

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа 156 с., 9 рис., 65табл., 33 источника, 1 прил., 5 листов графического материала

Ключевые слова: метанол, синтез, давление, температура

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

Цель работы – рассчитать возможность увеличения производительности до 850 тыс. тонн в год.

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

В результате исследования: основные аппараты производства метанола, благодаря запасу производительности, справятся с увеличением мощности.

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

Область применения: метанол активно используется в новых направлениях: в качестве высокооктановой добавки к моторным топливам, при получении синтетических бензинов и уксусной кислоты, для топливно-энергетических целей и очистки сточных вод.

Экономическая эффективность/значимость работы - экономически более целесообразным является выпуск 850 тыс. тонн в год, что обусловлено снижением себестоимости 1т. метанола-ректификата.

В будущем планируется: в настоящее время все более интенсивно развиваются исследования по поиску новых областей применения метанола с целью получения большого числа химических продуктов из сырья нефтяного происхождения.

ABSTRACT

Graduation thesis, 156 p., 9 Fig., 65табл., 33 source, 1 ADJ., 5 sheets of graphic material

Key words: methanol, synthesis, pressure, temperature.

The object of study is the existing methanol production with the capacity of 750 thousand tons per year.

Purpose – to calculate the possibility of increasing productivity up to 850 thousand tons per year.

In the process of investigation the calculation of the basic and auxiliary equipment, and is made of material and thermal design, process, hydraulic, mechanical calculation. In the result of the study: the main machines of the production of methanol, thanks to the stock performance, cope with the power increase.

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

Applications: methanol is widely used in new ways: as high-octane additive to motor fuels, in the production of synthetic gasoline and acetic acid, for fuel and energy purposes and treatment of wastewater.

Economic efficiency and significance of the work is more economically feasible is the production of 850 thousand tons per year, due to lower cost 1T. of methanol.

In the future it is planned: currently developing more intensive research to find new application areas of methanol to obtain a large number of chemical products from raw materials of petroleum origin.

Содержание

Введение.....	6
1.Обзор литературы	8
1.1.Методы получения метанола – сырья.....	8
1.2.Конструктивные типы аппаратов	11
1.3.Технологическое оформление процесса	14
2 Объекты и методы исследования	16
2.1 Общая характеристика производства.....	16
2.2 Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов	19
2.2.1 Характеристика готовой продукции	19
2.2.2 Характеристика исходного сырья и полупродуктов	20
2.3 Физико-химические основы технологического процесса	24
2.3.1.Термодинамика синтеза.....	24
2.3.2.Катализаторы синтеза метанола	28
2.3.3. Узел синтеза метанола.....	29
2.3.4. Приближение к равновесию.....	30
2.3.5. Влияние давления.....	30
2.3.6. Влияние температуры катализатора.....	31
2.3.7. Выбор других параметров	31
2.3.8. Пределы рабочего режима катализатора ICI.....	32
2.3.9. Примеси в свежем газе	33
2.3.10. Побочные реакции	33
2.3.11 Узел ректификации метанола	34
2.4. Описание технологической схемы процесса.....	35
3 Инженерные расчеты	43
3.1 Материальный баланс.....	43
3.1.1 Материальный баланс отделения синтеза	49
3.1.2 Материальный баланс колонны предварительной ректификации.....	59
3.1.3 Материальный баланс колонны основной ректификации	62

3.2 Тепловой баланс	65
3.2.1 Тепловой баланс реактора синтеза.....	65
3.2.2 Тепловой баланс колонны предварительной ректификации.....	70
3.2.3 Тепловой баланс колонны основной ректификации	73
3.3 Технологический расчет аппарата синтеза метанола.....	76
3.3.1. Назначение, устройство и основные размеры. Определение числа реакторов.....	76
3.3.2 Расчет реактора.....	77
3.3.3. Определение диаметров штуцеров.....	78
3.3.4 Определение высоты аппарата	79
3.4 Гидравлический расчет реактора синтеза метанола.....	79
3.5 Механический расчет реактора синтеза метанола.....	81
3.5.1 Расчет толщины обечайки.....	81
3.5.2 Расчет толщины днища.....	82
3.5.3 Расчет опоры аппарата.....	83
3.6. Подбор вспомогательного оборудования	85
Расчет теплообменников отделения синтеза.....	85
Расчет компрессора циркуляционного газа.....	87
Расчет сепаратора	88
Расчёт ёмкостных аппаратов.....	90
Расчёт фильтров высокого и низкого давления	91
Расчёт насосов	91
4 Результаты проведенного исследования	93
4.1 Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов	93
4.2 Ежегодные нормы образования отходов	93
4.3 Нормы технологического режима	96
4.4 Контроль производства и управление технологическим процессом	97
4.5 Размещение технологического оборудования	99
5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение.	101

5.1 Потенциальные потребители результатов исследования	101
SWOT-анализ.....	101
5.2 Анализ эффективности действующего производства	102
Расчёт производственной мощности.....	102
5.2.1. Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству.....	103
5.2.2. Расчёт затрат на производство продукции	106
5.2.3. Расчёт годовой потребности в электроэнергии	107
5.2.4. Расчёт амортизационных отчислений.....	107
5.2.5. Расчёт калькуляции производства.....	108
5.2.6. Расчёт цены готовой продукции.....	110
5.2.7. Анализ безубыточности по действующему производству	110
6 Социальная ответственность	Ошибка! Закладка не определена.
6.1. Производственная безопасность.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.1.1. Химические факторы.....	Ошибка! Закладка не определена.
Мероприятия по предупреждению производственных отравлений:...	Ошибка!
Закладка не определена.	
6.1.2 Физические вредные факторы	Ошибка! Закладка не определена.
6.1.3 Физические опасные факторы	Ошибка! Закладка не определена.
6.2 Экологическая безопасность.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.2.1 Защита атмосферы	Ошибка! Закладка не определена.
6.2.2 Защита гидросферы.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.2.3 Защита литосферы.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях.....	Ошибка! Закладка не определена.
6.3.1 Анализ чрезвычайных ситуации (ЧС).....	Ошибка! Закладка не определена.
6.3.2 Защита персонала и территории в чрезвычайных ситуациях.....	Ошибка!
Закладка не определена.	

6.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	Ошибка! Закладка не определена.
6.4.1 Трудовое законодательство.....		Ошибка! Закладка не определена.
6.4.2 Компоновка оборудования.....		Ошибка! Закладка не определена.
Список использованных источников		Ошибка! Закладка не определена.

Введение

Метанол (метиловый спирт) является органическим продуктом производства важнейшим по значению и масштабам, выпускаемым химической промышленностью. В последние десятилетия в России и за рубежом значительно выросла потребность в метиловом спирте. Это связано с развитием производства формальдегида, поливинилхлоридных, метиламинов, синтетического каучука, диметилтерефталата, метилметакрилата, карбамидных смол и других многочисленных продуктов, использующих метиловый спирт в качестве сырья [1].

Также метанол активно используется в новых направлениях: в качестве высокооктановой добавки к моторным топливам, при получении синтетических бензинов и уксусной кислоты, для топливно-энергетических целей и очистки сточных вод и так далее, что обусловлено дефицитом углеводородного сырья (нефть, природный газ) и возможностью получения его из сырья не углеводородного происхождения (уголь, сланцы, природные карбонаты и так далее), запасы которых значительно превосходят ресурсы природного газа и нефти. В связи с увеличением спроса на метанол, а также разработки новых низкотемпературных, высокоэффективных и селективных катализаторов, на основе последних достижений науки и техники, обусловило создание агрегатов крупной единичной мощности с учетом передовой технологии; действующие агрегаты модернизируются.

В настоящее время более интенсивно развиваются исследования по поиску новых областей применения метанола с целью получения большого

числа химических продуктов из сырья не нефтяного происхождения, что позволит удовлетворить потребность народного хозяйства в целом ряде продуктов независимо от запасов нефти и роста цен на ее добычу.

На сегодняшний день структура потребления метанола в Европе и Азии базируется на переработке его в формальдегид, уксусную кислоту, метилтретбутиловый эфир, метилметакрилат, диметилтерефталат, метилмеркаптан, метиламины, хлорметан, олефины и др.

Одновременно имеются предпосылки для создания в районах, богатых углеводородным сырьем, крупнейших комплексов по производству метанола с дальнейшим транспортированием его в районы потребления по трубопроводам или переработкой на месте в другие виды энергии. Что и послужило причиной создания завода производства метанола на территории томской области.

Отечественными потребителями метанола являются - заводы в Омске, Тобольске, Нижнем Тагиле, Кемерово, Новосибирске, а также предприятия, входящие в структуру «Газпрома» в Сургуте, Новом Уренгое, Надыме. Экспортные поставки составляют более 20 тысяч тонн в год.

Предприятия по выпуску метанола размещены в различных экономических районах страны, поэтому и виды используемого сырья различны. Наиболее дешевый метанол получают при использовании в качестве сырья природного газа. Это и стимулирует перевод многих предприятий метанола на природный газ.

1. Обзор литературы

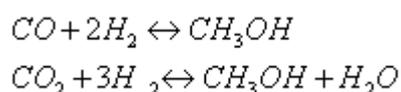
1.1. Методы получения метанола – сырья

Способы получения метилового спирта могут быть различны: сухая перегонка древесины, термическое разложение формиатов, гидрирование метилформиата, омыление метилхлорида, каталитическое неполное окисление метана. Раньше метанол получали сухой перегонкой древесины (древесный спирт), но этот метод полностью вытеснен синтезом из оксида углерода и водорода, осуществленным в крупных масштабах во всех передовых странах. И по причинам технического и главным образом экономического характера промышленное развитие получил метод синтеза метанола из оксида углерода и водорода на гетерогенных катализаторах [2].

Широкие возможности использования метанола определяются простотой его производства, разнообразием источников сырья (синтез – газ может быть получен переработкой природного газа, угля, тяжелых нефтяных остатков, отходов различных производств, в том числе и самого микробиологического синтеза). Важным обстоятельством является то, что в условиях его синтеза из различных сырьевых смесей получается продукт высокой степени чистоты.

Для синтеза метанола можно применять практически любой газ, содержащий водород и оксиды углерода. Наиболее распространенным сырьем является природный газ. Потенциальным сырьем для получения метанола является диоксид углерода.

Суммарные реакции получения метанола из оксидов углерода и водорода описываются уравнениями:



Независимо от метода получения исходного газа в нем всегда присутствуют оксид углерода и диоксид углерода.

Исходный газ может быть получен практически из любого вида сырья, содержащего углеводороды и углерод, однако в большинстве случаев

состав газа необходимо корректировать. Это обеспечивается дополнительными стадиями очистки, дозированием отдельных компонентов и ли смешиванием 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.

Промышленные способы получения исходного газа:

1- Каталитическая парокислородная конверсия природного газа с дозированием диоксида углерода.

Каталитическая конверсия природного газа в шахтных конверторах часто встречается в промышленном производстве метанола, причем она комбинируется с другими методами получения исходного газа.

Парокислородная конверсия при атмосферном давлении применяется с дозированием диоксида углерода, выделяющегося в генераторе из раствора моноэтаноламина. В данном случае диоксид углерода используется для смещения равновесия реакции водяного газа.

2- Высокотемпературная конверсия метана

Этот процесс можно проводить при любом давлении, так как высокая температура обеспечивает низкое содержание метана в конвертированном газе. Это позволяет создать производства метанола с единым давлением на стадиях подготовки газа и синтеза метанола.

3- Каталитическая паровая конверсия природного газа в трубчатых печах с дозированием диоксида углерода

Именно такой способ подготовки природного газа применяется на большинстве агрегатах производства метанола. Поскольку при паровой конверсии объем газа увеличивается, что при последующем сжатии газа приводит к повышению расхода энергии, разработки последних лет основаны на применении конверсии под давлением

4- Комбинированные методы

5- Использование синтез-газа, отходящего от производства ацетилена

6- Газификация жидких и твердых топлив

Изучение процесса синтеза метанола на цинк-хромовых катализаторах проводилось многими исследователями. Для достижения максимальной производительности синтез метанола необходимо проводить при наибольших давлениях и объемной скорости газов.

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

1- Синтез под давлением 3,9-5,9 МПа.

Для производства метанола при этом интервале давлений используют медь-цинк-хром оксидный 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.

2- 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.

3 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[2].

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

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, где размещен электроподогреватель, и затем направляется на катализатор. Холодные байпасы вводят равномерно по всей высоте катализаторной зоны.

Наибольшее распространение получили поэтому адиабатические реакторы с несколькими (обычно с четырьмя) сплошными слоями катализатора (рис.1,б); в этих колоннах с несомещенной полочной насадкой теплообменные устройства отсутствуют, а для съема тепла и регулирования температуры подают холодный синтез-газ между слоями катализатора через специальные ромбические распределители, обеспечивающие эффективное смешение горячего и холодного газа. Профиль температуры в таком реакторе ступенчатый, причем его постепенное повышение в слоях катализатора сменяется резким падением при смешении с холодным газом. Предварительно подогревают лишь часть исходного синтез-газа, а остальное реакционное тепло утилизируют для получения пара высокого давления. С точки зрения эксергетического к. п.

д., более выгодна несколько измененная схема, когда для подогрева исходного газа используют только необходимую 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.1,в). Процесс осуществляют в жидкой фазе инертного углеводорода с суспендированным в жидкости гетерогенным катализатором и барботированием 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 мятый 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.

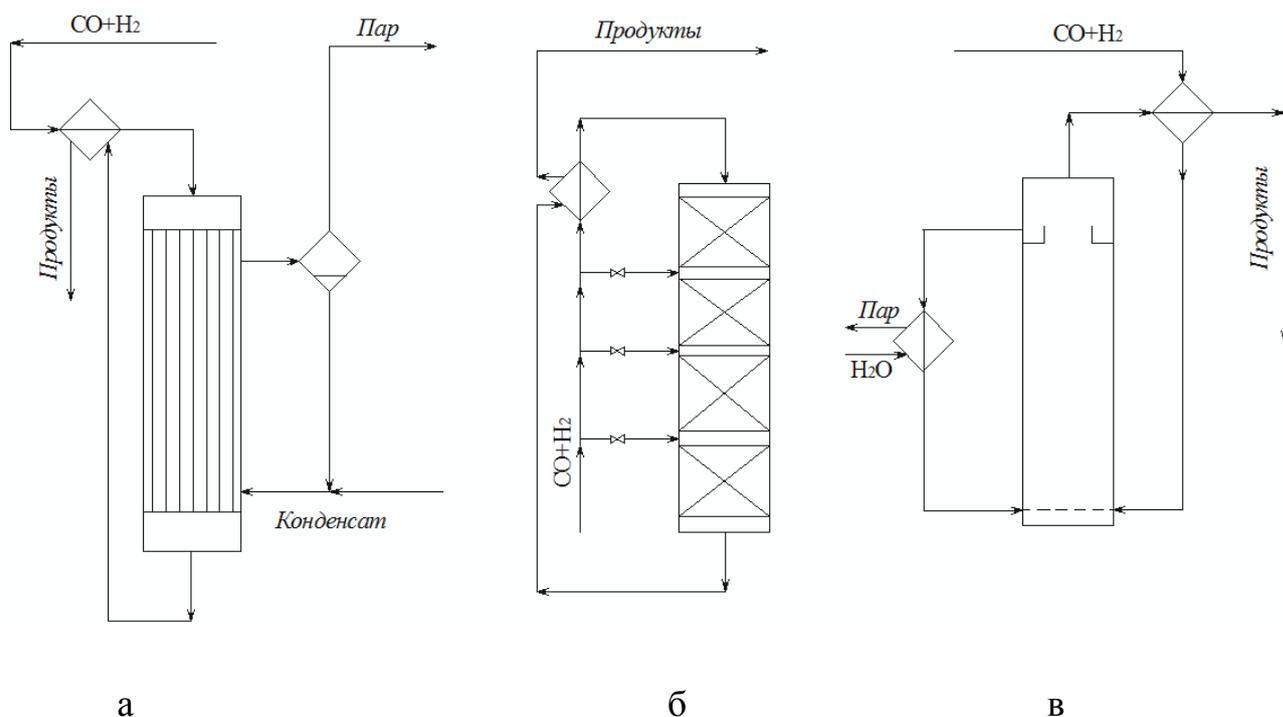


Рисунок 1-Основные конструкции для синтеза метанола

а- Трубчатый реактор; б – адиабатический реактор с несколькими слоями катализатора; в – реактор для синтеза в трехфазной системе.

Использование циркуляционной системы обеспечивает высокую степень переработки исходного газа, что существенно из – за неблагоприятной термодинамики метанола.

Выбор параметров процесса определяется требованиями высокой селективности и производительности.

В первых промышленных установках использовался цинкхромовый оксидный катализатор, на котором синтез осуществлялся при давлении 30 МПа и температурах 300 – 400 ° С. После новых разработок произошел переход к процессу низкого давления на медьсодержащих катализаторах (220 – 280 ° С; 5-8 МПа). Такой переход обусловлен не только снижением давления и температуры синтеза, но и связан с уменьшением концентрации побочных продуктов и улучшением качества метанола – сырца. В настоящее время существует ряд промышленных медьсодержащих катализаторов, разработанных различными фирмами. Основными компонентами катализатора являются CuO , ZnO , Al_2O_3 .

Основные преимущества медьсодержащих катализаторов определяются возможностью проведения синтеза при относительно низких температурах и давлениях, что влечет за собой резкое повышение качества получаемого метанола. Основным недостатком связан с их относительно низкой стабильностью, что ограничивает срок эксплуатации.

Все оборудование подобрано с учетом особенностей процесса и обладает достаточным запасом прочности, что позволяет обеспечить бесперебойную работу агрегата.

1.3. Технологическое оформление процесса

Технологическая схема синтеза метанола изображена на рис.2 Очищенный синтез-газ сжимают турбокомпрессором 1 до 5— 10 МПа и смешивают с циркулирующим газом, который дожимают до рабочего давления циркуляционным турбокомпрессором 2. Смесь проходит адсорбер 3, предназначенный для очистки газа от пентакарбонила железа. Это вещество образуется при взаимодействии СО с железом аппаратуры и разлагается в реакторе с образованием мелкодисперсного железа, катализирующего нежелательные реакции получения CH_4 и CO_2 . По этой причине, а также из-за водородной коррозии реактор выполняют из легированной стали. Газ после адсорбера разделяют на два потока: один подогревают в теплообменнике 4 и подают на синтез в верхнюю часть реактора 5, а другой вводят в реактор 5 между слоями катализатора в холодном виде для регулирования температуры и отвода тепла. Газ проходит сверху вниз через все слои катализатора и выходит из реактора около 300°C [4].

Этот газ тоже разделяют на два потока: один проходит теплообменник 4 и служит для подогрева части исходной смеси до температуры синтеза, а другой направляют в парогенератор 6, где его тепло используют для получения пара высокого давления. Потоки газа после этого объединяют и охлаждают в холодильнике 7, где метанол

конденсируется и отделяется от газа в сепараторе 8 высокого давления. Газ с верха сепаратора дожимают циркуляционным компрессором 2 и возвращают на синтез.

Конденсат с низа сепаратора дросселируют до давления, близкого к атмосферному, и в ректификационной колонне 9 отделяют метанол от растворенных газов и летучих продуктов (диметиловый эфир), которые идут на сжигание. В следующей ректификационной колонне 10 отгоняют метанол от небольшого количества тяжелых примесей (высшие спирты), которые также направляют на сжигание. Полученный товарный метанол имеет высокую степень чистоты (до 99,95% основного вещества) и получается с общим выходом до 95% при учете всех потерь.

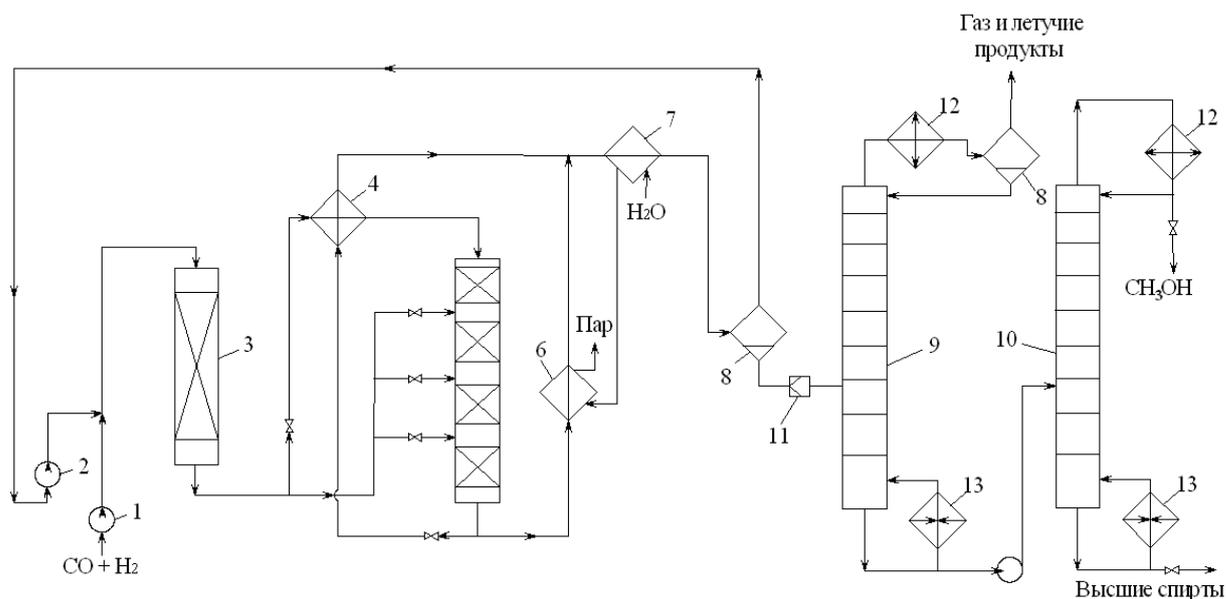


Рисунок 2 – Принципиальная схема производства метилового спирта

1- турбокомпрессор; 2- циркуляционный турбокомпрессор; 3- адсорбер; 4- теплообменник; 5- реактор; 6- парогенератор; 7- холодильник; 8- сепаратор; 9, 10- ректификационные колонны; 11- дроссельный вентиль; 12- дефлегматоры; 13- кипяильники

2 Объекты и методы исследования

2.1 Общая характеристика производства

ЗАО "Метанол" - одно из крупнейших предприятий отрасли, гордость Российского химического производства. Завод производит метиловый спирт - ценнейшее химическое сырье. Производство введено в эксплуатацию в 1983 году. Полное наименование производства – производство метанола мощностью 750 тысяч тон в год. Исходным сырьём для производства метанола является природный газ [3].

"Метанол" работает круглосуточно и круглогодично - с ежегодным перерывом на один месяц, в течение которого на "Метаноле" осуществляется капитальный ремонт. Сегодня завод производит 2,5 тысячи тонн метанола в сутки - это примерно один железнодорожный состав, ежедневно отгружаемый с "Метанола".

Завод работает по следующей схеме: Природный газ по газопроводу поступает на завод, в две печи реформинга, где превращается в синтез-газ - смесь окиси углерода и водорода. Проходя через котлы-утилизаторы, синтез-газ охлаждается. При этом образуется большое количество пара. Получаемый газ сжимается с помощью мощного компрессора и поступает на установку синтеза, откуда выходят метанол-сырец и возвратный газ. Метанол-сырец подается на ректификацию, где метанол отделяется от других веществ. Далее идет стандартизация метанола, на него выдается паспорт, после чего метанол отправляется к потребителю.

