

Задание

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит 106 страниц, 35 таблицы, 9 рисунков, 68 библиографических источников и 3 приложения

НЕФТЬ, РЕКТИФИКАЦИЯ, ПОПУТНЫЙ НЕФТЯНОЙ ГАЗ, ПРОМЫСЛОВАЯ ПОДГОТОВКА, НИЗКОТЕМПЕРАТУРНАЯ СЕПАРАЦИЯ, ТЕХНОЛОГИЯ.

Объектом исследования является установка подготовки нефти (УПН) месторождения «Снежное».

Целью работы является, анализ технологии промысловой подготовки газа, теоретический анализ технологий подготовки попутного нефтяного газа на промыслах, а также расчёт ректификационной колонны схемы низкотемпературной сепарации, для дальнейшего применения на практики.

Для достижения поставленной цели проведены исследования литературных источников, спроектирована колонна деэтанзации.

Результаты работы позволили определить наиболее оптимальные параметры работы ректификационной колонны, что позволило получить этановую фракцию и ШФЛУ требуемого качества. Было показано, что применение технологии по подготовки попутного нефтяного газа не только уменьшит издержки, а также увеличит прибыль компании.

Дипломная работа выполнена в текстовом редакторе Microsoft® Office Word 2007, Visio 2007.

Оглавление

Введение.....	4
1. Техничко-экономическое обоснование	5
2. Теоретические основы и технологические схемы подготовки и переработки попутного нефтяного газа	6
2.1. Технологическая схема УПН	7
2.2. Описание технологической схемы месторождения «Снежное»	9
2.3. Процесс низкотемпературной конденсации.....	14
2.4. Процесс низкотемпературной абсорбции (адсорбции)	17
2.5. Процесс низкотемпературной ректификации	20
3. Постановка задачи	23
4. Экспериментальная часть.....	24
5. Выводы.....	52
Список использованных источников	53
Приложение А.	56
Приложение Б.	58
Приложение В.	60

Введение

Многие нефтяные месторождения, введенные в последние 6-8 лет, практически не используют попутный нефтяной газ в промышленных целях, он отправляется на сжигание на факел.

В связи с тем, что цена поставляемого нефтяного газа на газоперерабатывающие заводы чрезвычайно низка, нефтедобывающие предприятия не заинтересованы в увеличении поставок на переработку. Поэтому компании ищут другие варианты его применения, либо сжигают в факелах, нанося вред окружающей среде.

Применение наиболее полного и рационального использования ресурсов попутного нефтяного газа имеет важное значение для повышения эффективности нефтяной промышленности и народного хозяйства в целом.

Объектом данной работы была установка подготовки нефти месторождения «Снежное».

Целью данной работы стала модернизация действующей технологии подготовки нефти путём подготовки попутного нефтяного газа, что позволит получить компании дополнительную выгоду.

1. Технико-экономическое обоснование

Рациональное применение горючих природных газов, которые представляют многокомпонентную газовую смесь, связано с необходимостью их очистки и разделения.

Природный газ, получаемый в результате разгазирования нефти, добываемый компанией ООО «Норд Империял» на месторождение «Снежное», содержит такие ценные компоненты как метан, пропан, бутан и т.д. Однако в настоящее время доля извлечения этана составляет не более 8 %, а пропан-бутановой фракции около 45 %.

В условиях периодического изменения требований законодательства в области рационального использования углеводородных ресурсов, а также ужесточения нормативов и ограничений выбросов загрязняющих веществ, парниковых газов в атмосферу, повышения штрафов и платежей - компании нефтегазовой отрасли сталкиваются с острой проблемой срочной ликвидации систем сжигания и рассеивания попутного нефтяного газа, а также проектирования и реализации эффективных способов его утилизации

Месторождения, не имеющие достаточно развитой инфраструктуры, используют попутный нефтяной газ лишь для собственных нужд. Однако существует достаточное количество патентных источников [1,2], которые продемонстрировали, что применение малогабаритных установок подготовки попутного нефтяного газа позволяет получить готовую товарную продукцию в виде газообразной смеси метана и этана (сухого газа), жидкой смеси пропан-бутановой фракции (СУГ) и стабильного газового конденсата непосредственно на нефтяных месторождениях. При этом получаемый сухой газ обладает высоким метановым числом, что расширяет круг его использования. Стабильный газовый конденсат обычно применяют в качестве добавки к бензиновой фракции.

Данная технология обеспечивает высокий коэффициент сепарации, предотвращает унос из сепаратора мелкодисперсных капель. Для уменьшения точки росы подготавливаемого газа и дополнительного

укрупнения капель поток газа перед вводом в сепаратор может быть охлажден. Для этой цели можно использовать холодный газ из вихревой трубы.

Предложенный способ позволяет применять компактные установки осушки газа непосредственно перед подачей его на компримирование. Настройка оборудования осуществляется опытным подбором оптимального соотношения потоков газа и перегретого пара в смесителе (эжекторе), при котором унос жидкости минимален.

Однако наиболее рациональным является переработка попутного газа на ранних стадиях разработки месторождения [3,4]. При этом происходит снижение не только первоначальных капитальных, но эксплуатационных затрат на освоение и отработку месторождений. Недостатком данного изобретения является применение в технологии пропанового холодильника, но данный недостаток возможно заменить применением дросселирующей технологии.

Однако наиболее рациональной технологией является метод низкотемпературной очистки газа с применением колонны дебутанизации.

В настоящее время на территории установки подготовки нефти месторождения «Снежное» предусмотрена площадка для строительства установки подготовки газа с отбором бензиновых фракций. На площадке газового сепаратора (ГС1) предусмотрен узел подключения для этих целей.

2. Теоретические основы и технологические схемы подготовки и переработки попутного нефтяного газа

Технологическая схема УПН обеспечивает безопасную эксплуатацию, возможность ремонта, проведения необходимых исследований, замер продукции скважин ее разгазирование, сбор нефти и выдачу потребителю.

Для возможности сбора и сдачи добытой нефти предусмотрена сепарация и подготовка нефти до параметров, соответствующих ГОСТ Р 51858-2002 (при обводненности нефти до 96%).

2.1. Технологическая схема УПН

Установка подготовки нефти Снежного нефтяного месторождения ООО «Норд Империял» предназначена для подготовки сырой нефти (дегазации, обезвоживания, обессоливания), поступающей с месторождения и дальнейшей ее транспортировки.

На УПН последовательно проводятся следующие технологические операции (рисунок 1):

- прием нефтегазоводяной смеси;
- сепарация нефти в две ступени;
- обезвоживание и обессоливание, предварительно обезвоженной нефти в газонасыщенном состоянии с последующей ее сепарацией на концевой ступени;
- очистка от нефти и мехпримесей пластовой воды с второй ступени сепарации, из отстойника нефти и из резервуаров РВС в отстойнике воды;
- сжигание аварийных и постоянных сбросов на факеле высокого и низкого давления;
- прием и учет товарной нефти;
- подача товарной нефти в промысловый нефтепровод

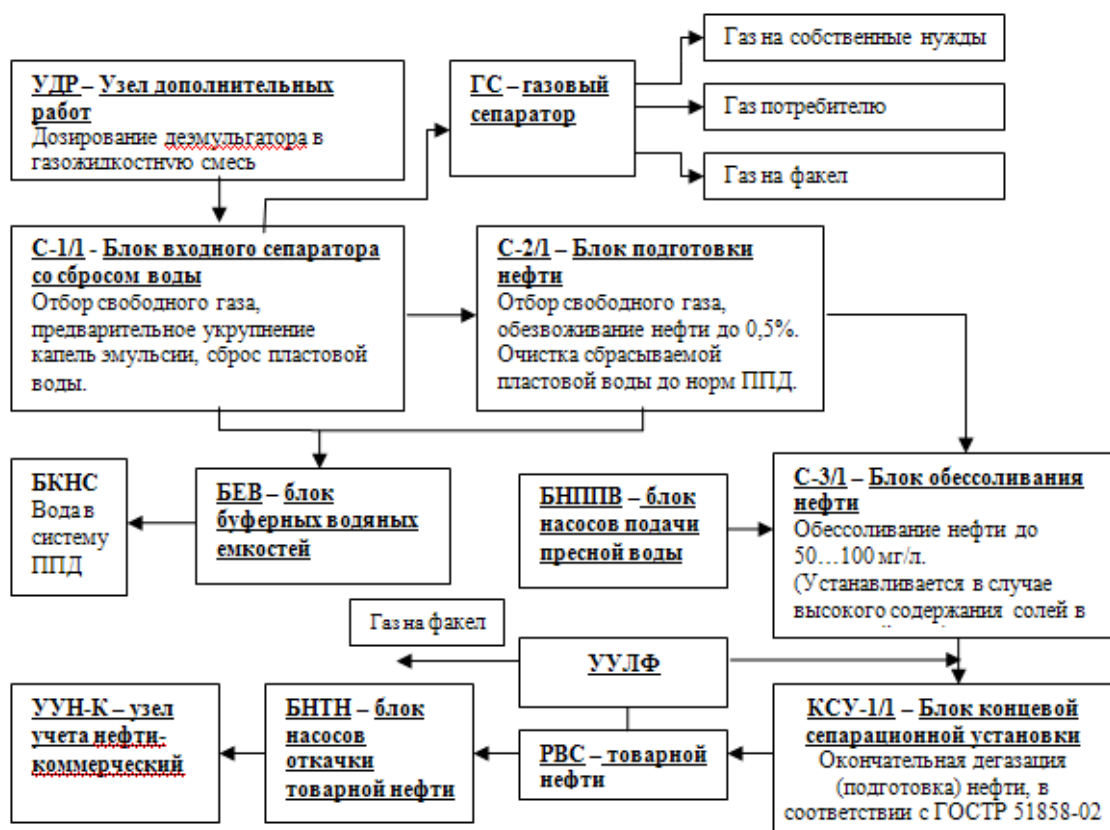


Рисунок 1. Блок-схема установки подготовки нефти.

Нефть месторождения является легкой, маловязкой, с общим количеством парафина – до 1,42% масс., смол – 2,69% масс. и соответствует по классификации ГОСТ Р 51858-2002 классу 1 (малосернистая, до 0,6% серы), типу 1 (плотность до 854,4 кг·м³). Основные характеристики нефти приведены в таблице 1.

Таблица 1. Основные характеристики нефти:

Параметр		Показатель
Массовая доля серы, %		до 0,6
Плотность при 15°C, кг·м ³		до 854,4
Выход фракций, % (для экспорта)	до 200°C	Не менее 27
	до 300°C	Не менее 47
	до 350°C	Не менее 57
Массовая доля парафина, % (для экспорта)		до 6
Массовая доля воды		не более 1
Массовая доля механических примесей		не более 0,05%
Концентрация хлористых солей, мг·дм ³		не более 900
Давление насыщенных паров, кПа (мм.рт.ст.)		не более 66,7 (500)
Содержание хлорорганических соединений		Не нормируется
Массовая доля сероводорода		не более 100 млн. (ppm)
Массовая доля метил – и этилмеркаптанов		не более 100 млн. (ppm)
Содержание нефтепродуктов, мг·дм ³		до 1000
Содержание механических примесей, мг·дм ³		до 300

2.2. Описание технологической схемы месторождения «Снежное»

Технологическая схема УПН обеспечивает безопасную эксплуатацию, возможность ремонта, проведения необходимых исследований, замер продукции скважин ее разгазирования, сбор нефти и выдачу потребителю. Для возможности сбора и сдачи добытой нефти предусмотрена сепарация и подготовка нефти до параметров, соответствующих ГОСТ Р 51858-2002 (при обводненности нефти до 96%).

Продукция скважин по соответствующим линейным трубопроводам поступает на площадку подключения. На площадке подключения собран узел, представляющий собой коллектор с врезками подводящих трубопроводов располагаемый на открытой площадке (рисунок 2).

После площадки подключения нефтегазоводяная смесь поступает на площадку УПН на блок входных фильтров. Фильтры служат для улавливания пропана, выносимого из скважин.

Так же есть возможность принимать нефтесодержащую жидкость, завозимую автотранспортом с кустовых площадок через сливной колодец в емкость Е-4, и дальнейшей раскачкой её через технологию, погружным насосом.

Для улучшения процесса деэмульсации нефти и отделения пластовой воды, а также для борьбы с парафиноотложением и коррозией в трубопровод нефтегазоводяной смеси подается деэмульгатор и ингибитор парафиноотложения и коррозии с блока дозирования реагентов.

Нефтегазоводяная смесь после фильтров поступает на технологическую площадку в сепаратор I ступени сепарации С-1. На технологической площадке размещаются: сепарационная установка, площадка отстойника нефти и площадка отстойников воды. На сепарационной установке расположены нефтегазовые сепараторы первой ступени С-1, второй ступени С-2 и сепаратор концевой ступени сепарации КС-1.

Неразгазированная нефть вначале поступает в сепарационный блок нефтегазовых сепараторов на 1-ую ступень, где происходит холодная сепарация нефти с выделением попутного нефтяного газа из жидкости. Сепаратор С-1, стабилизируя нефтегазоводяной поток, служит для предварительного сброса газа, тем самым облегчая работу следующему за ним трехфазному сепаратору С-2. В сепараторе С-1 происходит отделение до 60% нефтяного газа от нефти. При низком газовом факторе схемой предусмотрена работа, минуя первую ступень сепарации.

Далее газоводонефтяная смесь поступает в один из подогревателей нефти 1, 2, где нагревается до температуры 30-40°C для улучшения процесса отделения воды от нефти.

После нефтегазоводяной поток направляется на вторую ступень сепарации в трехфазный сепаратор С-2 для отделения от него пластовой воды и дальнейшего разгазирования (до 35% всего газа) при давлении до 0,4 МПа. Процесс обработки нефти в аппарате регулируется автоматически: в нефтесборном отсеке аппарата по уровню нефти, в отстойном отсеке – уровню раздела «нефть – вода». Давление в аппарате С-2 поддерживается на сбросе газа в коллектор на газосепаратор. Обезвоживание нефти в С-2 обеспечивается до содержания воды в нефти не более 10%.

Для доведения нефти по содержанию воды до товарного качества (до 0,5%) проектом предусмотрен отстойник нефти ОН-1. В отстойнике нефти, работающем в режиме 80% заполнения, за счет большого времени пребывания (до 1 часа) и создания условий повторного перемешивания жидкости в отстойнике обеспечивается достаточно полное отделение воды от нефти. Давление в аппарате поддерживается на уровне необходимом для поддержания газовой подушки, обеспечивающей перекачивание подготовленной нефти в КС (до 0,18 МПа с учетом перепада высот между отстойником и концевым сепаратором КС). Для возможности обессоливания нефти при содержании солей более требования ГОСТ, на вход ОН-1 предусмотрен впрыск пресной воды в количестве до 3% от количества нефти.

Окончательное разгазирование нефти осуществляется в концевом сепараторе КС (давление насыщенных паров не более 500 мм рт.ст.). Давление в аппарате поддерживается минимально достаточным для вывода газов на факел низкого давления, но не более 0,005 МПа. Затем товарная нефть направляется в резервуар товарной нефти Р-3.

Далее товарная нефть поступает в насосную внешней перекачки для подачи ее через оперативный узел учета на стояк налива нефти в автоцистерны или в трубопровод на баржи, или в нефтепровод на сдачу.

В узле учета нефти и после ОН-1 установлен поточный влагомер для контроля обводненности нефти. Кондиционная нефть из КС подается в резервуары товарной нефти или, при высокой обводненности минуя КС, из ОН-1 в сырьевые резервуары Р-1,2 по коллектору некондиционной нефти. Нефть в резервуарах дополнительно отстаивается от воды. Степень обезвоживания нефти в резервуаре Р-3 достигает $0,2 \div 0,5\%$, а в резервуарах Р-1,2 до $0,5 \div 3\%$. Подтоварная вода выводится из резервуаров в дренажную емкость Е-4. Вода из емкости Е-4 откачивается погружным насосом на вход отстойника нефти ОН-1 при большом содержании нефти.

