9 – реактор.

-схема синтеза метанола под низким давлением (5МПа) более эффективна (рис.5). Синтез-газ сжимается компрессором 1, очищается в

угольном фильтре 2 и после смешения с циркуляционным и продувочным газами нагревается в теплообменнике 3 и электроподогревателе 4. Подогретый газ подается в реактор синтеза 5. Отвод тепла из зоны реакции производится подачей холодного газа в слой катализатора, распределенного камерой смешения. Выходящий из реактора газ проходит теплообменник 3, где отдает тепло и конденсируется в холодильнике-конденсаторе 6. Затем смесь проходит сепаратор 8, где отделяются жидкие продукты в сборник 9, а циркуляционный газ возвращается в линию циркуляционного компрессора 10. Недостатком данной схемы является большой расход электроэнергии.

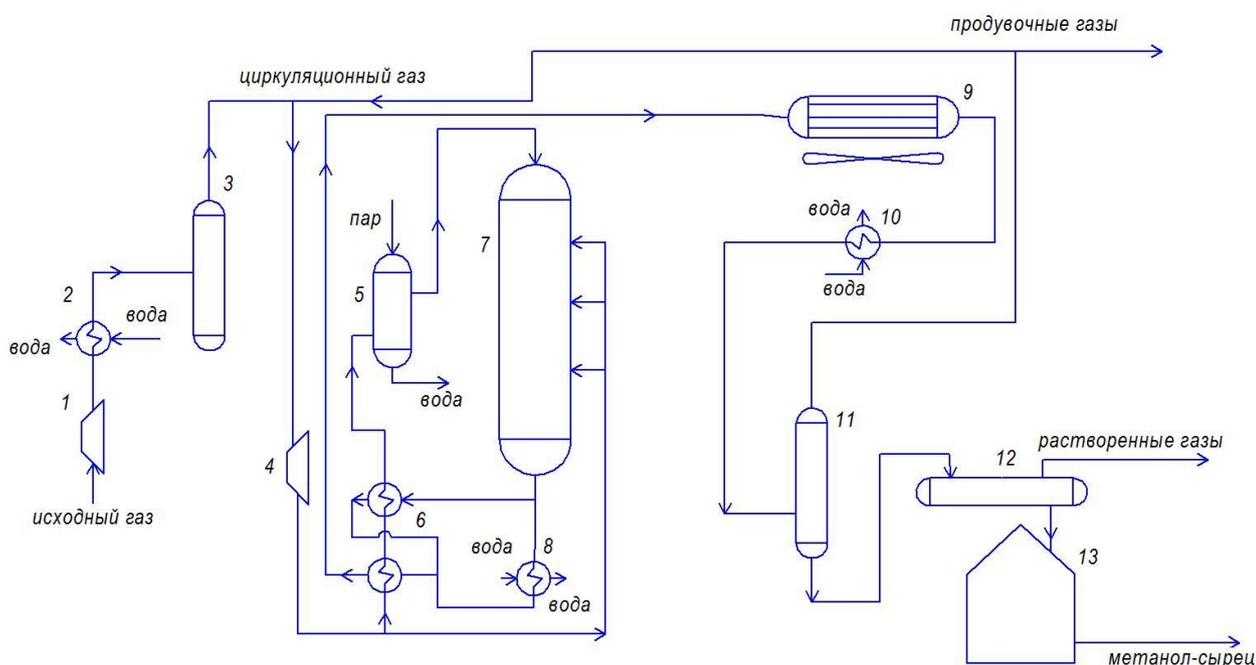


Рисунок 6 – схема синтеза метанола под давлением 9МПа. 1,4 – компрессоры; 2,10 – холодильники; 3, 11 – сепараторы; 5 – подогреватель; 6 – теплообменники; 7 – реактор; 8 – подогреватель конденсата; 9 – воздушный холодильник; 12 – сборник; 13 – хранилище метанола-сырца.

- схема синтеза метанола под давлением 9МПа (рис.6) отличается использованием перегретого пара в качестве привода для компрессоров и использованием более термостойкого катализатора. Исходный газ сжимается компрессором 1, смешивается с циркуляционным газом и подогревается в теплообменнике 6. Затем газ поступает в паровой подогреватель 5, после чего

попадает в реактор синтеза 7. Отвод тепла осуществляется подачей холодного газа.

Используемые в настоящее время технологические схемы принципиально не отличаются от описанной выше.

2. Объекты и методы исследования

2.1 Общая характеристика производства

Полное наименование производства - производство метанола мощностью 750 тыс. т/год.

Исходным сырьем для производства метанола является природный газ.

Природный газ содержит в своем составе метан, этан и другие высшие углеводороды, азот, а также примеси сернистых соединений.

Сернистые соединения как органические, так и неорганические являются ядами для катализаторов, используемых в процессе конверсии и синтеза метанола. Поэтому природный газ подвергается тщательной очистке от сернистых соединений.

Органические сернистые соединения сначала подвергаются гидрированию водородом в присутствии кобальт-молибденового катализатора. При этом органические соединения серы превращаются в сероводород, который затем поглощается активированной окисью цинка.

Процесс получения синтез-газа, необходимого для синтеза метанола, основан на каталитической конверсии углеводородов природного газа с водяным паром в трубчатой печи в присутствии никелевого катализатора при $P_{изб} = 1.8 \text{ Мпа}$ [18 кг/см^2] и $T = 860 \text{ }^\circ\text{C}$ (на выходе из реакционных труб).

Синтез метанола предусматривается под давлением 8 МПа [80 кг/см²] и температуре (210 - 270) °С в присутствии медьсодержащего катализатора.

Отгонка примесей, содержащихся в метаноле-сырце, происходит последовательно в колоннах предварительной и основной ректификации без давления.

Описанный метод получения метанола помимо указанных основных стадий включает в себя ряд вспомогательных и в целом состоит из следующих стадий:

- компримирование природного газа центробежным компрессором с $P_{изб} = (0.5 - 1.2)$ Мпа [(5 - 12) кг/см²] до $P_{изб} = 3$ Мпа [30 кг/см²];

- двухступенчатая очистка природного газа от сернистых соединений (гидрирование и поглощение);

- каталитическая конверсия углеводородов очищенного природного газа с водяным паром в трубчатой печи при $P_{изб} = 1.8$ Мпа [18 кг/см²] и $T = 860$ °С;

- компримирование полученного синтез-газа с $P_{изб} = 1.4$ Мпа [14 кг/см²] до $P_{изб} = 8.0$ Мпа [80 кг/см²] центробежным компрессором с подачей его на всас циркуляционного компрессора цикла синтеза метанола;

- синтез метанола при давлении примерно $P_{изб} = 80$ кг/см²;

- двухстадийная ректификация метанола-сырца.

В качестве приводов компрессоров, вентиляторов и дымососов к трубчатой печи, большинство рабочих насосов установлены паровые турбины, которые работают на паре, вырабатываемом в производстве метанола.

Пар для процесса конверсии углеводородов и ректификации, а также для паровых турбин получается, в основном, за счет использования тепла конвертированного и дымовых газов. Недостающее количество пара

предусматривается получать в специальном вспомогательном котле, работающем на природном газе.

К питательной воде котлов-утилизаторов и вспомогательного котла предъявляются особые требования и для подготовки воды предусмотрена специальная установка деминерализации.

Охлаждение технологических потоков, а также конденсация водяного пара после паровых турбин предусмотрена, в основном, в аппаратах воздушного охлаждения.

Управление основными стадиями процесса централизованно и осуществляется из центрального пункта управления (ЦПУ).

Производство метанола состоит из следующих блоков:

- блока сероочистки и конверсии в составе одного агрегата сероочистки и 2-х агрегатов конверсии природного газа;
- блока компрессии в составе одного компрессора природного газа, одного компрессора синтез-газа и одного циркуляционного компрессора;
- блока синтеза метанола в составе 2-х агрегатов синтеза;
- блока ректификации метанола-сырца в составе одного агрегата предварительной ректификации и 2-х агрегатов основной ректификации.

В состав производства метанола также входят:

- вспомогательный котел;
- установка деминерализации речной воды;
- оборотный цикл;
- факельная установка;
- склад метанола с насосной и наливной эстакадой.

Основное оборудование (реакторы, колонны, компрессоры) установлено без резерва и рассчитано на непрерывную работу производства в течении 7200 часов (300 суток), после чего технологическая линия останавливается для проведения ремонтов.