"Востокгазпром" поставляет заводу сырье для производства метанола - природный газ, платит "Метанолу" за его переработку и самостоятельно занимается сбытом полученного продукта. Порядка половины производимого "Метанолом" метилового спирта идет на экспорт. За время своего существования "Метанол" наладил поставки производимой заводом продукции в Польшу, Финляндию, Чехословакию, Германию, Китай. В планах компании - наладить поставки метанола в Малайзию, Индонезию и

другие страны Азиатского континента.

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.

Отгонка примесей, содержащихся в метаноле-сырце, предусматривается 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:

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 двух агрегатов синтеза;
- блока ректификации метанола-сырца в составе одного агрегата предварительной ректификации и двух 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 течение 7200 часов (300 суток), после чего технологическая линия останавливается для проведения ремонтов.

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

2.2.1 Характеристика готовой продукции

Метанол 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. [3].

Таблица 1- 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

2.2.2 Характеристика исходного сырья и полупродуктов

Сырьем для получения метанола-сырца служит природный газ, подаваемый по газопроводу Нижневартовск – Кузбасс [3].

Таблица 2 - 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 (в пересчете на серу) до 80 мг/нм³ (в пересчете на серу) в том числе:

- меркаптанов до 20 мг/нм³;
- сероводорода до 20 мг/нм³;
- дисульфидов и других органических соединений до 40 мг/нм³.

Содержание жидких углеводородов до 15 г/нм³

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

Таблица 3- 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 поступает в колонны синтеза.

Таблица 4 – Состав циркуляционного газа.

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

Готовым продуктом перегонки метанола является метанол-ректификат. Техническое наименование: метанол-яд, технический.

Метанол – структурная формула CH₃OH (молекулярный вес 32,04).

Качество метанола ректификата должно соответствовать требованиям ГОСТ2222-78. Метанол (метиловый спирт) – простейший алкоголь, бесцветная жидкость с запахом, напоминающим винный спирт. Растворяется в воде в любых соотношениях, является хорошим растворителем органических кислот. При контакте с перекисью натрия, хромовым ангидридом, кристаллическим перманганатом калия и другими сильными окислителями метанол может загореться. Большинство газов хорошо растворяются в метаноле.

Т.кип. – 64,7 °С.

Т.плавления – -97,85 °С.

Т.вспышки – +8 °С.

Т.самовоспламенения -436°С.

Удельный вес – 0,792 г/см².

Метанол сильный нервно-сосудистый яд с резко выраженным кумулятивным действием. Попав в организм, он вызывает поражение центральной нервной системы, зрительного нерва, печени, почек и других органов. При приеме вовнутрь - смертельная доза – 30 мл, 5÷10 мл вызывает тяжелое отравление, сопровождающееся потерей зрения.

Метанол вызывает отравление и при всасывании через поры кожи, а также при вдыхании паров.

Предельно-допустимая концентрация паров метанола в воздухе рабочей зоны производственных помещений 5 мг/м³. Класс опасности-3.

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

Конвертированный газ (конгаз) используется для подачи в цикл синтеза.

Таблица 5 – 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

Конвертированный газ после печи реформинга охлаждается и используется в дальнейшем в процессе синтеза метанола.

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

Таблица 6 – Состав продувочных газов

H ₂ ,%	CO, ₂ %	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 - (-55⁰С)

Отсутствие масла и углеводов.

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 205 °С

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.

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

20 % раствор едкого натра мыльный на ощупь, без характерного запаха. При попадании на кожу вызывает химические ожоги, а при

длительном воздействии может вызвать язвы и экземы. Сильно действует на слизистые оболочки, попадание едкого натра в глаза опасно. Едкий натр не горюч, не взрывоопасен. Предельно-допустимая концентрация в воздухе рабочей зоны едкого натра в виде аэрозоля - $0,5 \text{ мг/м}^3$. Класс опасности -2.

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

Таблица 7 – 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 - $(0,85 \div 0,87) \text{ г/см}^3$

T кипения - $88 \text{ }^\circ\text{C}$

T вспышки - $6 \text{ }^\circ\text{C}$

T самовоспламенения - $440 \text{ }^\circ\text{C}$

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 - исходное сырье для получения метанола – ректификата.

Таблица 8 – 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: H₂,CO, CO₂,CH₄,азот.

Оборотная вода, поступающая в конденсатор поз.1535 должна иметь температуру на входе $20 - 28^\circ\text{C}$.

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.

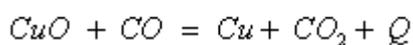
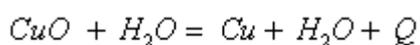
Катализатор состоит из окиси меди, окиси цинка и окиси алюминия на керамическом носителе. В активированном состоянии -Cu, ZnO, Al₂O₃.

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.

2.3 Физико-химические основы технологического процесса

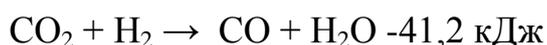
2.3.1. Термодинамика синтеза

Основные реакции образования метанола - взаимодействие оксида и диоксида углерода с водородом - реакция обратима и экзотермична [5]:





Тепловой эффект реакции взаимодействия оксида углерода и водорода (90, 73 кДж) незначительно возрастает с повышением температуры и давления. Кроме этих реакций, при синтезе метанола протекает и эндотермическая обратимая реакция взаимодействия диоксида углерода и водорода:



Экспериментальное определение константы равновесия реакции взаимодействия оксида углерода и водорода привело к значительным погрешностям и противоречиям. Это объясняется тем, что при атмосферном давлении равновесные концентрации метанола в газе весьма малы, и определение её ввиду несовершенства методик привело к ошибкам при расчёте константы равновесия. С повышением давления равновесные концентрации метанола увеличиваются, однако при этом возрастает интенсивность протекания побочных реакций с учётом исходных и промежуточных компонентов. Последнее не позволило получить корректные результаты при определении константы равновесия.

Для расчёта константы равновесия взаимодействия оксида углерода и водорода по реакции предложен ряд уравнений:

Уравнение Фроста:

$$\lg K_p = 3925/T - 9,84 \lg T + 0,00347T + 14,8 \quad (2.3)$$

Уравнение Тёмкина-Чередниченко:

$$\lg K_p = 3971/T - 7,492 \lg T + 0,00177T - 0,311 \cdot 10^{-7} T^2 + 9,218 \quad (2.4)$$

При выводе уравнения Темкина-Чередниченко впервые было учтено, что пары метанола ассоциированы. На основании измерений сжимаемости системы «Н₂ - СО - СН₃ОН» рассчитаны летучести компонентов и определены равновесные концентрации метанола. Показано, что уравнение состояния Кричевского -Казарновского удовлетворительно описывает экспериментальные данные p - V - T системы «Н₂ - СО - СН₃ОН» и имеет вид:

$$D_0 = D_{Ni} N_{i_2} + P_{H_2} N_{H_2} + P_{CH_3OH} N_{CH_3OH} + 0,741 N_{H_2} N_{CO} (P_{CO} - P_{H_2}) + \\ + (0,00155t - 0,218) N_{CO} N_{CH_3OH} (P_{CO} - P_{CH_3OH}) + (0,00183t + 0,106) N_{H_2} N_{CH_3OH} (P_{H_2} - P_{CH_3OH})$$

где P_0 , P_{CO} , P_{H_2} , P_{CH_3OH} - общее и парциальное давление компонентов, МПа;

N_{CO} , N_{H_2} , N_{CH_3OH} - мольные доли компонентов;

t - температура, °С.

С развитием техники эксперимента и инструментальных методов анализа стало возможным экспериментальное определение константы равновесия. Константа равновесия реакции определена на проточно-циркуляционной установке при атмосферном давлении на катализаторе СНМ-1. Полученные значения удовлетворительно совпадают с расчётными, вычисленными из термодинамического уравнения с учётом теплового эффекта ассоциации молекул метанола в состоянии насыщенного пара:

$$\lg K_p = 3748,7/T - 9,2833 \cdot \lg T + 3,1475 \cdot 10^{-3} T - 4,2613 \cdot 10^{-7} T^2 + 13,8144 \quad (2.5)$$

Для расчёта константы равновесия предложены соответственно уравнения:

$$\lg K_p = 1581,7/T - 8,7639 \cdot \lg T + 2,1105 \cdot 10^{-3} T - 1,9303 \cdot 10^{-7} T^2 + 15,0921; \quad (2.6)$$

$$\lg K_p = 2167/T + 0,5194 \cdot \lg T - 1,037 \cdot 10^{-3} T + 2,331 \cdot 10^{-7} T^2 + 1,2777 \quad (2.7)$$

С повышением давления свойства реальных газов существенно отличаются от идеальных. Поэтому для вычисления константы равновесия при повышенных давлениях применяют метод приведённых состояний.

В промышленных условиях синтез метанола протекает в присутствии инертных компонентов (метан, азот, аргон) и диоксида углерода. Инертные компоненты через парциальные давления, а диоксид углерода влияют на равновесный выход метанола, поэтому в термодинамических расчётах необходимо учитывать изменение их концентраций. Выведена зависимость концентраций насыщенных паров метанола от температуры и давления:

$$\lg C_{CH_3OH} = 6,542 - 1874,1/T - \lg P_0 \quad (2.8)$$

Если равновесная концентрация метанола получается больше рассчитанной, то возможна концентрация паров метанола. Парциальное давление паров воды не учитывалось вследствие значительно меньшей концентрации их по сравнению с концентрацией метанола.

Методика расчёта равновесных составов газовых смесей заключается в следующем. Вводим для компонентов газовой смеси обозначения:

Таблица 9– Обозначения компонентов газовой смеси

Компонент газовой смеси	CO ₂	H ₂	CO	(CH ₄ +N ₂ +Ar)	CH ₃ OH	H ₂ O
Исходная смесь, мольная доля	a	b	l	i	0	0
Равновесная смесь, мольная доля	a-y	b-2x-y	1-x+y	i	X	y

и подстановке равновесных концентраций компонентов в уравнение константы реакции получаем:

$$\hat{E}_\delta = \frac{D_{Ni} \cdot \hat{I}_i}{D_{Ni} \cdot D_{I_2}^2} = \frac{\tilde{\delta} \cdot (\hat{a} + 1 + \hat{a} - 2\tilde{\delta} + i)}{(1 - \tilde{\delta} + \hat{o})(\hat{a} - 2\tilde{\delta} - \hat{o})^2 D_i^2}, \quad (2.9)$$

$$\hat{E}_\delta = \frac{D_{Ni} \cdot D_{I_2}^i}{D_{Ni_2} \cdot D_{I_2}} = \frac{(1 - \tilde{\delta} + \hat{o})}{(\hat{a} - \hat{o})(\hat{a} - 2\tilde{\delta} - \hat{o})}, \quad (2.10)$$

где P₀ - давление в системе до начала реакции;

P - парциальные давления газов, МПа.

Степень превращения (в % отн.) оксида углерода вычисляем по уравнению:

$$\alpha = \frac{1 - (1 - x + y)}{1} \cdot 100 = (x - y) \cdot 100 \quad (2.11)$$

а диоксида углерода по уравнению:

$$\beta = \frac{a - (a - y)}{a} \cdot 100 = \frac{y}{a} \cdot 100 \quad (2.12)$$

Численные значения констант равновесия определяем из зависимости:

$$K_p = K_f / K_y,$$

где K_f - константа равновесия реальных газов, не зависящая от давления;

K_y - константа, вычисленная через коэффициент активности.

2.3.2. Катализаторы синтеза метанола

В зависимости от условий проведения процесса из окиси углерода и водорода могут быть получены различные вещества: метанол, изобутиловый спирт, бензин, парафины, олефины и другие углеводороды. В отсутствие катализаторов метанол практически не образуется, а применяемые в промышленности катализаторы этого процесса проявляют активность только при высоких температурах.

В результате исследований подобран ряд катализаторов, отвечающих в определенной степени предъявляемым требованиям. Наибольшее распространение получили цинк-хромовые катализаторы. Их изготавливают двумя способами, включающих стадии: приготовление формы катализатора и восстановление его до активного состояния.

К исходному сырью для производства катализатора предъявляют очень жесткие требования в отношении содержания примесей, так как известен ряд окислов металлов, присутствие которых ухудшает качество катализатора и вызывает образование побочных продуктов в процессе синтеза.

В промышленных условиях восстановление цинк-хромового катализатора проводили непосредственно в колонне синтеза циркуляционным газом, так же разработаны способы восстановления катализатора вне колонны. В качестве газов – восстановителей используют водород, азото – водородную смесь, циркуляционные газы синтеза метанола.

Срок службы промышленного катализатора определяется условиями восстановления и процесса синтеза .

При разработке катализаторов для синтеза метанола изучались различные комбинации самых разнообразных веществ. Оказалось, хорошую активность проявляют катализаторы, содержащие окислы меди. Но вследствие недостаточного уровня развития не нашли промышленного применения.

Большие работы были проведены исследователями в области применения медь – цинк- хромового катализатора, имеющего повышенную активность и стабильность.

Наибольшее распространение и признание получил катализатор, разработанный фирмой ICI. Восстановление медь – цинк- алюминиевых катализаторов сложнее цинк- хромовых, и требует большой тщательности.

2.3.3. Узел синтеза метанола

Процесс синтеза метанола характеризуется следующими основными реакциями [3]:

1. $\text{CO} + 2\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + 24,7 \text{ ккал}$
2. $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O} + 14,9 \text{ ккал}$
3. $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2 + 9,8 \text{ ккал}$

Синтез метанола проводится при давлении 80 кг/см^2 и при температурах порядка $(210 - 270) \text{ }^\circ\text{C}$ над медьсодержащем катализатором.

Степень синтеза метанола, осуществляемая за один проход над катализатором, незначительна вследствие равновесия реакции. Следовательно, реакция проводится по принципу замкнутого цикла. Непрерывная циркуляция газов над слоем катализатора осуществляется с помощью циркуляционного компрессора с приводом от паровой турбины. Циркуляционный газ, поступающий в реактор синтеза метанола, подогревается до температуры реакции посредством газа, выходящего из реактора. Полученный метанол конденсируется из циркуляционного газа и выводится из цикла синтеза, обеспечивая непрерывность работы системы. Концентрация метанола в возвратном потоке циркуляционного газа в реактор синтеза метанола должна быть низкой для обеспечения максимальной степени синтеза.

Реакция синтеза метанола в высшей степени экзотермичны. Хотя они ограничиваются равновесием и скоростью реакции, необходимо

ограничивать также повышение температуры в реакторе. Это достигается путем подачи холодного газа на каждый слой катализатора по байпасам.

По мере расходования окиси углерода и водорода в процессе синтеза метанола, в систему подается свежий газ. Свежий газ (конвертированный) содержит метан в низкой концентрации, который инертен к реакциям синтеза метанола. Следовательно, метан может накапливаться в цикле синтеза, что привело бы к замедлению процесса синтеза метанола и в конечном результате к полному прекращению синтеза. Концентрация инертных газов и избыточного водорода циркуляционного газа регулируется путем постоянной продувки. При этом теряется также известная доля газов, используемых для синтеза. Объем продувки определяется двумя факторами:

- концентрацией инертных в свежем газе, поступающем в цикл синтеза;
- концентрацией инертных газов в циркуляционном газе.

2.3.4. Приближение к равновесию

Решающими факторами состояния равновесия на выходе из катализатора являются следующие:

Равновесие реакции синтеза метанола и равновесие процесса конверсии водяного газа. Реакция (3) находится всегда в состоянии равновесия при температуре, существующей на выходе из слоя катализатора. Реакции синтеза метанола (1) и (2) приближаются к состоянию равновесия на выходе из слоя катализатора.

2.3.5. Влияние давления

Повышение давления синтез-газа ведет к перемещению равновесия реакции (2) в сторону образования метанола.

Особенностью процесса синтеза является способность медного катализатора синтеза метанола обеспечивать хороший выход метанола при низких температурах (210 - 270) °С. Повышенная активность катализатора

при столь низких температурах дает возможность проведения реакции под давлением и при 40 кг/см^2 .

2.3.6. Влияние температуры катализатора

Повышение температуры в слое катализатора ускоряет реакцию, но понижает концентрацию метанола, которая возможна при равновесии реакции. Следовательно, существует оптимальная температура, при которой известный объем катализатора способствует образованию максимального количества метанола.

Установленная рабочая температура в конце срока службы катализатора составляет $250 \text{ }^\circ\text{C}$ на входе и $290 \text{ }^\circ\text{C}$ на выходе из слоя катализатора.

В начальный период срока службы катализатора, когда катализатор более активен, режим цикла синтеза должен быть таким, чтобы температура на входе и на выходе слоя катализатора была более низкой. Максимальная температура на входе в слой катализатора составляет $210 \text{ }^\circ\text{C}$, а максимальная температура на выходе из слоя катализатора $260 \text{ }^\circ\text{C}$.

Максимальная температура $260 \text{ }^\circ\text{C}$ на выходе не должна превышать в случаях, когда катализатор синтеза используется под давлением ниже расчетного, или когда скорость циркуляции в цикле синтеза ниже расчетной.

2.3.7. Выбор других параметров

Концентрация метанола в газе, выходящем из реактора синтеза метанола, зависит от условий равновесия. Для настоящего процесса фактическая концентрация довольно низкая, и, следовательно, необходимы высокие скорости циркуляции.

Повышение содержания метанола поведет к понижению скорости циркуляции. При этом необходимо повысить скорость продувки в цикле синтеза для поддержания высоких парциальных давлений реагентов.

Доля "холодных байпасов" является частью циркуляционного газа, который применяется для регулирования температуры в реакторе синтеза метанола. Доля "холодных байпасов" определяется не только скоростью продувки цикла, но также температурой газа, применяемого в качестве "холодных байпасов", которая определяется температурой газа, выходящего из конденсатора метанола-сырца. Чтобы поддерживать долю "холодных байпасов" в приемлемых пределах на протяжении всего срока службы катализатора, газ, выходящий из конденсатора метанола-сырца, должен охлаждаться до 45 градусов.

В начале срока службы катализатор значительно активнее, поэтому в цикле синтеза возможно применение газа с более низкими концентрациями CO и CO₂, чем в конце срока службы катализатора. Предельные значения концентрации углекислоты для катализатора ICI даны ниже. Пониженные температуры и повышенная концентрация метанола, получаемые на данном катализаторе, означают, что доля "холодных байпасов" повышается в начальный период работы катализатора. Фирма ICI ограничивает долю "холодных байпасов" до 60 процентов, чтобы обеспечить соответствующие потоки синтез-газа к первому слою катализатора в реакторе синтеза метанола.

2.3.8. Пределы рабочего режима катализатора ICI

На основании требований фирмы ICI ниже приведены ограниченные условия для эксплуатации выпускаемого ею катализатора синтеза метанола.

При нормальном режиме необходимо строго придерживаться приведенных ниже пределов.

В случае отклонений от указанных ниже пределов гарантии фирмы ICI на катализатор будут недействительны.

Таблица 10- Рабочие пределы катализатора

Параметры	Рабочие пределы
Температура	- макс. 300 °C

	- мин. 210 °С
Давление	- макс. 110 кг/см ²
Состав газа на входе в катализатор	- СО (0 - 10) %
	- СО ₂ (2 - 15) %
Скорость циркуляции	- макс. 110 %

2.3.9. Примеси в свежем газе

Сера в любом виде токсична для катализатора, применяемого в процессе синтеза метанола. Максимально-допустимое содержание серы в виде H₂S в свежем газе, подаваемом в цикл синтеза, не должно превышать 0.1 мг/нм³. Подверженность отравлению серой выражается в необратимой потере активности катализатора.

Катализатор подвергается отравлению хлором в любом виде (свободном или соединениях), металлами (тяжелыми и щелочными) и мышьяком. Именно по этой причине допускается применение только деминерализованной воды в цикле синтеза для гидростатических испытаний.

Максимальное содержание аммиака в свежем газе, подаваемом в цикл синтеза, не должно превышать 8 мг/нм³.

2.3.10. Побочные реакции

В случае попадания масла из компрессора синтез-газа или циркуляционного компрессора в циркуляционный газ существует возможность отложения алканов масла в виде парафинов. По этой причине компрессоры должны быть очищены от масла, благодаря чему не происходит образование парафинов. Необходимо тщательное тех. обслуживание уплотнительных систем компрессоров с тем, чтобы предотвратить унос масла.

Парафины могут также образовываться в ходе реакции Фишера-Тропша при температуре катализа ниже 210 градусов.

На случай непредвиденного возникновения ситуаций, способствующих образованию парафинов, на выходе из сепаратора метанола

и сборника метанола-сырца предусмотрены фильтры для очистки метанола-сырца от парафинов.

2.3.11 Узел ректификации метанола

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.

Таблица 11 - 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 службы катализатора	В конце срока 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 кислоты	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

В основу действующих производств метанола заложена циркуляционная система. Ее использование позволяет повысить объемные скорости газа в цикле (что благоприятно для производительности), но резко ухудшает состав газовой смеси в описанном выше плане. Эти два взаимодействия на систему, накладываясь друг на друга, нивелируются и в конечном свете приводят к производительности единицы объема катализатора на уровне до 0,4 т / (м³·ч) при давлении 8 МПа[3].

Описание технологической схемы данного процесса

Конвертированный газ с давлением $P_{изб} = 1,4$ МПа поступает в сепаратор поз. С1 и далее на всас компрессора конвертированного газа поз. Д3.

Компрессор центробежного типа, двухкорпусной, состоит из корпуса низкого давления и корпуса высокого давления.

В первом корпусе конвертированный газ сжимается до $P_{изб} = 3,6$ МПа, во втором корпусе конвертированный газ сжимается с $P_{изб} = 3,6$ МПа до $P_{изб} = 8,1$ МПа. Конвертированный газ после сепаратора поз. С3 с давлением не более $P_{изб} = 8,1$ МПа поступает в цикл синтеза на всас циркуляционного компрессора поз. Д1.

После каждой ступени сжатия конвертированный газ охлаждается в воздушных холодильниках поз. Т1 и поз. Т2. Выделившийся при сжатии и охлаждении газа конденсат отделяется в сепараторах поз. С2 и поз. С3 и через сборник-прерыватель, соединенный с атмосферой, направляется в резервуар сточных вод в зоне ректификации.

Температура газа на выходе из 1-й ступени сжатия составляет 150 °С, на выходе из 2-й ступени сжатия 147 °С.

Температура газа после воздушных холодильников поз. Т1, Т2 автоматически поддерживается путем изменения положения жалюзи холодильника.

Конвертированный газ, сжатый до давления не более $P_{изб} = 8,1$ МПа компрессором поз. Д2 подается в линию циркуляционного газа на всас однокорпусного циркуляционного компрессора поз. Д1.

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

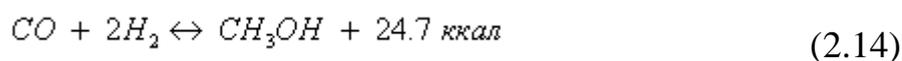
После циркуляционного компрессора циркуляционный газ с $T = 59$ °С распределяется на два потока, один из которых поступает в реактор синтеза метанола поз. Р1/1, а второй – в реактор синтеза метанола поз. Р1/2.