Пластовая вода после трехфазного сепаратора II ступени сепарации и отстойника нефти направляется на очистку в аппарат очистки воды ОВ-1, а в аварийных ситуациях в нефтеуловитель и далее в один из резервуаров накопителей.

Очистка пластовой воды, а также производственно-дождевых стоков, подаваемых в аппарат ОВ-1, до необходимой степени - 20 мг'л по нефти и 15 мг'л по мехпримесям, производится в одну стадию с помощью гидрофобной технологии очистки воды. Технология основана на способности капель воды очищаться от примесей нефти и взвешенных твердых частиц при прохождении через гидрофобный фильтр. В качестве фильтра используется слой нефти достаточной толщины ($\sim 0,5 \text{ м}$) находящийся на поверхности воды. Подача воды в аппарат выполнена сбоку через перфорированное распределительное устройство непосредственно в

гидрофобный слой, при осаждении (фильтрации) через который, происходит абсорбция взвешенных частиц и нефти нефтяным слоем.

Давление в аппарате поддерживается до 0,5-0,8 кгс/см². Сброс избытка газа осуществляется на факел низкого давления. В отстойниках предусматривается автоматическое регулирование уровней нефти и воды. Нефть из отстойника очистки воды ОВ-1 периодически по уровню выводится в подземную емкость с дальнейшей откачкой погружным насосом на вход отстойника нефти ОН-1.

Очищенная пластовая вода из ОВ-1 подается в сборный коллектор технологической насосной воды и далее перекачивается через фильтры тонкой очистки в резервуары накопителя. Нефтяная пленка из резервуаров накопителей периодически по мере накопления выводится в подземную емкость.

После резервуаров накопителей, очищенная до необходимой степени – 5 мг/л по нефти и 5 мг/л по мехпримесям, вода поступает во всасывающий коллектор БКНС, сжимается насосами и подается по коллектору высокого давления ($P_{\text{раб.}}=20 \text{ МПа}$) в напорный трубопровод высокого давления, откуда распределяется по кустовым площадкам.

Нефтяной газ после I и II ступеней сепарации по сборному коллектору поступает в газосепаратор ГС-1. Газ, после дополнительной очистки от капельной влаги в газосепараторе ГС-1 (остаточное содержание до 0,015 г/м³), поступает в сборный коллектор. Из сборного коллектора часть подготовленного газа используется на собственные нужды, на сжигание в котельных, в качестве топливного газа на газопотребляющих электростанциях с целью выработки электроэнергии и для подогревателей нефти П-1,2, факелов высокого и низкого давления и в качестве продувочного газа в факельных коллекторах. Избыток газа по давлению автоматически сбрасывается на факел высокого давления.

Сжигание неиспользованных объемов газов сепарации осуществляется на факелах высокого и низкого давления.

Весь процесс работы в основном автоматизирован с использованием необходимых локальных контрольно-измерительных приборов и датчиков, а также средств управления на базе программируемых контроллеров, ЭВМ, регулирующих клапанов и задвижек с электроприводом.

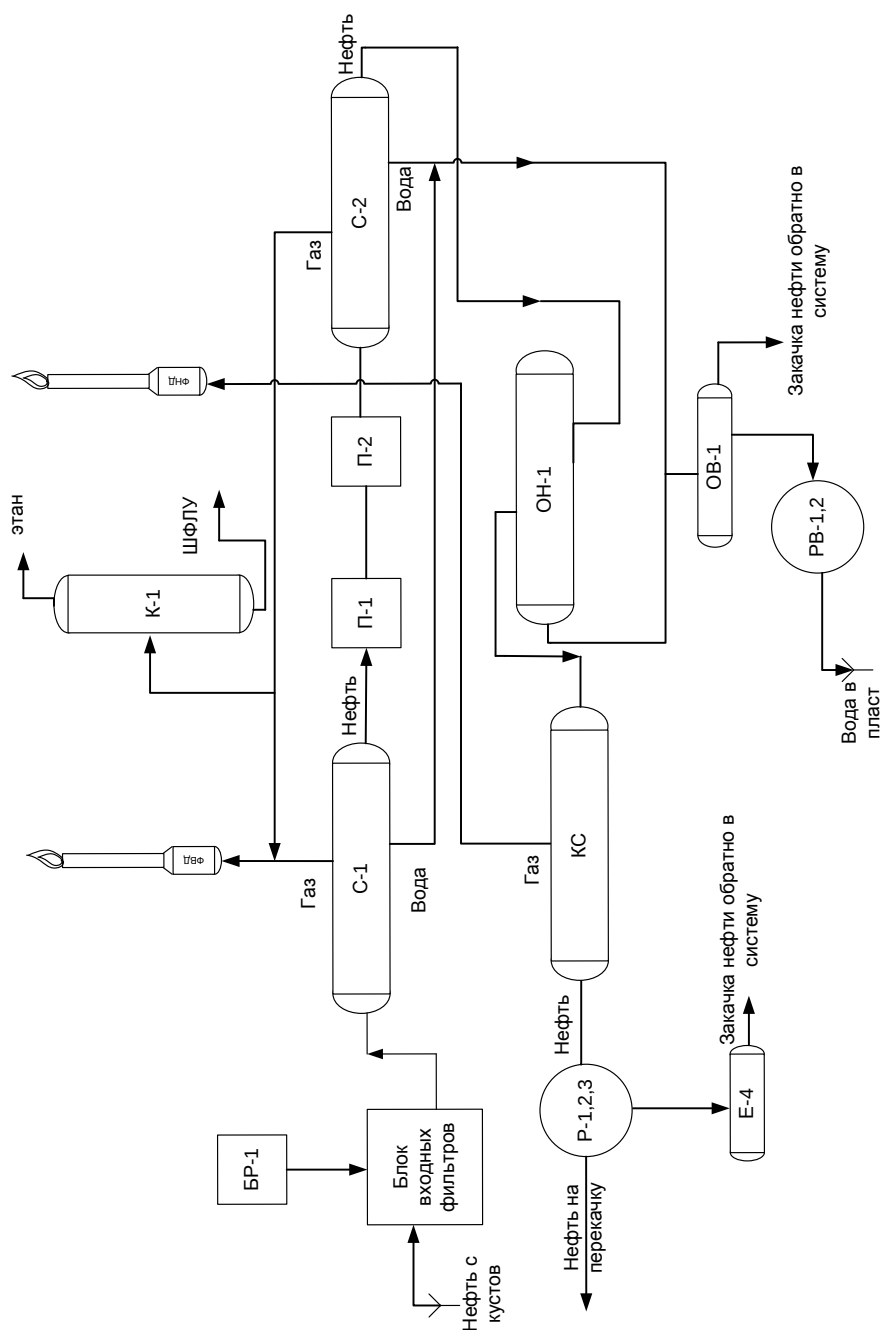


Рисунок 2. Принципиальная схема переработки нефти на месторождение «Снежное».

Природный газ, в результате добычи нефти, выносит из скважин взвешенную капельную жидкость (воду, газовый конденсат), а также мелкие частицы горной породы, т.е. газ представляет собой дисперсную систему с твердой фазой и дисперсной жидкостью.

Для извлечения из попутного нефтяного газа тяжелых углеводородов применяются следующие основные технологические процессы:

- низкотемпературная конденсация;
- низкотемпературная абсорбция (адсорбция);
- низкотемпературная ректификация.

2.3. Процесс низкотемпературной конденсации.

Низкотемпературная конденсация (НТК) - процесс изобарного охлаждения природного, попутного нефтяного газа (ПНГ) сопровождающий последовательной конденсацией отдельных компонентов газового конденсата или их фракций при определенном давлении. Осуществляется процесс при температурах от 0 до -30°C.

Разделение попутного нефтяного газа методом низкотемпературной конденсацией происходит путём охлаждения газа до необходимой температуры при постоянном давлении, при этом происходит конденсация извлекаемых из газа компонентов, далее происходит разделение конденсата в сепараторах газовой и жидкой фаз (рисунок 3).

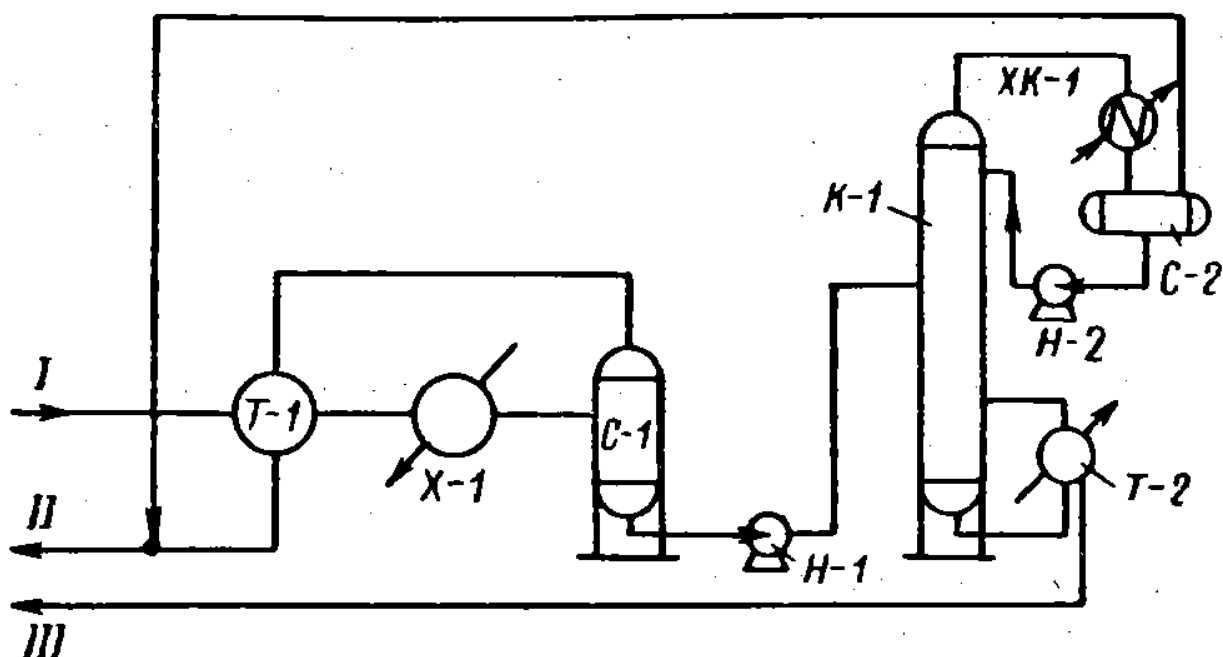


Рисунок 3. Принципиальная схема установки низкотемпературной конденсации:

К:1 – ректификационная колонна; Т:1 – теплообменник; Т:2 – кипятильник; Х:1 – пропановый холодильник газа; ХК:1 – конденсатор-холодильник; С:1 – сепаратор; С:2 – рефлюксная емкость; Н:1, Н:2 – насосы[18]

I – исходный газ, II – отбензиненный газ; III – нестабильный бензин.

Попутный нефтяной газ, осушенный и сжатый до 40 кгс/см^2 подаётся последовательно в теплообменник Т-1 (охлаждается отбензиненным газом) и в Х-1 (охлаждается испаряющимся пропаном) для охлаждения. Сконденсировавшийся углеводородный конденсат из сепаратора С-1 подаётся в ректификационную колонну К-1. Шлемовый продукт колонны охлаждаясь в пропановом холодильнике-конденсаторе поступает в ёмкость С-2. Углеводородный газ из рефлюксной емкости направляется потребителю, а конденсат подаётся на орошение ректификационной колонны. Кубовая часть колонны (деэтанализированный нестабильный газовый бензин) поступает на газофракционирование. Увеличить степень извлечения этана до 87 %, а пропана – 99% позволяет включение в схему ректификационной колонны деметанизатора.

Современный установки по подготовки попутного нефтяного газа, путём однократной конденсации и последующей сепарации, включают колонны дебутанизации или деэтанализации, что позволяет достичь высокой четкости разделения углеводородного газа (рисунок 4).

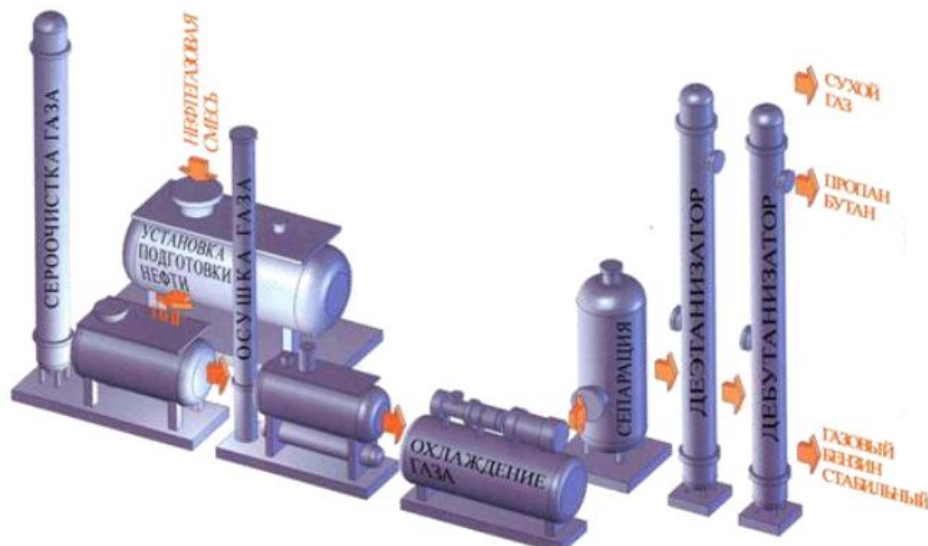


Рисунок 4. Установка НТК с колоннами деэтанализации и дебутанизации.

Применение такой схемы позволяет увеличить отделение остаточных (растворённых) газов из жидкой фазы. Для более эффективного (рационального) использования энергии пласта в технологическую схему включают турбодетандер.

Применение источника искусственного холода (холодильного агрегата) происходит, когда давление газа снижается до значений, при котором не представляется возможным обеспечить требуемую температуру сепарации.

В процессе эксплуатации оборудования на внутренней поверхности трубопроводов и оборудования образуются гидраты. Для предупреждения образования гидратов предусматривают подачу в газовый поток ингибиторов гидратообразования.

Гидраты это твердые соединения, в которых молекулы газа заполняют пустоты кристаллической решетки воды с помощью водородных связей.

Ингибиторы гидратообразования:

1. Реагенты, предотвращающие (практически) или резко замедляющие отложение гидратов за счёт блокировки жидкой водной фазы, т.е. предотвращается прямой контакт газ-вода;
2. Термодинамические ингибиторы – вещества, меняющие активность воды (алифатические спирты, гликоли, водные растворы неорганических солей);

3. Кинетические ингибиторы – вещества прекращающие процесс гидратообразования (на время).

Одно из достоинств процесса низкотемпературной конденсации – низкие эксплуатационные и капитальные затраты, а из недостатков – низкая степень извлечения из тощих газов конденсатообразующих компонентов, а также коренная реконструкция в период исчерпания дроссель-эффекта.

2.4. Процесс низкотемпературной абсорбции (адсорбции)

Низкотемпературная абсорбция (НТА) нефтяных и природных газов базируется на двух основных массообменных процессах - абсорбции и десорбции. Абсорбция и десорбция проводится в колонных аппаратах тарельчатого и насадочного типа. В качестве абсорбента применяются бензиновые, керосиновые фракции или их смесь. В процессе используется холод от постороннего источника (пропановая холодильная установка).

Адсорбционный метод отбензинивания газа экономически выгоден при отбензинивании так называемых «тощих» газов, содержащих не более 50 г/м³ пропана и высших гомологов, а также газов, содержащих воздух. В присутствии воздуха происходит постепенное окисление адсорбента, что увеличивает его расход и образование шлама. Широко применяемый адсорбент - активированный уголь (АР-3, АГ-2, СКТ-3).

Углеадсорбционные установки работают по четырех стадийному циклу: адсорбция - десорбция - сушка - охлаждение. Используют не менее четырех адсорберов для непрерывного извлечения углеводородов (рисунок 5).