Производство метанола на ЗАО «Сибметакхим» введено в эксплуатацию в 1983 году.

Технологический процесс производства метанола разработан английской фирмой ICI (Ай-Си-Ай).

Проект во всех частях выполнен английской фирмой "Дэйви ПауэрГэз".

Проект привязки производства метанола к условиям площадки строительства в Томске выполнен Северодонецким Госнииметанолпроектом.

Суточная выработка метанола-ректификата - 2500 т/сут.

Категория производства метанола по его технико-экономическому уровню - высшая.

2.2 Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов.

Сырьем для получения метанола-сырца служит природный газ (табл. 1), подаваемый по газопроводу Нижневартовск – Кузбасс.

Таблица 1 - Состав природного газа

CH ₄ ,%	C ₂ H ₆ , %	C ₃ H ₈ , %	C ₄ H ₁₀ ,%	N ₂ ,%	CO ₂ ,%
86-97	1,5-4	1-6	0-4	1-2	0-1

Общее содержание сернистых соединений до 80 мг/нм^3 (в пересчете на серу) в том числе:

- меркаптанов до 20 мг/нм^3 ;
- сероводорода до 20 мг/нм^3 ;
- дисульфидов и других органических соединений до 40 мг/нм^3 .
- содержание жидких углеводородов до 15 г/нм^3

В процессе каталитической конверсии углеводородов природного газа с водяным паром в трубчатой печи получается синтез-газ (табл. 2), необходимый для синтеза метанола.

Таблица 2 - Состав синтез –газа

CO, %	CO ₂ , %	H ₂ , %	N ₂ , %	CH ₄ , %	H ₂ S, %
13-15	7-9	72-75	0,1-0,5	Не более 4	Не более 0,1 мг/м ³

Циркуляционный газ (табл. 3) поступает в колонны синтеза.

Таблица 3 – Состав циркуляционного газа

H ₂ , %	CO, %	CO ₂ , %	CH ₄ , %
До 83	Не более 10	2-15	Не более 11

Деминерализованная вода содержит двуокись кремния – не более 0,01 мг/л, не горюча, не токсична. Используется для приготовления 1% раствора щелочи NaOH.

Конвертированный газ (табл. 4) используется для подачи в цикл синтеза метанола.

Таблица 4 – Состав конвертированного газа

H ₂ ,%	N ₂ ,%	CO,%	H ₂ S,%	CO ₂ ,%	CH ₄ ,%
72-75	0,5	13-15	Не более 0,1	7-9	Не более 4

Продувочные и танковые газы (табл. 5) имеют следующий состав (% об.):

Таблица 5 – Состав продувочных газов

H ₂ ,%	CO,%	CO ₂ ,%	CH ₄ ,%	CH ₃ OH,%	N ₂ ,%
82-85	1,3-2,0	1,4-7,7	12-20	Не более 0,5	Не более 1,0

Азот для продувки и испытания трубопроводов и оборудования под давлением, разогрева и восстановления катализатора должен соответствовать следующим требованиям (% об.):

- Содержание азота - 99,9
- Содержание кислорода – не более 0,05
- Точка росы - (-55⁰C)
- Отсутствие масла и углеводородов.

Пар высокого давления, подаваемый на пусковые подогреватели:

- Температура - 320 °С

- Давление - 109 атмосфер

Питательная вода котла высокого давления поступающая в подогреватель

- температура на входе - 109⁰С

- температура на выходе - до 205⁰С

- давление на входе - 134 кгс/см²

- давление на выходе - 120 кгс/см²

Едкий натр технический.

Вспомогательное сырье, применяемое на установке перегонки метанола для нейтрализации избыточной кислотности метанола-сырца.

Химическая формула - NaOH, молекулярный вес – 40 кг/кмоль.

На установку поступает 20%-ный раствор марки "PP".

Сивушное масло (фракция метанол-масло-вода) образуется в результате ректификации (табл. 6).

Таблица 6 – Состав сивушного масла

H ₂ O	Высшие спирты	Этанол	Метанол
до 36%	до 10%	Не более 5%	от 25 до 75%

Сивушное масло - бесцветная ядовитая жидкость состава:

- Удельный вес - (0,85 ÷ 0,87) г/см³

- Т кипения - 88 °С

- Т вспышки - 6 °С

- Т самовоспламенения - 440 °С

Физико-химические свойства примерно такие же как у метанола - ректификата. Сивушное масло пожаровзрывоопасно. Сивушное масло

относится к отходам производства и используется как топливо на печах риформинга.

Метанол-сырец (табл. 7) – исходное сырье для получения метанола-ректификата.

Таблица 7 – Состав метанола-сырца

Метанол,%	Вода,%	ДМФ,%	Изобутанол,%
83-85	16,7-18,5	Не более 0,1	0,1-0,3

Содержит также растворенные газы в небольших количествах: H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , азот.

Оборотная вода, поступающая в конденсатор поз.1535 должна иметь температуру на входе 20 - 28⁰С.

Катализатор синтеза метанола:

Марка Ай-Си-Ай 51-2 импортной поставки, имеет отечественный аналог СНМ-3 ТУ-6-03-322-77. Форма выпуска – цилиндры диаметром 5,4 мм, высотой 3,6 мм.

Катализатор состоит из окиси меди, окиси цинка и окиси алюминия на керамическом носителе. В активированном состоянии -Cu, ZnO, Al₂O₃.

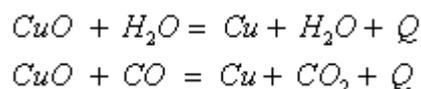
При загрузке катализатора высота свободного падения не должна превышать 4,5 м. Не допускается соприкосновение катализатора с водой, жидким или газообразными хлоридами, аммиачными парами, и газами вызывающими потерю его активности. Карбанил железа также вызывает потерю активности катализатора. Степень образования карбанил железа

зависит от температуры газов. Оптимальные пределы температуры газов для образования карбанил железа - 100-120 °С.

Важным условием является поддержание в системе синтеза условий предотвращающих ржавление или образование воды.

Катализатор имеет высокую активность и селективность, стойкость к колебаниям температуры, большую механическую прочность, но чувствителен к катализаторным ядам и имеет малую термостойкость.

Катализатор проявляет активность в восстановленном виде:



Пределы рабочего режима катализатора:

температура - 210 - 300 °С;

давление - 0 - 110 кгс/см².

Характеристика готовой продукции

Метанол (табл. 8) представляет собой бесцветную, легкоподвижную, легколетучую жидкость с запахом, подобным запаху этанола. Он горюч, дает с воздухом взрывоопасные смеси. В свободном состоянии метанол встречается редко, но его производные содержатся во многих растительных маслах, природных красителях, алкалоидах.

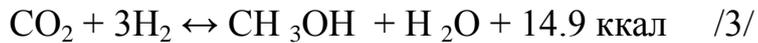
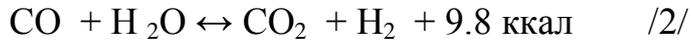
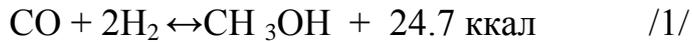
Таблица 8 - Характеристика готовой продукции на метанол технический по ГОСТ 2222-95

№	Наименование показателя	Показатели качества готовой продукции ГОСТ 2222-95 марка А
1	Массовая доля метанола, %	99.95

2	Плотность при 20 °С ,г/см ³	0.791-0.792
3	Температурные пределы а) предел кипения, °С б) 99% продукта перегоняется в пределах, не более, °С	64.0 -65.5 0.8
4	Испытание с перманганатом калия, не менее, мин	60
5	Массовая доля воды, не более %	0.05
6	Массовая доля свободных кислот в пересчете на муравьиную кислоту, не более %	0.0015
7	Массовая доля альдегидов и кетонов, в пересчете на ацетон, не более %	0.003
8	Массовая доля летучих соединений железа в пересчете на железо, не более %	0.00001
9	Массовая доля аммиака и аминокислот в пересчете на аммиак, не более %	0.00001
10	Массовая доля хлора, не более %	0.0001
11	Массовая доля серы, не более %	0.0001
12	Массовая доля этанола, не более %	0.01
13	Массовая доля нелетучего остатка после испарения %	0.001
14	Смешиваемость с водой	Смешивается без следов помутнения опалесценции
15	Внешний вид	Бесцветная прозрачная жидкость без нерастворимых примесей

2.3 Физико-химические основы технологического процесса

Процесс синтеза метанола характеризуется следующими основными реакциями :



Синтез метанола проводится при температуре $(210 \div 270)^\circ\text{C}$ и давлении около 80 кгс/см^2 .