Распределение потока газа производится с помощью заслонок. Циркуляционный газ поступает в межтрубное пространство теплообменника

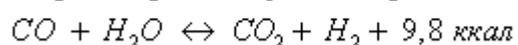
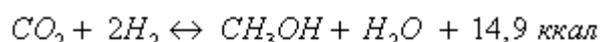
поз. Т3, Т4 где нагревается до температуры не более 130°C и поступает в межтрубное пространство теплообменника поз. Т5, Т6 где нагревается до температуры (210 – 240) °С при работе на свежем катализаторе и (210 – 250) °С при работе на использованном катализаторе за счет теплообмена с газами, выходящими 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. Т10,Т9.

В каждый реактор загружается по 137,8 м³ медьцинк-алюминиевого катализатора синтеза метанола типа ІСІ-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 реакциям:



Реакции экзотермичны, поэтому необходимо ограничивать повышение температуры в зоне реакции. Это достигается подачей холодного циркуляционного газа в слой катализатора через распределители специальной конструкции, которые делят катализатор в реакторах синтеза на 4-е слоя.

На входе и выходе каждого слоя катализатора расположены шестизонные термодары. С помощью кнопочного селектора можно подключить к цифровому индикатору любую термодару и проконтролировать температуру катализатора реакторов синтеза метанола поз.Р1/1,2.

Расход газа, подаваемого по «холодным» байпасам, не должен превышать 60 % от общей газовой нагрузки на реакторы синтеза метанола поз. Р1/1,2.

Циркуляционный газ выходит из реакторов синтеза метанола с Т (240 – 290) °С, охлаждается в подогревателях питательной воды Т7,Т8 и рекуперационных теплообменниках поз. Т5, Т6 и Т3,Т4, объединяется в один поток и с Т=(105 – 110)°С поступает в воздушный холодильник-конденсатор поз.Т11, где происходит конденсация метанола-сырца и охлаждение газа до 60°С.

Управление процессом конденсации метанола-сырца в холодильнике-конденсаторе поз. Т11 производится подачей охлаждающего воздуха на трубные пучки через жалюзи.

Далее газожидкостная смесь поступает в водяной холодильник поз. Т7, Т8, где охлаждается до Т=45 °С и выдается в сепаратор поз. С4, где происходит механическое отделение метанола-сырца от несконденсировавшихся газов.

Циркуляционный газ после сепаратора поз. С4 на всас циркуляционного компрессора поз. Д1.

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

Отделившийся в сепараторах поз. С4 метанол-сырец поступает в сборник метанола-сырца поз. Е1, а затем в расширительный сосуд поз. Е2 и далее на склад.

Метанол-сырец очищается от механических примесей на фильтрах высокого давления поз.Ф1 (один рабочий, один резервный), расположенные на линии метанола-сырца после сепаратора поз. С4, и на фильтрах низкого давления поз.Ф2 (один рабочий, один резервный), расположенных после сборника метанола-сырца поз. Е2.

Уровень в сепараторе поз. С4 поддерживается регулятором LIC выдачей метанола-сырца в сборник поз. Е1. Предусмотрена сигнализация высокого уровня метанола-сырца в сепараторе метанола-сырца поз. С4.

Уровень в сборнике поз. Е1 регулируется регулятором LIC выдачей метанола-сырца в расширительный сосуд поз. Е2.

Давление в сборнике метанола-сырца поз. Е1 поддерживается постоянным регулятором РИС выдачей танковых газов в отделение реформинга.

Газы десорбции из расширительного сосуда поз. Е2 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. К1.

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 СО, СО₂, Н₂, СН₄, 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 12- Режим работы колонны отгонки легких фракций поз. К1

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 ЛИС.

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. К1 метанол-сырец подогревается до 59 °С в двух параллельных теплообменниках поз. Т14/1,2 кубовым остатком, поступающим отдельным трубопроводом из колонн основной ректификации поз. К1,2.

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. Т15, затем. Несконденсировавшиеся 15 % паров конденсируются и охлаждаются до 40 °С в конденсаторе с водяным охлаждением.

Температура сконденсированной флегмы на выходе из конденсатора поз. Т15 устанавливается на уровне 72 °С. Распределением потоков паров флегмы производится регулятором FRC.

Давление в верхней части колонны поз. К1 поддерживается постоянным регулятором PIC, выдачей эфирных к горелкам трубчатой печи.

Флегма из конденсаторов поз. Т15 поступает в сборник поз. Е3. Уровень в сборнике поз. Е3 поддерживается регулятором LIC выдачей флегмы. Флегма из сборника поз. Е1 насосом поз. Н1 подается в колонну поз. К1 на 48 тарелку.

Для испарения кубовой жидкости, в испарителях поз. Т16, Т17 используется физическое тепло конвертированного газа и тепло конденсации водяных паров при охлаждении от 140 °С до 123 °С.

Из куба колонны поз. К1 метанол подается насосом поз. Н2 в колонны основной ректификации, на одну из тарелок (17, 20, 24, 26, 33)

Таблица 13– 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. К1,2.

Пары из верха колонны с температурой 75°C направляются в конденсаторы воздушного охлаждения поз. Т16,18, где конденсируются и охлаждаются до температуры 72°C.

Сконденсировавшийся метанол поступает в сборник поз.Е3,4, откуда насосами поз. Н3,4 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. Т15,17 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. Е4/1,2.

Регулирование уровня в кубе колонны поз. К2/1,2 производится регулятором LIC.

Точная регулировка подачи тепла в колонну основной ректификации производится подачей пара в паровой испаритель поз. Т21 регулятором FRC с коррекцией по температуре на одной из шести выбранных тарелок (6, 10, 12, 14, 16, 18) с помощью селектора.

Метанол - ректификат в количестве (26000 - 60000) кг/час 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.К1,2 и расходом метанола- ректификата , включающая в себя ряд электронных устройств обеспечивающих постоянную величину путем изменения количества отводимого метанола - ректификата.

Флегмовое число должно быть не менее 3 и рассчитывается по формуле:

$$\text{Флегмовое число} = F_{\text{флегмы}} / F_{\text{ректификата}}$$

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. К1,2 с тарелок

№ 6,8,10,12,14,16,18,20. Выбор тарелки производится опытным путем. Вывод сивушного масла в количестве (150 - 500) кг/час осуществляется регулятором в зависимости от нагрузки агрегата и состояния катализатора.

Кубовые остатки ректификационной колонны с содержанием метанола не более 0,02 % и рН = 8 охлаждаются в теплообменниках поз. Т 27,30 метанолом-сырцом, поступающим в колонну отгонки легких фракций. Дальнейшее охлаждение до 40⁰С производится обратной водой в пластинчатом холодильнике поз. Т 28,29, после чего кубовые остатки через клапан, направляются в емкость сточных вод.

3 Инженерные расчеты

3.1 Материальный баланс стадии конверсии природного газа

В природный газ на входе в узел сероочистки дозируют смесь продувочных и танковых газов (эту смесь называют «продувочные газы») из отделения синтеза метанола.

Исходные данные:

Годовая производительность по метанолу-ректификату 850000 т/год;

Расход природного газа 925 м³ на 1 т метанола-ректификата;

Давление процесса конверсии 2,0 МПа;

Температура на выходе из зоны катализа 860 °С;

Объемное отношение водяной пар: природный газ 2,83:1;

Степень конверсии метана (уточняется расчетом) 0,83.

Состав природного газа (φ_i , %):

СН₄ — 97,9; С₂Н₆ — 0,6; С₃Н₈ — 0,2; С₄Н₁₀ — 0,1; N₂ — 0,8; СО₂-0,4;

Состав продувочных газов (φ_i , %):

СН₄ — 14,36; СО₂ — 2,41; СО — 1,45; N₂ — 1,6; Н₂ — 79,7; СН₃ОН — 0,45; Н₂О – 0,03;

Объемная доля водорода в газе, поступающем на сероочистку; 7,5 %.

Последовательность расчета:

а) рассчитываем объемный расход компонентов парогазовой смеси на входе в трубчатую печь (основной аппарат стадии);

б) определяем изменение состава газа после конверсии гомологов метана;

в) рассчитываем состав газа после прохождения реакций конверсии метана и оксида углерода.

Часовая производительность агрегата по метанолу-ректификату:

$$T_{\text{эф}} = T_{\text{н}} - T_{\text{рем}} - T_{\text{о}} \quad (3.1)$$

где $T_{\text{н}} = 8760$ час/год - номинальный фонд времени;

$T_{\text{рем}} = 820$ час/год - остановки на ремонт;

$T_0 = 54$ час/год - технологически неизбежные остановки;

$T_{эф} = 8760 - 820 - 54 = 7886$ час/год.

$850000 / 7886 = 109,375$ т/ч

Расходуется природного газа:

$109,375 \cdot 925 = 96354,48$ м³/ч

Рассчитывают состав природного газа:

$96354,48$ м³/ч - 100 %

x - 97,9 % x = 94331 м³/ч и т.д.

Таблица.15 Состав природного газа

Вещество	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	N ₂	CO ₂	Σ
φ _i , %	97,9	0,6	0,2	0,1	0,8	0,4	100
V _τ , м ³ /ч	94331	578,13	192,71	96,35	770,84	385,42	96354

Расходуется водяного пара:

$96354,48 \cdot 2,83 = 272683,18$ м³/ч

Определяем объемный расход продувочных газов V_x, для чего составляем уравнение:

$V_x \cdot 0,797 / (96354,48 + V_x) = 0,075,$

где 0,797 и 0,075 — объемная доля водорода в продувочных газах и в газе, поступающем на сероочистку, соответственно.

$V_x = 7168,43$ м³/ч;

Массовый расход продувочных газов M_i составляет:

$M_i = 10009,12$ кг/ч

Рассчитываем состав продувочных газов:

Таблица.16 Состав продувочных газов

Вещество	CH ₄	CH ₃ OH	H ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	Σ
φ _i , %	14,36	0,45	79,70	1,6	1,45	2,41	0,03	100
V _τ , м ³ /ч	1437,31	45,04	7977,27	160,15	145,13	241,22	3	10009,12

Суммируя составы природного газа и продувочных газов, определяем состав парогазовой смеси на входе в трубчатую печь (изменением состава смеси в процессе сероочистки пренебрегаем):

Таблица.17 Состав парогазовой смеси

Компоненты смеси	$V_{\tau}, \text{ м}^3/\text{ч}$	$\varphi_i, \%$
CH_4	$94331+1437,31=95768,48$	25,27
C_2H_6	578,13	0,15
C_3H_8	192,71	0,05
C_4H_{10}	96,35	0,03
CH_3OH	45,04	0,01
H_2	7977,27	2,1
N_2	$770,84+160,15=930,99$	0,25
CO	145,13	0,04
CO_2	$385,42+241,22=626,64$	0,17
H_2O	272686	71,94
Σ	379046,79	100

В трубчатой печи протекают реакции:



По реакциям 3 —5:

расходуется водорода: $V_{\text{C}_2\text{H}_6} + V_{\text{C}_3\text{H}_8} \cdot 2 + V_{\text{C}_4\text{H}_{10}} \cdot 3 = 578,13 + 192,71 \cdot 2 + 96,35 \cdot 3 = 1252,6 \text{ м}^3/\text{ч}$;

образуется метана: $V_{\text{C}_2\text{H}_6} \cdot 2 + V_{\text{C}_3\text{H}_8} \cdot 3 + V_{\text{C}_4\text{H}_{10}} \cdot 4 = 578,13 \cdot 2 + 192,71 \cdot 3 + 96,35 \cdot 4 = 2119,79 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Общее количество метана (образующегося и поступающего с парогазовой смесью) равно: $95768,48 + 2119,79 = 97888,27 \text{ м}^3/\text{ч}$.

При степени конверсии метана 0,83 по реакции 1 реагирует метана: $97888,27 \cdot 0,83 = 81247,26 \text{ м}^3/\text{ч}$ (столько же расходуется водяного пара и образуется оксида углерода).

Образуется водорода: $81247,26 \cdot 3 = 243741,78 \text{ м}^3/\text{ч}$

Рассчитываем состав парогазовой смеси после прохождения реакций 1, 3—5:

Таблица.18 Состав ПГС после прохождения реакций 1, 3 – 5

Вещество	$V_{\tau}, \text{ м}^3/\text{ч}$	$\varphi_i, \%$
----------	----------------------------------	-----------------

CH ₄	97888,27 - 81247,26 = 16640,98	3,07
CH ₃ OH	45,04	0,01
H ₂	7977,27 - 1252,6 + 243741,78 = 250466,15	46,3
N ₂	930,99	0,17
CO	145,13 + 81247,26 = 81392,29	15
CO ₂	626,64	0,12
H ₂ O	272686 - 81247,26 = 191439,02	35,4
Σ	541541,11	100

Для уточнения степени конверсии метана рассчитываем константу равновесия K_p реакции 1.

Определяем парциальные давления (в МПа) компонентов смеси по формуле (11):

$$P_n = P \cdot x_n;$$

$$P = 2 \text{ МПа}; T = 750 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$P_{\text{CH}_4} = 0,0614; \quad P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,707; \quad P_{\text{CO}} = 0,3006; \quad P_{\text{H}_2} = 0,9250.$$

Константа равновесия K_p реакции 1 составит:

$$K_p = [P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^3 / (P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}})] \cdot 100$$

$$K_p = [0,3006 \cdot 0,9250^3 / (0,0614 \cdot 0,707)] \cdot 100 = 548$$

где 100 — коэффициент (учитывает различие в единицах измерения давления; в справочниках приведены значения K_p , рассчитанные через парциальные давления, выраженные в атмосферах).

Параллельно с основной эндотермической реакцией 1 (конверсии метана) протекает экзотермическая реакция 2 (конверсии оксида углерода). Протекание реакции 2 (по экспериментальным данным) повышает температуру в зоне катализа на 40—50 °С (Δt уточняется в тепловом расчете). Реакция 2 протекает с заметной скоростью после накопления определенного количества оксида углерода, образовавшегося по реакции 1; затем обе реакции идут параллельно.

С достаточной точностью отношение продуктов конверсии метана по реакции 2 определяется константой равновесия этой реакции при температуре в зоне катализа:

$$t = t_{\text{кон}} - \Delta t/2,$$

где $t_{\text{кон}}$ - температура парогазовой смеси на выходе из зоны катализа, °С;

Δt — повышение температуры в зоне катализа за счет экзотермической реакции 2.

После окончания реакции 1 продолжается реакция 2, которая завершает суммарный процесс конверсии природного газа и определяет состав парогазовой смеси на выходе из трубчатой печи.

Справочное значение константы равновесия K_p при температуре $860 - 45/2 = 837,5$ °С составляет 540,07 [3, табл. 1]. Рассчитанное значение константы равновесия достаточно близко к справочному (погрешность 0,5%), следовательно, степень конверсии метана 0,83 принята, верно.

Для реакции 2 при 860 °С константа равновесия $K_c = 0,8626$ [3, табл.1].

Для определения состава газа на выходе из трубчатой печи принимаем, что по реакции (2) прореагировало x м³/ч оксида углерода. Тогда в момент равновесия в парогазовой смеси содержится (в м³/ч):

оксида углерода: $81392,29 - x$;

водяного пара: $191439,02 - x$;

диоксида углерода: $626,64 + x$;

водорода: $250466,15 + x$;

$$K_c = \frac{[\text{CO}_2] \cdot [\text{H}_2]}{[\text{CO}] \cdot [\text{H}_2\text{O}]} = \frac{(626,64+x) \cdot (250466,15+x)}{(81392,29-x) \cdot (191439,02-x)} = 0,8626$$

$$x_{1,2} = \frac{-243218 \pm \sqrt{243218^2 + 0,1374 \cdot 13283828273}}{0,1374} = 0,8626$$

$$x_1 = 27103 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Рассчитываем состав конвертированного газа на выходе из трубчатой печи:

Таблица.19 Состав конвертированного газа

Сухой газ		φ_i , %
CH ₄	45,04	4,41
CH ₃ OH	$250466,15 + 27103 = 277569,15$	0,01
H ₂	930,99	73,59
N ₂	$81392,29 - 27103 = 54289,29$	0,25
CO	$626,64 + 27103 = 27729,64$	14,39
CO ₂	377205,09	7,35

Σ	191439,02-27103=164336,02	100
Водяной пар	541541,11	--
Σ	16640,98	--

Составляем материальный баланс трубчатой печи:

Таблица.20 Материальный баланс трубчатой печи

Наим-ние веществ	м ³ /ч	%	Наименование веществ	м ³ /ч	%
Газовая смесь, в т.ч.:			Конв-ный газ, в том числе:		
-CH ₄	95768,48	90,84	-CH ₄	16640,98	4,41
-C ₂ H ₆	578,13	1,94	-CH ₃ OH	45,04	0,01
-C ₃ H ₈	192,71	0,82	-H ₂	277569,2	73,59
-C ₄ H ₁₀	96,35	0,18	-N ₂	930,99	0,25
-CH ₃ OH	45,04	0,035	-CO	54289,29	14,39
-H ₂	7977,27	5,00	-CO ₂	27729,64	7,35
-N ₂	930,99	1,11			
-CO	145,13	0,026			
-CO ₂	626,64	0,043			
Итого	106360,74	100	Итого	377205,1	100
Водяной пар	272686	-	Водяной пар	164336,02	-
Итого	379046,79	-		541541,11	-

3.2. Материальный баланс отделения синтеза

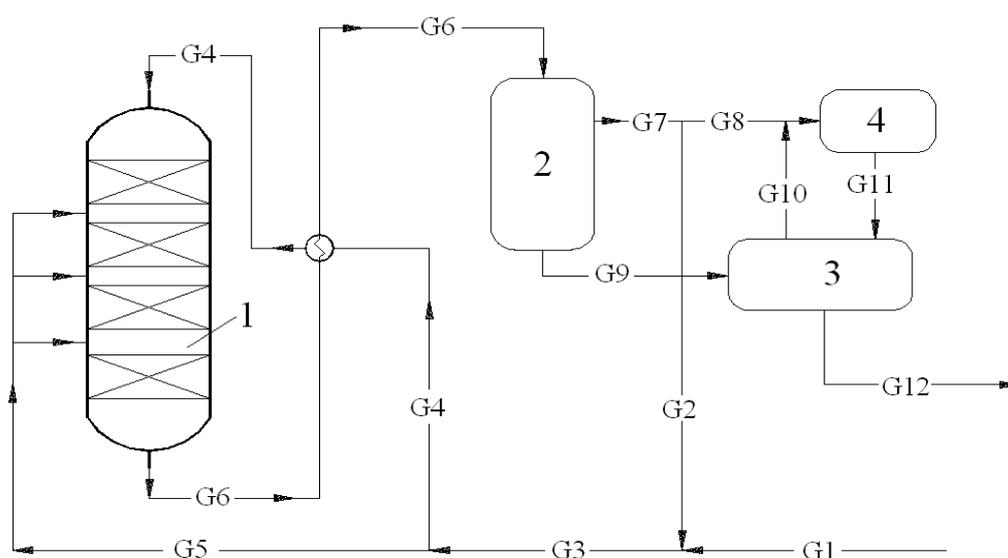


Рисунок 3 - Схема материальных потоков отделения синтеза и ректификации.

где: 1 – реактор синтеза; 2 – сепаратор метанола-сырца; 3 – воздушный холодильник; 4 – емкость для метанола сырца; Потоки: G_1 – синтез-газ; G_2 – циркуляционный газ; G_3, G_6, G_7 – газовая смесь; G_4 – основной поток; G_5 – байпасный газ; G_8 – продувочные газы; G_9, G_{12} – метанол-сырец; G_{10} – танковые газы; G_{11} – возвратный метанол.

Рассчитаем материальный баланс реактора синтеза [24].

Таблица 13- Состав газовой смеси на входе в реактор синтеза (φ_i ; %):

Состав	φ_i , %
CH ₄	10,97
CH ₃ OH	0,47
H ₂	82,48
N ₂	0,92
CO	3,07
CO ₂	2,00
H ₂ O	0,08

Температура, °С: синтеза – 250,

конденсации – 40;

Давление конденсации МПа - 7,5.

Количество образующихся побочных продуктов, кг/1т CH₃OH-ректификата: ДМЭ – 8;

спиртов C₄ – 21.

Объемная доля метанола в циркуляционном газе определяется условиями конденсации и определяется по формуле [24]:

$$\log \varphi_{\text{СНЗОН}} = \frac{6,542 - 1874,1}{T - \lg P_0}, \quad (3.1.1)$$

где P_0 – общее давление в системе, МПа - 7,5;

T - температура конденсации, $T=273+40=313$ К

$$\log \varphi_{\text{СНЗОН}} = \frac{6,542 - 1874,1}{313 - \lg 7,5} = -0,320$$

$$\varphi_{\text{СНЗОН}} = 0,48\%. \quad (3.1.2)$$

Объёмный расход циркуляционного газа $V_{\text{ЦГ}}$ находим из условия сохранения количества метанола при смешении свежего $V_{\text{СВ}}$ и циркуляционного газа:

$$V_{\text{цг}} * 0,0048 + 45 = (V_{\text{цг}} + 377205,1) * 0,0039 \quad (3.1.3)$$

где 0,0048 и 0,0039 – объёмные доли метанола в циркуляционном газе и газе, подаваемом в реактор синтеза;

397404,03 и 45 – объёмные расходы свежего газа и метанола в нём, $\text{м}^3/\text{ч}$.

$$V_{\text{цг}} = 1584555 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объёмный расход газовой смеси на входе в реактор $V_{\text{ВХ}}$:

$$V_{\text{ВХ}} = V_{\text{СВ}} + V_{\text{цг}} = 1584555 + 377205 = 1961760 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (3.1.4)$$

Отсюда рассчитаем состав газовой смеси на входе в реактор синтеза

$$V_i = \sum V_{\text{ВХ}} \cdot \varphi_i, \quad (3.1.5)$$

где $V_{\text{ВХ}}$ – объёмный расход газовой смеси на входе в реактор, $\text{м}^3/\text{ч}$;

φ_i – объёмная доля компонентов смеси, %

Таблица 2 – Состав газовой смеси на входе в реактор (поток G_3)

Вещество	$\varphi_i, \%$	$V_i, \text{м}^3/\text{ч}$	$m, \text{кг}/\text{ч}$
CH_4	10,97	215205,1	153717,93
CH_3OH	0,47	9220,3	13171,86
H_2	82,48	1618059,7	144469,62
N_2	0,92	18048,2	22560,25
CO	3,08	60422,0	75282,5
CO_2	2,00	39235,2	77069,14
H_2O	0,08	1569,4	1261,12
Итого	100	1961760	487532,39

В реакторе необходимо получить 100%-го метанола:

$$109375 \cdot 0,9995 = 109320,31 \text{ кг/ч}$$

С учётом 0,8 % потерь с продувочными и танковыми газами:

$$109320,31 \cdot 1,008 = 110194,87 \text{ кг/ч или } 77136,41 \text{ м}^3/\text{ч}$$

По реакции: 1)

расходуется: CO_2 - $77136,41 \text{ м}^3/\text{ч}$

$$\text{H}_2 - 77136,41 \cdot 3 = 231409,24 \text{ м}^3/\text{ч}$$

образуется: H_2O - $77136,41 \text{ м}^3/\text{ч}$.

По реакции: 2)

образуется: ДМЭ - $8 \cdot 109,375 = 875 \text{ кг/ч}$ или $426,09 \text{ м}^3/\text{ч}$,

расходуется: CO - $426,09 \cdot 2 = 852,17 \text{ м}^3/\text{ч}$;

$$\text{H}_2 - 426,09 \cdot 4 = 1704,35 \text{ м}^3/\text{ч};$$

образуется: H_2O - $426,09 \text{ м}^3/\text{ч}$.