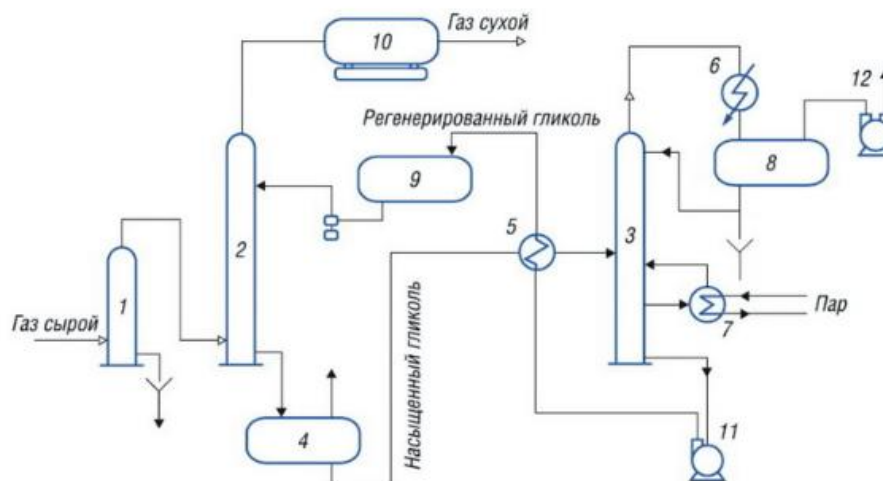


Рисунок 5. Принципиальная схема установки абсорбционной осушки газа

Сырой газ с узла контроля поступает в сепаратор 1, где происходит разделение, жидкая фаза подаётся в абсорбер. В абсорбере происходит осушка, за счёт контакта с раствором концентрированного гликоля. Подготовленный (осушенный) газ, подаётся в магистральный газопровод пройдя через фильтр 10, где происходит улавливание мелкодисперсного гликоля. Также в технологическую схему входит колонна регенерации насыщенного гликоля 3.

Влияние основных технологических параметров на процесс НТА.

Температура: применение пропанового холодильного цикла позволяет достигать -30 - (-40) °С, при этом извлечение составляет 40-50 % этана, до 95 % пропана и 100 % газового бензина.

Понижение температуры абсорбции приводит к повышению степени конденсации всех углеводородов: причем скорость увеличения степени конденсации для тяжелых компонентов газа выше, чем для легких.

Давление: на отечественных установках для разделения природных газов создаётся давление до 5,5 МПа, нефтяные газы - до 4 МПа.

Снижение температуры и повышение давления в абсорбционных аппаратах позволяют использовать низкомолекулярные абсорбенты (молекулярная масса 80-120) и вести процесс при низком удельном расходе абсорбента.

Масляная абсорбция является основным методом отбензинивания попутных газов. При подготовке попутного нефтяного газа методом абсорбции её применяют после гликолевой осушки сырого газа от паров воды. Сырой газ подвергают масляной абсорбции с целью получения сухого газа и широкой фракции жидких легких углеводородов. Технологическая схема абсорбционной установки представлена на рисунке 4. При обычных температурах абсорбции углеводородов (20-30°C) применяют масло с молекулярной массой 140-180. Степень извлечения углеводородов C_3 и выше достигает 80-85 %. Для увеличения степени извлечения гомологов метана из газов масляная абсорбция сочетается со снижением температуры газа с использованием аммиачного или пропанового охлаждения до минус 45°C. Абсорбент – масло с молекулярной массой 85-120. Низкотемпературная абсорбция позволяет достиг степени извлечения пропана из газа до 90-95 %, этана – 50-60 % (рисунок 6).

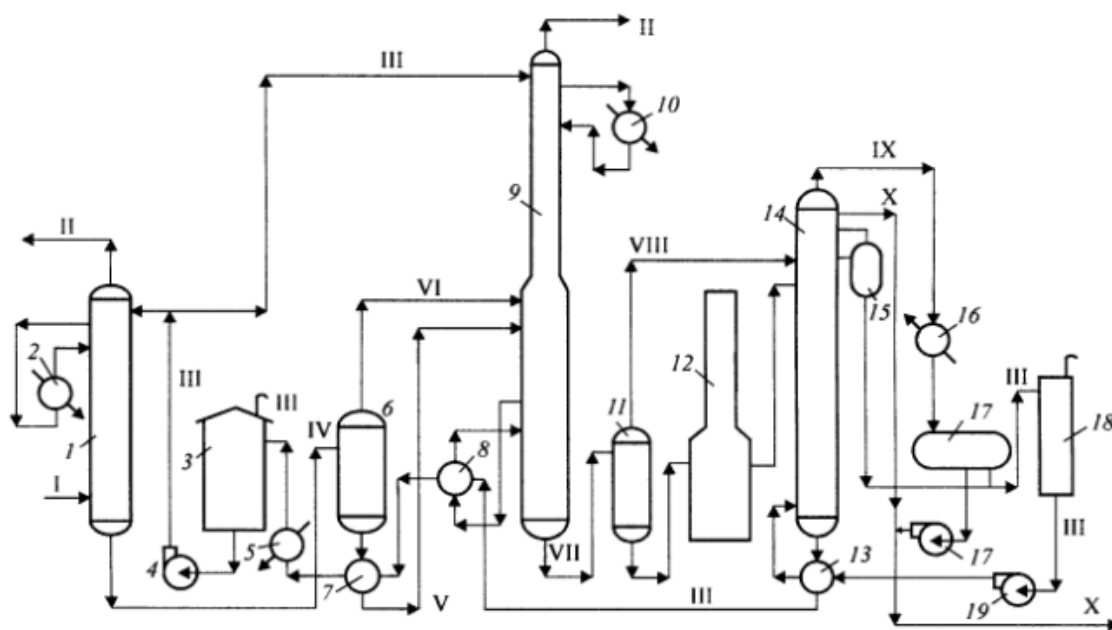


Рисунок 6. Схема абсорбционной установки по получению широкой фракции жидких легких углеводородов

I-сырой газ, II- сухой газ, III - рагенерированное абсорбционное масло, IV - насыщенное абсорбционное масло, V – жидкость насыщенного абсорбционного масла; VI – пар насыщенного абсорбционного масла; VII - кубовый остаток деэтанизатора; VIII-пар

кубового остатка деэтанизатора; IX-верхний продукт ректификационной колонны; X - продукт ректификационной колонны на фракционирование.

1- абсорбер; 2,5,10 – холодильники; 3,18 – резервуары; 4,19 – насосы; 6,11,15,17 – сепараторы; 7,8,13 - теплообменники жидкость-жидкость; 9 – деэтанизатор; 12 – печь; 14- ректификатор; 16- подогреватель.

Работе технологической схемы *низкотемпературной масляной абсорбции* сопутствует значительный унос легкого абсорбента с потоком отбензиненного газа. Отрицательным фактором, влияющим на эффективность абсорбции, является также растворение метана и этана в абсорбционном масле с одновременным повышением температуры абсорбции и увеличением объема газа деметанизации и деэтанизации.

2.5. Процесс низкотемпературной ректификации

Низкотемпературная ректификация (НТР) эффективнее схемы низкотемпературной абсорбции, а также аппаратное оформление проще. В схеме НТР применяют пропановый холод, а для получения более низкой температуры - процесс детандирования газа (рисунок 7).

Процесс НТР термодинамически более выгоден, чем процесс абсорбции для разделения компонентов газов. Тем не менее, одной из особенностей проведения процессов ректификации является их высокая энергоемкость. При осуществлении процесса разделения сырья на компоненты в ректификационной колонне затрачивается значительное количество энергии. Ректификационные колонны на установках низкотемпературной ректификации подразделяют:

- **ректификационно-отпарные** (в РОК газовый поток охлаждается последовательно обратным потоком сухого газа и в холодильнике и без предварительной сепарации подается в среднюю часть колонны; в схему включают либо холодильник с внешним хладагентом, либо дроссели и турбодетандеры);
- **конденсационно-отпарные** (газовый поток после охлаждения обратным потоком сухого газа поступает в сепаратор на разделение; газовая фаза - в турбодетандер, жидкая фаза - через дроссель; затем газовая

(целиком или часть) и жидкая фазы объединяются и поступают в середину КОК в качестве питания).

Ректификационно-отпарные колонны: меньшие расходы энергии, но более высокие капитальные затраты; высокая четкость разделения.

Конденсационно-отпарные колонны: большой расход энергии при эксплуатации, но ниже капитальные затраты.

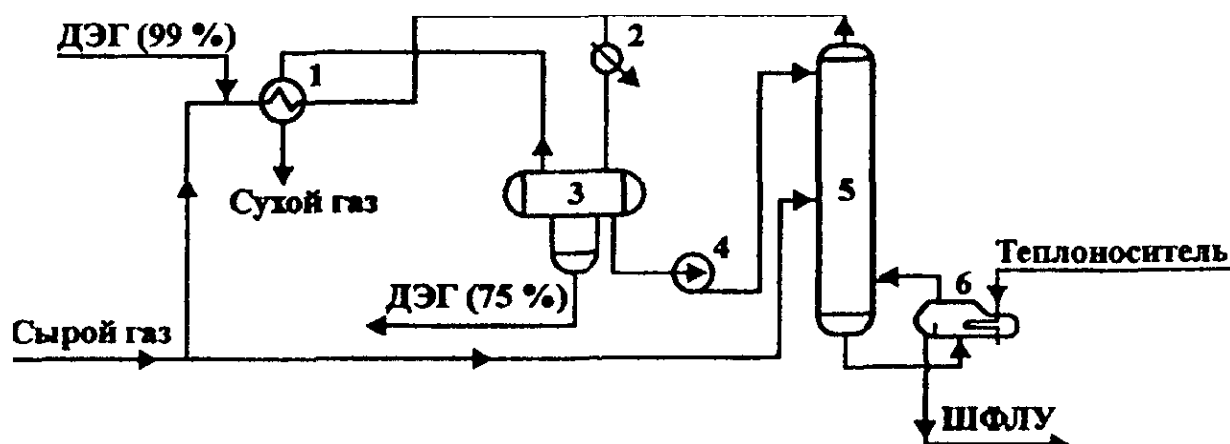


Рисунок 7. Схема НТР с двухпоточным вводом сырья (60 % - напрямую в среднюю часть колонны, 40 % - через охлаждение):

1 - теплообменник; 2 - пропановый испаритель; 3 - трехфазный сепаратор; 4 - насос; 5 - ректификационная колонна; 6 - испаритель-подогреватель

Выбор схемы переработки попутного нефтяного газа определялся составом исходного сырья, ассортиментом и качеством получаемой продукции. При необходимости извлечения этана до 80 – 85% от потенциала и выше наиболее эффективной является схема НТК с турбодетандерными установками. С учетом высокого давления поступающего на установку попутного нефтяного газа (10,5 – 12,0 МПа), для ГПУ-1 принята схема с турбодетандером с внутренним холодильным циклом (без пропановой холодильной установки). Получение необходимого для процесса количества холода обеспечивается дросселированием и применением турбодетандерной установки. Принятая схема позволяет обеспечить требуемый выход этановой фракции 95% от потенциала при меньших капитальных затратах и расходах энергосредств по сравнению с другими схемами, применяемыми в газопереработке.

Процессы НТК и НТР включает следующие стадии:

- осушка газа;
- компримирование газа до давлений 3-7 МПа;
- охлаждение сжатого и осушенного газа до (-10) - (-80) °С;
- разделение частично сконденсировавшегося газа на нестабильный газовый бензин и несконденсированный сухой газ.

Для производства искусственного холода используют обычно компрессорные холодильные машины, хладагентом в которых являются пропан, этан или фреон, а также турбодетандеры, в которых энергия расширяющегося газа рекуперируется для производства холода.

3. Постановка задачи

Развитие месторождения «Снежное» ставит перед организацией задачу по подготовке попутного нефтяного газа, которая позволит повысить прибыль компании. Решение данных задач позволит снизить издержки компании за счёт уменьшения количества сжигаемого газа на факелах.

Целью дипломной работы расчет ректификационной колонны деэтанзации.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие **задачи**:

- произвести расчёт основных частей ректификационной колонны;
- спроектировать основные узлы аппарата;
- рассчитать экономическую эффективность от внедрения технологии.

4. Экспериментальная часть

Произвести расчёт ректификационной колонны разделения попутного нефтяного газа непрерывного действия с производительностью 36500 кг'ч (по сырью). Состав исходного сырья представлен в таблице 2, в таблице 3 приведен состав кубовой части колонны (ШФЛУ), а состав целевой фракции (этановая) представлен в таблице 4. Однако, содержание пропана не должно превышать 20% весовых в дистилляте, а этана в остатке не более 3% весовых.

Таблица 2. Сырье

Компонент	Молекулярная масса, М	% весовые	Массовые доли	Моли	Мольные доли
CH ₄	16	0,333	0,00332	0,0211	0,011
C ₂ H ₆	30	10,8	0,108	0,36	0,1755
C ₃ H ₈	44	36,77	0,3677	0,836	0,4073
iC ₄ H ₁₀	58	10,91	0,1091	0,1882	0,0915
nC ₄ H ₁₀	58	25,032	0,2502	0,433	0,2102
iC ₅ H ₁₂	72	6,45	0,0645	0,09	0,0437
nC ₅ H ₁₂	72	5,96	0,0593	0,0831	0,0401
C ₆ H ₁₄	86	3,78	0,0378	0,044	0,0214
Сумма	-	100,00	1,00	2,053	≈1,00

Таблица 3. ШФЛУ

Компонент	Молекулярная масса, М	%весовые	Массовые доли	Моли	Мольные доли
CH ₄	16	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆	30	3,00	0,03	0,1	0,055
C ₃ H ₈	44	35,00	0,35	0,795	0,435
iC ₄ H ₁₀	58	14,01	0,141	0,242	0,1311
nC ₄ H ₁₀	58	23,01	0,231	0,3961	0,2161
iC ₅ H ₁₂	72	5,01	0,051	0,071	0,0377
nC ₅ H ₁₂	72	5,01	0,051	0,0691	0,0379
C ₆ H ₁₄	86	15,01	0,151	0,1741	0,091
Сумма	-	100,00	1,00	1,817	≈1,00

Таблица 4. Состав этановой фракции

Компонент	Мол. масса	Весовые(%)	Массовые доли	Моли	Мольные доли
CH ₄	0,00	12	0,12	0,75	0,218
C ₂ H ₆	0,00	65	0,65	2,17	0,631
C ₃ H ₈	41,00	22,9	0,229	0,52	0,151
iC ₄ H ₁₀	11,31	0,12	0,0011	0,0019	0,0004
nC ₄ H ₁₀	28,6	0	0	0	0
iC ₅ H ₁₂	6,64	0	0	0	0
nC ₅ H ₁₂	6,94	0	0	0	0
C ₆ H ₁₄	5,61	0	0	0	0
Сумма	-	100,00	1,00	3,44	≈1,00

Качество получаемой продукции (ШФЛУ и этановая фракция) должно соответствовать требованиям ТУ, которые представлены в таблицах 5,6;[15]

Таблица 5. Этановая фракция

Наименование показателя	Марка А	Марка В
Массовая доля, %:		
метан не >	2,1	20,1
этан, не <	95,2	60,0
пропан, не >	3,0	не норм.
сум. C ₄ и выше, не >	отс.	2,0
Мас. доля CO ₂ , %, не >	0,02	-
Мас. доля H ₂ S, %, не >	0,002	0,002

Таблица 6. ШФЛУ

Наименование показателя	Марка А	Марка В
Массовая доля комп. %		
сумма C ₁ – C ₂ , не >	3,0	5,0
пропан, не <	15,0	-
сумма C ₄ – C ₅ , не <	45,0	40,0
сумма C ₆ и выше, не >	15,0	30,0
Мас. доля H ₂ S и меркаптановой серы, не >	0,025	0,05
в том числе H ₂ S, не <	0,003	0,003
Сод-ие воды и щелочи	отс	отс
Внешний вид	б'ц	б'ц

Весь расчёт ректификационной колонны основан на определении её диаметра и высоты.