Степень превращения исходных газов в метанол за один проход через слой катализатора незначительна, т.к. обе реакции /1/ и /2/ равновесны, поэтому целесообразно проводить синтез по замкнутому циклу, т.е. с повторной циркуляцией газов через катализатор и с промежуточным выводом воды и метанола из газов циркуляции после каждого прохода их через слой катализатора. Объемная скорость циркуляции газа ведет к увеличению съема метанола с единицы объема катализатора. Однако при кратности циркуляции более 5 (отношение объема возвратного газа к объему свежего синтез-газа) выход метанола повышается незначительно. При большой кратности циркуляции значительно ухудшается сепарация метанола и воды из циркулирующего газа, что увеличивает унос метанола с газом и возврат его в реактор синтеза.

Вывод метанола из циркулирующего газа по принципу смещения равновесия сдвигает основные реакции вправо, т.е. в сторону получения метанола, поэтому, чем меньше в возвратном газе будет содержаться несконденсированного метанола, тем выше будет производительность катализатора. По этой же причине верхние слои катализатора, куда поступает свежий циркулирующий газ и где наиболее низкая концентрация метанола, обеспечивают более высокий, чем нижние слои, съем катализатора с единицы объема катализатора. В результате эксплуатации реактора постепенно теряется активность верхних слоев

катализатора, и большой съём метанола постепенно перемещается в ниже расположенные слои.

Повышение давления процесса синтеза (по принципу смещения равновесия химических реакций) сдвигает основные реакции (1) и (3) вправо, т.е. к образованию метанола. Особенностью применяемого катализатора является то, что его селективность на получение метанола и повышенная активность обеспечивает хороший выход метанола уже при давлении 40 кгс/см^2 но увеличение давления обеспечивает улучшение выхода метанола. Ограничением роста давления является только возможное разрушение гранул катализатора, поэтому максимальное давление 82 кгс/см^2 .

Реакции синтеза метанола экзотермичны, и **повышение температуры** в реакторе синтеза ускоряет реакцию синтеза, необходимо ограничивать температуру. Оптимальными температурами синтеза являются $(210 \div 290) \text{ }^\circ\text{C}$.

Особенность синтеза заключается в способности применяемого катализатора обеспечивать хороший выход метанола при относительно низких температурах, однако при температуре менее $210 \text{ }^\circ\text{C}$ могут образовываться углеводороды с большей молекулярной массой.

Увеличение температуры синтеза более $290 \text{ }^\circ\text{C}$ грозит выходом из строя катализатора (спекание).

Экзотермичность реакций синтеза вызывает необходимость охлаждения зоны синтеза. Для этого в межтрубное пространство реактора подается холодная вода, за счет подогрева и испарения которой поддерживается оптимальная температура в слое катализатора. При применении свежего (наиболее активного) катализатора хороший выход метанола обеспечивается при температуре $(210 \div 215) \text{ }^\circ\text{C}$ на входе в слой катализатора, а на выходе из него температура может достигать $(240 \div 250) \text{ }^\circ\text{C}$. В конце срока службы катализатора, когда его активность много ниже, возникает необходимость повышать температуру на входе в слой

катализатора до $(240 \div 250) ^\circ\text{C}$, отчего температура на выходе из слоя катализатора достигает $(270 \div 290) ^\circ\text{C}$.

Концентрация основных компонентов реакции в циркулирующем газе немаловажна, т.к. скорость образования CH_3OH растет пропорционально концентрации водорода и окиси углерода. В начале срока службы катализатора возможно применение газа с более низким содержанием CO и CO_2 , чем в конце службы.

В циркулирующем и свежем синтез-газе имеется избыток водорода, чем нужно его по стереохимическим расчетам. Оптимальным является приближение содержания H_2 к требуемому химической реакцией объемному соотношению $(\text{H}_2 : \text{CO}) = 4:5$. Отмечено также, что на выход метанола оказывает влияние и присутствие CO_2 и паров воды, т.к. при их отсутствии реакция (1) практически не идет.

По мере расходования H_2 и CO в процессе синтеза метанола в систему подается свежий газ, содержащий метан в относительно низкой концентрации, который инертен к реакциям синтеза метанола. Следовательно, метан может накапливаться в цикле синтеза в процессе рециркуляции газа, что вместе с растущим избытком водорода, азота приведет к замедлению производства метанола, и в конечном итоге, к полному прекращению синтеза. Концентрация инертных и избыточного водорода в циркулирующем газе регулируется путем постоянной продувки части возвратного газа. Объем продувки определяется двумя факторами: концентрацией инертных в свежем синтез-газе и концентрацией газов в циркулирующем газе до поступления в него свежего синтез-газа. Повышение величины продувки нужно также для удаления избытка водорода, который снижая парциальное давление CO и CO_2 в циркулирующем газе, угнетает течение основных реакций (1) и (3).

Скорость продувки выбирается оптимальной с учетом всех этих факторов. При постоянной циркуляции газа через систему синтеза увеличение продувки ведет к тому, что повышается:

- концентрация CO_2 в цикле;
- съем метанола с единицы объема катализатора;
- концентрация метанола на выходе из реактора;
- доля "холодных" байпасов.

Доля "холодных" байпасов является частью циркуляционного газа, который используется для регулирования температуры в реакторе синтеза послойно по всей высоте катализатора. Общий объем "холодных" байпасов должен быть не более 60 % от общего объема циркуляции газа, чтобы обеспечивать нужные потоки к первому слою катализатора в реакторе синтеза. Доля "холодных" байпасов определяется не только установившимся температурным режимом в реакторе, но и температурой циркуляционного газа, подаваемого по "холодным" байпасам. Чтобы поддерживать долю "холодных" байпасов в приемлемых пределах, возвратный газ после конденсаторов метанола должен иметь температуру близкую к $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ т.к. повышение этой температуры ведет к резкому повышению подачи газа по "холодным" байпасам.

Активность катализатора в процессе эксплуатации постепенно снижается, так что он эксплуатируется до тех пор, пока можно будет поддерживать производительность установки на проектном уровне 2500 т/сутки, после чего установка работает с меньшей выдачей метанола, либо производят замену катализатора.

В связи с высокой активностью катализатора в первоначальный период требуемая производительность установки обеспечивается:

- при работе установки на давлениях ниже проектных;
- при скорости циркуляции ниже проектной;
- при меньшей величине продувки, т.е. при более низких концентрациях основных компонентов в газе на входе в реактор;
- при работе установки при более низких температурах на входе в слои катализатора.

Влияние параметров процесса на выход метанола

Скорость образования метанола при прохождении газа через катализатор зависит от давления, температуры, скорости циркуляции и состава синтез-газа.

Скорость синтеза метанола пропорциональна давлению т.е. увеличение давления на 10 кгс/см^2 дает 10%-ное увеличение выхода метанола.

Увеличение температуры в слое катализатора на $1 \text{ }^\circ\text{C}$ приводит к увеличению выхода метанола на 3 %.

Увеличение скорости циркуляции газа на 10 % может оказать 5 % увеличение выхода метанола при небольших скоростях газа. При большой скорости циркуляции выход метанола повышается незначительно.

Скорость образования метанола пропорциональна концентрации водорода в синтез-газе. Зависимость от концентрации CO гораздо меньше. При увеличении концентрации CO выход метанола увеличивается на $3 \div 4 \%$. Дальнейшее увеличение концентрации дает незначительное увеличение выхода продукции.

Помимо воды, в жидком метаноле-сырце имеется ряд других органических соединений, которые синтезируются одновременно с метанолом [3].

Концентрация этих примесей низкая, к ним следует отнести сложные метиловые эфиры простых жирных кислот, различные кетоны, бензол, этанол, высшие спирты, ДМЭ и другие сложные соединения. В метаноле-сырце содержатся также небольшие количества растворенных газов (табл. 9).