По реакции: 3)

Образуется: $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ - $21 \cdot 109,375 = 2296,88 \text{ кг/ч}$ или $695,27 \text{ м}^3/\text{ч}$;

расходуется: CO - $4 \cdot 695,27 = 2781,08 \text{ м}^3/\text{ч}$;

$$\text{H}_2 - 8 \cdot 695,27 = 5562,16 \text{ м}^3/\text{ч};$$

образуется : H_2O - $3 \cdot 695,27 = 2085,81 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Количество оксида углерода в газе после прохождения реакций:

$$69250,1 - 852,17 - 2781,08 = 65616,87 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По реакции: 4)

реагирует 0,6% CO , что составляет:

$$65616,87 \cdot 0,006 = 393,7 \text{ м}^3/\text{ч};$$

расходуется: H_2 - $3 \cdot 393,7 = 1181,10 \text{ м}^3/\text{ч}$;

образуется CH_4 и H_2O : по $393,7 \text{ м}^3/\text{ч}$ каждого.

Количество оксида углерода после прохождения реакций:

$$65616,87 - 393,7 = 65223,17 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По реакции: 5)

реагирует 75 % CO , что составляет : $65223,17 \cdot 0,75 = 48917,38 \text{ м}^3/\text{ч}$;

расходуется H_2O : $48917,38 \text{ м}^3/\text{ч}$;

образуется CO_2 и H_2 : по $48917,38 \text{ м}^3/\text{ч}$ каждого.

Таблица 14 – Состав газовой смеси на выходе из реактора синтеза
(поток G₆)

Вещество	φ _i , %	V _i , м ³ /ч	m, кг/ч
CH ₄	11,93	215205,1 + 393,7 = 215599	153999,71
CH ₃ OH	4,89	9220,3 + 77136,41 = 86357	123367,14
(CH ₃) ₂ O	0,02	426,1	875,03
C ₄ H ₉ OH	0,03	695,3	2296,97
H ₂	79,47	1618059,7 - 231409,24 - 1704,35 - 5562,16 - 1181,10 + 48917,38 = 1427120	127421,43
N ₂	0,99	18048,2	22560,25
CO	0,41	60422,0 - 852,17 - 2781,08 - 393,7 - 48917,38 = 7282	9102,5
CO ₂	0,70	39235,2 - 77136,41 + 48917,38 = 11016,1	21638,77
H ₂ O	1,57	1569,4 + 77136,41 + 426,09 + 2085,81 + 393,7 - 48917,38 = 32700,4	26277,11
Итого	100,00	1799243,9	487532,39

Таблица 15 – Материальный баланс реактора синтеза

Приход	м ³ /ч	кг/ч	ω, %	Расход	м ³ /ч	кг/ч	ω, %
(поток G ₃)				(поток G ₆)			
CH ₄	215205,1	153717,93	10,97	CH ₄	215599	153970,71	11,93
CH ₃ OH	9220,3	13171,86	0,47	CH ₃ OH	86357	123367,14	4,89
H ₂	1618059,7	144469,62	82,48	H ₂	1427120	127421,43	79,47
N ₂	18048,2	22560,25	0,92	N ₂	18048,2	22560,25	0,99
CO	60226,0	75282,5	3,07	CO	7282	9102,5	0,41
CO ₂	39235,2	77069,14	2,00	CO ₂	11016,1	21638,77	0,70
H ₂ O	1569,4	1261,12	0,08	H ₂ O	32700,4	26277,11	1,57
				(CH ₃) ₂ O	426,1	875,03	0,02
				C ₄ H ₉ OH	695,3	2296,97	0,03
Итого	1961760	487532,39	100	Итого	1799234,9	487532,39	100,

Определяем количество метанола, конденсирующего в сепараторе, и количество растворенных в метаноле газов.

Принимаем, что газы в метаноле-сырце не растворяются, а органические примеси и вода полностью переходят в метанол-сырец. Тогда количество несконденсированных газов равно:

$$V_{\text{НГ}} = V_{\text{см}} - V_{\text{CH}_3\text{OH}} - V_{\text{ДМЭ}} - V_{\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}} - V_{\text{H}_2\text{O}} \quad (3.1.5)$$

$$V_{\text{НГ}} = 1799243,9 - 86357 - 426,09 - 695,27 - 32700,4 = 1679065,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Так как объёмная доля метанола в газовой фазе равна 0,48 % (рассчитана ранее) и воды – 0,025 % , то количество газообразного метанола составит:

$$\frac{1679065,4 \cdot 0,48}{(100,00 - 0,505)} = 8100,83 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\frac{1679065,4 \cdot 0,025}{100 - 0,505} = 422 \text{ м}^3/\text{ч}$$

водяного пара:

где 0,505 – суммарная объёмная доля метанола и воды, %.

Конденсируется:

$$\text{метанола: } 86357 - 8100,83 = 78256,2 \text{ м}^3/\text{ч} (111794,6 \text{ кг/ч})$$

$$\text{воды: } 32700,4 - 422 = 32278,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общее количество несконденсировавшихся газов:

$$1679065,4 + 8100,83 + 422 = 1687588,23 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Определяем парциальное давление (в Па) растворяющихся в жидком метаноле газов:

$$P_i = P \cdot \varphi_i, \quad (3.1.6)$$

где P – общее давление, Па (7,5 МПа);

φ_i – объёмная доля компонента.

$$P_{\text{CH}_4} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,1193 = 8,95 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{H}_2} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,7947 = 59,6 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{N}_2} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,0099 = 0,74 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{CO}} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,0041 = 0,3 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

$$P_{\text{CO}_2} = 7,5 \cdot 10^6 \cdot 0,0007 = 0,5 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

Растворимость компонентов газа в метаноле при давлении 10^5 Па и температуре 40 °С составляет (в м³/ч): CH₄ – 0,375; H₂ – 0,096; N₂ – 0,233;

CO – 0,259; CO₂ – 2,8. Определяем количество растворённых компонентов газа в метаноле-сырце (в м³/ч):

$$\text{CH}_4 = 0,37 \cdot 8,95 \cdot 111,795 = 375,21$$

$$\text{H}_2 = 0,096 \cdot 59,6 \cdot 111,795 = 639,65$$

$$\text{N}_2 = 0,233 \cdot 0,74 \cdot 111,795 = 19,28$$

$$\text{CO} = 0,259 \cdot 0,3 \cdot 111,795 = 8,69$$

$$\text{CO}_2 = 2,8 \cdot 0,5 \cdot 111,795 = 156,51$$

Остаётся в газообразном состоянии (в м³/ч):

$$\text{CH}_4 = 215599 - 375,21 = 215223,8$$

$$\text{H}_2 = 1427120 - 639,65 = 1426480,4$$

$$\text{N}_2 = 18048,2 - 19,28 = 18028,9$$

$$\text{CO} = 7282 - 8,69 = 7273,3$$

$$\text{CO}_2 = 11016,1 - 156,51 = 10904,6$$

Всего: 1677911 м³/ч.

Кроме того, в составе газа содержится:

$$\text{CH}_3\text{OH} = \frac{1677911 \cdot 0,48}{100 - 0,505} = 8095,26 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{1677911 \cdot 0,025}{100 - 0,505} = 421,63 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Конденсируется :

$$\text{CH}_3\text{OH} = 86357 - 8095,26 = 78261,74 \text{ м}^3/\text{ч} \text{ или } 11802,49 \text{ кг/ч}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 32700,4 - 421,63 = 32278,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общее количество несконденсировавшихся газов:

$$1679065,4 + 8095,26 + 422 = 1687582,66 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Рассчитываем состав метанола-сырца:

Расчет ведем по следующим формулам [26]:

$$\varphi_i = (V_i \cdot 100) / \Sigma V_i \quad (3.1.7)$$

$$m_i = (V_i / 22,4) \cdot M \quad (3.1.8)$$

$$\omega_i = (m_i \cdot 100) / \Sigma m_i \quad (3.1.9)$$

Таблица 16 - Состав метанола-сырца (поток G₉)

Вещество	M, кг/кмоль	V _i , м ³ /ч	φ _i , %	m _i , кг/ч	ω _i , %
CH ₄	16	375,21	0,33	268	0,19
CH ₃ OH	32	78261,74	69,34	110802,48	78,96
(CH ₃) ₂ O	46	426,09	0,38	875,00	0,62
Спирты C ₄	74	695,27	0,62	2296,97	1,62
H ₂	2	639,65	0,57	57,1	0,04
N ₂	28	19,28	0,02	24,1	0,02
CO	28	8,69	0,01	10,86	0,01
CO ₂	44	156,51	0,14	307,43	0,22
H ₂ O	18	32278,8	28,6	25938,32	18,32
Итого		112861,3	100	141580,26	100

Рассчитываем состав газовой смеси после сепаратора:

Таблица 17 – Состав газовой смеси после сепаратора (поток G₇)

Вещество	V _i , м ³ /ч	φ _i , %
CH ₄	215223,8	12,75
CH ₃ OH	8095,26	0,48
H ₂	1426480,4	84,53
N ₂	18028,9	1,06
CO	7273,3	0,44
CO ₂	10904,6	0,65
H ₂ O	421,63	0,02
Итого	1687582,66	100

Таблица 18 – Материальный баланс сепаратора

Приход	м ³ /ч	кг/ч	ω, %	Расход	м ³ /ч	кг/ч	ω, %
(поток G ₆)				(поток G ₇)			
CH ₄	215559	153970,71	11,93	CH ₄	215223,8	153731,3	12,75
CH ₃ OH	86357	123367,14	4,89	CH ₃ OH	8095,26	11564,6	0,48
H ₂	1427120	127421,43	79,47	H ₂	1426480,4	127364,32	84,53
N ₂	18048,2	22560,25	0,99	N ₂	18028,9	22536,12	1,06
CO	7282	9102,5	0,41	CO	7273,3	9091,62	0,44
CO ₂	11016,1	21638,77	0,70	CO ₂	10904,6	21419,75	0,65
H ₂ O	32700,4	26277,11	1,57	H ₂ O	421,63	338,81	0,02
(CH ₃) ₂ O	426,1	875,03	0,02				
C ₄ H ₉ OH	695,3	2296,97	0,03				
Итого	1799234,9	487532,39	100	Итого	1687582,66	346046,62	100
				(поток G ₉)			
				CH ₄	375,21	268	0,19
				CH ₃ OH	78261,74	110802,48	78,96
				H ₂	639,65	487532,39	0,04
				N ₂	19,28	57,1	0,02
				CO	8,69	24,1	0,01
				CO ₂	156,51	10,86	0,22
				H ₂ O	32278,8	307,43	18,32
				(CH ₃) ₂ O	426,09	875,00	0,62
				C ₄ H ₉ OH	695,27	2296,97	1,62
				Итого	112861,3	141580,26	100
Итого	1799234,9	487532,39	100	Итого	1800443,96	487532,39	100

Расход циркуляционного газа составляет $V_{\text{ЦГ}} = 1584555 \text{ м}^3/\text{ч}$ (рассчитано ранее), следовательно, расход продувочных газов равен:

$$V_{\text{ПВ}} = 1687582,66 - 1584555 = 103027,66 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (3.1.10)$$

Рассчитываем состав продувочных газов по компонентам:

Таблица 19 – Состав продувочных газов

Вещество (поток G ₈)	V _i , м ³ /ч	φ _i , %
CH ₄	13136,0	12,75
CH ₃ OH	494,53	0,48
H ₂	87089,28	84,6
N ₂	1092,1	1,06
CO	453,32	0,44
CO ₂	669,68	0,65
H ₂ O	20,6	0,02
Итого	103027,66	100

Состав циркуляционного газа(поток 2) определяем по разности газовой смеси после сепаратора (поток G₇) и продувочных газов (поток G₈)

Таблица 20 – Состав циркуляционных газов

Вещество (поток G ₂)	V _i , м ³ /ч	φ _i , %
CH ₄	215223,8-13136,0=202087,8	12,75
CH ₃ OH	8095,26-494,53=7600,73	0,48
H ₂	1426480,4-87089,28=1339391	84,53
N ₂	18028,9-1092,1=16936,8	1,06
CO	7273,3-453,32=68719,98	0,44
CO ₂	10904,6-669,68=10234,92	0,65
H ₂ O	421,63-20,6=401,03	0,02
Итого	1584555,00	100

Определяем расход и состав свежего газа, который должен компенсировать затраты на реакцию синтеза метанола и побочные реакции, потери при продувке и растворении в жидком метаноле (поток 1).

Таблица 21 – Расход и состав свежего газа

Вещество (поток G ₁)	V _i , м ³ /ч	φ _i , %
CH ₄	375,21+13136,0-393,7 =13110,21	3,5
CH ₃ OH	45,00	0,01
H ₂	231409,24 +1704,35 +5562,16 +1181,10+639,35+ 87089,28-48917,38 =278667,22	74,23
N ₂	19,28+1092,1=1111,38	0,29
CO	852,17 +2781,08+393,7+ 48917,38 +8,69+453,32=53406,28	14,23
CO ₂	77136,41-48917,38+669,68+156,51=29045,3	7,7
H ₂ O	48917,38 +32278,8+20,6 -77136,41 -426,09-2085,81-393,7 =1,92	0,00
Итого	377205,1	100,00

Определяем состав производственного метанола-сырца. Потери метанола с продувочными и танковыми газами составляют:

$$Q_{\text{пот}} = 110194,88 - 109320,31 = 874,56 \text{ кг/ч}$$

С продувочными газами теряется $495 \text{ м}^3/\text{ч}$ или $707,14 \text{ кг/ч}$;

с танковыми газами:

$$Q_{\text{пот}} = 875 - 707,14 = 168 \text{ кг/ч или } 118,1 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Остается в сборнике жидкого метанола:

$$110802,48 - 168 = 110634,48 \text{ кг/ч}$$

Дополнительно поступает со свежим газом метанола:

$$110634,48 - 109320,31 = 131,41 \text{ кг/ч или } 91,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Кроме метанола в танковые газы переходит:

75 % растворённого CO_2 , что составляет

$$156,51 \cdot 0,75 = 117,38 \text{ м}^3/\text{ч или } 230,57 \text{ кг/ч}$$

100% растворённых в метаноле-сырце газов (CH_4 , H_2 , CO , N_2);

50% диметилового эфира, что составляет $213,05 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Объёмная доля водяных паров в танковых газах равна 0,03 %.

Количество сухого газа:

$$118,1 + 117,38 + 375,21 + 639,65 + 19,28 + 8,69 + 213,05 = 1491,36 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Общее количество танковых газов с учётом водяного пара:

$$\frac{1491,36 \cdot 100}{100 - 0,03} = 1491,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество водяного пара:

$$1491,8 - 1491,36 = 0,45 \text{ м}^3/\text{ч или } 0,35 \text{ кг/ч}$$

Рассчитываем состав танковых газов.

Таблица 22 - Состав танковых газов

Вещество (поток G_{10})	$V_i, \text{ м}^3/\text{ч}$	$\varphi_i, \%$
CH_4	375,21	24,5
CH_3OH	118,1	7,71
$(\text{CH}_3)_2\text{O}$	213,05	13,92
H_2	639,65	41,8
N_2	19,28	1,26
CO	8,69	0,57

CO ₂	156,51	10,23
H ₂ O	0,45	0,03
Итого:	1530,0	100,00

Танковые и продувочные газы смешиваются, охлаждаются захоложенной водой, сконденсировавшийся метанол возвращается в сборник. Степень конденсации метанола из смеси газов равна 75 %, следовательно, возвращается в сборник:

$$875 \cdot 0,75 = 656 \text{ кг/ч метанола}$$

Всего поступает в сборник жидкого метанола:

$$110802,48 - 168 + 656 = 110291 \text{ кг/ч}$$

Следовательно, избыток метанола составляет:

$$Q_{\text{ном}} = 110291 - 109320,31 = 971 \text{ кг/ч}$$

Или
$$\frac{971 \cdot 100}{110291} = 0,76\%$$

и представляет собой безвозвратные потери на стадии ректификации метанола-сырца.

Таблица 23 – Состав производственного метанола-сырца

Вещество (поток G ₁₂)	m _i , кг/ч	ω, %
CH ₃ OH	110291	79,34
(CH ₃) ₂ O	213,05	0,15
Спирты C ₄	2296,97	1,65
CO ₂	183,92	0,13
H ₂ O	25938,32	18,67
Итого	138923,26	100

3.3. Материальный баланс колонны предварительной ректификации

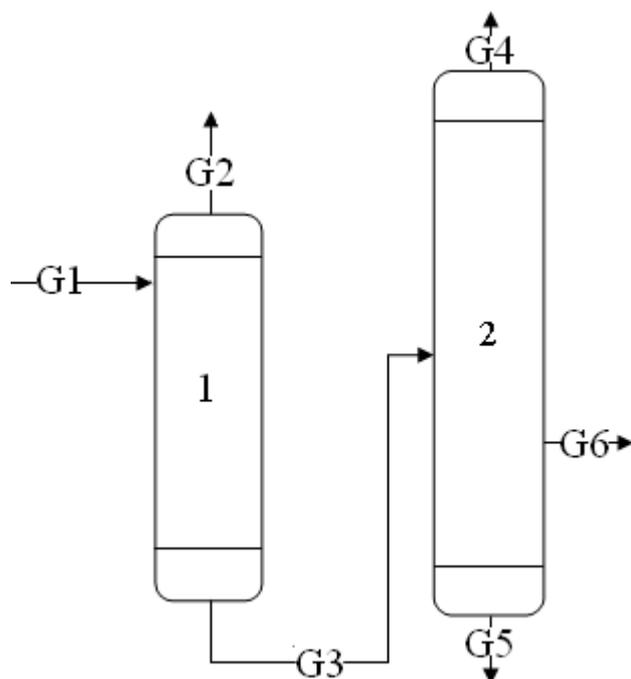


Рисунок 4 - Блок-схема узла ректификации метанола-сырца.

где: 1 – колонна предварительной ректификации; 2 – колонна основной ректификации; G_1 – метанол - сырец; G_2 – легкая фракция; G_3 – кубовый продукт; G_4 – метанол - ректификат; G_5 – кубовый остаток; G_6 – фракция метанол – масло – вода.

Рассчитаем колонну предварительной ректификации [30]

Расход питательной смеси $G_F = 109375$ кг/ч.

Таблица 25- Состав исходной смеси, поступающей в колонну предварительной ректификации

Компонент	%, массовые
Метанол	79,75
Вода	16,358
Изобутанол	0,258
Диоксид углерода	0,1651
ДМЭ	0,102

Согласно заводским данным имеем состав кубового остатка и дистиллята колонны предварительной ректификации.

Таблица 26 – Состав кубового остатка

Компонент	%, массовые
Метанол	83,255
Вода	16,485
Изобутанол	0,26

Таблица 27 – Состав дистиллята

Компонент	%, массовые
Метанол	99,6065
Диоксид углерода	0,226
ДМЭ	0,130

Составим уравнение материального баланса колонны:

$$\left\{ \begin{array}{l} G_F = G_D + G_W \\ G_F \times X_F = G_D \times X_D + G_W \times X_W \end{array} \right. \quad (3.1.13)$$

где G_F и G_D – массовые расходы питания и кубового остатка колонны,
 X_F, X_D, X_W – массовые доли компонентов смеси.

Находим:

$$G_D = G_F \cdot \frac{X_F - X_W}{X_D - X_W} \quad (3.1.14)$$

$$G_D = 109375 \cdot \frac{0,8311 - 0,8255}{0,9961 - 0,8255} = 3587,5 \text{ кг/ч}$$

тогда:

$$G_W = G_F - G_D \quad (3.1.15)$$

$$G_W = 109375 - 3587,5 = 105787,5 \text{ кг/ч}$$

Находим расход каждого компонента по формуле:

$$G_{\text{компа}} = G_i \cdot X_i, \quad (3.1.16)$$

где G_i – расход смеси, кг/ч;

X_i – массовая доля компонента.

Дистиллят:

$$G_D = G_D \cdot X_D \quad (3.1.17)$$

– Метанол $G_D = 3587,5 \cdot 0,9961 = 3573,51 \text{ кг/ч}$

– Диоксид углерода $G_D = 3587,5 \cdot 0,0023 = 8,2513 \text{ кг/ч}$

– ДМЭ $G_D = 3587,5 \cdot 0,0013 = 4,6638 \text{ кг/ч}$

Кубовый остаток:

$$G_W = G_W \cdot X_W \quad (3.1.18)$$

– Метанол $G_W = 105787,5 \cdot 0,83255 = 88073,38 \text{ кг/ч}$

– Вода $G_w = 105787.5 \cdot 0,16485 = 17439.07 \text{ кг/ч}$

– Изобутанол $G_w = 105787.5 \cdot 0,0026 = 275.048 \text{ кг/ч}$

Проверяем:

$$G_F = G_w + G_D \quad (3.1.19)$$

$$109375 = 3587.5 + 105587.5$$

Сводим материальный баланс в таблицу

Таблица 28- Материальный баланс колонны предварительной ректификации

Приход	M _i , кг /кмоль	кг/ч	m, %	Кмоль/ч	x _i , %	Расход	кг/ч	m, %	Кмоль/ч	x _i , %	
	Метанол - сырец						Дистиллят				
CH ₃ OH	32	90897,2	83,106	2840,54	73,87	CH ₃ OH	3573,51	99,61	111,672	93,09	
H ₂ O	46	17891,5	16,358	993,98	25,85	CO ₂	8,2513	0,226	0,1875	0,156	
i-BuOH	74	282,19	0,258	3,81	0,09	DME	4,6638	0,130	0,1014	0,084	
CO ₂	44	180,58	0,1651	4,1	0,106	Итого:	3587,55	100	119,961	100	
DME	18	111,56	0,102	2,43	0,06		Кубовый остаток				
Итого:		109375	100	3844,81	100	CH ₃ OH	88073,38	83,25	2752,29	71,58	
						H ₂ O	17439,07	16,48	968,84	25,19	
						i-BuOH	275,048	0,26	3,72	0,09	
						Итого:	105587,5	100	4847,71	100	
Всего:		109375		3844,81		Всего:	109375		3844,81		

3.4. Материальный баланс колонны основной ректификации

Потоки основной колонны ректификации (по заводским данным, x_i , %):

Компонент	G4	G14	G17	G13
Вода	16,485	99,98	31,51	0,05
Метанол	83,255	0,02	56,04	99,95
Изобутанол	0,26		12,45	
Итого	100,0	100,0	100,0	100,0

Пересчитаем состав фаз из мольных долей в массовые [24]

Для материального расчета необходимо перевести мольные доли в массовые. Пересчет осуществляется по формуле:

$$\bar{x} = \frac{\frac{x}{M_{\text{ннк}}}}{\frac{x}{M_{\text{ннк}}} + \frac{1-x}{M_{\text{внк}}}} \quad (3.1.20)$$

где $M_{\text{вк}}$ и $M_{\text{нк}}$ - молярные массы низкокипящего и высококипящего компонентов соответственно [г/моль];

x и \bar{x} - соответственно мольная и массовая доля низкокипящего компонента в исходной смеси, кубовом остатке и дистилляте.

Низкокипящий компонент – вода $M_{\text{в}}=18$ г/моль

Высококипящий компонент - метанол $M_{\text{м}}= 32$ г/моль.