Произведем расчёт часового расхода каждого компонента. Молекулярную массу сырья определим по формуле:

$$M_{\text{ср.}} = \sum_{i=1}^8 M_i \cdot c_i$$

Таблица 7. Состав исходного сырья

Компоненты сырья	Молекулярная масса	Состав сырья в мольных долях	$M_i \cdot c_i$	Состав сырья в массовых долях	Количество сырья	
					кг/ч	кмоль/ч
CH ₃	16	0,011	0,161	0,004	121,4	7,54
CH ₆	30	0,176	5,265	0,118	3942,1	131,41
C ₃ H ₈	44	0,406	117,93	0,366	13421,1	305,01
iC ₄ H ₁₀	58	0,093	5,32	0,108	3978,6	68,58
nC ₃ H ₁₀	58	0,212	12,21	0,252	9135,1	157,52
iC ₅ H ₁₂	72	0,044	3,15	0,064	2354,2	32,70
nC ₅ H ₁₂	72	0,040	2,90	0,059	2168,1	30,10
C ₆ H ₁₄	86	0,021	1,84	0,037	1379,7	16,00
Сумма		≈1,00	$M_{\text{ср.}}=48,74$	1,00	36500	748,83

В связи с тем, что незначительное содержание метана в остатке допускается, то им можно пренебречь. Содержание этана в остатке (согласно требованиям ТУ) не должно превышать 3% весовых, а пропана – 20% весовых. Содержанием компонентов C₄₋₆ в дистилляте пренебрегаем, т.к. они отсутствуют.

Материальный баланс.

Уравнение материального баланса для всей колонны:

$$G = D + R \quad (1)$$

$$G \cdot c_{i1} = D \cdot x_{iD1} + R \cdot x_{iR1} \quad (2)$$

$$G \cdot c_{i2} = D \cdot x_{iD2} + R \cdot x_{iR2} \quad (3)$$

$$G \cdot c_{i3} = D \cdot x_{iD3} + R \cdot x_{iR3} \quad (4)$$

$$G \cdot c_{i4} = D \cdot x_{iD4} + R \cdot x_{iR4} \quad (5)$$

$$G \cdot c_{i5} = D \cdot x_{iD5} + R \cdot x_{iR5} \quad (6)$$

$$G \cdot c_{i6} = D \cdot x_{iD6} + R \cdot x_{iR6} \quad (7)$$

$$G \cdot c_{i7} = D \cdot x_{iD7} + R \cdot x_{iR7} \quad (8)$$

$$G \cdot c_{i8} = D \cdot x_{iD8} + R \cdot x_{iR8} \quad (9)$$

Подставим известные величины в уравнения:

$$100 \cdot 0,011 = D \cdot Y'_{D1} + (100 - D) \cdot 0 \quad (10)$$

$$100 \cdot 0,176 = D \cdot Y'_{D2} + (100 - D) \cdot 0,055 \quad (11)$$

$$100 \cdot 0,406 = D \cdot 0,151 + (100 - D) \cdot X'_{R3} \quad (12)$$

$$100 \cdot 0,0913 = D \cdot 0 + (100 - D) \cdot iX'_{R4} \quad (13)$$

$$100 \cdot 0,212 = D \cdot 0 + (100 - D) \cdot nX'_{R3} \quad (14)$$

$$100 \cdot 0,044 = D \cdot 0 + (100 - D) \cdot iX'_{R4} \quad (15)$$

$$100 \cdot 0,040 = D \cdot 0 + (100 - D) \cdot nX'_{R5} \quad (16)$$

$$100 \cdot 0,021 = D \cdot 0 + (100 - D) \cdot X'_{R6} \quad (17)$$

Суммируем уравнения (12) – (17), должно выполняться условие:

$$X'_{R2} + X'_{R3} + iX'_{R4} + nX'_{R4} + iX'_{R5} + nX'_{R5} + X'_{R6} = 1$$

$$X'_{R2} = 0,056$$

$$1 - 0,056 = X'_{R3} + iX'_{R4} + nX'_{R4} + iX'_{R5} + nX'_{R5} + X'_{R6}$$

$$81,45 = D \cdot 0,1511 + (100 - D) \cdot 0,944$$

$$D = 16,41 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

$$R = 100 - 16,41 = 83,57 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

Найдём значения X' и Y' для каждого компонента смеси:

$$100 \cdot 0,01 = 16,42 \cdot Y'_{D1}$$

$$Y'_{D1} = \mathbf{0,061}$$

$$100 \cdot 0,1755 = 16,42 \cdot Y'_{D2} + (100 - 16,42) \cdot 0,055$$

$$Y'_{D2} = \mathbf{0,79}$$

$$100 \cdot 0,4073 = 16,42 \cdot 0,151 + (100 - 16,42) \cdot X'_{R3}$$

$$X'_{R3} = \mathbf{0,4576}$$

$$100 \cdot 0,0915 = (100 - 16,41) \cdot iX'_{R4}$$

$$iX'_{R4} = \mathbf{0,12}$$

$$100 \cdot 0,2105 = (100 - 16,41) \cdot nX'_{R4}$$

$$nX'_{R4} = \mathbf{0,252}$$

$$100 \cdot 0,0434 = (100 - 16,41) \cdot iX'_{R5}$$

$$iX'_{R5} = \mathbf{0,052}$$

$$100 \cdot 0,0403 = (100 - 16,41) \cdot nX'_{R5}$$

$$nX'_{R5} = \mathbf{0,048}$$

$$100 \cdot 0,0212 = (100 - 16,41) \cdot X'_{R6}$$

$$X'_{R6} = 0,025$$

$$\sum X'_{Ri} = 1,00$$

Таблица 8. Состав и количество дистиллята и остатка.

Компоненты	Сырье, кмоль	Дистиллят		Остаток	
		$D \cdot X'_{Di}$	$Y'_{Di} = X'_{Di}$	$R \cdot X'_{Ri}$	X'_{Ri}
CH ₄	1,00	1,00	0,061	-	-
C ₂ H ₆	17,55	12,97	0,79	4,6	0,055
C ₃ H ₈	40,73	2,48	0,151	38,25	0,4576
iC ₄ H ₁₀	9,16	-	-	9,19	0,11
nC ₄ H ₁₀	21,33	-	-	21,0	0,254
iC ₅ H ₁₂	4,3	-	-	4,3	0,05
nC ₅ H ₁₂	4,02	-	-	4,01	0,048
C ₆ H ₁₄	2,14	-	-	2,1	0,025
$\sum$	100,00	16,42	$\approx 1,00$	83,58	$\approx 1,00$

Параметры работы емкости орошения:

$$t = 10^{\circ}\text{C}, T = 283\text{K}$$

$$P = 28 \text{ кгс/см}^2 = 2,8 \text{ МПа}$$

Произведем проверку равенства уравнения фаз:

3

$$\sum_{1} k_i \cdot X'_{Di} = 1$$

1

Определение констант фазового равновесия произведем по номограмме [20]:

Компоненты	k_i	$Y'_{Di} = X'_{Di}$	$k_i \cdot X'_{Di}$
CH ₄	5,0	0,061	0,305
C ₂ H ₆	0,83	0,79	0,66
C ₃ H ₈	0,29	0,151	0,044
$\sum$	-	1,00	1,00

Берем во внимание гидравлические потери в трубопроводе от шлема колонны до емкости орошения, давление верха колонны возьмем $0,03 \cdot 10^6$ Па больше давления P_0 , т.е.

$$P_D = P_0 + 0,03 \cdot 10^6 = 2,9 \cdot 10^6 + 0,03 \cdot 10^6 = 2,88 \text{ МПа} = 28,8 \text{ кгс/см}^2.$$

$$P_D = 2,88 \text{ МПа} = 28,8 \text{ кгс/см}^2.$$

Определение температуры верха .

Произведем методом приближения по уравнению равновесия фаз:

$$\sum_1^3 Y'_{Di} / k_i = 1$$

Путем подбора при $T_D = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$ константы фазового равновесия k_i для давления 2,88 МПа.

$$T_D = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{K}$$

Компоненты	k_i	$Y'_{Di} = X'_{Di}$	Y'_{Di} / k_i
CH_4	5,5	0,062	0,019
C_2H_6	1,51	0,68	0,628
C_3H_8	0,23	0,251	0,374
сумма	-	1,00	1,0

Определение давления низа колонны.

В связи с гидравлическим сопротивлением тарелок примем давление низа колонны на $0,05 \cdot 10^6 \text{Па}$ больше давления Π_D , т.е.

$$\Pi_R = \Pi_D + 0,05 \cdot 10^6 = 2,88 + 0,05 \cdot 10^6 = 2,88 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$\Pi_R = 2,88 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Определение температуры низа колонны.

Температуру низа так же определим методом постепенного приближения.

$$\sum_2^8 k_i \cdot X'_{Ri} = 1$$

Подбираем значение температуры так, что k_i для давления $\Pi_R = 2,88 \cdot 10^6$ Па, превращают уравнения в тождества, если их подставить. Такая температура равна $T_R = 94^\circ\text{C}$.

Компоненты	k_i	X'_{Ri}	$k_i \cdot X'_{Ri}$
C_2H_6	2,8	0,056	0,15
C_3H_8	1,33	0,4575	0,4
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,69	0,12	0,0749
$n\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,51	0,251	0,137
$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,271	0,051	0,015
$n\text{C}_5\text{H}_{12}$	0,28	0,049	0,012
C_6H_{14}	0,123	0,024	0,002
Σ	-	$\approx 1,00$	$\approx 1,00$

Расчет коэффициентов относительной летучести.

Эталонным компонентом смеси примем нормальный бутан. возьмем среднеарифметическое давление питательной секции колонны между Π_D и Π_P :

$$\Pi_f = (\Pi_D + \Pi_P) / 2$$

$$\Pi_f = (2,82 + 2,84) / 2 = 2,83 \text{ МПа}$$

$$\Pi_f = 2,83 \text{ МПа}$$

Коэффициент относительной летучести рассчитаем по формуле:

$$\alpha_i = k_i / k_4$$

Для укрепляющей части колонны:

$$\alpha_{cp.} = 0,5(\alpha_{iD} + \alpha_{if}),$$

Таблица 9 значения коэффициентов относительной летучести для всех компонентов исходной системы.

Компоне нты	Укр. часть					Отг. часть		
	k_i	α_i	k_i	α_{iD}	α_{icp}	k_i	α_{if}	α_{if}
CH_3	7,1	23	5,5	41,52	32,76	8,1	14,7	19,43
C_2H_5	2,0	6,9	1,63	9,32	8,1	2,8	5,42	6,14
C_3H_7	0,1	2,78	0,41	3,3	2,3	1,32	2,44	2,6
$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	0,4	1,4	0,22	1,49	1,44	0,681	1,25	1,31
C_4H_{10}	0,3	1	0,136	1	1	0,51	1	1
$i\text{C}_5\text{H}_{11}$	0,13	0,45	0,062	0,44	0,465	0,23	0,5	0,49

C ₅ H ₁	0,124	0,42	0,047	0,33	0,384	0,20	0,401	0,421
C ₆ H ₁₆	0,051	0,16	0,017	0,14	0,156	0,124	0,29	0,21

Расчет доли отгона и состава жидкой и паровой фаз сырья при подаче его в колонну.

Расчёт мольной доли будем производить методом Трегубова по формулам:

$$\sum_{i=1}^8 X'_i = \sum_{i=1}^8 C'_i / (1 + e' \cdot (k_i - 1)) = 1$$

$$\sum_{i=1}^8 Y'_i = \sum_{i=1}^8 k_i \cdot X'_i = 1$$

Таблица 10. результаты расчета доли отгона и состава жидкой и паровой фаз сырья

Компоненты сырья	Сост. сырья, C'	k _i	$\frac{1+e' \cdot (k-1)}{e' = 0,11}$	$X'_i = \frac{C'_i}{1+e' \cdot (k_i-1)}$	$Y'_i = k \cdot X'_i$
CH ₃	0,012	7,1	1,67	0,005	0,041
C ₂ H ₅	0,1753	2,1	1,12	0,157	0,31
CH ₈	0,4074	0,7	0,97	0,415	0,33
иC ₄ H ₁	0,0917	0,42	0,934	0,097	0,04
C ₄ H ₁₀	0,2105	0,3	0,921	0,221	0,071
иCH ₁	0,0432	0,13	0,906	0,047	0,0071
C ₅ H ₁	0,0401	0,126	0,907	0,043	0,005
C ₆ H ₁₃	0,0213	0,04	0,895	0,023	0,001
сумма	1,00	-	-	≈1,00	≈1,00

Расчет режима полного орошения.

Режим полного орошения – оптимальный режим, при котором колонна будет содержать минимальное число теоретических тарелок необходимых для разделения сырья.

Весь расчёт сводится к определению состава и количества верхнего и нижнего продуктов при заданных условиях, т.е. содержание пропана в дистилляте не менее 0,151 и этана в кубовой части колонны не более 0,055.

Находим степени проектирования f по формуле [19]:

$$f = Z + 2,$$

где Z – число нулевых концентраций.

$Z = 0$ – не задано, поэтому $f = 2$. Это означает, что для расчета режима полного орошения должны быть заданы какие-либо две концентрации:

$Y'_{D3} \geq 0,151$ и $X'_{R2} \leq 0,055$, следовательно задача полностью определена.

В дистилляте колонны основным по содержанию компонентом является этан, значит из уравнения материального баланса всей колонны по этану будет:

$$D / G = (C'_2 - X'_{R2}) / (Y'_{D2} - X'_{R2})$$

$$D / G = (0,1755 - 0,055) / (0,79 - 0,055) = 0,164$$

$$R / G = 1 - D / G$$

$$R / G = 1 - 0,164 = 0,836$$

Из мат. баланса всей колонны по пропану:

$$G / R = (Y'_{D3} - C'_2) / (Y'_{D3} - X'_{R3})$$

$$G = 748,839 \text{ к моль/час}$$

$$R = 625,87 \text{ к моль/час}$$

$$G / R = 1,1964$$

Определим:

$$X'_{R3} = Y'_{D3} - G / R \cdot (Y'_{D3} - C'_2)$$

$$X'_{R3} = 0,151 - 1,1965 \cdot (0,151 - 0,4073)$$

$$X'_{R3} = 0,4577$$

Применяя уравнение Феске-Андервуда определим min число теоретических тарелок в колонне:

$$N = (\lg(Y'_{D2} \cdot X'_{R3}) / (X'_{R2} \cdot Y'_{D3})) / (\lg(\alpha_2 / \alpha_3))$$

$$N = (\lg(0,79 \cdot 0,4577)) / (\lg(6,9 / 2,76)) = 4,11$$

$$N = 4,2 \text{ тарелки}$$

Состав iX'_{R4} определим по уравнению Багатурова [19]:

$$(C'_2 / X'_{R2})(\alpha^N_4 - \alpha^N_3) + (C'_3 / X'_{R3})(\alpha^N_2 - \alpha^N_4) + (C'_4 / X'_{R4})(\alpha^N - \alpha^N_2) = 0$$

$$(0,17/0,03)(1,4^{4,2} - 2,7^{4,2}) + (0,4071/0,456)(6,9^{4,2} - 1,41^{4,2}) + (0,091/X'_{R4})(2,75^{4,2} - 6,8^{4,2}) = 0$$

$$X'_{R4} = 0,109 - \text{состав } iC_4H_{10}$$

Состав nC_4H_{10} :

$$(C'_3 / X'_{p3})(\alpha^n_5 - \alpha^n_4) + (C'_4 / X'_{r4})(\alpha^n_3 - \alpha^n_5) + (C'_5 / X'_{p5})(\alpha^n - \alpha^n_3) = 0$$

$$(0,42/0,45)(1^{4,2} - 1,42^{4,2}) + (0,08/0,12)(2,75^{4,2} - 1^{4,2}) + (0,211/X'_{R5})(1,42^{4,2} - 2,75^{4,2}) = 0$$

$$X'_{R5} = 0,251 - \text{состав } nC_4H_{10}$$

Состав iC_5H_{12} :

$$(C'_3 / X'_{R3})(\alpha^n_4 - \alpha^n_5) + (C'_4 / X'_{R4})(\alpha^n_4 - \alpha^n_3) + (C'_6 / X'_{P6})(\alpha^n_3 - \alpha^n_2) = 0$$

$$(0,40/0,45) \cdot (1^{4,2} - 1,41^{4,2}) + (0,08/0,12) \cdot (2,75^{4,2} - 1^{4,2}) + (0,043/X'_R) \cdot (1,42^{4,2} - 2,75^{4,2}) = 0$$