Таблица 9 - Количество органических примесей, которые могут быть обнаружены в метаноле-сырце в различные сроки службы катализатора синтеза метанола

компонент ppm (по объему)	В начале срока службы катализатора	В середине срока служб катализатора	В конце срок службы катализатора
Диметиловый эфир (вес/объем)	90	350	500
Неопентан	1	10	30
Изопентан	25	175	350
2,3-диметилбутан	1	1	5
Н-гексан	5	20	20
Метиловый эфир муравьиной кислот	100	250	600
Н-гептан	5	10	20
Метилацетат	1	7	15
Ацетон	1	5	10
Н-октан	1	7	15
Метил-этил-кетон	1	10	20
Н-нонан	1	10	15
Н-додекан	1	5	10
Этанол	150	400	700
Изопропанол	10	50	100
Третичный бутанол	1	5	10
Н-пропанол	50	100	250
Вторичный бутанол	50	80	150
Изобутанол	10	40	100
Н-бутанол	20	50	75
Метилпропионат	1	1	5
Метил изопропил кетон	1	1	1

Эти примеси отделяются от метанола на стадии ректификации. Примеси находятся в жидкой или газообразной фазе и отделяются, как легкие фракции в колонне отгонки легких фракций или как тяжелые фракции (сивушные масла) в нижней части ректификационных колонн. Вода (кубовый остаток) отбирается из куба ректификационных колонн.

Органические соединения обладают разной степенью летучести при переходе из жидкой фазы в газообразную и разными точками кипения при атмосферном давлении. При непосредственном контакте парообразных жидкостей, поднимающихся по ректификационной колонне вверх, и конденсированного пара, опускающегося вниз, летучие легкие фракции концентрируются в верхней части колонны отгонки легких фракций и выводятся из системы в виде жидкости или газа.

Жидкость, отбираемая из куба колонны, легких фракций содержит метанол, тяжелые фракции и воду. Эта жидкость подается затем в ректификационные колонны, где чистый метанол-ректификат концентрируется в верхней части колонны, а тяжелые примеси в нижней части колонны и отбираются ниже тарелки питания.

2.4 Описание технологической схемы процесса

Конвертированный газ, сжатый до давления не более $P_{изб} = 8,1 \text{ МПа}$ подается в линию циркуляционного газа на всас однокорпусного циркуляционного компрессора поз. К1.

Давление газа на входе в циркуляционный компрессор составляет не более $P_{изб} = 7,65 \text{ МПа}$; на выходе не более $P_{изб} = 8,7 \text{ МПа}$

После циркуляционного компрессора циркуляционный газ с $T = 59 \text{ }^\circ\text{C}$ распределяется на два потока и поступает в межтрубное пространство теплообменника поз. Т1-2, где нагревается до температуры не более $130 \text{ }^\circ\text{C}$ и поступает в межтрубное пространство теплообменника поз. Т3-4, где

нагревается до температуры (210 – 240) °С при работе на свежем катализаторе и (210 – 250) °С при работе на использованном катализаторе за счет теплообмена с газами, выходящими из реактора синтеза метанола.

Регулирование температуры циркуляционного газа после рекуперационных теплообменников осуществляется путем отвода части горячего газа, выходящего из реакторов синтеза, на подогреватели питательной воды поз. Т5-6.

Далее циркуляционный газ разделяется на четыре потока с помощью заслонок и поступает в реактор поз. Р1-4.

В каждый реактор загружается медьцинкалюминиевый катализатор синтеза метанола типа ICI-51-2, на котором из окиси углерода и водорода при давлении (6,8 -8,0) МПа и температуре (210 – 290) °С протекает реакция образования метанола:



Присутствие в газе двуокиси углерода приводит к реакции:



Реакции экзотермичны, поэтому необходимо ограничивать повышение температуры в зоне реакции. Это достигается съемом тепла холодной водой, проходящей через межтрубное пространство реактора.

На входе и выходе расположены шестизонные термодпары. С помощью кнопочного селектора можно подключить к цифровому индикатору любую термодпару и проконтролировать температуру катализатора реакторов синтеза метанола поз.Р1-4.

Циркуляционный газ выходит из реакторов синтеза метанола с Т (240 – 290) °С, охлаждается в подогревателях питательной воды Т5-6 и рекуперационных теплообменниках поз. Т3-4 и Т1-2, объединяется в один

поток и с $T=(105 - 110)^{\circ}\text{C}$ поступает в воздушный холодильник-конденсатор поз. ВХ1, где происходит конденсация метанола-сырца и охлаждение газа до 60°C .

Управление процессом конденсации метанола-сырца в холодильнике-конденсаторе поз. ВХ1 производится подачей охлаждающего воздуха на трубные пучки через жалюзи.

Далее газожидкостная смесь поступает в водяной холодильник-конденсатор поз. ТК1, где охлаждается до $T=45^{\circ}\text{C}$ и выдается в сепаратор поз. С1, где происходит механическое отделение метанола-сырца от несконденсировавшихся газов.

Циркуляционный газ после сепаратора поз. С1 на всас циркуляционного компрессора поз. К1.

Давление в цикле синтеза метанола поддерживается регулятором, обеспечивающим сброс избыточных газов на факел.

Отделившийся в сепараторах поз. С1 метанол-сырец поступает в сборник метанола-сырца поз. Сб1, а затем в расширительный сосуд поз. РС1 и далее на склад поз. Е1.

Метанол-сырец очищается от механических примесей на фильтрах высокого давления поз. Ф1, Ф2 (один рабочий, один резервный), расположенные на линии метанола-сырца после сепаратора поз. С1, и на фильтрах низкого давления поз. Ф3, Ф4 (один рабочий, один резервный), расположенных после сборника метанола-сырца поз. Сб1.

Уровень в сепараторе поз. С1 поддерживается регулятором ЛИС выдачей метанола-сырца в сборник поз. Сб1. Предусмотрена сигнализация высокого уровня метанола-сырца в сепараторе метанола-сырца поз. С1.

Уровень в сборнике поз. Сб1 регулируется регулятором ЛИС выдачей метанола-сырца в расширительный сосуд поз. РС1.

Давление в сборнике метанола-сырца поз. Сб1 поддерживается постоянным регулятором РС выдачей танковых газов в отделение риформинга.

Газы десорбции из расширительного сосуда поз. РС1 с давлением (27-30) МПа направляются в отделение конверсии на сжигание.

Затем метанол-сырец из склада метанола насосами подается в колонну отгонки легких фракций поз. РК1.

Схема ректификации метанола-сырца включает основные стадии:

- отгонку легких фракций;
- основную ректификацию.

Метанол-сырец содержит метиловый спирт, воду и органические примеси, к которым относятся сложные эфиры простых жирных кислот, различные кетоны, этанол, высшие спирты, а также небольшое количество растворенных газов.

На стадии отгонки легких фракций от метанола-сырца отделяются легколетучие соединения, ДМЭ, растворенные газы CO, CO₂, H₂, CH₄, N₂.

На стадии основной ректификации отделяются метанол-ректификат, фракция метанол-масло-вода (сивушное масло), вода с содержанием метанола с массовой долей 0.02 % (кубовый остаток).

Таблица 10 - Режим работы колонны отгонки легких фракций поз. РК1

Температура, °С		Давление, кгс/см ²
Вверху колонны	71-75	
Внизу колонны	84-88	0,5

Стабилизация расхода метанола-сырца, подаваемого в колонну, производится регулятором расхода с коррекцией по уровню в кубе колонны от регулятора расхода LIC.

В линию метанола-сырца перед подачей в колонну дозируется 100 л/ч 1 % раствора NaOH для нейтрализации избыточной кислотности, что предотвращает коррозию оборудования и трубопроводов ректификации.

Перед поступлением в колонну поз. РК1 метанол-сырец подогревается до 59 °С в двух параллельных теплообменниках поз. Т9-10 кубовым остатком, поступающим отдельным трубопроводом из колонн основной ректификации поз. РК2,3 и уходящим в резервуар сточных вод.

Метанол-сырец подается на одну из тарелок – 36 или 40.

Пары выходящие с верха колонны, с температурой 75 °С конденсируются в двух последовательно установленных конденсаторах, 85 % паров от общего количества конденсируется в конденсаторе с воздушным охлаждением поз. ВХ2, затем. Несконденсировавшиеся 15 % паров конденсируются и охлаждаются до 40 °С в конденсаторе с водяным охлаждением.

Температура сконденсированной флегмы на выходе из конденсатора поз. ВХ2 устанавливается на уровне 72 °С. Распределением потоков паров флегмы производится регулятором FRC.

Давление в верхней части колонны поз. РК1 поддерживается постоянным регулятором PIC.