Пересчет массовых долей в мольные:

Исходная смесь:

$$\bar{x}_f = \frac{\frac{x_f}{M_{\text{м}}}}{\frac{x_f}{M_{\text{м}}} + \frac{1-x_f}{M_{\text{в}}}} = \frac{\frac{0,83255}{32}}{\frac{0,83255}{32} + \frac{1-0,83255}{18}} = 0,7386 \text{ кмоль / кмоль}$$

Дистиллят:

$$\bar{x}_p = \frac{\frac{x_p}{M_{\text{м}}}}{\frac{x_p}{M_{\text{м}}} + \frac{1-x_p}{M_{\text{в}}}} = \frac{\frac{0,9995}{32}}{\frac{0,9995}{32} + \frac{1-0,9995}{18}} = 0,9992 \text{ кмоль / кмоль}$$

Кубовый остаток:

$$\bar{x}_w = \frac{\frac{x_w}{M_m}}{\frac{x_w}{M_m} + \frac{1-x_w}{M_e}} = \frac{\frac{0,0002}{32}}{\frac{0,0002}{32} + \frac{1-0,0002}{18}} = 0,0011 \text{ кмоль / кмоль}$$

Составим систему уравнений для колонны основной ректификации:

$$G_4 = G_{14} + G_{13} + G_{17} \quad (3.1.21)$$

$$G_4 \cdot x_4^{H_2O} = G_{14} \cdot x_{14}^{H_2O} + G_{13} \cdot x_{13}^{H_2O} + G_{17} \cdot x_{17}^{H_2O} \quad (3.1.22)$$

$$G_4 \cdot x_4^{CH_3OH} = G_{13} \cdot x_{13}^{CH_3OH} + G_{14} \cdot x_{14}^{CH_3OH} + G_{17} \cdot x_{17}^{CH_3OH} \quad (3.1.23)$$

$$G_4 \cdot x_4^{BuOH} = G_{17} \cdot x_{17}^{BuOH} \quad (3.1.24)$$

Тогда:

$$G_4 \cdot 0,16485 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005 + G_{17} \cdot 0,3151$$

$$G_4 \cdot 0,83255 = G_{14} \cdot 0,0002 + G_{13} \cdot 0,9995 + G_{17} \cdot 0,5604$$

$$G_4 \cdot 0,0026 = G_{17} \cdot 0,1245$$

Так как изобутанол входит только в исходный состав и состав сивушного масла, тогда:

$$G_4 = G_{17} \cdot \frac{0,1245}{0,0026}$$

$$G_4 = G_{17} \cdot 47,88$$

Заменяем в системе уравнений G_4 на G_{17} :

$$G_{17} \cdot 47,88 \cdot 0,16485 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005 + G_{17} \cdot 0,3151$$

$$G_{17} \cdot 47,88 \cdot 0,83255 = G_{14} \cdot 0,0002 + G_{13} \cdot 0,9995 + G_{17} \cdot 0,5604$$

$$G_{17} \cdot 7,893 - G_{17} \cdot 0,3151 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005$$

$$G_{17} \cdot 39,862 - G_{17} \cdot 0,5604 = G_{14} \cdot 0,0012 + G_{13} \cdot 0,9995$$

$$G_{17} \cdot 7,5779 = G_{14} \cdot 0,9998 + G_{13} \cdot 0,0005$$

$$G_{17} \cdot 39,3 = G_{14} \cdot 0,0012 + G_{13} \cdot 0,9995$$

$$G_{14} = G_{17} \cdot 7,5814 + G_{13} \cdot 0,0005$$

Расход дистиллята:

$$G_{13} = 109375 \text{ кг/ч}$$

$$\text{Тогда} \quad G_{14} = G_{17} \cdot 7,5814 - 109375 \cdot 0,0005$$

$$G_{14} = G_{17} \cdot 7,5814 - 53,798$$

Сивушное масло:

$$G_{17} \cdot 39,30 = (G_{17} \cdot 7,5814 - 53,798) \cdot 0,0002 + 109375 \cdot 0,9995$$

$$G_{17} = 2736,6 \text{ кг/ч}$$

Кубовый остаток:

$$G_{14} = G_{17} \cdot 7,5814 - 53,798$$

$$G_{14} = 20693,46 \text{ кг/ч}$$

Данные сводим в таблицу.

Таблица 29-Материальный баланс колонны основной ректификации

приход	кг/кмоль	кг/ч	Кмоль/ч	$x_i, \%$	расход	кг/ч	Кмоль/ч	$x_i, \%$
Исходный компонент(4)					Дистиллят(13)			
CH ₃ OH	32	109086,58	3408,96	83,255	CH ₃ OH	109243,2	3360,73	99,95
H ₂ O	18	21599,81	1199,99	16,485	H ₂ O	53,8	2,99	0,05
i-BuOH	74	340,67	4,6	0,26				
Итого:		131027,06	4613,55	100	Итого:	109375	3363,72	100
					Кубовый остаток			
					CH ₃ OH	4,139	0,129	0,02
					H ₂ O	20689,46	1149,41	99,98
					Итого:	20693,46	1149,54	100
					Поток 17			
					CH ₃ OH	1635,56	51,11	56,04
					H ₂ O	828,97	46,05	31,51
					i-BuOH	272,07	3,677	12,45
					Итого:	2736,6	100,84	100
Всего:		131027,06	4613,55		Всего:	131027,06	4613,55	

Производительность колонны по дистилляту P и кубовому остатку W найдем из уравнения материального баланса:

$$F = P + W, \quad (3.1.25)$$

$$F \bar{x}_f = P \bar{x}_p + W \bar{x}_w, \quad (3.1.26)$$

$$W = \frac{F(\bar{x}_p - \bar{x}_f)}{\bar{x}_p - \bar{x}_w} = \frac{29,9 \cdot (0,9995 - 0,83255)}{0,9995 - 0,0002} = 4,96 \text{ кг/ч}$$

$$P = F - W = 29,9 - 4,96 = 24,94 \text{ кг/ч}$$

$$\text{Мольный расход смеси: } F = \frac{x_p - x_w}{x_f - x_w} = \frac{0,9992 - 0,0011}{0,7386 - 0,0011} = 1,35$$

3.2 Тепловой баланс

3.2.1 Тепловой баланс реактора синтеза

Тепловой цикл реактора синтеза метанола [26].

Цикл работы реактора по регламенту состоит из операций:

1. Подача реакционной массы -210 °С (1 час)
2. Процесс синтеза метанола при 210 °С (2 часа)
3. Выгрузка реакционной массы при 240 °С (0,5 часа)

И выражается нижеприведенным графиком

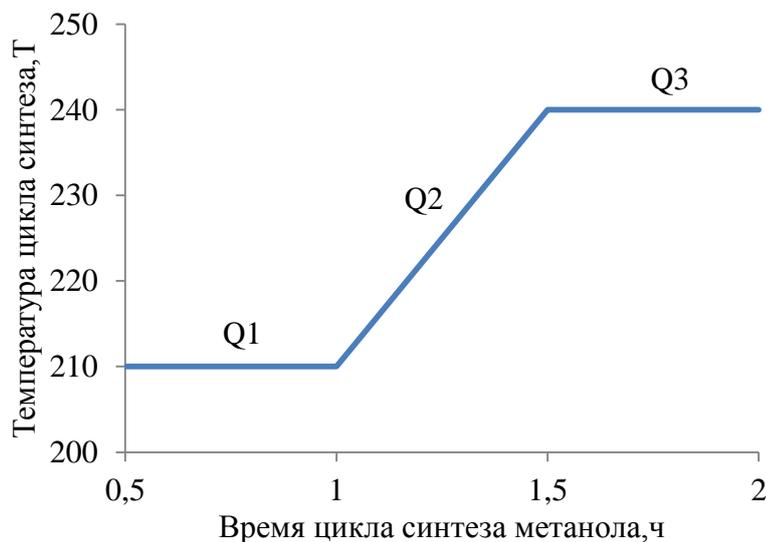


Рис.5- Тепловой цикл синтеза метанола

Цель расчёта – определение расхода холодного (байпасного) газа, который необходимо ввести в реактор на второй, третий и четвертый слои для обеспечения теплового режима аппарата [24].

Исходные данные:

Количество газовой смеси на входе в реактор синтеза

$$\frac{1959942,3}{2 \cdot 3600} = 272,21 \text{ м}^3/\text{с}$$

Количество газовой смеси на выходе из реактора синтеза

$$\frac{1875827,84}{2 \cdot 3600} = 260,53 \text{ м}^3/\text{с}$$

Температура:

1. газовой смеси на входе в реактор, °С – 210;
2. газовой смеси на выходе из реактора, °С - 240;
3. холодной (байпасной) газовой смеси, °С – 45.

Максимальный расход холодного (байпасного) газа составляет до 60 % от поступающего в реактор газа.

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_{\text{пот}} \quad (3.2.1)$$

где: Q_1 и Q_3 – тепловые потоки газовой смеси на входе в реактор и выходе из него соответственно, кВт;

Q_2 – теплота экзотермических реакций, кВт;

$Q_{\text{пот}}$ – теплопотери в окружающую среду, кВт.

Рассчитываем теплоёмкости смеси при температурах:

$$T_1 = 45 + 273 = 318 \text{ К};$$

$$T_2 = 210 + 273 = 483 \text{ К};$$

$$T_3 = 240 + 273 = 513 \text{ К}.$$

Находим значения теплоемкостей [26]

$$C_p^0 = a + bT + c \cdot T^2 \quad (\text{для простых веществ}) \quad (3.2.2)$$

$$C_p^0 = a + bT + cT^2 \quad (\text{для органических веществ}) \quad (3.2.3)$$

$$C_{\text{см}} = \frac{C_i}{22,4} \cdot \varphi_i \quad (3.2.4)$$

где φ_i – объёмная доля компонента в смеси, %;

C_i - теплоёмкость газовой смеси, кДж/м³·К,

Таблица 30 – Расчет теплоёмкости газовой смеси при температурах

Вещество	φ_i , %	C_i	$C_{\text{см}}$	C_i	$C_{\text{см}}$	φ_i , %	C_i	$C_{\text{см}}$
	T = 483 К			T = 318 К		T = 513 К		
CH ₄	10,97	46,31	0,2268	36,30	0,1778	11,93	48,03	0,2558
CH ₃ OH	0,47	58,85	0,0123	45,59	0,0096	4,89	61,08	0,1333
(CH ₃) ₂ O						0,02	95,07	0,0010
C ₄ H ₉ OH						0,03	164,44	0,0022

H ₂	82,48	29,07	1,0704	28,81	1,061	79,47	29,14	1,0034
N ₂	0,92	29,94	0,0123	29,24	0,012	0,99	30,07	0,0133
CO	3,07	30,19	0,0414	29,26	0,040	0,41	30,34	0,006
CO ₂	2,00	44,85	0,04	38,57	0,034	0,7	45,53	0,0142
H ₂ O	0,08	35,31	0,0013	33,73	0,0012	1,57	35,62	0,025
Итого	100	-	1,4045	-	1,3356	100	-	1,4848

Определяем тепловые потоки Q₁ и Q₃:

$$Q_1 = (G_{\text{вх. см.}} - G_{\text{хг}}) \cdot (C_{\text{г}} \cdot \varphi_{\text{г}}) \cdot t_{\text{г}} + (C_{\text{хг}} \cdot \varphi_{\text{хг}}) \cdot t_{\text{хг}}$$

где Q₁ – тепловой поток, Вт;

G_{вх. см.} – объёмный расход смеси на входе в реактор, м³/с;

G_{хг} – количество холодного (байпасного) газа, м³/с;

φ_г, φ_{хг} – объёмная доля компонента в смеси, %;

$$G_{\text{вх. см.}} = 272,71 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$\begin{aligned} Q_1 &= (272,71 - G_{\text{х}}) \cdot 1,4045 \cdot 210 + G_{\text{х}} \cdot 1,3356 \cdot 45 = \\ &= 80285,62 - 294,94 G_{\text{х}} + 60,102 G_{\text{х}} = 80285,62 - 234,84 G_{\text{х}}; \end{aligned}$$

$$Q_3 = 260,53 \cdot 1,4848 \cdot 240 = 92840,38 \text{ кВт}$$

Находим по справочнику значения энтальпий образования соединений ΔH⁰₂₉₈ и рассчитываем теплоты реакций (в кДж/моль):

$$\Delta H_{298}^0(\text{CH}_4) = -74,85.$$

$$\Delta H_{298}^0(\text{CH}_3\text{OH}) = -201,00$$

$$\Delta H_{298}^0((\text{CH}_3)_2\text{O}) = -184,05;$$

$$\Delta H_{298}^0(\text{H}_2) = 0;$$

$$\Delta H_{298}^0(\text{CO}) = -110,53;$$

$$\Delta H_{298}^0(\text{CO}_2) = -393,51;$$

$$\Delta H_{298}^0(\text{H}_2\text{O}) = -241,81;$$

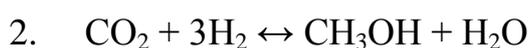
$$\Delta H_{298}^0(\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}) = -274,43;$$

Находим теплоты реакций:

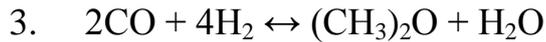
$$\Delta H_{298}^0 = \sum \Delta H_{298(\text{прод})}^0 - \sum \Delta H_{298(\text{исх})}^0$$



$$\Delta H_{298}^0 = (-393,51) - (-110,53) - (-241,81) = -41,17 \text{ кДж/моль};$$



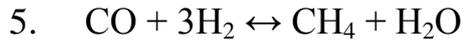
$$\Delta H_{298}^0 = (-241,81) + (-201,00) - (393,51) = -49,30 \text{ кДж/моль};$$



$$\Delta H_{298}^0 = (-241,81) + (-184,05) - 2(-110,53) = -204,80 \text{ кДж/моль};$$



$$\Delta H_{298}^0 = 3(-241,81) + (-274,43) - 4(-110,53) = -557,74 \text{ кДж/моль};$$



$$\Delta H_{298}^0 = (-74,85) + (-241,81) - (-110,53) = -206,13 \text{ кДж/моль}.$$

$$Q_2 = 1000 \cdot q_m \cdot n \quad (3.2.5)$$

где q_m – теплота химической реакции, кДж/моль;

n – количество вещества вступившего в реакцию, кмоль/с.

$$\begin{aligned} Q_2 &= 1000 \cdot (69990 \cdot 41,17 + 75625 \cdot 49,30 + 418 \cdot 204,80 + 240 \cdot 409,65 + 682 \cdot 557,74 + 724 \cdot 206,13) = \\ &= 7225023900 \text{ кДж/ моль} \cdot \text{с} \\ Q_2 &= \frac{7225023900}{2 \cdot 3600 \cdot 22,4} = 44792,02 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Принимаем, что теплотери в окружающую среду составляют 3 % от общего прихода теплоты:

$$Q_{\text{пот}} = (Q_1 + Q_2) \cdot 0,03 = 0,03 \cdot (80285,62 - 234,84 G_x + 44798,02) = 3752,51 - 7,04 G_x \text{ кВт}$$

Объемный расход холодного (байпасного) газа находим из уравнения теплового баланса реактора:

$$\begin{aligned} 80285,62 - 234,84 G_x + 44798,02 &= 92840,38 - 3752,55 \\ 125083 - 234,84 G_x &= 89087,83 \\ G_x &= 153,23 \text{ м}^3/\text{с} \text{ или } 551800,87 \text{ м}^3/\text{ч} \end{aligned}$$

что составляет:

$$\frac{100 \cdot 153,23}{272,21} = 56,29\%$$

от общего объемного расхода газа.

Объемный расход основного потока:

$$G_{\text{оп}} = G_{\text{вх}} - G_x = 272,21 \cdot 3600 - 551800,87 = 428155,13 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Проверим уравнение теплового баланса

$$\begin{aligned} Q_1 &= 80285,62 - 234,84 \cdot G_x = 80285,62 - 234,84 \cdot 153,23 = 50716,13 \text{ кВт} \\ Q_{\text{пот}} &= 3752,51 - 7,04 \cdot 153,23 = 2673,77 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Составим тепловой баланс реактора синтеза:

Таблица 31 - Тепловой баланс реактора синтеза

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
Тепловой поток газовой смеси на входе	50716,43	53,1	Тепловой поток газовой смеси на выходе	92840,38	97
Теплота экзотермической реакции	44798,02	46,9	Теплопотери в окружающую среду	2673,77	3
Итого	95514,15	100	Итого	95514,15	100

Известно, что на каждую полку реактора поступает определенное количество байпасного газа:

№ полки	I	II	III	IV	Итого
ω , %	10,47	26,76	30,90	31,86	100
Расход, м ³ /с	16,04	41,00	47,35	48,82	153,23

Рассчитываем количество тепла с холодным байпасом по Iсл. (кДж/моль):

$$Q = V_i \cdot C_{см} \cdot t \quad (3.2.7)$$

$$Q_1^I = 16,04 \cdot 1,3356 \cdot 45 = 964,04 \text{ кВт}$$

Рассчитываем количество тепла с холодным байпасом по IIсл. (кДж/моль):

$$Q_1^{II} = 41,00 \cdot 1,3356 \cdot 45 = 2464,19 \text{ кВт}$$

Рассчитываем количество тепла с холодным байпасом по IIIсл. (кДж/моль):

$$Q_1^{III} = 47,35 \cdot 1,3356 \cdot 45 = 2845,83 \text{ кВт}$$

Рассчитываем количество тепла с холодным байпасом по IVсл. (кДж/моль):

$$Q_1^{IV} = 48,82 \cdot 1,3356 \cdot 45 = 2934,18 \text{ кВт}$$

Рассчитываем количество тепла с основным потоком Iсл. (кДж/моль):

$$Q_{оп} = 153,23 \cdot 1,4045 \cdot 210 = 45194,42 \text{ кВт}$$

Таблица 32- Тепловой баланс реактора синтеза

Приход	кВт	%	Расход	кВт	%
С основным потоком	45194,42	50,27	С газом на выходе из реактора	92840,38	97,00

С холодными байпасами I слоя	964,04	1,09	Теплопотери в окружающую среду	2673,77	3,00
С холодными байпасами II слоя	2464,19	2,77			
С холодными байпасами III слоя	2845,83	3,20			
С холодными байпасами IV слоя	2934,18	3,30			
Тепло экзотермической реакции	44798	42,60			
Итого	95514,15	100	Итого	95514,15	100,00

3.2.2 Тепловой баланс колонны предварительной ректификации

Тепловой баланс ректификационной колонны непрерывного действия составляется для определения расхода греющего пара на процесс ректификации.

Приход теплоты:

С исходной смесью: $Q_F = F \cdot i_f$, (3.2.8)

С флегмой: $Q_\Phi = \Phi \cdot i_\Phi$ (3.2.9)

С теплоносителем: $Q_{ГП}$. (3.2.10)

Расход тепла:

С кубовым остатком: $Q_W = W \cdot i_w$, (3.2.11)

С парами, выходящими из колонны: $Q_{(D+\Phi)} = (D+\Phi) \cdot I$, (3.2.12)

Потери в окружающую среду: Q_Π ; (3.2.13)

Таким образом, уравнение теплового баланса:

$$Q_{ГП} + Q_F + Q_\Phi = Q_{(D+\Phi)} + Q_W + Q_\Pi, \quad (3.2.14)$$

где W, Φ – количество остатка и флегмы, кг/ч;

$(D+\Phi)$ – количество уходящих из аппарата паров, кг/ч;

I – энтальпия паров, кДж/кг;

i_f, i_w и i_Φ — энтальпия смеси, остатка и флегмы, кДж/кг.

Подставив в уравнение $F = W+D$, $(D+\Phi) = D \cdot (R+1)$ и $\Phi = D \cdot R$,

получим:

$$Q_{ГП} + (W+D) \cdot i_f + D \cdot R \cdot i_\Phi = D \cdot (R+1) \cdot I + W \cdot i_w + Q_\Pi \quad (3.2.15)$$

Решая уравнение относительно $Q_{\text{кип}}$, находим расход тепла в кипятильнике:

$$Q_{\text{кип}} = D \cdot (I - i_F) + D \cdot R \cdot (I - i_{\Phi}) + W \cdot (i_W - i_F) + W_s \cdot (i_{WS} - i_F) + Q_{\Pi} \quad (3.2.14)$$

Тепло, подводимое в кипятильник, затрачивается на испарение дистиллята, флегмы и нагревание остатка до температуры кипения $[W \cdot (i_W - i_F)]$, а также на потери теплоты в окружающую среду.

Энтальпия паров, выходящих из колонны составляет $I = r_{\Phi} + c_{\Phi} \cdot t_{\Phi}$, где $r_{\Phi} = r_D$ — теплота испарения флегмы. Разность $(I - i_{\Phi}) = r_{\Phi}$ и член $D \cdot R \cdot (I - i_{\Phi})$ в уравнении может быть заменен на $D \cdot R \cdot r_D$.

Делая соответствующие подстановки окончательно получаем:

$$Q_{\text{гп}} = \frac{D \cdot (I - i_f) + D \cdot R \cdot r_D + W \cdot (i_W - i_f)}{1 - a_{\Pi}}, \quad (3.2.15)$$

где a_{Π} — коэффициент тепловой изоляции (принимается 0,03-0,05)

Соответствующие температуры определяем по диаграмме t-x,y.