$X'_{R6} = 0,052$ – состав iC_5H_{12}

Состав nC_5H_{12} :

$$(C_5/X_{P5})(\alpha^N_4 - \alpha^N_3) + (C_6/X_{P6})(\alpha^N_4 - \alpha^N_3) + (C'_7/X'_{P7})(\alpha^N_4 - \alpha^N_5) = 0$$

$$(0,22/0,23) \cdot (1,42^{4,2} - 2,75^{4,2}) + (0,043/0,06) \cdot (1^{4,2} - 1,42^{4,2}) + (0,04/X_{P5}) \cdot (2,75^{4,2} - 1^{4,2}) = 0$$

$X'_{R7} = 0,048$ – состав nC_5H_{12}

Состав C_6H_{14} :

$$(C_4/X_{P5}) \cdot (\alpha^n_5 - \alpha^n_4) + (C_5/X_{P4}) \cdot (\alpha^n_4 - \alpha^n_5) + (C_7/X_{P7}) \cdot (\alpha^n_5 - \alpha^n_3) = 0$$

$$(0,22/0,24) \cdot (1,42^{4,2} - 2,75^{4,2}) + (0,045/0,06) \cdot (1^{4,2} - 1,42^{4,2}) + (0,02/X_{P8}) \cdot (2,75^{4,2} - 1^{4,2}) = 0$$

$X'_{R8} = 0,025$ – состав C_6H_{14}

Состав C_6H_{14} :

$$(C_1/X'_{P1})(\alpha^n_3 - \alpha^n_4) + (C_2/X_{P3})(\alpha^n_2 - \alpha^n_5) + (C_3/X'_{P4})(\alpha^n_2 - \alpha^n_3) = 0$$

$$(0,02/X'_{P1}) \cdot (1,42^{4,2} - 2,75^{4,2}) + (0,42/0,45) \cdot (23^{4,2} - 1,42^{4,2}) + (0,2/0,12) \cdot (2,75^{4,2} - 23^{4,2}) = 0$$

$X'_{R1} = 25 \times 10^{-6}$ – состав C_6H_{14}

Количество каждого компонента в сырье определим по уравнению

Багатурова:

Для определения Y'_{D1} запишем уравнение по CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 :

$$(C'_1 / Y'_{D1}) \cdot (\alpha^{-N}_3 - \alpha^{-N}_2) + (C'_2 / Y'_{D2}) \cdot (\alpha^{-N}_1 - \alpha^{-N}_3) + (C'_3 / Y'_{D3}) \cdot (\alpha^{-N}_2 - \alpha^{-N}_1) = 0$$

$$(0,01/Y'_{D1}) \cdot (2,8^{-4,1} - 6,9^{-4,1}) + (0,17/0,79) \cdot (24^{-4,1} - 2,8^{-4,1}) + (0,41/0,151) \cdot (6,9^{-4,1} - 24^{-4,1}) = 0$$

$Y'_{D1} = 0,0606$ – содержание метана CH_4 .

Для определения Y'_{D4} запишем уравнение по CH_4 , C_2H_6 , iC_4H_{10} :

$$(C'_1 / Y'_{D1}) \cdot (\alpha^{-N}_4 - \alpha^{-N}_2) + (C'_2 / Y'_{D2}) \cdot (\alpha^{-N}_1 - \alpha^{-N}_4) + (C'_4 / Y'_{D4}) \cdot (\alpha^{-N}_2 - \alpha^{-N}_1) = 0$$

$$(0,01/0,06) \cdot (1,4^{-4,1} - 6,9^{-4,1}) + (0,18/0,79) \cdot (24^{-4,1} - 1,4^{-4,1}) + (0,09/Y'_{D4}) \cdot (6,9^{-4,1} - 24^{-4,1}) = 0$$

$Y'_{D4} = 66 \times 10^{-5}$ – содержание iC_4H_{10} .

Содержание изопропана мало, поэтому им пренебрегаем.

Проверка по составам остатка и дистиллята выдерживается с достаточной точностью, следовательно составом $Y'_{D3} = 0,151$ мы задались

верно, а также минимальное число теоретических тарелок при режиме полного орошения тоже верно.

Режим минимального орошения.

Режим минимального орошения это такой режим, при котором число теоретических тарелок в колонне стремится к бесконечности. Для решения данной задачи определим минимальное флегмовое число и минимальное паровое число.

$$\sum_{i=1}^8 (\alpha_i \cdot C_i) \cdot (\alpha_i - \phi) = e$$

Применяя метод подбора найдём параметр ϕ , беря данные α_i для каждого компонента системы при средней температуре в колонне 56°C.

Зададимся значением $\phi = 1,164$.

Таблица 11. Расчёт режима минимального орошения

Ком-ы сырья	C_i	α_i	$C' \cdot \alpha_i$	$C - \alpha_i$	$(C' \cdot \alpha) / (C_i - \alpha_i)$
CH_4	0,01	25	0,54	22,736	0,0115
C_2H_6	0,1855	7	1,811	5,746	0,2121
C_3H_8	0,4075	2,86	1,134	1,606	0,7243
iC_4H_{10}	0,091	1,44	0,130	0,244	0,5844
C_4H_{10}	0,2104	1,2	0,24	-0,158	-1,2129
iC_5H_{12}	0,0437	0,5	0,021	-0,688	-0,037
C_5H_{12}	0,14	0,45	0,011	-0,758	-0,023
C_6H_{14}	0,0213	0,2	0,036	-1	-0,0036
сумма	-	-	-	-	0,11

Из таблицы 11 наблюдаем, что при $\phi = 1,164$ уравнение Андервуда с высокой точностью сходится, поэтому рассчитанный параметр ϕ применим для определения $r_{\min}$.

Для укрепляющей части колонны:

$$r_{\min} = \sum_{i=1}^n (\phi \cdot Y) / (\alpha - \phi)$$

$$r_{\min} = \sum_{i=1}^3 (\phi \cdot Y) / (\alpha - \phi)$$

$$\begin{aligned} r_{\min} &= (\phi \cdot Y) (\alpha_1 - \phi) + (\phi \cdot Y_{D2}) / (\alpha_2 - \phi) - (\phi \cdot Y_{D3}) / (\alpha_3 - \phi) = \\ &= 1,264 \cdot [0,068 / (22 - 1,184) + 0,69 / (7 - 1,134) + 0,141 / (2,85 - 1,16)] = \\ &= 0,28 \end{aligned}$$

$$r_{\min} = 0,28$$

Минимальное паровое число $S_{\min}$ для отгонной части колонны:

$$S_{\min} = \sum^n (a \cdot X'_{Ri}) / (a - \varphi)$$

$$S_{\min} = \sum^8 (a \cdot X'_{Ri}) / (a - \varphi)$$

$$- S_{\min} = (6,9 \cdot 0,055) / (6,9 - 1,164) + (0,4576 \cdot 2,76) / (2,76 - 1,164) + (1,41 \cdot 0,11) / (1,41 - 1,164) + (1 \cdot 0,252) / (1 - 1,164) + (0,48 \cdot 0,052) / (0,48 - 1,164) + (0,43 \cdot 0,048) / (0,43 - 1,164) + (0,17 \cdot 0,025) / (0,17 - 1,164) = - 0,1$$

$$S_{\min} = 0,12$$

Расчет укрепляющей части колонны.

Расчет элементов ректификации произведем в направлении сверху вниз.

Рабочее флегмовое число возьмем постоянным: $r = 0,66$, т.к.

$$r = 1,3 r_{\min} + 0,3$$

Состав шлемовой части колонны, покидающих любую тарелку, рассчитывается по уравнению концентраций [19]:

$$Y'_n = m \cdot X_{n-2} + (1 - m) \cdot Y'_d,$$

Где n – номер тарелки (первая верхняя тарелка)

$$m = r / (r + 1)$$

$$m = 0,7 / 0,7 + 1 = 0,4$$

Уравнение концентраций:

$$Y_n = 0,4 X_{n-2} + 0,7 \cdot Y_d$$

Состав флегмы, равновесный парам, рассчитаем по уравнению [19]:

$$X'_i = (Y'_i \cdot a) / \sum Y'_i \cdot a_i,$$

Где Y'_i – мольная доля данного компонента в парах, покидающих ту же тарелку, что и флегма. Температуру на теор. тарелке рассчитаем по уравнению [19]:

$$k_{nC_4H_{10}} = \sum Y'_i / \alpha_i$$

$$P_{\text{ср.}} = (P_d + P_{\text{ф}}) / 2 = 2,8 + 2,4 = 2,83 \text{ МПа,}$$

По номограмме [20], находим температуру.

Первая тарелка:

Состав пара первой тарелки такой же, что и состав дистилата колонны, значит рассчитаем состав равновесной флегмы, которая стекает с первой тарелки:

$$X'_{11} = (Y'_1/\alpha_1) / (Y'_1/\alpha_1 + Y'_2/\alpha_2 + Y'_3/\alpha_3)$$

$$X'_{11} = (0,061 / 32,75) / (0,061 / 32,75 + 0,79 / 8,1 + 0,151 / 2,93) = 0,0124$$

$$X'_{12} = (0,79 / 8,1) / (0,061 / 32,75 + 0,79 / 8,1 + 0,151 / 2,93) = 0,65$$

$$X'_{13} = (0,151 / 2,93) / (0,061 / 32,75 + 0,79 / 8,1 + 0,151 / 2,93) = 0,3433$$

$$\Sigma X'_{1i} = 1 - \text{верно}$$

Температура верха $T = 25^{\circ}\text{C}$ (298 K).

Вторая тарелка:

На второй тарелке состав пара рассчитаем, зная состав флегмы с первой тарелки:

$$Y'_{21} = 0,4 \cdot X'_{11} + 0,6 \cdot Y'_{D1}$$

$$Y'_{21} = 0,4 \cdot 0,0124 + 0,6 \cdot 0,061 = 0,04156$$

$$Y'_{22} = 0,4 \cdot 0,65 + 0,6 \cdot 0,79 = 0,734$$

$$Y'_{23} = 0,4 \cdot 0,3433 + 0,6 \cdot 0,151 = 0,2279$$

$$\Sigma Y'_{2i} = 1 - \text{верно}$$

Состав флегмы со второй тарелки находим аналогично:

$$X'_{21} = (0,04156 / 32,75) / (0,04156 / 32,75 + 0,734 / 8,1 + 0,2279 / 2,93) = 0,0075$$

$$X'_{22} = (0,734 / 8,1) / (0,04156 / 32,75 + 0,734 / 8,1 + 0,2279 / 2,93) = 0,5329$$

$$X'_{23} = (0,2279 / 2,93) / (0,04156 / 32,75 + 0,734 / 8,1 + 0,2279 / 2,93) = 0,4576$$

$$\Sigma X'_{2i} = 1 - \text{верно}$$

По номограмме [20] определяем температуру: $T = 35^{\circ}\text{C}$ (308K).

Третья тарелка:

состава пара третьей тарелки узнаем по уравнению концентрации:

$$Y'_{3i} = 0,4 \cdot X'_{2i} + 0,6 \cdot Y'_{Di}$$

$$Y'_{31} = 0,4 \cdot 0,0075 + 0,6 \cdot 0,061 = 0,0396$$

$$Y'_{32} = 0,4 \cdot 0,5329 + 0,6 \cdot 0,79 = 0,6872$$

$$Y'_{33} = 0,4 \cdot 0,4576 + 0,6 \cdot 0,151 = 0,2736$$

$$\Sigma Y'_{3i} = 1 - \text{верно}$$

По номограмме [20] определяем температуру на третьей тарелке:

$T = 38^{\circ}\text{C}$ (311 K).

Находим состав флегмы с третьей тарелки

$$X'_{31} = (0,0396 / 32,75) / (0,0396 / 32,75 + 0,6872 / 8,1 + 0,2736 / 2,93) = 0,0067$$

$$X'_{32} = (0,6872 / 8,1) / (0,0396 / 32,75 + 0,6872 / 8,1 + 0,2736 / 2,93) = 0,4711$$

$$X'_{33} = (0,2736 / 2,93) / (0,0396 / 32,75 + 0,6872 / 8,1 + 0,2736 / 2,93) = 0,5189$$

$$\Sigma X'_{3i} = 1 - \text{верно}$$

расчет пятой тарелки:

$$Y_{54} = Y_{5nC4H1} = 0,0001$$

Расчет отгонной части колонны.

Определим рабочее паровое число по формуле [19]:

$$S = (r(D \setminus G) + (1 - e) - R'G) \setminus (R'G)$$

$$S = (0,65 \cdot 0,184 + (1 - 0,12) - 0,886) \setminus 0,856 = 0,194$$

$$S = 0,194$$

по уравнению концентрации находим состав флегмы:

$$X'_{n+1} = Y'_n / m' + (m' - 1) / X'_R$$

n – номер тарелки.

$$m' = (S + 1) \setminus S = (0,21 + 1) / 0,21 = 6,15$$

$$m' = 6,15$$

Отсюда уравнение концентраций:

$$X'_{n+1} = 0,145 \cdot Y'_n + 0,789 \cdot X'_R$$

Состав равновесных флегме паров[1]:

$$Y'_N = (a_i \cdot X'_i) \setminus \Sigma (a_i \cdot X'_i)$$

Температура определяется по константе фазового равновесия nC_4H_{10} [19]:

$$k_{nC4H10} = 1 \setminus \Sigma X'_i \alpha_i$$

Зная k_{nC4H10} и зная среднее давление в отгонной части:

$$P_{ср.} = (P_R + P_{\phi}) / 2 = 2,88 + 2,86 = 2,85 \text{ МПа,}$$

Произведем расчет для кипяtilьника и первой тарелки (считая снизу), результаты занесем в Приложение Б.

$$Y'_{02} = (\alpha_2 \cdot X'_{R2}) / (\alpha_2 \cdot X'_{R2} + \alpha_3 \cdot X'_{R3} + \alpha_4 \cdot X'_{R4} + \alpha_5 \cdot X'_{R5} + \alpha_6 \cdot X'_{R6} + \alpha_7 \cdot X'_{R7} + \alpha_8 \cdot X'_{R8})$$

$$Y'_{02} = 6,15 \cdot 0,055$$

$$(6,15 \cdot 0,055 + 2,6 \cdot 0,4576 + 1,34 \cdot 0,11 + 1 \cdot 0,252 + 0,49 \cdot 0,052 + 0,425 \cdot 0,048 + 0,2 \cdot 0,025) \\ = 0,3383 / 1,9784 = 0,171$$

$$Y'_{02} = 0,171$$

$$Y'_{03} = 0,6014$$

$$Y'_{04} = 0,0745$$

$$Y'_{05} = 0,1274$$

$$Y'_{06} = 0,0129$$

$$Y'_{07} = 0,0103$$

$$Y'_{08} = 0,00253$$

$$\Sigma Y'_n = 1,00$$

Константа фазового равновесия эталонного компонента nC_4H_{10} составит:

$$k_{nC_4H_{10}} = 1 / \sum X'_i \cdot \alpha_i$$

$$k_{nC_4H_{10}} = 1 / 1,9784 = 0,505$$

По номограмме [20] температура в кипятильнике (внизу колонны): $T_0 = T_R = 94^\circ\text{C}$ (367 K).