Флегма из конденсатора поз. ВХ2 поступает в сборник поз. Сб2. Уровень в сборнике поз. Сб2 поддерживается регулятором LIC выдачей флегмы. Флегма из сборника поз. Сб2 подается в колонну поз. РК1 на 48 тарелку.

Для испарения кубовой жидкости, в испарителе поз. Т11 используется физическое тепло конвертированного газа.

Из куба колонны поз. РК1 метанол подается насосом поз. Н2, Н3 в колонны основной ректификации, на одну из тарелок (17, 20, 24, 26, 33).

Таблица 11 – Режим работы колонн основной ректификации:

Температура, °С		Давление, кгс/см ²
Вверху колонны	71-75	
Внизу колонны	120-125	0,5

Для обеспечения стабильной работы колонн принята система стабилизации подачи метанола в колонну основной ректификации поз. РК2,3.

Пары из верха колонны с температурой 75°С направляются в конденсаторы воздушного охлаждения поз. ВХ3,4, где конденсируются и охлаждаются до температуры 72°С.

Сконденсировавшийся метанол поступает в сборник поз.Сб3,4, откуда насосами поз. Н4,5,6,7 подается в колонну на 83 тарелку.

Метанол-ректификат отбирается с одной из тарелок 81 или 79 с температурой (77 – 76) °С и охлаждается в холодильнике поз. Т12-13 до температуры 35 °С.

Для регулирования отбора метанола-ректификата предусмотрена система регулирования, которая поддерживает постоянство соотношения между расходом флегмы (FIC) и расходом отбираемого метанола-ректификата (FIC).

Указанная система включает в себя ряд электронных устройств деления.

Кроме этого, предусмотрено регулирование расхода флегмы с коррекцией по уровню в сборнике поз. Сб3,4.

Регулирование уровня в кубе колонны поз. РК2,3 производится регулятором LIC.

Метанол-ректификат направляется на склад в анализную емкость. Расход метанола-ректификата регистрируется прибором и поддерживается регулятором.

Для обеспечения постоянства флегмового числа имеется система регулирования, поддерживающая заданное соотношение между расходом флегмы в колонну поз. РК2,3 и расходом метанола-ректификата, включающая в себя ряд электронных устройств обеспечивающих постоянную величину путем изменения количества отводимого метанола-ректификата.

В схеме получения метанола и его выдачи на склад имеется переключатель между трубопроводом подачи флегмы в колонну и трубопроводом выдачи метанола-ректификата на склад, а также переключатель для подачи флегмы в куб колонны.

Сивушные масла отводятся из колонны поз. РК2,3 с тарелок № 6,8,10,12,14,16,18,20. Выбор тарелки производится опытным путем. Вывод сивушного масла осуществляется регулятором в зависимости от нагрузки агрегата и состояния катализатора.

Кубовые остатки ректификационной колонны с содержанием метанола не более 0,02 % и рН =8 направляются в емкость сточных вод.

5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

5.1 Анализ эффективности действующего производства

5.1.1 Расчёт производственной мощности

Под производственной мощностью понимается максимально возможный годовой выпуск продукции в номенклатуре и ассортименте, предусмотренных на плановый период при наилучшем использовании производственного оборудования, площадей в результате внедрения инноваций или проведения организационно-технических мероприятий [10].

$$M = P_{\text{час}} \cdot T_{\text{эф}} \cdot K_{\text{об}}$$

где $P_{\text{час}}$ – часовая производительность, кг/ч;

$T_{\text{эф}}$ – эффективный фонд времени работы оборудования, ч;

$K_{\text{об}}$ – количество однотипного оборудования.

$$T_{\text{эфф}} = T_{\text{ном}} - T_{\text{ППР}} - T_{\text{ТО}}$$

где $T_{\text{ном}}$ – номинальный фонд работы оборудования;

$T_{\text{ППР}}$ – время простоя в ремонтах за расчётный период

$T_{\text{ТО}}$ – время технологических остановок.

$$T_{\text{ном}} = 365 \text{ дней или } 8760 \text{ часов};$$

$$T_{\text{ППР}} = 820 \text{ часа};$$

$$T_{\text{ТО}} = 54;$$

$$T_{\text{эф}} = 8760 - 820 - 54 = 7886 \text{ ч};$$

$$P_{\text{час}} = 109375 \text{ кг/ч};$$

$$K_{\text{об}} = 1;$$

$$M = (104667,7 \cdot 7886 \cdot 1) / 1000 = 750000 \text{ т/год.}$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитываем производственную программу:

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им}} \cdot M$$

где: K_M – коэффициент использования мощности, $K_M = 1$.

$$N_{\text{год}} = 1 \cdot 750000 = 750000 \text{ т/год.}$$

Объем производства на 2016г. составляет 750 тыс. т/год. В дипломной работе мы произвели замену реактора синтеза метанола.

5.2 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству

5.2.1 Расчёт фонда заработной платы производственного персонала

Таблица 58 – Численность основных рабочих

Профессия	Тариф-ный разряд	Численность рабочих в смену	Кол-во смен в сутках	Явочная численность	Кэфф. подмены	Списочная численность
Машинист компрессорной установки	6	4	2	8	2,1	17
Машинист компрессорной установки	5	1	2	2	2,1	5
Аппаратчик синтеза	6	3	2	6	2,1	13
Аппаратчик синтеза	5	2	2	4	2,1	9
Аппаратчик перегонки	6	3	2	6	2,1	13
Аппаратчик перегонки	5	2	2	4	2,1	9
Вспомогательные рабочие						

Слесарь-ремонтник	6	4	2	8	2,1	17
Слесарь-ремонтник	5	3	2	6	2,1	13
Слесарь КИПиА	6	3	2	6	2,1	13
Слесарь КИПиА	5	2	2	4	2,1	9
Газоэлектросварщик	6	1	2	2	2,1	5
Электромонтёр	6	1	2	2	2,1	5
Лаборант	5	4	2	8	2,1	17

Таблица 59 – Численность ИТР, служащих и МОП

Наименование должности	Категория	Число штатных единиц	Количество смен в сутках	Штатная численность
Начальник цеха	ИТР	1	1	1
Зам. нач. цеха	ИТР	1	1	1
Инженер технолог	ИТР	1	1	1
Нач. смены	ИТР	4	1	4
Механик цеха	ИТР	1	1	1
Энергетик цеха	ИТР	1	1	1
Мастер КИПиА	ИТР	2	1	2
Мастер по ремонту оборуд.	ИТР	2	1	2
Нач. отд. компрессии	ИТР	1	1	1

Нач. отд. синтеза	ИТР	1	1	1
Нач. цеховой лаборатории	ИТР	1	1	1
Инженер-химик	ИТР	1	1	1
Кладовщик	МОП	1	1	1
Уборщик пр. помещений	МОП	6	1	6

Количество выходных дней в году, ночных смен определяется из графика сменности.

На нашем предприятии длительность рабочего дня составляет 12 часов. Возникает потребность в организации постоянной работы. Поэтому на заводе организована 2-х сменная работа. График сменности составляем на 4 бригады (А, Б, В, Г) с дополнительными днями отдыха.

Таблица 60 – График сменности рабочих

СМЕНА	Время	дни месяца																			
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
1	8 ⁰⁰ - 20 ⁰⁰	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А
2	20 ⁰⁰ - 8 ⁰⁰	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В	Б	Б	А	А	Г	Г	В	В
Отсып-й		А	В	Б	Г	В	А	Б	Г	А	В	Б	Г	В	А	Б	Г	А	В	Б	Г
Выход-й		В	А	Г	Б	А	В	Г	Б	В	А	Г	Б	А	В	Г	Б	В	А	Г	Б

Общий фонд заработной платы рабочих за год:

$$Z_{\text{год}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}$$

где: $Z_{\text{осн}}$ – основной фонд заработной платы рабочих, тыс. руб;

$Z_{\text{доп}}$ - дополнительный фонд заработной платы рабочих, тыс. руб.

Основной фонд заработной платы для рабочих повременников:

$$З_{осн} = З_{тар} + Пр + Д_{н.вр} + Д_{пр.дни} + Д_{бриг}$$

где: $З_{тар}$ – тарифный фонд заработной платы, тыс. руб;

$Пр$ – оплата премий, тыс. руб;

$Д_{н.вр}$ – доплата за работу в ночное время, тыс. руб;

$Д_{пр.дни}$ – доплата за работу в праздничные дни, тыс. руб;

$Д_{бриг}$ – доплата не освобожденным бригадирам, тыс. руб.