Таблица 33-Теплоемкости компонентов, C_p

Компонент	C_F , Дж/(кг·К)	C_W , Дж/(кг·К)	C_D , Дж/(кг·К)
	T = 346 К	T = 346 К	T = 338 К
CH ₃ OH	2807	2807	2700
(CH ₃) ₂ O	2723,5	-	3687,2
C ₄ H ₉ OH	3142	3142	-
CO ₂	912,16	-	902,95
H ₂ O	4190	4190	-

Удельная теплота конденсации при 65 °С :

$$r_{\text{мет}} = 1097,8 \text{ кДж/кг}; r_{\text{в}} = 2345,2 \text{ кДж/кг}$$

Удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре:

$$r_D = x_D \cdot r_{\text{мет}} + (1 - x_D) \cdot r_{\text{в}} = 0,9992 \cdot 1097,8 + (1 - 0,9992) \cdot 2345,2 = 1097,27 \text{ кДж/кг}$$

Тогда получим следующие значения теплоемкости и теплоты испарения:

$$c_f = \sum c_{p_{\text{вс}}} \cdot x_{f_{\text{вс}}} = 3030,71 \text{ Дж/кгК} \quad (3.2.16)$$

$$c_D = \sum c_{p_{дi}} \cdot x_{D_{дi}} = 2696,37 \text{ Дж/кгК} \quad (3.2.17)$$

$$c_w = \sum c_{p_{вi}} \cdot x_{w_{вi}} = 3035,85 \text{ Дж/кгК} \quad (3.2.18)$$

Далее определяем энтальпии исходной смеси, кубового остатка и флегмы:

$$i_f = C_i \cdot T_i, \quad (3.2.19)$$

$$i_F = 3030,71 \cdot 346 = 1048,625 \text{ кДж/кг};$$

$$i_W = 3035,85 \cdot 346 = 1050,404 \text{ кДж/кг}$$

$$i_{\bar{f}} = 2696,37 \cdot 338 = 911,373 \text{ кДж/кг}.$$

Энтальпия выходящих из колонны паров:

$$I = i_D + r_D = 911,373 + 1097,3 = 2008,673 \text{ кДж/кг}.$$

$$Q_{\text{п}} = \frac{105587,5 \cdot (2008,673 - 1048,625) + 105587,5 \cdot 1,8 \cdot 1097,27 + 3587,5 \cdot (1050,404 - 1048,625)}{1 - 0,03} =$$

$$= 4247426,33 \text{ кДж/ч} = 1229,8 \text{ кДж/с}$$

$$Q_{(D+\Phi)} = (3587,5 + 105587,5) \cdot 2008,673 = 2192968,748 \text{ кДж/ч} = 1461,29 \text{ кДж/с}$$

$$Q_f = 109375 \cdot 1048,625 = 1146933,59 \text{ кДж/ч} = 31859,3 \text{ кДж/с}$$

$$Q_{\Phi} = 3587,5 \cdot 1,8 \cdot 911,373 = 588519,11 \text{ кДж/ч} = 163,48 \text{ кДж/с}$$

$$Q_w = 105587,5 \cdot 1050,404 = 11090953,24 \text{ кДж/ч} = 30808,2 \text{ кДж/с}$$

Потери тепла в окружающую среду выражаем в долях тепла, подводимого в кипятильник, т. е. принимаем

$$Q_{\text{пот}} = a_{\text{п}} \cdot Q_{\text{п}} \quad (3.2.20)$$

где тепловой коэффициент изоляции $a_{\text{п}} = 0,03 - 0,05$:

$$Q_{\text{п}} = 0,03 \cdot 4306150,61 = 129184,52 \text{ кДж/ч} = 35,88 \text{ кДж/с}$$

Полученные данные сводим в таблицу

Таблица 34-Тепловой баланс колонны предварительной ректификации

Приход тепла	Количество тепла, кДж/с	Расход тепла	Количество тепла, кДж/с
С исходной смесью, QF	31859,3	С кубовым остатком, Qw	30808,2
С флегмой, Qф	163,48	С парогазовой смесью, Q(D+ф)	1461,29
С греющим паром, Qгп	1229,8	Потери в	36,89

		окружающую среду, $Q_{пот}$	
Итого	45792,1	Итого	45792,1

3.2.3 Тепловой баланс колонны основной ректификации

Для колонны непрерывного действия с учетом потерь тепла в окружающую среду имеем [30]:

Приход тепла:

$$\text{С исходной смесью} \quad Q_F = F \times i_f; \quad (3.2.21)$$

$$\text{С теплоносителем в кипятильнике} \quad Q_{кип}; \quad (3.2.22)$$

$$\text{С верхним орошением} \quad Q_\phi = \Phi \times i_\phi. \quad (3.2.23)$$

Расход тепла:

$$\text{С кубовым остатком} \quad Q_W = W \times i_w; \quad (3.2.24)$$

$$\text{С парами, поступающими из колонны в дефлегматор} \quad Q_{(D+\Phi)} = (D + \Phi) \times I; \quad (3.2.25)$$

$$\text{Потери в окружающую среду} \quad Q_{II}; \quad (3.2.26)$$

Таким образом, уравнение теплового баланса:

$$Q_{кип} + Q_F + Q_\phi = Q_{(D+\Phi)} + Q_W + Q_{II}, \quad (3.2.27)$$

где W , Φ – количество кубового остатка и флегмы, кг/ч;

$(D+\Phi)$ – количество уходящих из аппарата паров, кг/ч;

I – энтальпия паров, кДж/кг;

i_f , i_w и i_ϕ — энтальпия смеси, остатка и флегмы, кДж/кг.

Подставляя вместо Q их значения и учитывая, что $F = W + D$,

$(D + \Phi) = D \cdot (R + 1)$ и $\Phi = D \cdot R$, получим:

$$Q_{кип} + (W + D) \cdot i_f + D \cdot R \cdot i_\phi = D \cdot (R + 1) \cdot I + W \cdot i_w + Q_{II} \quad (3.2.28)$$

Решая уравнение относительно $Q_{кип}$, находим расход тепла в кипятильнике:

$$Q_{кип} = D \cdot (I - i_F) + D \cdot R \cdot (I - i_\phi) + W \cdot (i_w - i_F) + Q_{II}, \quad (3.2.29)$$

Тепло, подводимое в кипятильник, затрачивается на испарение дистиллята $[D \cdot (I - i_F)]$, испарение флегмы $[D \cdot R \cdot (I - i_\phi)]$, нагревание остатка

до температуры кипения $[W \cdot (i_w - i_f)]$, а также на компенсацию потерь тепла в окружающую среду.

Потери тепла в окружающую среду выражаем в долях тепла, подводимого в кипятильник, т. е. принимаем $Q_{\Pi} = a_{\Pi} \cdot Q_{\text{кшп}}$, где при наличии хорошей тепловой изоляции коэффициент $a_{\Pi} = 0,03 - 0,05$.

Энтальпия пара составляет $I = i_{\phi} + r_{\phi} = r_{\phi} + c_{\phi} \cdot t_{\phi}$, где $r_{\phi} = r_D$ — теплота испарения флегмы. Разность $(I - i_{\phi}) = r_{\phi}$ и произведение $D \cdot R \cdot (I - i_{\phi})$ в уравнении может быть заменен на $D \cdot R \cdot r_D$.

Делая соответствующие подстановки в уравнение, окончательно получим:

$$Q_{\text{кшп}} = \frac{D \cdot (I - i_f) + D \cdot R \cdot r_D + W \cdot (i_w - i_f)}{1 - a_{\Pi}}, \quad (3.2.30)$$

Теплоемкости C_p компонентов:

Удельные теплоёмкости взяты соответственно при $t_p = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (в дистилляте), $t_w = 99 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (в кубовом остатке), $t_f = 75 \text{ }^{\circ}\text{C}$, температура кипения исходной смеси t_f определена по t - x - y по диаграмме.

Таблица 35- Удельная теплоемкость C_p , Дж/(кг·К)

вещество	$t_f=75^{\circ}\text{C}$	$t_d=65^{\circ}\text{C}$	$t_w=99^{\circ}\text{C}$
(CH ₃ OH)	2807	2700	2910
(H ₂ O)	4190	4190	4190
(i-BuOH)	3142		

Удельные теплоты конденсации метанола и воды при $65 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$$r_m = 1097,8 \text{ кДж/кг}$$

$$r_b = 2345,2 \text{ кДж/кг}$$

Удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, кДж/кг.

$$r_d = X_d \cdot r_m + (1 - X_d) \cdot r_b, \quad (3.2.31)$$

$$r_d = 0,9992 \cdot 1097,8 + (1 - 0,9992) \cdot 2345,2 = 1097,3 \text{ кДж/кг};$$

Тогда получим следующие значения теплоемкости

$$C_f = C_p(\text{CH}_3\text{OH}) \cdot X_f(\text{CH}_3\text{OH}) + C_p(\text{H}_2\text{O}) \cdot X_f(\text{H}_2\text{O}) + C_p(\text{i-BuOH}) \cdot X_f(\text{i-BuOH}) = 2807 \cdot 0,8326 + 4190 \cdot 0,1649 + 3142 \cdot 0,0026 = 3036,21 \text{ Дж/(кг·К)}$$

Следующие значения теплоемкости рассчитываем аналогично

$$C_w = C_p(\text{CH}_3\text{OH}) \cdot X_w(\text{CH}_3\text{OH}) + C_p(\text{H}_2\text{O}) \cdot X_w(\text{H}_2\text{O})$$

$$= 2910 \cdot 0.0002 + 0.9998 \cdot 4190 = 4189,75 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

$$C_d = C_p(\text{CH}_3\text{OH}) \cdot X_d(\text{CH}_3\text{OH}) + C_p(\text{H}_2\text{O}) \cdot X_d(\text{H}_2\text{O})$$

$$= 0,05 \cdot 2700 + 4190 \cdot 0,9995 = 4322,91 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Далее определяем энтальпии жидкостей:

$$i_i = C_i \cdot T_i \quad (3.2.32)$$

$$i_f = 3036,21 \cdot (273+75) = 1047,492 \text{ кДж}/\text{кг}$$

$$i_w = 4189,75 \cdot (273+99) = 1558,587 \text{ кДж}/\text{кг}$$

$$i_d = 4322,91 \cdot (273+65) = 1461,143 \text{ кДж}/\text{кг}$$

Энтальпия выходящих из колонны паров:

$$L = i_d + r_d \quad (3.2.33)$$

$$L = 1097,3 + 1461,43 = 2558,73 \text{ кДж}/\text{кг}$$

$$Q_{\text{ЭЭИ}} = \frac{109375 \cdot (2558,73 - 1047,492) + 109375 \cdot 1,6 \cdot 1097,3 + 17856 \cdot (1558,587 - 1047,492)}{1 - 0,03}$$

$$= 371790396 = 371790396 \text{ кДж}/\text{ч} = 103275,11 \text{ кДж}/\text{с};$$

$$Q_{(D+g)} = (F + D) \cdot L = (109375 + 89741) \cdot 2558,73 = 504934660,7 \text{ кДж}/\text{ч} = 140259,63$$

кДж/с;

$$Q_f = F \cdot i_f = 109375 \cdot 1047,492 = 112706996,7 \text{ кДж}/\text{ч} = 31307,5 \text{ кДж}/\text{с};$$

$$Q_{\hat{d}} = D \cdot i_d = 1461,43 \cdot 89741 = 131150189,6 \text{ кДж}/\text{ч} = 36430 \text{ кДж}/\text{с};$$

$$Q_w = W \cdot i_w = 17856 \cdot 1558,587 = 27835182,72 \text{ кДж}/\text{ч} = 7731,99 \text{ кДж}/\text{с}.$$

Потери тепла в окружающую среду выражаем в долях тепла, подводимого в кипятильник, т. е. принимаем $Q_{\Pi} = a_{\Pi} \cdot Q_{\text{кшл}}$, где при наличии хорошей тепловой изоляции коэффициент $a_{\Pi} = 0,03 - 0,05$:

$$Q_j = 0,03 \cdot 103275,11 = 3098,25 \text{ кДж}/\text{с}$$

Полученные данные сведем в таблицу 36.

Таблица 36- Тепловой баланс

Приход тепла	Количество тепла, кДж/с	Расход тепла	Количество тепла, кДж/с
С сырьем, Q_f	31307,5	С остатком, Q_w	7731,99
С верхним	36430,6	С парогазовой	140259,63

орошением, Q_{ϕ}		смесью, $Q_{(D+\phi)}$	
С теплоносителем в кипятильнике, Q_k	103275,11	Потери в окружающую среду, Q_{II}	3098,25
Итого:	171013,21	Итого:	171013,21

Некоторое уменьшение расхода тепла на ректификацию за счет снижения потерь тепла в окружающую среду может быть достигнуто посредством хорошей тепловой изоляции колонны и кипятильника.

3.3 Технологический расчет аппарата синтеза метанола

3.3.1. Назначение, устройство и основные размеры. Определение числа реакторов

Цель расчета – определение числа аппаратов и их основных размеров [24].

Реактор предназначен для получения газообразного метанола из синтез-газа, поступающего со стадии конверсии природного газа.

Для расчета выбран вертикальный цилиндрический стальной аппарат шахтного типа, в котором на фарфоровые шары уложен в четыре слоя катализатор в виде гранул размером 5,4*5,2 мм.

Температурный режим реактора поддерживают подачей холодного (байпасного) газа между слоями катализатора.

Техническая характеристика реактора:

Диаметр внутренний, мм 4380

Высота общая, мм 17150

Объем катализатора, м³ 128

Производительность 1 м³ катализатора по метанолу-сырцу составляет 13-14 т/сут. Производительность реактора составит 137,850 т/ч (рассчитано ранее), следовательно, суточная производительность равна 137,850*24=3308,4 т, а необходимый объем катализатора для обеспечения данной производительности $V_k=3308,4/13=254,5$ м³.

Запас производительности по катализатору

$(128*2-254,5/254,5)*100\%=1,6\%$

Необходимое число реакторов $n=275,7/128 = 1,98$.

Следовательно, нужно установить два реактора.

Дальнейшие расчеты выполняют на один реактор.

3.3.2 Расчет реактора

Объемный расход газовой смеси на выходе из реактора (состав потока б) при температуре $T=240+273=513$ К и давлении $p=8$ Мпа составит:

$$V_{\text{вых}} = \left[\frac{1799243,9}{2 \cdot 3600} \right] \cdot \left[\frac{513 \cdot 101325}{273 \cdot 8 \cdot 10^6} \right] = 5,94 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Время пребывания газовой смеси в слое катализатора (при порозности катализатора $\epsilon=0,4$):

$$\text{фиктивное: } \tau_{\phi} = V_k / V_{\text{вых}} = 128 / 5,94 = 22 \text{ с}; \quad (3.3.1)$$

$$\text{истинное: } \tau = \tau_{\phi} \cdot \epsilon = 22 \cdot 0,4 = 8,8 \text{ с}. \quad (3.3.2)$$

Высота слоя катализатора в реакторе:

$$h = V_{kt} / S = 128 / (0,785 \cdot 4,38^2) = 8,5 \text{ м} \quad (3.3.3)$$

При общей высоте реактора 17,15 м.

Объем реакционной зоны аппарата непрерывного действия:

$$V_p = V_{\tau} \cdot \tau, \quad (3.3.4)$$

где V_p – объем реакционной зоны, м^3 ;

V_{τ} – объемный расход реагентов, $\text{м}^3/\text{с}$;

τ – время пребывания реагентов в аппарате, $\text{м}/\text{с}$.

$$V_{\text{ex}} = \left[\frac{1961760}{2 \cdot 3600} \right] \cdot \left[\frac{483 \cdot 101325}{273 \cdot 8 \cdot 10^6} \right] = 6,1 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$V_p = V_{\tau} \cdot \tau = 6,1 / 8,8 = 53,68 \text{ м}^3. \quad (3.3.5)$$

Площадь сечения аппарата находится по формуле:

$$S = 0,785 \cdot D^2, \quad (3.3.6)$$

где D -диаметр аппарата, м ;

$$S = 0,785 \cdot 4,38^2 = 15,06 \text{ м}^2,$$

Высота реакционной зоны:

$$H = V_p / S = 53,68 / 15,06 = 3,56 \text{ м}, \quad (3.3.7)$$

Объемная скорость:

$$V_{об} = \frac{V_{ex}}{V_x} = \frac{1961760}{(2 \cdot 128)} = 7663 \text{ ч}^{-1}; \quad (3.3.8)$$

Средняя насыпная плотность катализатора, кг/м³ -1,25;

Высота слоя катализатора:

$$h = V_x / S_{сеч}, \quad (3.3.9)$$

$$h = 128 / 15,06 = 8,5 \text{ м}.$$

3.3.3. Определение диаметров штуцеров

Подсоединение трубопроводов к аппарату осуществляется с помощью штуцеров [32].

Диаметр штуцеров рассчитываем по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot w_{шт} \cdot \rho}} \quad (3.3.10)$$

где: $w_{шт}$ – скорость среды в штуцере, для жидкости принимаем 1,0 м/с, для пара - 20,0 м/с

Таким образом, определяем диаметр штуцера для газовой смеси:

На входе:

$$G = 487532,39 / 3600 = 135,42 \text{ кг/ч}$$

Плотность смеси при нужных параметрах определяем по формуле:

$$\rho = \rho_0 273P / 760T = 0,36 \rho_0 P / T, \quad (3.3.11)$$

где ρ_0 – плотность смеси при нормальных условиях ($\rho_0 = 0,5494 \text{ кг/м}^3$);

$$T = 210 + 273 = 483 \text{ К}$$

$$P = 80 \cdot 740 = 59200 \text{ мм рт. ст.}$$

$$\text{Тогда } \rho = 0,36 \cdot 0,5496 \cdot 59200 / 483 = 22,24 \text{ кг/м}^3$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 135,42}{20 \cdot 3,14 \cdot 22,24}} = 0,596 \text{ м}$$

Стандартный диаметр штуцера принимаем $D = 600 \text{ мм}$

Для байпаса:

$$G = 487532,39 / 3600 \cdot 60\% = 36,83 \text{ кг/ч}$$

$$T = 45 + 273 = 318 \text{ К}$$

$$P = 80 \cdot 740 = 59200 \text{ мм рт ст}$$

$$\text{Тогда } \rho = 0,36 \cdot 0,5496 \cdot 59200 / 318 = 36,83 \text{ кг/м}^3$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 81,25}{20 \cdot 3,14 \cdot 36,83}} = 0,374 \text{ м}$$

Стандартный диаметр штуцера принимаем 370 мм.

На выходе:

$$G = 487532,39 / 3600 = 135,42 \text{ кг/ч}$$

$$P = 80 \cdot 740 = 59200 \text{ мм рт. ст.}$$

$$T = 240 + 273 = 513 \text{ К}$$

$$\text{Тогда } \rho = 0,36 \cdot 0,5496 \cdot 59200 / 513 = 22,83 \text{ кг/м}^3.$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 135,42}{20 \cdot 3,14 \cdot 22,83}} = 0,604 \text{ м}$$

Стандартный диаметр штуцера принимаем 600 мм.

3.3.4 Определение высоты аппарата

Высоту определяем по формуле:

$$H = 2h_1 + h_2 + h_3 \quad (3.3.12)$$

где h_1 - высота крышки, принимаем $h_1 = 1345 \text{ см}$,

h_2 - высота средней части аппарата, $h_2 = 12750 \text{ см}$,

h_3 - расстояние между полками

$$H = 2 \cdot 2197 + 12750 = 17150 \text{ см}$$

3.4 Гидравлический расчет реактора синтеза метанола

Расчет гидравлического сопротивления насадки определяют по следующей формуле [30]:

$$\Delta p = \lambda N a \rho a_0^2 / (8 \cdot \varepsilon^3); \quad (3.4.1)$$

где λ - общий коэффициент сопротивления;

H - высота слоя;

a - удельная поверхность;

ε – порозность (принимаем $\varepsilon = 0,4$);

ω – фиктивная скорость жидкости или газа.

Высоту слоя находим по формуле:

$$H = V_{\text{нзм}} \cdot d_{\text{нзм}}, \quad (3.4.2)$$

$$H = 128 \cdot 0,0054 = 0,6912 \text{ м}$$

Коэффициент трения определяем:

$$\lambda = 16 / \text{Re}^{0.2} \text{ (при } \text{Re} > 40), \quad (3.4.3)$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{\omega d_3 \rho}{\mu}, \quad (3.4.4)$$

где d_3 - эквивалентный диаметр насадки ($d_3 = 0,0054 \text{ м}$),

$\rho_{\text{см}}$ - плотность газовой смеси ($\rho_{\text{см}} = 54,96 \text{ кг/м}^3$),

$\mu_{\text{см}}$ - вязкость газовой смеси ($\mu_{\text{см}} = 313,5 \cdot 10^{-7} \text{ Па}\cdot\text{с}$),

$\omega = 20 \text{ м/с}$ - скорость для газов насыщенных паров при большом давлении.

Плотность смеси газов находим по формуле [30]:

$$\rho_{\text{см}} = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 + \dots + y_n \rho_n, \quad (3.4.5)$$

где y_1, y_2, \dots, y_n –объемные доли компонентов; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ – плотности компонентов смеси.

Динамический коэффициент вязкости газовой смеси:

$$M_{\text{см}} / \mu_{\text{см}} = y_1 M_1 / \mu_1 + y_2 M_2 / \mu_2 + \dots + y_n M_n / \mu_n, \quad (3.4.6)$$

где $M_{\text{см}}, M_1, M_2, M_n$ – мольные массы газовой смеси и компонентов;

$\mu_{\text{см}}, \mu_1, \mu_2, \mu_n$ - динамические коэффициенты газовой смеси и компонентов смеси;

y_1, y_2, y_n – объемные доли компонентов в смеси.

Считаем критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{20 \cdot 0,0054 \cdot 54,96}{313,5 \cdot 10^{-7}} = 189335,88$$

Тогда коэффициент трения:

$$\lambda = 16 / 189335,88^{0,2} = 1,41$$

гидравлическое сопротивление насадки:

$$\Delta p = \frac{1,41 \cdot 0,6912 \cdot 54,96 \cdot 20^2}{8 \cdot 0,4^3} = 4184,6 \text{ Па}$$

3.5 Механический расчет реактора синтеза метанола

Цель расчёта – определение размеров отдельных элементов, обеспечивающих безопасную эксплуатацию аппарата за счёт установочной механической прочности, устойчивости к сохранению формы и необходимой долговечности.

Материал корпуса сталь низколегированная и углеродистая.

3.5.1 Расчет толщины обечайки

Расчет толщины обечаек проводят в соответствии с ГОСТ 14249-80 [32].

Исполнительную толщину обечайки рассчитывают по формуле

$$s \geq pD / (2[\sigma] \varphi - 0,5p) + c, \quad (3.5.1)$$

$$c = \Pi \cdot \tau \quad (3.5.2)$$

Эта формула применима при следующем условиях: во – первых, для труб и обечаек с $D \geq 200$ мм должно соблюдаться условие $(s - c) / D \leq 0,1$; во-вторых, расчетная температура обечайки из углеродистой стали не должна превышать 380°C .

Скорость коррозии c рассчитываем по формуле:

$$c = \Pi \cdot \tau, \quad (3.5.3)$$

Π - скорость коррозии, мм/год ($\Pi = 0,1$ мм/год),

τ – срок эксплуатации аппарата, год ($\tau = 10$ лет),

$c = 1$ мм.

$[\sigma]$ -допускаемое напряжение для выбранного материала, приближенно можно определить по формуле:

$$[\sigma] = \eta \sigma^*, \quad (3.5.4)$$

где η - коэффициент, $\eta=1$

σ^* - нормативное допускаемое напряжение, $\sigma^*=145$ МПа для стали 12Х18Н10Т.

Таким образом, допускаемое напряжение:

$$[\sigma] = 145 \cdot 1 = 145 \text{ МПа}, \quad (3.5.5)$$

φ -коэффициент прочности сварных швов, характеризует прочность сварного шва по сравнению с прочностью основного материала. Значение этого коэффициента зависит от метода сварки и типа сварного соединения. Для сварки встык $\varphi=0,9$.

$$s > 8 \cdot 4,38 / (2 \cdot 145 \cdot 0,9 - 0,5 \cdot 8) + 1 = 0,135 = 135 \text{ мм}$$

Проверим, соблюдается ли условие:

$$(s - c) / D = 135 + 1 / 4380 = 0,030 < 0,1$$

Толщина обечайки равна 135 мм.

3.5.2 Расчет толщины днища

Составными элементами корпусов химических аппаратов являются днища, которые связаны с обечайкой аппарата и изготавливаются из одного и того же материала [32].

Выбираем стандартные эллиптические днища, отбортованные. Они дешевы, на них удобно размещать штуцера и бобышки, прочны, не создаются застойные зоны, позволяют обеспечить полное освобождение аппарата от продуктов при подготовке к ремонту.

Толщину стенки эллиптического днища определяют по формуле:

$$s \geq pR / (2[\sigma]\varphi - 0,5p) + c, \quad (3.5.6)$$

где R -радиус кривизны в вершине днища;

$$R = \frac{D^2}{4H} \quad (H\text{-высота днища без учета цилиндрической отбортовки})$$

$$h = 0,25 D_s \quad (3.5.7)$$

и поэтому $R_g = D_g$,

где $Dв$ – диаметр внутренний, м;

$$hв – \text{высота днища, м; } \frac{h_g}{D_g} = 0.25 \quad (3.5.8)$$

h – высота борта днища;

$\varphi = 1$;

$[\sigma] = 145 \text{ МПа}$;

$$s \geq 8 \cdot 4,38 / (2 \cdot 145 \cdot 1 - 0,5 \cdot 8) + 1 = 0,135 \text{ м} = 135 \text{ мм}$$

Толщина днища равна 135 мм.