Первая тарелка:

Состав флегмы рассчитаем по уравнению концентраций:

$$X'_{12} = 0,163 \cdot Y'_{02} + 0,837 \cdot X'_{R2}$$

$$X'_{12} = 0,163 \cdot 0,171 + 0,837 \cdot 0,055 = 0,07387$$

$$X'_{13} = 0,163 \cdot 0,6014 + 0,837 \cdot 0,4576 = 0,481$$

$$X'_{14} = 0,163 \cdot 0,0745 + 0,837 \cdot 0,11 = 0,1042$$

$$X'_{15} = 0,163 \cdot 0,1274 + 0,837 \cdot 0,252 = 0,232$$

$$X'_{16} = 0,163 \cdot 0,0129 + 0,837 \cdot 0,052 = 0,0456$$

$$X'_{17} = 0,163 \cdot 0,0103 + 0,837 \cdot 0,048 = 0,0419$$

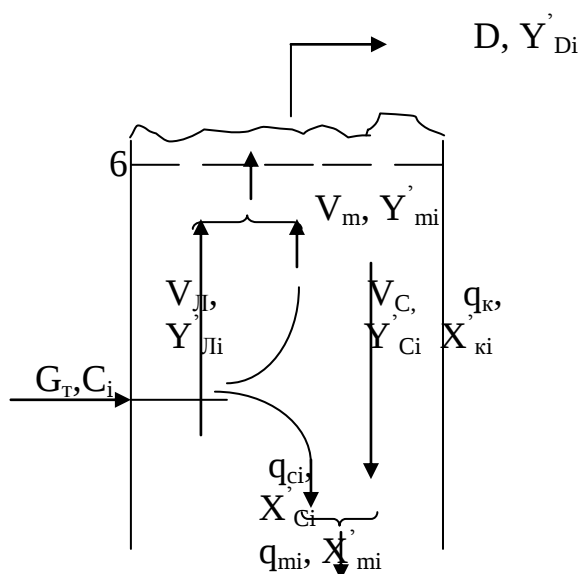
$$X'_{18} = 0,163 \cdot 0,00253 + 0,837 \cdot 0,025 = 0,0214$$

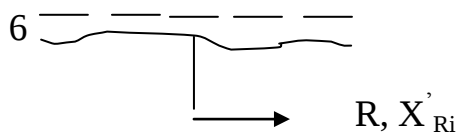
$$\sum X'_{ii} = 1,00$$

По номограмме [20] температура $T_1 = 84^\circ\text{C}$.

Расчет питательной секции колонны.

Находится питательная секция будет между шестой отгонной тарелки и шестой укрепляющей.





Флегмовое рабочее составило $r = 0,66$, а рабочее паровое $S = 0,194$, произведем расчет для 100 к моль сырья.

$$q_k = r \cdot D$$

$$q_k = 0,6 \cdot 15,4 = 12,82$$

$$V_m = q_k + D$$

$$V_m = 12,82 + 14,4 = 28,22$$

$$V_l = S \cdot R$$

$$V_l = 0,124 \cdot 82,6 = 15,22$$

$$V_c = e \cdot G$$

$$V_c = 0,81 \cdot 120 = 14,00$$

$$q_c = (1 - e) \cdot G$$

$$q_k = (1 - 0,21) \cdot 101 = 105$$

$$V_m \cdot Y'_{mi} = q_k \cdot X'_{ki} - D \cdot Y'_{Di}$$

$$V_m \cdot Y'_{mi} = V_l \cdot Y'_{li} - V_c \cdot Y'_{Ci}$$

$$Y'_{mi} = 0,8 \cdot Y'_{ki} + 0,78 \cdot X'_{Di}$$

$$Y'_{mi} = 0,534 \cdot Y'_{li} + 0,87 \cdot Y'_{Ci}$$

Расчеты составов Y'_{mi} сведены и записаны в Приложение В.

$$q_m \cdot X'_{mi} = V \cdot Y + P X'_{Ri}$$

$$q_m \cdot X'_{mi} = q_k \cdot X + q_c \cdot Y'_{Ci}$$

$$X'_{mi} = 0,159 \cdot X'_{li} + 0,987 \cdot X'_{Ri}$$

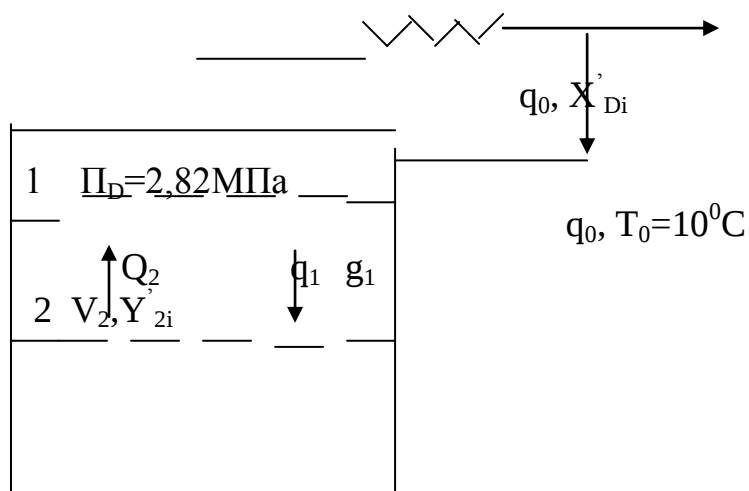
$$X'_{mi} = 0,185 \cdot X'_{ki} + 0,554 \cdot X'_{Ci}$$

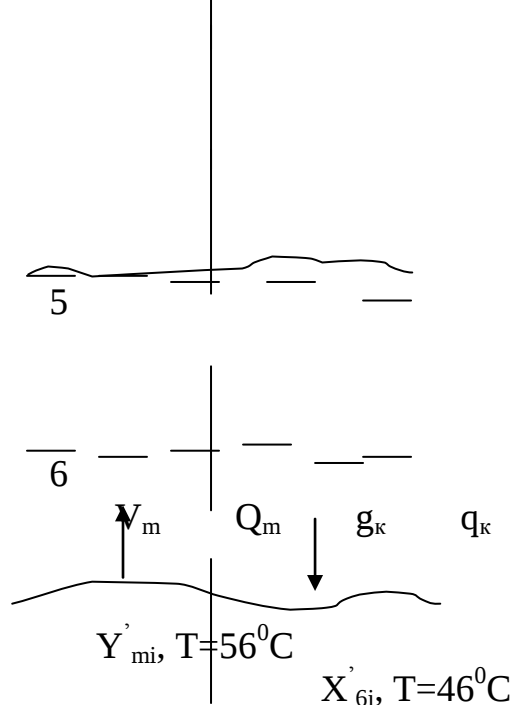
Расчеты составов X'_{mi} сведены и записаны в приложение В.

Расчет количества холодного орошения.

$(D+q_0), Y'_{Di}$

$Q_D, T_D=25^0C$





Запишем уравнение по схеме:

$$V \cdot Q_m + g_o \cdot q_o = g_k \cdot q_k + (D + g_o) \cdot Q_D$$

$$g_o = (V_m \cdot Q_m - g_k \cdot q_k - D \cdot Q_D) / (Q_D - q_i)$$

где V_m , g_k и D – число потоков, из предыдущих расчетов, Q_m , q_k , Q_D и q_o – энтальпии, кДж*кмоль.

$$P_d = 2,88 \text{ МПа} \quad P_f = 2,88 \text{ МПа}$$

$$T_d = 25^0\text{C}$$

$$T_f = 56^0\text{C}$$

$$T_{\text{бук.}} = 46^0\text{C}$$

$$V_m = 27,22$$

$$g_k = 10,82$$

Рассчитаем мол массы для определения энтальпии потоков.

$$M_{V_m} = \sum_{i=1}^8 M_i \cdot Y'_{mi} \text{ (п. } V_m)$$

$$M_{g_k} = \sum_{i=1}^8 M_i \cdot X_k \text{ (п. } g_k)$$

$$M_D = \sum_{i=1} M_i \cdot Y'_{Di} \text{ (п. } D \text{ и } g_o)$$

Расчет сведем в табл.18

Таблица 18. Расчёт орошения

Компоненты сырья	M_i	П. D и g_o		П. g_k		П. V_m	
		Y_D	$M \cdot Y_D$	X'_{ki}	$M_i \cdot X_k$	Y_m	$M_i \cdot Y_m$
CH_4	16	0,054	0,91	0,0992	0,0921	0,91	0,6856
C_2H	30	0,12	21,7	0,4899	12,52	0,616	19,2488
C_3H_9	44	0,121	6,844	0,8950	24,42	0,8966	13,89
$\text{иC}_4\text{H}_{10}$	58	~	~	0,00521	0,0323	0,004221	0,02314
C_4H_1	58	~	~	~	~	~	~

иC ₃ H ₁₂	72	~	~	~	~	~	~
C ₅ H ₁₂	72	~	~	~	~	~	~
C ₅ H ₁₂	86	~	~	~	~	~	~
сумма	-	1,00	M =34,32	1,00	M _к =38,9	1,00	M _в =40,21

Применяя номограмму для определения энтальпии, найдём:

$$Q_D = 458 \cdot 35,32 = 14411 \text{ кДж \ кмоль}$$

$$q_g = 357 \cdot 38,98 = 14888 \text{ кДж \ кмоль}$$

$$Q_n = 489 \cdot 42,81 = 16989 \text{ кДж \ кмоль}$$

$$q_o = 320 \cdot 35,32 = 9786 \text{ кДж \ кмоль}$$

Подставляя значения в уравнение теплового баланса получим:

$$g_o = (27,22 \cdot 16398 - 10,82 \cdot 14288 - 16,4 \cdot 13311) / (13311 - 9866) = 21 \text{ кмоль}$$

$g_o = 21$ кмоль на 100 кмоль сырья

Количество горячего орошения на верху колонны определим по следующему уравнению:

$$q_1 = q_o \cdot [(Q_D - q_o) / Q_2 - q_D)]$$

где Q_2 – энтальпия паров со второй тарелки, q_D – энтальпия флегмы q_1 при $T_1 = T_D$. Как показывают расчеты, Q_2 мало отличается от Q_D , поэтому можно принять, что $Q_2 = Q_D$, также ввиду близости составов дистиллята и флегмы q_1 , будем считать что q_D есть энтальпия жидкого дистиллята при $T_D = 25^\circ\text{C}$, тогда

$$q_1 = q_o \cdot [(Q_D - q_o) / Q_D - q_D)]$$

По графику [3] найдем:

$$q_D = 325 \cdot 31,32 = 10179 \text{ кДж \ кмоль}$$

Получим:

$$q_1 = 21 \cdot [(13311 - 9866) / (13311 - 10179)] = 23$$

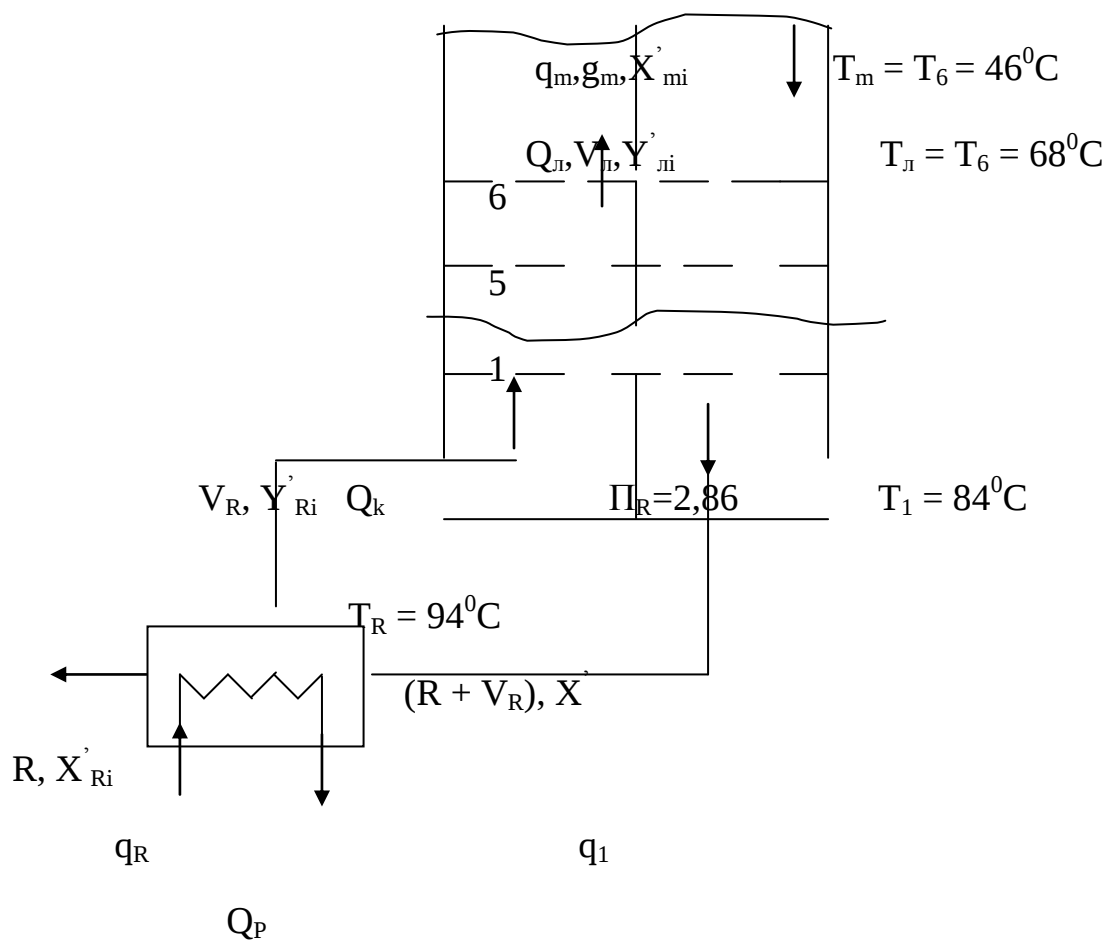
$q_1 = 23$ кмоль на 100 кмоль сырья

Флегмовое число на верху колонны составит:

$$r_i = g_1 / D$$

$$r_i = 23 / 16,4 = 1,4$$

орошения в низу ее отгонной части.



Для определения энтальпий q_m , $Q_{\text{л}}$ и q_R потоков рассчитаем их средние молекулярные массы:

Таблица 19. Расчёт куба колонны

Компоненты сырья	M _i	Поток V _л		Поток g _m		Поток R	
		Y' _{ли}	M _i x Y' _{ли}	X' _{ми}	M _i x X' _{ми}	X' _{Рi}	M _i x X' _{Рi}
CH ₄	16	~	~	~	~	~	~
C ₂ H ₆	30	0,2348	7,344	0,089	2,578	0,055	1,65
C ₃ H ₉	44	0,5652	25,34	0,4798	20,45	0,457	20,13
иC ₄ H ₁₀	58	0,065	3,65	0,1894	6,5	0,11	6,38
C ₄ H ₁	58	0,1567	6,557	0,568	11,234	0,252	14,62
иC ₅ H ₁₂	72	0,0651	0,7256	0,0489	3,87	0,052	3,74
CH ₁₂	72	0,007	0,556	0,089	2,21	0,048	3,46
C ₆ H ₁₅	86	0,00196	0,169	0,0212	1,812	0,025	2,15
сумма	-	1,00	M = 45,6	1,00	M _g = 53,1	1,00	M _p = 55,6

С помощью графиков энтальпий смесей легких углеводородов [21]

находим:

$$Q_K = 450 \cdot 42,6 = 25874 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_M = 350 \cdot 48,7 = 16717 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_P = 455 \cdot 50,3 = 25327 \text{ кДж/кмоль}$$

Подставим:

$$Q_r = 16,22 \cdot 25874 + 83,6 \cdot 25327 - 99,82 \cdot 16717 = 873459 \text{ кДж/кмоль}$$

Q_r = 873459 кДж/кмоль на 100 кмоль сырья

Уравнение теплового баланса кипятильника:

$$(R + V_R) \cdot q_1 + Q_P = R \cdot q_R + V_R \cdot Q_R$$

$$V_R = [Q_P - R(q_R - q_1)] / (Q_R - q_1)$$

где q₁ и Q_R – энтальпии соответственно флегмы, стекающей с нижней отгонной тарелки в кипятильник и пара поступающего из кипятильника на эту тарелку.