Тарифный фонд заработной платы:

$$З_{тар} = \sum Ч_{сп} \cdot Т_{ст} \cdot Т_{эф.раб}$$

где: $Ч_{сп}$ – списочная численность рабочих данного разряда, человек;

$Т_{ст}$ – дневная тарифная ставка данного разряда, тыс. руб.

Размер премий принимаем равным 25% от тарифного фонда заработной платы.

По отношению к тарифному фонду заработной платы доплата за праздничные дни составит 40%.

Дополнительная зарплата ($З_{доп}$):

$$З_{доп} = (Д_{н} \cdot З_{осн}) / Т_{эфф},$$

где $Д_{н}$ – количество дней невыхода на работу по планируемым причинам (отпуск, ученические, гособязанности).

Районный коэффициент для Томска – 1,3. Отчисления на социальные нужды на зарплату – 30%.

Таблица 61 – Заработная плата основных и вспомогательных рабочих

	Ч _{сп} , Ч _{шт}	З _{тар}	ПР 25%	Д _{н вр} 40%	Д _{пр} дни 40%	З _{осн}	З _{доп} 10%	К = 1,3	З _{год}
Машинист компрессорной установки	17	1117	279	447	447	2290	229	2816	3206
Машинист компрессорной установки	5	290	73	116	116	595	60	732	834
Аппаратчик синтеза	13	854	213	342	342	1751	175	2153	2451
Аппаратчик синтеза	9	521	130	208	208	1067	107	1313	1494
Аппаратчик перегонки	13	854	213	342	342	1751	175	2153	2451
Аппаратчик перегонки	9	521	130	208	208	1067	107	1313	1494
Итого:									11930
Слесарь- ремонтник	17	1051	263	420	420	2154	215	2800	3015
Слесарь- ремонтник	13	703	176	281	281	1441	144	1873	2017
Слесарь КИПиА	13	1055	264	422	422	2163	216	2812	3028
Слесарь КИПиА	9	661	165	264	264	1354	135	1760	1895
Газоэлектросварщик	5	386	97	154	154	791	79	1028	1107
Электромонтёр	5	251	63	100	100	514	51	668	719
Лаборант	17	854	213	342	342	1751	175	2276	2451
Итого:									14232
Начальник цеха	1	189	48	0	0	237	23	308	331
Зам. нач. цеха	1	163	41	0	0	204	20	265	285
Инженер технолог	1	155	38	0	0	193	19	251	270

Нач. смены	4	370	92	148	148	758	76	985	1061
Механик цеха	1	144	36	0	0	180	18	234	252
Энергетик цеха	1	144	36	0	0	180	18	234	252
Мастер КИПиА	2	254	63	0	0	317	32	412	444
Мастер по ремонту оборуд.	2	254	63	0	0	317	32	412	444
Нач. отд. компрессии	1	151	37	0	0	188	18	244	262
Нач. отд. синтеза	1	151	37	0	0	188	18	244	262
Нач. цеховой лаборатории	1	151	37	0	0	188	18	244	262
Инженер-химик	1	144	36	0	0	180	18	234	252
Кладовщик	1	58	14	0	0	72	7	94	101
Уборщик пр. помещений	6	310	77	0	0	387	38	503	541
Итого:	169								5019

5.2.2 Расчёт затрат на производство продукции

Расчёт годовой потребности в сырье и материалах.

Определение затрат на сырьё и материалы производим исходя из принятого объёма производства, удельных норм расхода сырья и материалов и планово-заготовительных цен.

Таблица 62 – Расчёт годовой потребности в сырье и материалах

Наименование	Ед.	Цена, тыс.	Расход, т	Затраты, тыс. руб.
--------------	-----	---------------	-----------	--------------------

сырья	изм	руб.	На единицу готовой продукции	На единицу готовой продукции	Шахтный реактор	Трубчатый реактор
Синтез-газ	т	20	1,17	23,4	17550000	17550000
Едкий натр	т	2,329	0,0002	0,0005	375	375
Дем. вода	т	3,109	0,004	0,012	9300	9300
Фильтрованная вода	т	3,815	0,0006	0,0023	1725	1725
Оборотная вода	т	0,087	0,0422	0,0037	2775	2775
Сточные воды	т	1,63	0,0002	0,0003	225	225
Катализатор	т	180,25	0,0006	0,1081	81075	81075
Сукно шинельное	т	0,08	0,0002	0,000016	12	12
Итого:				23,5273	17645487	17645487

Расчёт годовой потребности в электроэнергии

Таблица 63 – Расчёт потребности в энергоресурсах

Вид энергии	Затраты на 1ед. продукции, тыс. руб.	Затраты на весь объём производства, тыс. руб.	
		Шахтный реактор	Трубчатый реактор
Электроэнергия	0,71	532500	532500
Пар	0,168/0,114	126000	85500
Азот	0,686	514500	514500

Итого:		17645487	1132500
---------------	--	-----------------	----------------

Расчёт амортизационных отчислений

Таблица 64 – Расчёт амортизационных отчислений

Наименование основных средств	Стоимость, тыс. руб.	Норма амортизации, %	Годовые амортизационные отчисления, тыс. руб.
1. Здания			
1.1 Здание 1	178,57	0,145	25,89
1.2 Здание 2	2857,14	0,145	414,29
1.3 Здание 3	107142,86	0,145	15535,71
2. Рабочие машины и оборудование			
2.1 Пусковой подогреватель	500000,00	0,077	77000,00
2.2 Реактор синтеза	1500000,00	0,083	249000,00
2.3 Промежуточный теплообменник -1	360000,00	0,077	55440,00
2.4 Промежуточный теплообменник -2	360000,00	0,077	55440,00
2.5 Воздушный холодильник	600000,00	0,077	92400,00
2.6 Подогреватели пит. воды	400000,00	0,077	61600,00
2.7 Сепаратор метанола-сырца	480000,00	0,077	36960,00

2.8 Доп.сепаратор метанола-сырца	480000,00	0,077	36960,00
2.9 Сборник метанола-сырца	40000,00	0,083	3320,00
2.10 Фильтр метанола – сырца высокого давления	200000,00	0,077	30800,00
2.11 Фильтр метанола – сырца низкого давления	400000,00	0,077	30800,00
2.12 Расширительный сосуд	50000,00	0,083	4150,00
2.13 Компрессор синтез - газа	200000,00	0,083	49800,00
2.14 Насос подачи газа	40000,00	0,083	3320,00
2.15 Водяной холодильник	150000,00	0,077	2310,00
Итого:	10340178,57		826065,00

Расчёт калькуляции производства

Таблица 65 – Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства

Статьи затрат	Ед. изм.	Затраты на единицу продукции, тыс. руб.		Затраты на весь объём, тыс. руб	
		Шахтный реактор	Трубчатый реактор	Шахтный реактор	Трубчатый реактор
1. Сырьё	Т	23,5273	23,5273	17645487	17645487
2. Электроэнергия	кВт	0,71	0,71	532500	532500
3. Пар		0,168	0,114	126000	85500

4. Азот		0,686	0,686	514500	514500
Итого переменных издержек:	руб.	25,09	25,04	18818487	18777987
5.1 Амортизационные отчисления	Руб	1,1	1,1	826065	826065
5.2 ЗП производственных рабочих	Руб	0,015	0,015	11390	11390
5.3 Отчисления на соц. нужды (30%)	Руб	0,0051	0,0051	3825	3825
5.4 Затраты на ремонт оборудования	Руб	0,1905	0,1905	142860	142860
5.5 Затраты на ремонт зданий	Руб	0,0068	0,0068	5100	5100
5.6 ЗП ремонтного персонала	Руб	0,0178	0,0178	14232	14232

Продолжение таблицы 65

5.7 Отчисления на соц нужды	руб	0,006	0,006	4270	4270
5.8 ЗП ИТР	руб	0,0062	0,0062	5019	5019
5.9 Отчисления на соц. нужды	руб	0,0021	0,0021	1506	1506
5.10 ЗП МОП	руб	0,0009	0,0009	701	701
5.11 Отчисления на соц. нужды	руб	0,0003	0,0003	210	210
Итого постоянных издержек:	руб	1,3392	1,3392	1015178	1015178
Цеховая себестоимость:	руб	26,4305	26,376	19833665	19793165

6. Управленческие расходы (5% от цеховой)	руб	1,321525	1,3188	991683,25	989658,25
Заводская себестоимость	руб	27,752025	27,695	20825348,25	20782823,25
7. Коммерческие расходы (1% от заводской)	руб	0,27752025	0,277	208253,4825	207828,2325
Полная себестоимость	руб	28,03	27,97	21033601,73	20990651,48
Условно-переменные издержки	руб	25,09	25,04	18818487	18777987
Условно-постоянные издержки	руб	2,94	2,93	2215114,73	2212664,48

По полученным данным можем сделать вывод, что при замене реактора шахтного типа на реактор трубчатый на имеющихся производственных мощностях уменьшились переменные издержки, постоянные издержки уменьшились пропорционально переменным, поскольку управленческие расходы зависят от переменных и постоянных издержек. Снизилась себестоимость на единицу продукции.