По справочнику подбираем эллиптические отбортованные днища с внутренними базовыми диаметрами [32].

Таблица 37- Размеры крышки

$Dв, \text{мм}$	$s, \text{мм}$	$hв, \text{мм}$	$h, \text{мм}$
4380	135	1100	140

Допускаемое давление определяем по формуле:

$$p = \frac{2(S_1 - c)[\sigma]\varphi}{R_g + (S_1 - c)} \quad (3.5.9)$$

$$p = \frac{2 \cdot 145 \cdot 0,9(135 - 2) \cdot 10^{-3}}{2,19 + (135 - 2) \cdot 10^{-3}} = 14,9 \text{ МН / м}^2;$$

3.5.3 Расчет опоры аппарата

Установка химических аппаратов на фундаменты осуществляется большей частью с помощью опор. Аппараты вертикального типа с эллиптическими днищами с соотношением $H/D < 5$ оснащают опорными стойками, которые могут быть вертикальными, наклонными, круглого и ли некруглого сечения [32].

Для расчета опоры аппарата необходимо знать массу аппарата.

Масса аппарата находится по формуле:

$$m_{\text{оп}} = 2m_{\text{кр}} + m_{\text{ст. части}} + m_{\text{нап.}} \quad (3.5.10)$$

где $m_{кр}$ -масса крышки аппарата

$$m_{кр} = \pi D s H_{\text{дн}} \rho_{ст} + \frac{\pi D^2}{4} s \rho_{ст}; \quad (3.5.11)$$

$$m_{кр} = 3,14 \cdot 4,38 \cdot 0,140 \cdot 7780 + \frac{3,14 \cdot 4,38^2}{4} \cdot 0,140 \cdot 7780 = 31383,07 \text{ кг}$$

где $\rho_{ст}$ - плотность стали, $\rho_{ст}=7780\text{кг/м}^3$

$m_{ср.части}$ -масса средней части аппарата

$$m_{ср.части} = m_o + m_{тар}; \quad (3.5.12)$$

m_o -масса обечайки аппарата:

$$m_o = \pi D s H_o \rho; \quad (3.5.13)$$

$$m_o = 3,14 \cdot 4,38 \cdot 0,124 \cdot 5,107 \cdot 7780 = 67759,61\text{кг};$$

$m_{тар}$ -масса тарелок аппарата, принимаем 250кг.

$m_{кат}$ -масса катализатора:

$$m_{кат} = V \cdot \rho_{нас}; \quad (3.5.14)$$

где V - объем катализатора, м^3 ,

$\rho_{нас}$ - насыпная плотность катализатора;

$$m_{кат} = 128 \cdot 1,25 = 160\text{кг}$$

Тогда масса аппарата:

$$m_{ан} = 2 \cdot 31383,07 + 67759,61 + 160 + 250 = 1309915,25\text{кг}$$

Теперь можно рассчитать нагрузку на одну опору:

$$Q = \frac{m \cdot g}{z}; \quad (3.5.15)$$

z - количество опор,

g - ускорение свободного падения.

$$Q = \frac{1309915,25 \cdot 9,8}{4} = 320614\text{Н} = 320\text{кН}$$

По справочнику подбираем опоры (стойки) для вертикальных аппаратов (ОСТ 26-467-79) [32].

3.6. Подбор вспомогательного оборудования

Расчет теплообменников отделения синтеза

Теплообменник представляет собой кожухотрубный аппарат горизонтального типа и предназначен для первичного подогрева циркуляционного газа, подаваемого на синтез, за счет тепла отходящих из реактора газов [29].

Определение тепловой нагрузки

$$Q = G \cdot \Delta t \cdot C \quad (3.6.1)$$

Расход жидкости

$$G = \frac{137850,42}{3600 \cdot 2} = 67,71 \text{ кг/ч}$$

где 2-количество теплообменников.

Жидкость нагревается от 59°C до 130°C .

Средняя температура газа: $\Delta t = \frac{59+130}{2} = 95,5^{\circ}\text{C}$

Теплоемкость жидкости при $95,5^{\circ}\text{C}$ ($95,5 + 273 = 367,5 \text{ K}$): $C = 1443 \text{ Дж/кг}\cdot\text{K}$

Количество тепла :

$$Q = 67,71 \cdot 95,5 \cdot 1443 = 9330878,115 \text{ Дж}$$

Определение площади поверхности теплообмена определяется по формуле :

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}} \quad (3.6.2)$$

где: Δt - средне логарифмическая разность температур в теплообменнике, определяется, как: $\Delta t_{cp} = \frac{t_6 - t_M}{\ln \frac{t_6}{t_M}}$ (3.6.3)

Нагрев осуществляется за счет тепла отходящих газов. Газ охлаждается от 240°C до 120°C .

$$130^{\circ}\text{C} \longrightarrow 59^{\circ}\text{C} \quad t_M = 95,5^{\circ}\text{C}$$

$$240^{\circ}\text{C} \longleftarrow 120^{\circ}\text{C} \quad t_6 = 120^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t = \frac{120 - 95,5}{\ln 120/95,5} = 109 \text{ C}$$

Ориентировочно коэффициент теплоотдачи $K = 270$

$$F = \frac{9330878,115}{270 \cdot 109} = \text{м}^2$$

Таблица 38 - Характеристика теплообменника

Наружный диаметр	Общая длина	Поверхность теплообмена	Материал	
			1250 мм	16186 мм
			трубы	Сталь 12 ХМ

Пусковой подогреватель цикла синтеза Т9,Т10.

Представляет собой кожухотрубный аппарат с V-образными трубками и предназначен для подогрева циркуляционного газа теплом пара высокого давления при пуске установки синтеза, восстановлении и разогреве катализатора.

Таблица 39- Характеристика пускового подогревателя

Наружный диаметр	Общая длина	Поверхность теплообмена	Материал	
			990 мм	4700 мм
			трубы	Сталь 12 ХМ

Промежуточный теплообменник № 1 - 2 шт. поз. Т5,Т6.

Представляет собой кожухотрубный аппарат горизонтального типа и предназначен для вторичного подогрева циркуляционного газа, подаваемого в реактор, теплом выходящих с низа реактора газов реакции. Трубы теплообменника вварены в трубные доски, а корпус его не имеет температурных компенсаторов, поэтому при эксплуатации не допускается разность температур газов реакции и стенки кожуха теплообменника более 50 °С, для предотвращения возникновения температурных напряжений и разрушения частей теплообменника.

Таблица 40 – Характеристика теплообменника

Наружный диаметр	Общая длина	Поверхность теплообмена	Материал	

1630 мм	20913 мм	2522 м ²	Корпус	Сталь 12 ХМ
			трубы	Сталь нержавеющей

Подогреватель питательной воды поз. Т7,Т8- 2 шт.

Представляет собой кожухотрубный аппарат с U - образными трубами и предназначен для подогрева питательной воды за счет тепла реакционных газов, отходящих с низа реактора.

Таблица 41- Характеристика подогревателя

Наружный диаметр	Общая длина	Поверхность теплообмена	Материал	
			1500 мм	13330 мм
трубы	Сталь 08Х17Н13М			

Конденсатор метанола- сырца воздушного охлаждения

Представляет собой смонтированные в 9 секций ребристые теплообменники и расположенные снизу вентиляторы с приводом от электродвигателя (3 на каждую секцию). Регулирование температуры с помощью жалюзи. Предназначен для конденсации метанола и воды из реакционных циркулирующих газов.

Конденсатор метанола - сырца с водяным охлаждением

Представляет собой кожухотрубный аппарат и предназначен для охлаждения газоконденсатной смеси.

Таблица 42 – Характеристика конденсатора

Наружный диаметр	Общая длина	Поверхность теплообмена	Материал	
			1450 мм	14500 мм
трубы	Сталь 08Х18Н10Т			

Расчет компрессора циркуляционного газа

Мощность N, потребляемая двигателем одноступенчатого компрессора

$$N = \frac{G \cdot L}{1000 \cdot \eta} \quad (3.6.4)$$

где: G – массовый расход газа кг/с (=135,42);

L - работа, затрачиваемая одноступенчатым компрессором, Дж/кг;

η – общий к.п.д. компрессорной установки (принимается $\eta = 0,85$).

$$L = \frac{k}{k-1} \cdot R \cdot T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (3.6.5)$$

где: k – показатель адиабаты, равный отношению $\frac{C_p}{C_v}$ (k – для конвертированного газа 1,3);

R – газовая постоянная, равная 8310/М,

M – молярная масса газа кг/кмоль ($M = 3,18$ кг/кмоль);

T_1 – начальная температура газа, К ($T_1 = 59^\circ\text{C} = 332\text{K}$);

P_1 – начальное давление газа, кгс/см² ($P_1 = 76,5$ кгс/см²);

P_2 – конечное давление газа, кгс/см² ($P_2 = 81$ кгс/см²);

$$L = \frac{1,3}{1,3-1} \cdot \frac{8310}{3,18} \cdot 332 \left[\left(\frac{81}{76,5} \right)^{\frac{1,3-1}{1,3}} - 1 \right] = 1044569,21 \text{ Дж/кг}$$

Необходимая мощность:

$$N = \frac{135,42 \cdot 1044,569}{0,85} = 1664,1 \text{ Вт}$$

Подбираем компрессор и заносим в таблицу [29].

Таблица 43-Основные параметры компрессора

Тип 4М16-22,4/23-64	
Объемная производительность при условиях всасывания, м ³ /мин	21,8
Давление газа конечное, МПа	8
Начальные параметры: температура, °С	35-60
Начальные параметры: давление, МПа	7,6
Мощность на валу компрессора, кВт	1610
Тип электродвигателя	СДКП2-18-41-16

Расчет сепаратора

Представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат «циклонного» типа, вход газа - сбоку, выход - сверху. Слив метанола - сырца снизу. Внутри аппарата помещена сепарационная насадка «Мультициклон»,

поддон для жидкости, переливные линии. Цилиндрическая часть плакирована листом толщиной 3.0 мм из нержавеющей стали.

Диаметр сепаратора поз. С4 определяется по условной скорости газа отнесенный к поперечному сечению цилиндрической части сепаратора:

$$D = \sqrt{\frac{\pi \cdot V}{4 \cdot \omega_{кр}}} \quad (3.6.6)$$

где V - объемный расход газа проходящего через сепаратор,

$$V = \frac{G}{\rho} \quad (3.6.7)$$

G -расход газа, G = 487532,39 кг/ч = 135,42кг/с;

ρ - плотность газа, ρ = 9,2676 кг/м³ при 45⁰С;

$$V = \frac{135.42}{9,2676} = 14,61 \text{ м}^3 / \text{с}$$

ω_{кр} - критическая скорость газа,

$$\omega = A \cdot \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_{г}}{\rho_{г}}} \quad (3.6.8)$$

где A – коэффициент, A = 0,1708

ρ_ж - плотность метанола при 45⁰С равна 774,16 кг/м³

ρ_г - плотность газа при 45⁰С равна 9,2676 кг/м³

$$\omega = 0,1708 \cdot \sqrt{\frac{774,16 - 9,2676}{9,2676}} = 1,55 \text{ м/с}$$

Диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{3,14 \cdot 14,61}{4 \cdot 1,55}} = 2,7 \text{ м}$$

Подбираем сепаратор и заносим в таблицу [29]

Таблица 44- Основные параметры сепаратора

Диаметр внутрен.	Высота корпуса	Объем	Рабочие условия		Материал
			Давление	температура	
2200 мм	6025 мм	28.25 м ³	92 кг/см ²	100 °С	Сталь низколегированная
			температура	100 °С	

Расчёт ёмкостных аппаратов

Требуемый объем определяется по формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{k \cdot \rho} \quad (3.6.9)$$

где G - производительность по продукту, для которого предназначена емкость, G = 402017,6 кг/ч = 11,67кг/с

τ - время, на которое рассчитывается расход жидкого продукта (берется по технологическим соображениям), τ = 600с

k - коэффициент заполнения емкости, обычно равен (0,6 - 0,8), k = 0,6

ρ – плотность жидкости, кг/м³, ρ_{СН3ОН} = 774,16 кг/м³ (при 72⁰С)

Требуемый объем:

$$V = \frac{111,67 \cdot 600}{0,6 \cdot 774,16} = 144,25 \text{ м}^3$$

. Сборник метанола - сырца

Представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат со сферической крышкой и днищем. Вход жидкого метанола- сырца сбоку, выход снизу, выход «танковых» газов - сверху. На выходе «танковых» газов установлен брызго - отделительный клапан с сеткой.

Таблица 45 – Характеристика сборника

Диаметр внутрен.	Высота Общая	объем	Рабочие условия		Материал
			Давление	температура	
2700 мм	8370 мм	33.9 м ³	9 кгс/см ²	40 °С	Сталь плакирована нержавеющим листом
			температура	40 °С	
			среда	Метанол –сырец Циркуляц.газ	

Расширительный сосуд метанола- сырца поз. Е2

Горизонтальный цилиндрический аппарат. Вход метанола – сырца сверху, выход сбоку, выход « танковых газов» сверху через отбойную сетку.

Таблица 46- Характеристика расширительного сосуда

Диаметр внутрен.	Длина общая	объем	Рабочие условия		Материал
			Давление	температура	
2300 мм	6900 мм	32 м ³	0,3 кгс/см ²	40 °С	Сталь плакирована нержавеющим листом
			температура	Давление	
			среда	Метанол –сырец Газовая смесь	

Расчёт фильтров высокого и низкого давления

Фильтр представляет собой толстостенный сварной аппарат с нижним сферическим днищем и с верхней съёмной плоской крышкой, закреплённой шпильками.

Фильтры высокого и низкого давления поз. Ф1,Ф2 подбираем со стандартными условиями как на существующем заводе.

Таблица 47-Характеристика фильтра высокого давления

Диаметр внутрен.	Высота Общая	объем	Рабочие условия		Материал
			Давление	температура	
610 мм	1015 мм	270 л	87 атм	45 °С	Сталь низколегированная углеродистая.
			температура	Давление	
			Среда	Метанол– сырец	

Таблица 48- Характеристика фильтра низкого давления

Диаметр внутрен.	Высота Общая	объем	Рабочие условия		Материал
			Давление	температура	
406 мм	1083 мм	127 л	5.7 атм		Сталь низколегированная углеродистая.

Расчёт насосов

Полный напор, развиваемый насосом, определяется уравнением [30]:

$$H = \frac{P_H - P_{BC}}{\rho \cdot g} + H_0 + \frac{\omega_H^2 - \omega_{BC}^2}{2} \quad (3.6.10)$$

где: P_H - давление в нагнетательном трубопроводе, Па;

$P_{вс}$ - давление во всасывающем трубопроводе, Па;

H_0 - геометрическая высота подъёма жидкости, м;

P - плотность жидкости;

$g = 9,81$ - ускорение свободного падения;

ω_n и $\omega_{вс}$ - скорость жидкости.

Выбор насосов для перекачки жидкостей производят по мощности электродвигателя. Мощность электродвигателя определяется по формуле:

$$N = \frac{G \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000 \cdot \eta} \quad (3.6.11)$$

где: G – производительность насоса, м³/с;

ρ - плотность жидкости, кг/м³;

g – ускорение силы тяжести, м/с²;

H – полный напор насоса, м;

η – коэффициент полезного действия.

С запасом на возможные перегрузки двигатель к насосу устанавливаем несколько большей мощности $N_{уст}$, чем потребляемая мощность:

$$N_{уст} = \beta \cdot N \quad (3.6.12)$$

Коэффициент запаса мощности берется в зависимости от величины N

Все расчёты сведены в таблицу 49

Таблица 49- Характеристика насосов

№ поз.	P_n , Па	$P_{вс}$, Па	H_0 , м	H , м	Описание оборудования
Н1	350000	38000	31	67	Насос Х910/85, производительность $2,5 \cdot 10^{-2}$ м ³ /с, Н = 70 м.ст.ж., электродвигатель АО2 -87 -2, $N_H = 55$ кВт
Н2	430000	100000	28	69	Насос Х280/72, производительность $8 \cdot 10^{-2}$ м ³ /с, Н = 72 м.ст.ж., электродвигатель АО 103 -4, $N_H = 200$ кВт
Н3	75000	27000	57	60,3	Насос Х280/72, производительность $8 \cdot 10^{-2}$ м ³ /с, Н = 62 м. ст. ж., тип электродвигателя АО -102 -4, $N_H = 160$ кВт

4 Результаты проведенного исследования

4.1 Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов

Наименование материалов и энергоресурсов	Нормы расхода		
	По проекту	Плановые по год	
		2006 г.	2010 г.
Природный газ $Q_p=8746$ ккал/м ³ , м ³	1155	1170	1170
Электроэнергия, кВт·ч	57	57	57
Азот 99.9 % ,м ³	4.0		
Азот 97 % об., м ³	4.0		
Катализатор гидрирования органических серосоединений (алюмокобальтмолибденовый), кг	0.067	0.067	0.067
Поглотитель сернистых соединений (окись цинка) ,кг	0.54	0.54	0.54
Катализатор конверсии природного газа ,кг	0.045	0.045	0.045
Катализатор синтеза метанола ,кг	0.6	0.6	0.6
Катализатор для очистки газов “дыхания” резервуаров от паров метанола ,г	0.32	0.32	0.32
Алюмогель для осушки воздуха КИП ,г	0.4	0.4	0.4
Цеолиты синтетические для осушки воздуха КИП, г	0.2	0.2	0.2
Едкий натр марки РР, ГОСТ 11078-78, кг	0.2	0.2	0.2
Тринатрийфосфат технический, кг	0.02	0.02	0.02
Гидразин-гидрат технический ,г	1.5		
Аммиак водный, технический 25 %, г	5.2		
Деминерализованная вода, м ³	4.1		
Фильтрованная вода ,м ³	6.0		
Шинельное сукно ,п.м	0.00041	0.00021	0.00021
Сырая (речная) вода ,м ³	0.584		
Сернокислый алюминий на 1 м ³ дименерализованной воды ,кг	0.018		
Серная кислота, кг	0.222	0.184	0.184
Катионит ,кг	0.000679		
Анионит ,кг	0,00053		
Анионит ,кг	0.000746		
Анионит ,кг	0.00053		
Амбержет, кг	0.000746		
Едкий натр марки РР, ГОСТ 11078-78 ,кг	0.087	0.066	0.066
Фильтрованная вода ,м ³	0.614		
Гипан ,кг	0.000479		
Оксиэтилендифосфоная кислота ,кг	0.000038		
Катамин ,кг	0.00028		
Фильтрованная вода ,м ³	0.0192		
Едкий натр марки РР, ГОСТ 11078078 ,кг	0.7		

4.2 Ежегодные нормы образования отходов

Таблица 50- Ежегодные нормы образования отходов производства

Наименование отхода, характеристика, аппарат или стадия образования	Направление использования, метод очистки или уничтожения	Нормы образования отходов
1	2	3
Твердые отходы		
Отработанный катализатор гидрирования органических сернистых соединений состава.	Может быть направлен на переработку в качестве вторичного сырья предприятиями. Министерства цветной металлургии или вывезен в специально организованный отвал твердых отходов.	Единовременный отход в количестве 48 т. при перегрузке катализатора 1 раз в 2 – 3 года
Отработанный поглотитель сероводорода из реакторов сероочистки состоящий из: ZnO до 80 %вес; ZnS до 15 %вес; примеси – остальное		Единовременный отход в количестве 394 т. при перегрузке катализатора 1 раз в год
Отработанный катализатор конверсии метана		Единовременный отход в количестве 101 т. при перегрузке катализатора 1 раз в 2 – 3 года
Отработанный катализатор синтеза метанола		Единовременный отход в количестве 420 т. при перегрузке катализатора 1 раз в 1 – 2 года
Отработанный алюмогель из установки осушки воздуха КИП		Вывозится в организованный отвал твердых отходов
Отработанные цеолиты из установки осушки воздуха КИП	Единовременный отход в количестве 245 кг при перегрузке 1 раз в 2 года	
Жидкие отходы		
Технологический конденсат после установки отгонки растворенных газов.	Используется для приготовления питательной воды для котлов в установке деминерализации воды. В период пуска агрегата 1 раз в год в течение 4-х часов сбрасывается в промливневую канализацию	1.64 м ³ на 1т. метанола
Конденсат паровой после	Используется для	1.29 м на 1т. метанола

конденсационных турбин и потребителей пара низкого давления	приготовления питательной воды для котлов в установке деминерализации воды. В период пуска агрегата 1 раз в год в течение 12- и часов сбрасывается в промливневую канализацию	
Легкая фракция от колонны отгонки легких фракций поз. К1.	Используется в качестве топлива в трубчатых печах	5.0 кг на 1т. метанола
Фракция метанол- масло-вода (сивушное масло) от колонны основной ректификации поз.К2/1,2.		24.2 кг на т. метанола
Кубовый остаток после колонн основной ректификации. Вода с содержанием Органических примесей в пересчете на метанол 0.2 % вес.	Перекачивается на биологическую очистку	0.22 м на т. метанола и том числе органические примеси в пересчете на метанол 0.43 кг на т. метанола
Конденсат из межступенчатых сепараторов компрессора синтез-газа с растворенными в нем газами (CO ₂ , H ₂ , N ₂ , CH ₄ , CO)		0.02 м на т. метанола
Реакционная вода при восстановлении катализатора синтеза метанола.		Единовременный сброс 1 раз в 3-4 года в количестве 300 м в течение 5 часов, в том числе: - меди -0.15 кг;
Вода из ж/б резервуара, расположенного в хлораторной оборотного цикла.	В химгрязную канализацию	Единовременный сброс 1 раз в месяц в количестве 1 м ³ , в том числе: -Na ₂ S ₂ C 100 кг;
Газообразные отходы		
Продувочные газы синтеза метанола.	Используется в качестве водородсодержащего газа для гидрирования сернистых соединений, а также в качестве топлива в трубчатых печах	1078 нм на 1 т. метанола
Танковые газы синтеза метанола.	Используется в качестве топлива в трубчатых печах	13 нм на 1т. метанола
Газы десорбции синтеза метанола.		1.5 нм на 1т. метанола
Компрессора синтеза.		3.8 нм на 1т. метанола
Эфирные газы из колонны отгонки легких фракций поз. К1.		2.6 нм на 1т. метанола