Средние молекулярные массы потоков:

$$M_R = \sum_2^8 M_i \cdot X'_{li}$$

$$M_V = \sum M_i \cdot Y'_{Ri}$$

Расчеты сведем в таблицу 20.

Таблица 20. Расчёт молекулярной массы потоков

Компоненты	M	П. (V _R + M)		П. V _R	
		X' _{ли}	M _i · X' _{ли}	Y' _{Рi}	M _i · Y' _{Рi}
CH ₄	16	-	-	-	-

C ₂ H ₆	30	0,07354	2,22	0,171	5,13
C ₃ H ₉	44	0,476	21,14	0,6081	26,46
иC ₄ H ₁₀	58	0,1021	6,046	0,745	4,332
C ₄ H ₁	58	0,245	13,58	0,127	7,398
C ₅ H ₁₂	72	0,0546	3,32	0,019	0,933
иCH ₁₂	72	0,0569	3,029	0,0111	0,744
C ₆ H ₁₄	86	0,0314	1,54	0,02565	0,219
сумма	-	1,00	M _{RVR} = 54	1,00	M _{VR} = 48

Пользуясь графиком энтальпий [21] находим:

$$q_1 = 290 \cdot 54 = 14790 \text{ кДж/кмоль}$$

$$Q_R = 560 \cdot 48 = 25312 \text{ кДж/кмоль}$$

Тогда:

$$V_R = [87389 - 83,6 \cdot (242427 - 14790)] / (25312 - 14790) = 8,1 \text{ кмоль}$$

V_R = 8,1 кмоль на 100 кмоль сырья.

Раньше было найдено количество парового орошения на верху отгонной части 16,22 кмоль на 100 кмоль сырья. Количество паров к низу отгонной части уменьшается вдвое.

Основные размеры колонны.

Определение диаметра колонны.

$$D_B = [(4 \cdot V_{\text{сек.}}) / \pi \cdot \omega]^{1/2}$$

где V_{сек.} - наибольший секундный объем паров, проходящих через сечение колонны, ω - допускаемая скорость паров в полном (свободном) сечении колонны.

Определим V_{сек.}:

V₂ = g₁ + D – под верхней укрепляющей тарелкой

V₂ = 23+16,4 = 39,4 кмоль на 100 кмоль сырья под укрепляющей тарелкой

V_м = 27,22 кмоль на 100 кмоль сырья над отгонной тарелкой

V_л = 16,22 кмоль на 100 кмоль сырья внизу под нижней отгонной тарелкой

V_R = 8,1 кмоль на 100 кмоль сырья

Из всех расчетов видно, что наиболее нагруженным по парам, является верхнее сечение колонны. Объем паров на верху колонны:

$$V_{\text{сек.}} = (22,4 \cdot G_B \cdot T_2 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot Z) / 3600 \cdot 273 \cdot \pi_D$$

где G_B – часовое количество паров на верху колонны.

$$G_B = (V_2 \cdot G_{\text{час.}}) / M_{\text{ср.}} \cdot 100$$

$$G_B = (39,4 \cdot 36500) / 48,74 \cdot 100 = 295 \text{ кмоль/час}$$

G_{час.} - производительность колонны по сырью кг/ч, M_{ср.} - средняя молекулярная масса сырья.

Приведенная температура этана:

$$T_{\text{пр.}} = T_2 / T_{\text{кр.}}$$

$$T_{\text{пр.}} = 308 / 305,4 = 1,01$$

Приведенное давление этана:

$$P_{\text{пр.}} = P_D / P_{\text{кр.}}$$

$$P_{\text{пр.}} = 2,82 / 4,95 = 0,57$$

$$Z = 0,9.$$

$$V_{\text{сек.}} = (22,4 \cdot 295 \cdot 308 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 0,9) / 3600 \cdot 273 \cdot 2,82 \cdot 10^6 = 0,065 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{сек.}} = 0,065 \text{ м}^3/\text{с}$$

С учетом того, что дистиллят колонны практически полностью состоит из этана, найдем плотности его в жидком и парообразном состоянии при температуре и давлении на верху колонны:

$$T = 25^0\text{C}, P_D = 2,82 \text{ МПа}$$

$$\rho^{\text{B}}_{\text{пар.}} = [D \cdot (r + 1)] / 3600 \cdot V^{\text{B}}_{\text{сек.}} = G_{\text{B}} / 3600 \cdot V^{\text{B}}_{\text{сек.}}$$

$$\rho^{\text{B}}_{\text{пар.}} = 295 / 3600 \cdot 0,065 = 1,26 \text{ кг} / \text{м}^3$$

$$\rho^{\text{B}}_{\text{пар.}} = 1,26 \text{ кг} / \text{м}^3$$

$$\rho_{\text{этана}} = 1,356 \text{ кг} / \text{м}^3$$

Определим часовое количество паров внизу колонны G_{H} :

$$G_{\text{H}} = (V_{\text{R}} \cdot R) \cdot G_{\text{H}} / M_{\text{ср.}} \cdot 100$$

$$G_{\text{H}} = (8,1 + 83,6) \cdot 36500 / 100 \cdot 48,74 = 683 \text{ кмоль} / \text{час.}$$

Объем паров внизу колонны определим по формуле:

$$V^{\text{H}}_{\text{сек.}} = (22,4 \cdot G_{\text{H}} \cdot T \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot Z) / 3600 \cdot 273 \cdot \pi_{\text{R}}$$

Определим коэффициент сжимаемости Z. Пары внизу колонны в основном состоят из пропана: $T_{\text{кр.}} = 370 \text{ К}$, критическое давление – $P_{\text{кр.}} = 4,32 \text{ МПа}$, температура паров пропана из таблицы приложения Б равна $T_1 = 84^0\text{C}$.

Приведенная температура пропана:

$$T_{\text{пр.}} = T_1 / T_{\text{кр.}}$$

$$T_{\text{пр.}} = 357 / 370 = 0,96$$

Приведенное давление пропана:

$$P_{\text{пр.}} = P_{\text{R}} / P_{\text{кр.}}$$

$$\Pi_{\text{пр.}} = 2,86 / 4,32 = 0,66$$

$$Z = 0,6.$$

$$\rho_{\text{пропана}} = 2,02 \text{ кг} \cdot \text{м}^3$$

$$V_{\text{сек.}}^{\text{H}} = (22,4 \cdot 683 \cdot 367 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 0,6) / 3600 \cdot 273 \cdot 2,86 \cdot 10^6 = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$V_{\text{сек.}}^{\text{H}} = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$\rho_{\text{пар.}}^{\text{H}} = G_{\text{H}} / 3600 \cdot V_{\text{сек.}}^{\text{H}}$$

$$\rho_{\text{пар.}}^{\text{H}} = 683 / 3600 \cdot 0,12 = 1,58 \text{ кг} / \text{м}^3$$

Расстояние между тарелками по всей высоте колонны принимаем равным $h = 600 \text{ мм}$. По [23], находим C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок. $C = 0,065$.

$$\omega_{\text{max}} = C \cdot \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) / \rho_{\text{п}}}$$

$$\omega_{\text{max}}^{\text{B}} = 0,065 \cdot ((1,356 - 1,26) / 1,26)^{1/2} = 0,02 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{max}}^{\text{B}} = 0,02 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{max}}^{\text{H}} = 0,065 \cdot ((2,02 - 1,58) / 1,58)^{1/2} = 0,034 \text{ м/с}$$

$$\omega_{\text{max}}^{\text{H}} = 0,034 \text{ м'с}$$

$$D_{\text{B}} = [(4 \cdot V_{\text{сек.}}^{\text{B}}) / \pi \cdot \omega]^{1/2} = [(4 \cdot 0,065) / 3,14 \cdot 0,02]^{1/2} = 2,03 \text{ м}$$

$$D_{\text{B}} = 2,03 \text{ м}$$

$$D_{\text{H}} = [(4 \cdot V_{\text{сек.}}^{\text{H}}) / \pi \cdot \omega]^{1/2} = [(4 \cdot 0,12) / 3,14 \cdot 0,034]^{1/2} = 2,12 \text{ м}$$

$$D_{\text{H}} = 2,12 \text{ м}$$

Принимаем диаметр колонны $D = 2,2 \text{ м}$

Определение высоты колонны.

КПД колпачковой тарелки $\eta_{\text{т}} = 0,5$ [19]. Число теоретических тарелок для укрепляющей части колонны $N_{\text{т}}^{\text{y}} = 6$, следовательно:

$$N_{\text{p}}^{\text{y}} = N_{\text{т}} / \eta_{\text{т}}$$

$$N_{\text{p}}^{\text{y}} = 6 / 0,5 = 12 \text{ тарелок}$$

Для отгонной части $N_{\text{т}}^{\text{o}} = 6$, следовательно:

$$N_{\text{p}}^{\text{o}} = N_{\text{т}} / \eta_{\text{т}}$$

$$N_{\text{p}}^{\text{o}} = 6 / 0,5 = 12 \text{ тарелок}$$

Примем расстояние между верхним днищем колонны и ее верхней укрепляющей тарелкой $h_{\text{D}} = 2,2 \text{ м}$. Высоту питательной секции $h_{\text{G}} = 2 \text{ м}$,

расстояние между нижним днищем и нижней отгонной тарелкой $h_R = 4\text{ м}$.

Тогда рабочая высота колонны будет равна:

$$H_p = h_D + (N_p^y - 1) \cdot h_T + h_G + (N_p^o - 1) \cdot h_T + h_R$$

$$H_p = 2,2 + (12 - 1) \cdot 0,6 + 2 + (12 - 1) \cdot 0,6 + 4 = 21,4$$

$H_p = 21,4\text{ м}$ – общая высота колонны.

Расчет диаметра штуцеров.

Диаметр штуцера зависит от допустимой скорости потока и определяется, как и диаметр колонны, из уравнения объемного расхода:

$$d_{ш} = [V_{п} / (0,785 \cdot \omega_{доп})]^{1/2}$$

где $V_{п}$ - объемный расход потока в трубопроводе.

Допустимая скорость потока зависит от фазового состояния.

Определим диаметр штуцера А – входа смеси:

$$d_A = [F / (3600 \cdot \rho_{ж} \cdot 0,785 \cdot \omega_{доп})]^{1/2}$$

$$F = 36500 \text{ кг / ч}$$

$$\omega_{доп.} = 1,5 \text{ м / с}$$

$$\rho_{ж} = 620 \text{ кг / м}^3$$

$$d_A = [36500 / (3600 \cdot 620 \cdot 0,785 \cdot 1,5)]^{1/2} = 0,118 \text{ м}$$

Принимаем диаметр штуцера А, **$d_A = 125\text{ мм}$, $l_A = 175 \text{ мм}$** [6].

Определим диаметр штуцера В – входа дистиллята:

$$d_B = [V_{п}^B / (0,785 \cdot \omega_{доп})]^{1/2}$$

$$V_{п}^B = 0,065 \text{ м}^3 / \text{с}$$

$$\omega_{доп.} = 15 \text{ м / с}$$

$$d_A = [0,065 / (0,785 \cdot 15)]^{1/2} = 0,074 \text{ м}$$

Принимаем диаметр штуцера В, **$d_B = 250 \text{ мм}$, $l_A = 250 \text{ мм}$** [24].

Определим диаметр штуцера С – входа флегмы:

$$d_C = [D \cdot r / (3600 \cdot \rho_{ж}^B \cdot 0,785 \cdot \omega_{доп})]^{1/2}$$

$$D = 16,42 \text{ кмоль / час} = 17483,5 \text{ кг / ч}$$

$$\omega_{доп.} = 1 \text{ м / с}$$

$$\rho_{ж}^B = 620 \text{ кг / м}^3$$

$$r = 0,66$$

$$d_C = [17483,5 \cdot 0,66 / (3600 \cdot 620 \cdot 0,785 \cdot 1)]^{1/2} = 0,081 \text{ м}$$

Принимаем диаметр штуцера С, **$d_C = 125\text{ мм}$, $l_C = 175 \text{ мм}$** [24].

Определим диаметр штуцера D – входа пара:

$$d_D = [V_{п}^H / (0,785 \cdot \omega_{доп})]^{1/2}$$

$$V_{п}^H = 0,065 \text{ м}^3 / \text{с}$$

$$\omega_{доп.} = 20 \text{ м / с}$$

$$d_D = [0,12 / (0,785 \cdot 20)]^{1/2} = 0,087 \text{ м}$$

Принимаем диаметр штуцера D, $d_D = 125 \text{ мм}$, $l_D = 175 \text{ мм}$ [24].

Определим диаметр штуцера E – выхода кубовой части:

$$d_E = [R / (3600 \cdot \rho_{\text{ж}}^{\text{н}} \cdot 0,785 \cdot \omega_{\text{доп}})]^{1/2}$$

$$R = 83,58 \text{ кмоль / час} = 19016,5 \text{ кг / ч}$$

$$\omega_{\text{доп.}} = 0,4 \text{ м / с}$$

$$\rho_{\text{ж}}^{\text{н}} = 620 \text{ кг / м}^3$$

$$d_C = [19016,5 / (3600 \cdot 620 \cdot 0,785 \cdot 0,4)]^{1/2} = 0,233 \text{ м}$$

Принимаем диаметр штуцера E, $d_E = 250 \text{ мм}$, $l_E = 250 \text{ мм}$ [24].

Расчет на прочность ректификационной колонны.

Основные части аппарата.

Часть аппарата	Размеры, мм			Основной металл		Данные о сварке	
	Ø _{вн}	Толщина, S	Высота, L	Марка	ГОСТ или ТУ	Вид сварки	Марка электрода
Корпус	2200	28	19900	09Г2С	5520-62	Электросварка	Э50А ГОСТ9467 - 60
Днище верхнее	2200	28	750				
Днище нижнее	2200	28	750				

Принятые обозначения.

$$D_{\text{в}} = 220 \text{ см}$$

$$D_{\text{из}} = 245,6 \text{ см}$$

$$P = 2,86 \text{ МПа}$$

$$D_{\text{дн}} =$$

$$D_{\text{дн}} =$$

$$D_{\text{вок}} =$$

$$D_{\text{нок}} =$$

$$C = 5 \text{ мм}$$

$$[\sigma]^{20}_{09Г2С} = 196 \text{ МПа}$$

$$\phi = 0,9$$

Внутренний диаметр корпуса

Диаметр корпуса с изоляцией

Рабочее давление в колонне

Диаметр наружный нижнего днища

Диаметр наружный верхнего днища

Диаметр внутренний опорного кольца

Диаметр наружный опорного кольца

Прибавка на коррозию и вытяжку при изготовлении

Допускаемое напряжение стали 09Г2С при $T = 20^{\circ}\text{C}$

Коэффициент сварного шва

Вес аппарата.

Вес аппарата по проекту

$$Q_1 = 78800 \text{ кг}$$

Вес металлоконструкций

$$Q_2 = 8000 \text{ кг}$$

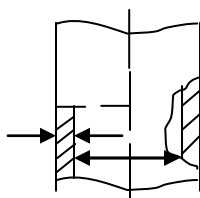
Вес изоляции

$$Q_3 = 6900 \text{ кг}$$

Вес аппарата в рабочем состоянии	$Q_4 = 98100 \text{ кг}$
Вес аппарата при гидравлическом испытании	$Q_5 = 209714 \text{ кг}$
Вес аппарата при гидравлическом испытании без веса опоры и нижнего днища	$Q_6 = 201400 \text{ кг}$

Расчет на прочность.

Расчет толщины стенки корпуса.