5.2.3 Расчёт цены готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле:

$$Ц = C \cdot (1 + P/100)$$

где C – полная себестоимость единицы готовой продукции;

P – рентабельность продукции, принимаем 15%.

$$Ц = 28,03 \cdot (1 + 15/100) = 32,23 \text{ руб/т};$$

5.2.4 Анализ безубыточности

Цель анализа: определение точки безубыточности, т. е. минимального объёма продаж, начиная с которого предприятие не несёт убытков.

$$V_{\text{реал}} = \text{Изд.}_{\text{пост}} + \text{Изд.}_{\text{пер}}$$

$$V_{\text{шахт}} = 2215114,73 + 18818487 = 21033601,73 \text{ тыс. руб.}$$

$$V_{\text{труб}} = 2212664,48 + 18777987 = 20990651,48 \text{ тыс. руб.}$$

Определение точки безубыточности:

1. Аналитическим способом:

$$Q_{\text{кр}} = \frac{\text{Изд}_{\text{пост}}}{Ц - \text{Изд}_{\text{пер}}}, \text{ тыс. тонн,}$$

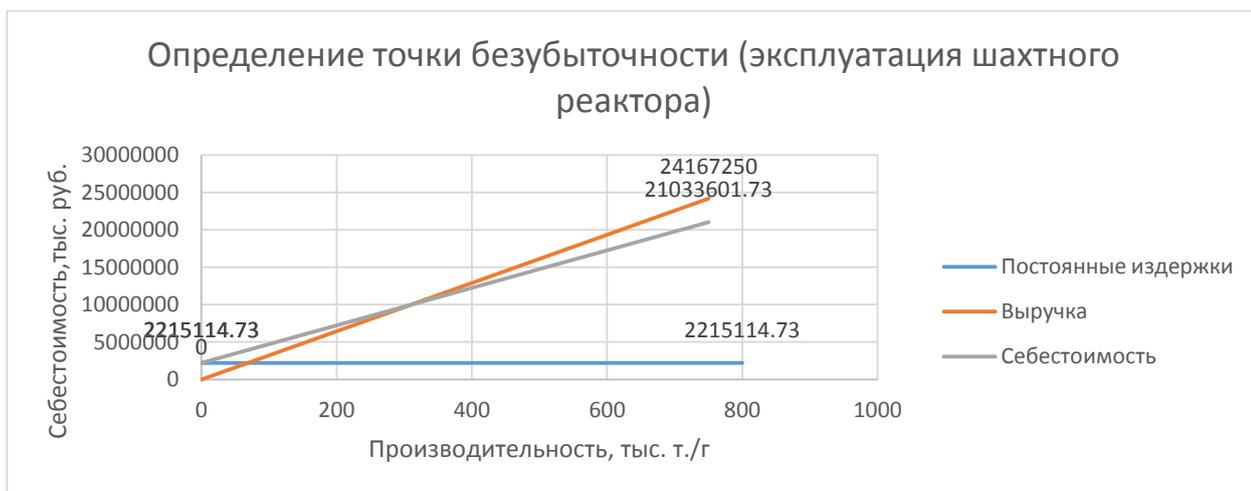
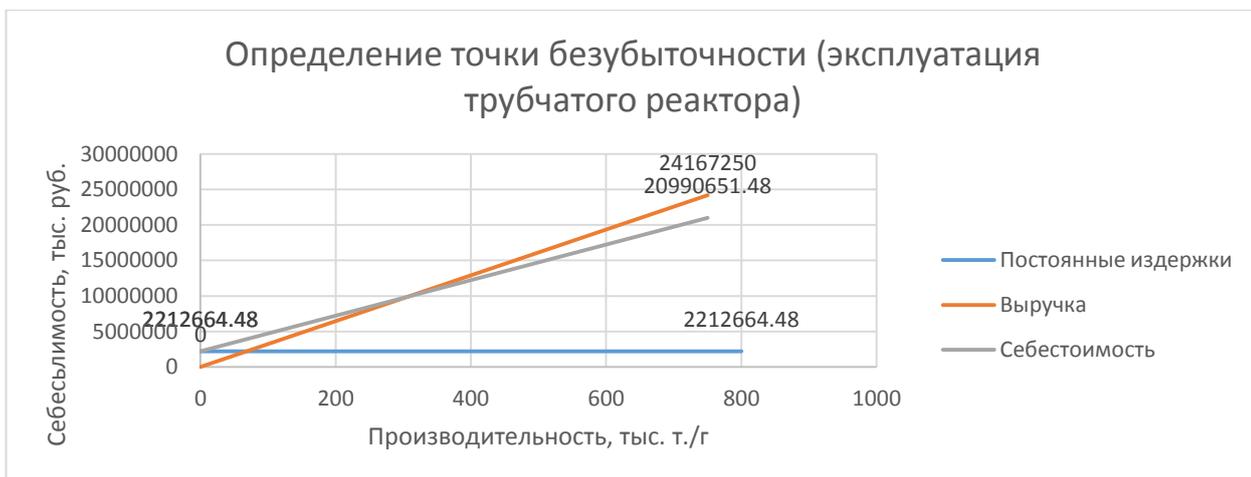
где Ц – цена единицы готовой продукции (1 тонны);

Изд_{пер} удельные переменные издержки.

$$Q_{\text{кр}} = 2215,1 / (32,23 - 25,09) = 310,2 \text{ тыс. т; для шахтного реактора}$$

$$Q_{\text{кр}} = 2212,6 / (32,23 - 25,04) = 307,7 \text{ тыс. т; для трубчатого реактора}$$

2. Графическим способом



5.2.5 Определение потребности в инвестициях в проектом году

В этом разделе необходимо определить сумму инвестиций для осуществления инновационного проекта (табл. 66).

Таблица 66 Потребность в инвестициях для инновационной деятельности

Наименование объекта	Ед. изм.	Величина
1. Капитальные затраты	руб.	1500000
1.1. Стоимость (аренда) производственных зданий	руб.	0

1.2. Приобретение оборудования и других основных средств	руб.	1500000
2. Затраты на оборотные средства	руб.	0
3. Организационные расходы	руб.	0
4. Затраты на НИОКР	руб.	250000
Всего инвестиций	руб.	1750000

Определение стоимости оборудования

Таблица 67 - Расчет стоимости оборудования

Наименование оборудования	Стоимость оборудования, тыс. руб	Транспортные расходы, тыс. руб.	Монтаж оборудования, тыс. руб.	Первоначальная стоимость
Реактор трубчатый	1500000	100000	250	1600250
Итого:	1500000	100000	250	1600250

5.3 Расчет экономической эффективности инвестиционных показателей в случае внедрения инновационного проекта

Расчет инвестиционных коэффициентов Рассчитываем следующие инвестиционные коэффициенты:

- 1) Чистая текущая стоимость (NPV);
- 2) Индекс доходности (PI);
- 3) Внутренняя ставка доходности (ВНД, IRR);
- 4) Срок окупаемости (Т окуп., PP).