4.3 Нормы технологического режима

Таблица 51- Нормы технологического режима синтеза метанола

Наименование стадий	Наименование технологических показателей				
	Количество		Т, °С	Р, МПа	Прочие показатели
	нм ³ /ч	кг/ч			
Синтез метанола					
1. Циркуляционный газ - после нагнетания циркуляционного компрессора	от 900000 до 2200000		45 - 70	4,0 - 8,7	Состав, объемная доля % СО от 0,1 до 10,0; СО ₂ от 2,0 до 15,0; Н ₂ от 75,0 до 85,0; СН ₄ от 0,1 до 14,0; N ₂ от 0,1 до 2,0; СН ₃ ОН от 0,002 до 0,5.
- на входе в реактор синтеза;			210 - 250		
- на выходе из реактора синтеза метанола			240 - 290		
-после рекуперационного теплообменника			120 - 140		
- после воздушного холодильника-конденсатора			25 - 75		
- после сепаратора метанола- сырца			30 - 50		
2. Температурный режим реактора синтеза метанола: - на выходе с первого слоя катализатора;			240 - 285		
- на входе в 2-4 слои катализатора;			210 - 250		
- на выходе из 2-4 слоев катализатора.			240 - 290		
3 Продувочные газы цикла синтеза метанола	от 40000 до 115000			3,0 - 3,8	.
4. Пар высокого давления к турбине циркуляционного компрессора		от 38000 до 58000	450 - 500		
5. Уровень в сепараторе метанола-сырца					% шкалы, от 15 до 65
6. Уровень в сборнике					% шкалы,

метанола-сырца					от 15 до 65
----------------	--	--	--	--	-------------

4.4 Контроль производства и управление технологическим процессом

Таблица 52- Аналитический контроль

	Наименование сырья, материалов, продукта и места его отбора	Контролируемый параметр	Единицы измерения	Нормы и технологические показатели	Частота контроля
1	Циркуляционный газ после сепаратора поз.С4	СО ₂ (диоксид углерода)	Объемная доля, %	(0,05-2,5)	3 раза в сутки
		СН ₄ (метан)		(0,5-15,0)	
		СО (оксид углер.)		(0,4-3,0)	
		Н ₂ (водород)		(76,00-84,00)	
		Н ₂ (азот)		(0,10-2,00)	
		СН ₃ ОН (метанол)	Массовая доля,%	(0,002-0,60)	
		ДМЭ (диметиловый эфир)	Объемная доля, %	(0,01-0,03)	
2	Метанол-сырец на выходе из сборника поз.С4	Н ₂ О (вода)	Массовая доля,%	(10-25)	1 раз в неделю
		СН ₃ ОН (метанол)	- « -	(75 ÷ 90)	
		Перманганатная проба	минут	По факту	По требованию
		Легкие фракции	Массовая доля,%	- « -	
3	Циркуляционный газ на нагнетании компрессора поз.D1	СО ₂ (диоксид углерода)	Объемная доля, %	(2,0-15,0)	3 раза в сутки
		СН ₄ (метан)		(0,5-15,0)	
		СО (оксид углер.)		(0,4-10,0)	
		Н ₂ (водород)		(75,00-84,00)	
		Н ₂ (азот)		(0,10-2,00)	
		СН ₃ ОН (метанол)	Массовая доля,%	(0,002-0,50)	По требованию
		Н ₂ О (вода)	Массовая доля,%	(0,05 - 0,06)	
4	при восстановлении катализатора	ДМЭ	Объемная доля, %	(0,01-0,03)	По требованию
		Н ₂ (водород)		(0,50-1,00)	Через каждые 15 минут, затем 1 раз в час
		Н ₂ (водород)		(0,50-5,00)	
		СО ₂ (диоксид углерода)		(0,1-20,0)	1 раз в час

Таблица 53 - Контролируемые параметры

Наименование контролируемого процесса	Контролируемый параметр	Нормы и технические показатели	Способ и частота контроля
1	2	4	5
Циркуляционный газ, подаваемый в реакторы поз. P1,P2	Расход, нм ³ /ч, FIRC Температура, Т° С, TIRC	900000-2000000 210-240	Запись в рапорт 1 раз в 2 часа
Циркуляционный газ от компрессора поз. D1 к промежуточному т/о поз. T7,T8	Расход, нм ³ /ч, FIRC Температура, Т° С, TIRC	450000 - 1100000 не более 130	
«Холодный» байпас на входе в реактор поз. P1,P2	Расход, нм ³ /ч, FIRC Температура, Т° С, TIRC	До 80000 210-240	
Продувочные газы цикла синтеза	Расход, нм ³ /ч, FIRC	40000 -120000	
Метанол-сырец из сборника поз. E2	Расход, т/ч, FIRC	60 -130	
Пар высокого давления к пусковым подогревателям поз. T1,T2	Давление, кгс/см ² , PIRC	35 - 78	
Реактор синтеза метанола поз. P1,P2	Давление, кгс/см ² , PIRC Температура, Т° С, TIRC	1,5 – 5,0 210-240	
Сепаратор метанола - сырца поз. С4	Температура, Т° С, TIRC Давление, кгс/см ² , PIRC Уровень, % ,LIRC	не более 65 40 – 77 15-65	
Продувочные газы цикла синтеза	Давление, кгс/см ² , PIRC	30 - 38	
Фильтр метанола высокого давления поз.Ф1	Давление, кгс/см ² , PIRC	не более 4	
Фильтр метанола низкого давления поз. Ф2	Давление, кгс/см ² , PIRC	не более 0.5	

Сборник метанола-сырца поз.С4	Давление, кгс/см, PIRC	2 – 6	
	Уровень, % ,LIRC	35-65	
Расширительный сосуд поз. E2	Уровень, % ,LIRC	0.25 - 0.3	
Циркуляционный газ после промежуточного т/о поз. T7,T8	Температура, Т° С, TIRC	Не более 130	
Циркуляционный газ после подогревателя поз. T1,T2	Температура, Т° С, TIRC	210 - 230	
Циркуляционный газ на выходе из реакторов поз. P1,P2	Температура, Т° С, TIRC	240 - 270	Запись в рапорт 1 раз в 2 часа
Обратный циркуляционный газ после т/о поз. P1,P2	Температура, Т° С, TIRC	120 - 135	
Питательная вода после т/о поз. T7,T8	Температура, Т° С, TIRC	170 - 230	
Циркуляционный газ после поз. T3,T6 на входе в т/о поз. T4,T5	Температура, Т° С, TIRC	120 - 135	
Циркуляционный газ в конденсатор поз.T11	Температура, Т° С, TIRC	не более 120	
Оборотная вода на выходе из холодильника поз. T12	Температура, Т° С, TIRC	20 - 45	
Сборник метанола-сырца поз. E1	Уровень, % ,LIRC	35- 65	

4.5 Размещение технологического оборудования

Площадка для размещения ТНХЗ размещается на правом берегу реки Томи в районе деревни Кузовлево в 10-12км северо-восточнее города Томска и примыкает западной стороной к гравийной автодороге Томск - Самусь. Площадка имеет свободное территориальное развитие в северном и восточном направлениях, свободна от застройки, в контурах площадки полезные ископаемые и разведанные запасы подземных источников питьевой воды отсутствуют. Рельеф характеризуется слабой холмистостью с большим уклоном в юго-восточном направлении к реке Черная, с разницей отметок 40м. В некоторых местах площадка пересечена оврагами глубиной до 10м.

Основная часть технологической аппаратуры и оборудования размещена на открытой площадке, что обеспечивает возможность снижения

стоимости сокращения сроков строительства и монтажа, а также стоимости эксплуатации производственных помещений. Климатические условия не являются препятствием для размещения оборудования на открытых площадках при учете тепловой характеристики аппарата (тепловой и температурный режим процесса, тепловая инерция), условий его эксплуатации и при реализации необходимых защитных мероприятий. Постоянное рабочее место обслуживающего персонала предусматривается в отапливаемом и вентилируемом помещении.

Все насосы расположены в закрытом помещении – насосной. Расположение насосного оборудования в закрытом помещении обусловлено необходимостью снижения воздействия окружающей среды (атмосферные осадки, пыль) на механические узлы насосов и электродвигатели.

Остальное технологическое оборудование: ректификационные колонны, реакторы синтеза, теплообменники, емкости и воздушные холодильники размещены на открытой площадке. Технологическое оборудование на открытой площадке сгруппировано таким образом, чтобы минимизировать длину трубопроводов между технологически связанными аппаратами.

Технологическое оборудование, в котором происходит теплообмен: теплообменники, кипятильники, ректификационные колонны, а также трубопроводы, по которым движутся нагретые среды, снабжено наружной теплоизоляцией, что необходимо для минимизации влияния окружающей среды на тепловой режим работы данных аппаратов и минимизации потерь тепла.

Основная часть оборудования монтируется на бетонные фундаменты, расположенные на грунте.

5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

5.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Продукт: проект установки синтеза метанола

Целевой рынок: предприятия нефтеперерабатывающей отрасли промышленности

SWOT-анализ

SWOT – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – представляет собой комплексный анализ научно-исследовательского проекта.

Таблица 54 - SWOT-анализ

Внешняя среда	<p>Возможности</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Отсутствие конкурентов 2. Хорошая репутация как среди потребителей так и у простого населения 3. Поддержка со стороны государственных органов власти 4. Наличие стабильного рынка сбыта 	<p>Угрозы</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Изменение цен на газ 2. Изменение законодательства 3. Природные катастрофы 4. Смена политики местных органов власти 5. Переманивание специалистов другими предприятиями
Внутренняя среда	<p>Сильные стороны</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Опыт разработки сложных малых и средних месторождений природного газа. 2. Высокий профессионализм сотрудников 3. Четкая организационная структура 4. Высокотехнологичное оборудование 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Специальные программы по обучению сотрудников и повышению квалификации 2. Покупка новых месторождений 3. Поддержка местной власти по финансированию социальных проектов

<p>Слабые стороны</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Большой кредитный портфель 2. Нет средств на освоение и развитие новых месторождений 3. Нечеткое распределение обязанностей сотрудников 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Установление четкой системы обязанностей внутри компании 2. Установление и поддержание тесного взаимодействия между высшим уровнем управления и сотрудниками 3. Проведение опросов у сотрудников компании 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Привлечение молодых специалистов 2. Проведение реорганизации в компании 3. Привлечение инвестиций. 4. Изучение и проработка всех возможных кризисных ситуаций
---	--	---

5.2 Анализ эффективности действующего производства

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 [33].

$$M = P_{\text{час}} \cdot T_{\text{эф}} \cdot K_{\text{об}} \quad (5.2.1)$$

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

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

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

$$T_{\text{эфф}} = T_{\text{ном}} - T_{\text{ППР}} - T_{\text{ТО}} \quad (5.2.2)$$

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

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

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

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

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

$$T_{\text{ТО}} = 54;$$

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

$$P_{\text{час}} = 107785,95 \text{ кг/ч};$$

$$K_{\text{об}} = 1;$$

$$M = (107785,95 \cdot 7886 \cdot 1) / 1000 = 850000 \text{ т/год.}$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитываем производственную программу:

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им}} \cdot M \quad (5.2.3)$$

где: $K_{\text{м}}$ – коэффициент использования мощности, $K_{\text{м}} = 1$.

$$N_{\text{год}} = 1 \cdot 850000 = 850000 \text{ т/год.}$$

Объем производства на 2013г. составляет 750 тыс. т/год. В дипломной работе мы увеличили мощность предприятия до 850 тыс.т /год.

Таким образом, в течение двух лет предприятие выходит на эту мощность.

5.2.1. Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству

Расчёт фонда заработной платы производственного персонала

5.2.1.1 Расчёт численности производственного персонала

Таблица 55 – Численность основных рабочих

Профессия	Тариф-ный разряд	Численность рабочих в смену	Кол-во смен в сутках	Явочная численность	Коэфф. 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
Газоэлектро-сварщик	6	1	2	2	2,1	5
Электромонтёр	6	1	2	2	2,1	5
Лаборант	5	4	2	8	2,1	17

Таблица 56 – 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

2. 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 57 – 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

Расчёт заработной платы производственных рабочих представлены в таблице 1.3

Общий фонд заработной платы рабочих за год:

$$Z_{\text{год}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}} \quad (5.2.4)$$

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:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{тар}} + \text{Пр} + D_{\text{н.вр}} + D_{\text{пр.дни}} + D_{\text{бриг}} \quad (5.2.5)$$

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

Пр – оплата премий, тыс. руб;

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

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

$D_{\text{бриг}}$ – доплата не освобожденным бригадирам, тыс. руб.

Тарифный фонд заработной платы:

$$Z_{\text{тар}} = \sum \text{Ч}_{\text{сп}} \cdot T_{\text{ст}} \cdot T_{\text{эф.раб}} \quad (5.2.6)$$

где: $\text{Ч}_{\text{сп}}$ – списочная численность рабочих данного разряда, человек;

$T_{\text{ст}}$ – 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 ($Z_{\text{доп}}$):

$$Z_{\text{доп}} = (D_{\text{н}} * Z_{\text{осн}}) / T_{\text{эф.раб}}, \quad (5.2.7)$$

где $D_{\text{н}}$ – количество дней невыхода на работу по планируемыми причинам (отпуск, ученические, гособязанности).

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

Таблица 58 – Заработная плата основных и вспомогательных рабочих

	$\text{Ч}_{\text{сп}},$ $\text{Ч}_{\text{шт}}$	$Z_{\text{тар}}$	Пр 25%	$D_{\text{н.вр}}$ 40%	$D_{\text{пр.дни}}$ 40%	$Z_{\text{осн}}$	$Z_{\text{доп}}$ 10%	К = 1,3	$Z_{\text{год}}$
--	---	------------------	-----------	--------------------------	----------------------------	------------------	-------------------------	------------	------------------

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

Продолжение таблицы 58 - Заработная плата основных и вспомогательных рабочих

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 59 – Расчёт годовой потребности в сырье и материалах

Наименование сырья	Ед. изм	Цена, тыс. руб.	Расход, т	Затраты, тыс. руб.		
			На единицу готовой продукции	На единицу готовой продукции	N _{год} =750 тыс. тонн	N _{год} =850 тыс. тонн
Синтез-газ	т	20	1,17	23,4	17550000	19890000
Едкий натр	т	2,329	0,0002	0,0005	375	425
Дем. вода	т	3,109	0,004	0,012	9000	10200
Фильтрованная вода	т	3,815	0,0006	0,0023	1725	1955
Оборотная вода	т	0,087	0,0422	0,0037	2775	3145
Сточные воды	т	1,63	0,0002	0,0003	225	255
Катализатор	т	180,25	0,0006	0,1081	81075	91885
Сукно шинельное	т	0,08	0,0002	0,000016	12	14
Итого:				23,5269	17645187	19997879

5.2.3. Расчёт годовой потребности в электроэнергии

Таблица 60 – Расчёт потребности в энергоресурсах

Вид энергии	Затраты на 1ед. продукции, тыс. руб.	Затраты на весь объём производства, тыс. руб.	
		N _{год} = 750000	N _{год} =850000
Электроэнергия	0,71	532500	603500
Пар	0,168	126000	142800
Азот	0,686	514500	583100
Итого:		1173000	1329400

5.2.4. Расчёт амортизационных отчислений

Таблица 61 – 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

5.2.5. Расчёт калькуляции производства

Таблица 62 – 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.	
		N _{год} = 750 тыс. тонн	N _{год} =850 тыс. тонн	N _{год} = 750 тыс. тонн	N _{год} =850 тыс. тонн
1. Сырьё	т	23,5269	23,5269	17645187	19997879

2. Электроэнергия	кВт	0,71	0,71	532500	603500
3. Пар		0,168	0,168	126000	142800
4. Азот		0,686	0,686	514500	583100
Итого переменных издержек:	руб.	25,0909	25,0909	18818187	21327265
5.1 Амортизационные отчисления	руб	1,1	0,97	826065	826065
5.2 ЗП производственных рабочих	руб	0,016	0,014	11930	11930
5.3 Отчисления на соц. нужды (30%)	руб	0,0048	0,0042	3579	3579
5.4 Затраты на ремонт оборудования	руб	0,1905	0,1681	142860	142860
5.5 Затраты на ремонт зданий	руб	0,0068	0,006	5100	5100
5.6 ЗП ремонтного персонала	руб	0,019	0,0167	14232	14232
5.7 Отчисления на соц. нужды	руб	0,0057	0,005	4270	4270
5.8 ЗП ИТР	руб	0,0067	0,0059	5019	5019
5.9 Отчисления на соц. нужды	руб	0,002	0,0018	1506	1506
5.10 ЗП МОП	руб	0,0009	0,0008	701	701
5.11 Отчисления на соц. нужды	руб	0,0003	0,0003	210	210
Итого постоянных издержек:	руб	1,354	1,1947	1015472	1015472
Цеховая себестоимость:	руб	26,44	26,29	19833659	22342737
6. Управленческие расходы (5% от цеховой)	руб	1,322	1,17	991683	991683
Заводская себестоимость	руб	27,77	27,45	20825342	23334420
7. Коммерческие расходы (1% от заводской)	руб	0,2777	0,245	208253	208253
Полная себестоимость	руб	28,045	27,697	21033595	23542673
Условно-переменные издержки	руб	25,369	25,336	19026440	21535518
Условно- постоянные издержки	руб	2,676	2,361	2007155	2007155

По полученным данным можем сделать вывод, что при увеличении годового выпуска на 15%, на имеющихся производственных мощностях возросли только переменные издержки, постоянные издержки выросли

пропорционально переменным, поскольку управленческие расходы зависят от переменных и постоянных издержек. Снизилась себестоимость на единицу продукции, то есть происходит «эффект масштаба».

5.2.6. Расчёт цены готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле:

$$Ц = C \cdot (1 + P/100) \quad (5.2.8)$$

где C – полная себестоимость единицы готовой продукции;

P – рентабельность продукции, принимаем 15%.

$$Ц = 28,045 \cdot (1 + 15/100) = 32,252 \text{ руб./т};$$

5.2.7. Анализ безубыточности по действующему производству

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

Определение точки безубыточности:

1. Аналитическим способом:

$$Q_{кр} = \frac{\text{Изд}_{\text{пост}}}{Ц - \text{Изд}_{\text{пер}}}, \text{ тыс. тонн}, \quad (5.2.9)$$

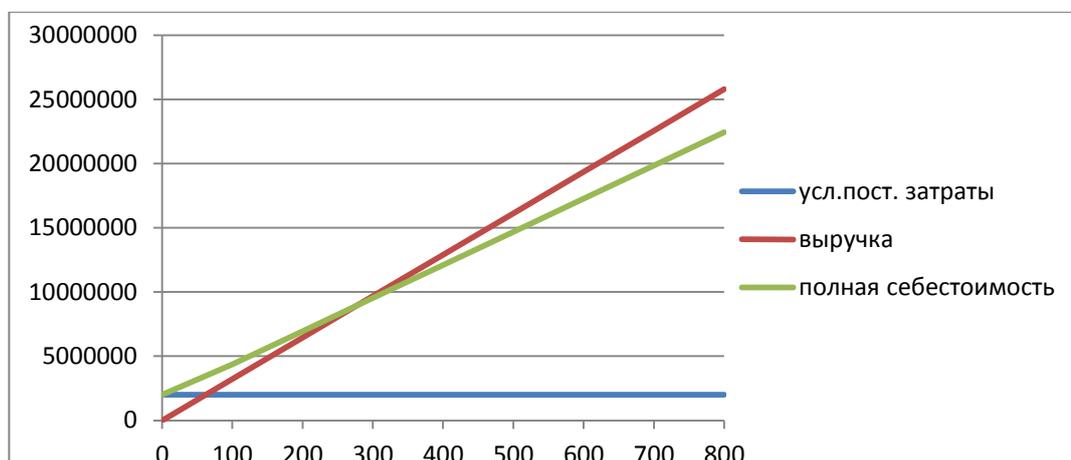
где $Ц$ – цена единицы готовой продукции (1 тонны);

$\text{Изд}_{\text{пер}}$ удельные переменные издержки.

$$Q_{кр} = 2007,155 / (32,252 - 25,091) = 280,29 \text{ тыс. т};$$

2. Графическим способом

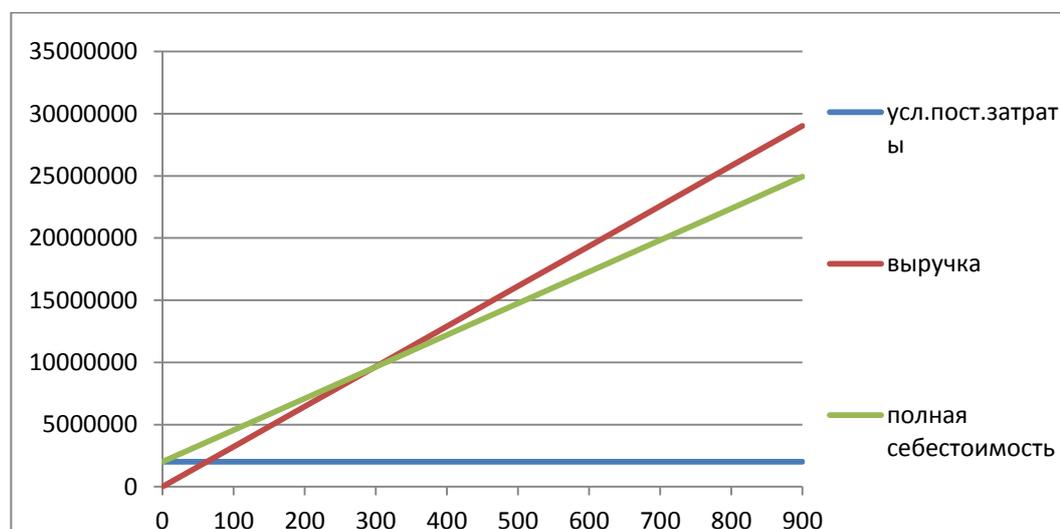
$$Q = 750 \text{ тыс. тонн}$$



Производительность тыс. тонн

Рис 8-График безубыточности

Q=850 тыс. тонн



Производительность тыс. тонн

Рис.9-График безубыточности

Результаты проведенных расчетов заносим в сводную таблицу

Таблица 63 – Техничко-экономические показатели

Наименование показателей	Ед. изм.	Отчётный год	Плановый год
1 Объём производства	Тыс. тонн	750	850
2 Объём продаж	Тыс. тонн.	750	850
3. Цена 1 тонны	Тыс. руб.	32,252	32,252
4. Выручка от продажи	Тыс. руб.	24189	27414,2
5. Суммарные издержки	Тыс. руб.	21033,595	23542,673
5.1 Издержки переменные	Тыс. руб.	19026,44	21535,518
5.2 Издержки постоянные	Тыс. руб.	2007,155	2007,155
6. Операционная прибыль	Тыс. руб.	3155,405	3871,527
7. Налог на прибыль	Тыс. руб.	631,081	774,305
8. Чистая прибыль	Тыс. руб.	2524,324	3097,222
9. Себестоимость одной тонны	Тыс. руб.	28,045	27,697
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.	2,34	2,65
14. Фондоёмкость	руб./ руб.	0,42	0,37
15. Производительность труда	Тыс.руб./чел	143,13	162,214

16. Рентабельность производства	%	15	16,45
17. Рентабельность продаж	%	10,44	11,3
18. Критический объём продаж	Тыс. тонн	280,29	280,29
19. Критический объём продаж	тыс.руб	21033,595	23542,673

Вывод

В результате увеличения загрузки производственной мощности на 15 % и использования «эффект масштаба», мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 28,045 по 27,697.
2. Увеличение выручки от продажи с 24189 по 27414,2.
3. Увеличение чистой прибыли с 25254,324 по 3097,222.
4. Увеличение выплат по налогам с 631,081 по 774,305.
5. Увеличение показателя фондоотдачи с 2,34 по 2,67.
6. Увеличение производительности труда с 143,13 по 162,214.
7. Увеличение рентабельности производства с 15 по 16,45.
8. Увеличение рентабельности продаж с 10,44 по 11,3.