Таблица 68 - Расчет чистого денежного потока (ЧДП)

Наименование показателя	Годы (t=0, 1, 2... n)				
	1	2	3	4	5
1. Объем продаж, тыс.т	750000	750000	750000	750000	750000
2. Цена 1 тонны, тыс.руб.	32,23	32,23	32,23	32,23	32,23
3. Выручка от продажи, тыс.руб.	24172500	24172500	24172500	24172500	24172500
4. Суммарные издержки, тыс.руб	20990652	20990652	20990652	20990652	20990652
5. Амортизация здания, тыс.руб.	15975,89	15975,89	15975,89	15975,89	15975,89
6. Амортизация оборудования, тыс.руб.	789300	789300	789300	789300	789300
7. Проценты за кредит, тыс.руб.	380000	304000	228000	152000	76000
8. Прибыль до вычета налогов, тыс.руб.	2801848,5	2877848,5	2953849	3029848,5	3105849
9. Налог на прибыль (20%·8), тыс.руб.	560369,7	575569,7	590769,7	605969,7	621169,7
10. Чистая прибыль, тыс.руб.	2241478,8	2302278,8	2363079	2423878,8	2484679
11. Выплата кредита, тыс.руб.	400000	400000	400000	400000	400000
12. Чистая прибыль без кредита, тыс.руб.	1841478,8	1902278,8	1963079	2023878,8	2084679
13. Амортизация, тыс.руб.	805275,89	805275,89	805275,9	805275,89	805275,9
14. Чистый денежный поток от операционной деятельности, тыс.руб.	2646754,7	2707554,7	2768355	2829154,7	2889955
15. Чистый дисконтированный доход, тыс.руб.	406140,63	643789,13	723695	656045,7	450480,2
16. Индекс доходности инвестиций	1,2030703	2,3218946	3,361847	4,3280229	5,22524

1). Чистая текущая стоимость (NPV)

Данный метод основан на сопоставлении дисконтированных чистых денежных поступлений от операционной и инвестиционной деятельности. Если инвестиции носят разовый характер, то NPV определяется по формуле:

$$NPV = \sum \text{ЧДП}_{\text{оп}} / (1+i)^t - I_0,$$

где $\text{ЧДП}_{\text{оп}}$ – чистые денежные поступления от операционной деятельности;

I_0 – разовые инвестиции, осуществляемые в нулевом году;

t – номер шага расчета ($t = 0, 1, 2 \dots n$);

i – ставка дисконтирования (желаемый уровень доходности инвестируемых средств). Чистая текущая стоимость является абсолютным показателем. Условием эффективности инвестиционного проекта по данному показателю является выполнение следующего неравенства: $NPV > 0$. Чем больше NPV, тем больше влияние инвестиционного проекта на экономический потенциал предприятия, реализующего данный проект, и на экономическую ценность этого предприятия.

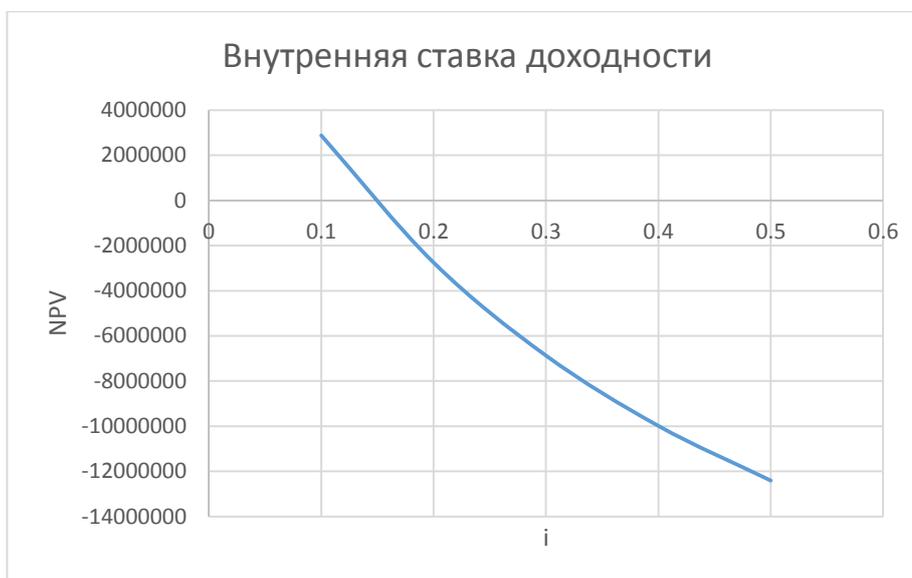
2). Индекс доходности (рентабельности) инвестиций (PI) Индекс доходности показывает, сколько приходится дисконтированных денежных поступлений на рубль инвестиций. Расчет этого показателя осуществляется по формуле:

$$PI = \sum \text{ЧДП}_t / (1+i)^t / I_0,$$

Условием эффективности инвестиционного проекта по данному показателю является выполнение $PI > 1$.

3). Внутренняя ставка доходности (IRR)

Значение ставки, при которой NPV обращается в нуль, носит название «внутренней ставки доходности». Формальное определение «внутренней ставки доходности» заключается в том, что это та ставка дисконтирования, при которой суммы дисконтированных притоков денежных средств равны сумме дисконтированных оттоков или $NPV = 0$. По разности между IRR и ставкой дисконтирования i можно судить о запасе экономической прочности инвестиционного проекта. Чем ближе IRR к ставке дисконтирования i , тем больше риск от инвестирования в данный проект.



4). Срок окупаемости инвестиций

Метод расчета срока окупаемости инвестиций PP (Токуп.) состоит в определении того периода, через который первоначальные инвестиции будут возвращены прибылью или чистыми денежными поступлениями. Этот метод ориентирован на краткосрочную оценку, рассматривает, как скоро инвестиционный проект окупит себя. Чем быстрее проект окупит первоначальные затраты, тем эффективнее проект. Использование данного показателя предполагает установление приемлемого значения срока окупаемости как меры оценки эффективности инвестиций. 18 Чем больше нужна ликвидность инвестору, тем короче должен быть срок окупаемости.

Срок окупаемости устанавливается путем определения кумулятивного (накопленного) денежного потока. Срок окупаемости определяется по следующей формуле:

$T_{ок} = \text{число лет предшествующих сроку окупаемости} + \frac{\text{невозмещенная сумма на начало года окупаемости}}{\text{приток наличности в течение года окупаемости}} = 3 + \frac{226375,3}{656045,7} = 3,34 \text{ г}$

Таблица 69 - Срок окупаемости инвестиционного проекта

Периоды	0	1	2	3	4	5
Денежный поток	-2000000	2646754,7	2707555	2768354,7	2829155	2889954,69
Ставка дисконтирования, I %	10	10	10	10	10	10
Дисконтированный денежный поток	-2000000	406140,63	643789,1	723694,98	656045,7	450480,194
Накопленный дисконтированный денежный поток	-2000000	-1593859	-950070	-226375,3	429670,4	880150,642

Результаты проведенных расчетов заносим в сводную таблицу

Таблица 70 – Техничко-экономические показатели

Наименование показателей	Ед. изм.	Отчётный год	Плановый год
1 Объём производства	Тыс. тонн	750	750
2 Объём продаж	Тыс. тонн.	750	750
3. Цена 1 тонны	Тыс. руб.	32,23	32,23
4. Выручка от продажи	Тыс. руб.	24172500	24172500
5. Суммарные издержки	Тыс. руб.	21033602	20990651,48

5.1 Издержки переменные	Тыс. руб.	18818487	18777987
5.2 Издержки постоянные	Тыс. руб.	2215114,7	2212664,48
6. Операционная прибыль	Тыс. руб.	3138898,3	3181848,52
7. Налог на прибыль	Тыс. руб.	408056,78	413640,3076
8. Чистая прибыль	Тыс. руб.	2730841,5	2768208,212
9. Себестоимость одной тонны	Тыс. руб.	28,028	27,792
10. Стоимость основных средств	Тыс. руб.	10340,178	10340,178
11. Численность основных рабочих	Чел.	169	169
12. Фондовооружённость	Тыс.руб./чел	61,184	61,184
13. Фондоотдача	руб./ руб.	2337,7257	2337,7257
14. Фондоёмкость	руб./ руб.	0,0004278	0,0004277
15.Производительность труда	Тыс.руб./чел	143032,54	143032,54
16. Рентабельность производства	%	12,983233	13,18
17. Рентабельность продаж	%	11,297	11,451
18. Критический объём продаж	Тыс. тонн	310,2	307,7
19. Критический объем продаж	тыс.руб	9997,74	9917,17

Вывод

В результате замены технологического оборудования мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 28,03 по 27,792.
2. Увеличение чистой прибыли с 2730841,5 по 2768208,212.
3. Увеличение рентабельности производства с 12,98 по 13,18.
4. Увеличение рентабельности продаж с 11,297 по 11,451.