Расчет толщины стенки ректификационной колонны произведём в соответствии с ГОСТ 14249 – 89 по формуле:

$$S = S_p + C,$$

где S – принятая толщина стенки,

S_p - расчетная толщина стенки,

C – прибавка.

$$S_p = PD/2[\sigma] \cdot \varphi - P,$$

где $P = 28,6 \text{ кгс/см}^2$ – внутреннее давление,

$D = 220 \text{ см}$ – внутренний диаметр корпуса,

$[\sigma] = 1770 \text{ кгс/см}^2$ – допускаемое напряжение при данной температуре,
 $t = 94^\circ\text{C}$,

$\varphi = 0,9$ – коэффициент сварного шва

$$S_p = 28,6 \cdot 220 / (2 \cdot 1770 \cdot 0,9 - 28,6) = 1,99 \text{ см}$$

$$S = 1,99 + 0,5 = 2,49 \text{ см} \approx 25 \text{ мм}$$

Принимаем **$S = 28 \text{ мм}$**

Расчет днищ колонны.

Расчет толщины нижнего днища.

Толщину днища определим по следующей формуле:

$$S = P \cdot D / (2 \cdot \varphi \cdot [\sigma] - 0,5 \cdot P) + C$$

где $P = 28,6 \text{ кгс/см}^2$ – внутреннее давление,

$D = 220 \text{ см}$ – внутренний диаметр корпуса,

$[\sigma] = 1770 \text{ кгс/см}^2$ – допускаемое напряжение при данной температуре,
 $t = 94^\circ\text{C}$,

$\varphi = 0,9$ – коэффициент сварного шва

$C = 0,5 \text{ см}$ – прибавка на коррозию и вытяжку при изготовлении.

$$S = 28,6 \cdot 220 / (2 \cdot 0,9 \cdot 1770 - 0,5 \cdot 28,6) + 0,5 = 1,98 \text{ см}$$

$$S = 19,8 \text{ мм}$$

Принимаем $S = 28 \text{ мм}$

Толщина стенки приближенно определяется по следующим формулам с последующей проверкой:

$$S_{1R} = \max \{ (K_y \cdot R / 510) \cdot \sqrt{n_y \cdot P / 10^{-6} \cdot E} \\ P \cdot R / 2 \cdot [\sigma] \}$$

$$S_1 \geq S_{1R} + C,$$

где $K_y = 0,9$ – коэффициент для эллиптических днищ,

$R = D = 220 \text{ см}$ – радиус кривизны в вершине днища по внутренней поверхности,

$C = 0,5 \text{ см}$ – прибавка на коррозию и вытяжку при изготовлении,

$n_y = 2,4$ – коэффициент запаса устойчивости,

$[\sigma] = 1770 \text{ кгс/см}^2$,

$E = 1,91 \cdot 10^5 \text{ МПа} = 1,91 \cdot 10^6 \text{ кгс/см}^2$,

$$S_{1R} = (0,9 \cdot 220 / 510) \cdot \sqrt{2,4 \cdot 28,6 / 10^{-6} \cdot 1,91 \cdot 10^6} = 2,33 \text{ мм}$$

$$S_{1R} = 2,86 \cdot 2200 / 2 \cdot 177 = 17,8 \text{ мм}$$

$$S_1 \geq 17,8 + 5 = 22,77 \text{ мм}$$

Принимаем $S_1 = 28 \text{ мм}$

Для стандартных днищ с $R = D$ и $H = 0,25D$ толщина стенки днищ близка к толщине стенки цилиндрической обечайки.

5. Выводы

В результате выполнения выпускной квалифицированной работы были достигнуты следующие результаты:

- на основе анализа литературных источников, было сформировано представление о процессе подготовке попутного нефтяного газа на промыслах – теоретические основы процесса;
- были изучены современные методы аппаратного оформления процесса: технологии, условия проведения процесса;
- проведённые расчёты показали, что ректификационная колонна будет работать стабильно, при этом качество получаемой продукции этановой фракции и ШФЛУ будет соответствовать ТУ 38- 101489-94 ТУ 38.101524-93 соответственно.

На основании произведённых расчётов были определены основные технологические параметры ректификационной колонны:

- тип тарелок – колпачковые;
- общее количество тарелок 24 (по 12 тарелок в исчерпывающей и укрепляющей частях аппарата);
- внутренний диаметр колонны составил 2200 мм;
- приблизительная высота – 21400 мм;
- толщина обечайки 28 мм.

Список использованных источников

1. Способ подготовки попутного нефтяного газа №2471979 от 01.04.2011 <http://allpatents.ru> [электронный ресурс]
2. Способ подготовки и утилизации попутного низконапорного газа №2259511 <http://www.findpatent.ru> [электронный ресурс]
3. Способ подготовки топливного газа №2376341 от 20.12.2009 <http://bd.patent.su> [электронный ресурс]
4. Способ получения из попутного газа бензинов и сжиженного газа №2509271 от 05.06.2012 <http://www.freepatent.ru> [электронный ресурс]
5. Способ переработки природных и попутных газов № 2014/000451 от 31.12.2014 <http://www.google.com/patents> [электронный ресурс]
6. Apparatus for producing synthesis gas for hydrocarbon production № 2014/000968 от 02.07.2015 <http://www.google.com/patents> [электронный ресурс]
7. Мазгаров А.М. Технологии очистки попутного нефтяного газа/ А.М. Мазгаров, О.М. Корнетова. – Казань: Казан. ун-т, 2015. – 70 с.
8. Рогова О. Финансовые горизонты нефтегазодобытчиков “ ЭКО. - 1998. - №2. - с. 21-24.
9. Зайкин Ю.А., Зайкина Р.П., Надиров Н. А. “ Нефть России, 1997. №5 - 6. - с.72 - 73.
- 10.Иванова И.Ю., Тугузова Т.Ф., Попов С.П., Петров Н.А. “ Малая энергетика Севера: Проблемы и пути развития. Новосибирск: Наука, 2002.- 188 с.
- 11.Россомахин И.Н., Сафьянников И.А. “ Проблемы развития малой энергетики Западной Сибири ‘ Т. 1 , 2003. С. 242- 243.
- 12.Ананенков А.Г., Мастепанов А.М. Газовая промышленность России на рубеже XX и XXI веков: некоторые итоги и перспективы. - М.: ООО «Газоил пресс», 2010.

- 13.Лapidус А.Л. Газохимия часть 1. Первичная переработка углеводородных газов — М.: РГУ нефти и газа, 2004. 242 с.
- 14.Гриценко А.И., Александров И.А., Галанин И.А. Физические методы переработки и использования нефти и газа. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. Учебное пособие. – М.: Недра, 1991. – 160-170с.
- 15.Новый справочник химика и технолога. Сырье и продукты промышленности органических и неорганических веществ. Ч.1. – С. – Пб.: АНО НПО «Мир и Семья», АНО НПО «Профессионал», 2002. – 988с.
- 16.В. И. Исагулянц. Труды Московского института нефтехимической и газовой промышленности. им И.М. Губкина, 24, 286 (1959).
- 17.Смирнов А.С. Сбор и подготовка нефтяного газа на промысле. М.: Недра, 1971.-254 е., ил.
- 18.Бараз В.И. Добыча нефтяного газа. М.: Недра. 1983. 204 с.
- 19.Гриценко А.И. и др. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. — М.: Недра, 1999. 473 с.
- 20.Крец В.Г., Лене Г.В. Основы нефтегазодобычи: учебное пособие ‘ Томский политехнический университет. Томск: Изд-во ТГУ, 2000. — 219 с.
- 21.Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. М.: Недра, 1980. - 193 с.
- 22.Associated Petroleum Gas формат доступа <http://www.diva-portal.se/smash/get/diva2:768346/FULLTEXT01.pdf> [электронный ресурс]
- 23.Guidelines on Flare and Vent Measurement// The Global Gas Flaring Reduction partnership (GGFR) and the World Bank, September 18, 2008/ -36 p. http://siteresources.worldbank.org/INTGGFR/Resources/Guidelines_Flare_Vent_Measurement.pdf
- 24.Using Russia’s Associated Gas// PFC Energy, December 10 2007. – 84 p.

25. Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности Л: Химия, 1974 г.
26. Эрих В. Н., Рахина М. Г., Рудин М. Г. Химия и технология нефти и газа. Л: Химия, 1977 г.
27. Гуревич И. Л. Общие свойства первичные методы переработки нефти и газа. Москва: Химия 1972 г.
28. Павлов К. Ф., Раманков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов технологии. Химия 1981 г.
29. Лашинский А. А. Точинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры Москва-Ленинград 1963 г.
30. Сосуды и аппараты нормы и методы расчета на прочность ГОСТ 14249-89 Москва.
31. Вихман Г. Л., Круглов С. А. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов. Москва Машиностроение 1978 г.
32. Фаразов С. А. Оборудование нефтеперерабатывающих заводов и его эксплуатация. Москва Химия 1978 г.

Приложение А.

Компоне нты	1я тарелка, T = 25 ⁰ С				2я тарелка, T = 35 ⁰ С							
	α_i	Y'_{Di}	$Y'_{Di} \cdot \alpha_i$	$X'_{1i} = (Y'_{1i} \cdot \alpha_i) / \sum Y'_{1i} \cdot \alpha_i$	α_i	$0,4X'_{1i}$	$0,6Y'_{Di}$	$Y'_{2i} = 0,4X'_{1i} + 0,6Y'_{Di}$	$Y'_{2i} \cdot \alpha_i$	$X'_{2i} = (Y'_{2i} \cdot \alpha_i) / \sum Y'_{2i} \cdot \alpha_i$		
CH ₄	32,65	0,321	0,00326	0,0124	32,65	0,00216	0,0360	0,04126	0,00107	0,0032		
C ₂ H ₆	8,8	0,765	0,09515	0,632	8,8	0,262	0,43	0,723	0,09326	0,5322		
C ₃ H ₈	2,2	0,185	0,055	0,3303	2,2	0,13723	0,0916	0,219	0,0378	0,45721		
иC ₄ H ₁₀	1,345	~	~	~	1,345	~	~	~	~	~		
C ₄ H ₁₀	1,12	~	~	~	1,12	~	~	~	~	~		
иC ₅ H ₁₂	0,655	~	~	~	0,655	~	~	~	~	~		
C ₅ H ₁₂	0,125	~	~	~	0,125	~	~	~	~	~		
C ₆ H ₁₄	0,132	~	~	~	0,132	~	~	~	~	~		
сумма	~	1,00	0,15	1,00	~	~	~	1,00	0,17	1,00		
Компоне нты	3я тарелка, T = 38 ⁰ С						4я тарелка, T = 40 ⁰ С					
	α_i	$0,4X'_{2i}$	$0,6Y'_{Di}$	$Y'_{3i} = 0,4X'_{2i} + 0,6Y'_{Di}$	$Y'_{3i} \cdot \alpha_i$	$X'_{3i} = (Y'_{3i} \cdot \alpha_i) / \sum Y'_{3i} \cdot \alpha_i$	α_i	$0,4X'_{3i}$	$0,6Y'_{Di}$	$Y'_{4i} = 0,4X'_{3i} + 0,6Y'_{Di}$	$Y'_{4i} \cdot \alpha_i$	$X'_{4i} = (Y'_{4i} \cdot \alpha_i) / \sum Y'_{4i} \cdot \alpha_i$
CH ₄	32,65	0,013	0,0126	0,0126	0,0322	0,02670	32,65	0,0217	0,036	0,03233	0,0122	0,0365
C ₂ H ₆	8,8	0,233 2	0,432	0,6122	0,0818	0,4231	8,8	0,1324	0,412	0,6612	0,092	0,4232
C ₃ H ₈	2,2	0,112	0,0216	0,226	0,0124	0,5329	2,2	0,2326	0,0926	0,2923	0,112	0,5214
иC ₄ H ₁₀	1,345	~	~	~	~	~	1,345	~	~	~	~	~
C ₄ H ₁₀	1,12	~	~	~	~	~	1,12	~	~	~	~	~
иC ₅ H ₁₂	0,655	~	~	~	~	~	0,655	~	~	~	~	~
иC ₅ H ₁₂	0,125	~	~	~	~	~	0,125	~	~	~	~	~
C ₆ H ₁₄	0,132	~	~	~	~	~	0,132	~	~	~	~	~
сумма	~	~	~	1,00	0,18	1,00	~	~	~	1,00	0,185	1,00

Продолжение Приложения А

Компоне нты	5я тарелка, T = 44°C						6я тарелка, T = 46°C					
	a_i	$0,4X'_4$	$0,6Y_{Di}$	$Y_{5i} = 0,4X'_{4и} + 0,6Y'_{Di}$	$Y'_{5i} a_i$	$X'_{5i} = (Y'_{5i} 'a_i) \sum Y'_{5i} 'a_{i5}$	a_{i6}	$0,4X'_{5i}$	$0,6Y'_{Di}$	$Y'_{6i} = 0,4X'_{5i} + 0,6Y'_{Di}$	$Y'_{6i} 'a_{i6}$	$X'_{6i} = (Y'_{6i} 'a_{i6}) \sum Y'_{6i} 'a_{i6}$
CH ₄	32,65	0,0126	0,036	0,0372	0,0011	0,0163	32,35	0,1125	0,0365	0,0391	0,00191	0,012
C ₂ H ₆	8,8	0,1273	0,44	0,6503	0,088	0,4223	8,2	0,1213	0,423	0,632	0,0556	0,4159
C ₃ H ₉	2,2	0,231	0,0916	0,3006	0,1323	0,532	2,823	0,212	0,096	0,3126	0,1033	0,5650
иC ₄ H ₁₀	1,345	~	~	0,0011 ^x	0,00071	0,00361	1,45	0,00151	~	0,00151	0,0101	~
C ₄ H ₁	1,12	~	~	~	~	~	1,0	~	~	~	~	~
иC ₅ H ₁₂	0,655	~	~	~	~	~	0,495	~	~	~	~	~
C ₅ H ₁	0,125	~	~	~	~	~	0,325	~	~	~	~	~
C ₆ H ₁₃	0,132	~	~	~	~	~	0,165	~	~	~	~	~
сумма	~	~	~	1,00	0,19	1,00	~	~	~	1,00	0,2	1,00
Компоне нты	7я тарелка, T = 46°C											
	a_i	$0,4X'_{6i}$	$0,6Y'_{Di}$	$Y'_{7i} = 0,4X'_{6i} + 0,6Y'_{Di}$	$Y'_{7i} 'a_{i7}$	$X'_{7i} = (Y'_{7i} 'a_{i7}) \sum Y'_{7i} 'a_{i7}$						
CH ₄	32,65	0,0085	0,0546	0,0212	0,00819	0,021						
C ₂ H ₆	8,8	0,1674	0,445	0,6432	0,0982	0,330						
C ₃ H ₇	2,2	0,2126	0,0986	0,318	0,12305	0,52189						
иC ₄ H ₁₀	1,345	0,00421	~	0,00142	0,00311	0,02315						
C ₄ H ₁₀	1,12	~	~	~	~	~						
иC ₅ H ₁₂	0,655	~	~	~	~	~						
C ₅ H ₁₂	0,125	~	~	~	~	~						
C ₆ H ₁₃	0,132	~	~	~	~	~						
сумма	~	~	~	1,00	0,2	1,00						

Приложение Б.

Компоненты	Кипятильник, $T_0 = T_R = 94^{\circ}\text{C}$					1я тарелка, $T_1 = 84^{\circ}\text{C}$					
	a_i	X_{pi}	$a_i * X'_{pi}$	$Y'_{0i} = a_i x X'_{pi} \cdot \sum a_i x X'_{pi}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{pi} x a_i$	$0,163 * Y'_i$	$0,877x X_{pi}$	$X'_1 = 0,163 * Y'_{0i} + 0,887x X'_{pi}$	$a_i x X'_{1i}$	$Y'_{1i} = a_i x X'_{1i} \cdot \sum a_i x X'_{1i}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{1i} x a_i$
CH	19,89	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~
C ₂ H ₅	6,98	0,0534	0,3963	0,121	~	0,02927	0,052	0,0737	0,4983	0,2123	~
C ₃ H ₈	2,26	0,46	1,1598	0,614	~	0,0981	0,3320	0,4810	1,2511	0,541	~
иC ₄ H ₁₀	1,98	0,141	0,1414	0,0735	~	0,0122	0,0121	0,1012	0,1421	0,0846	~
C ₄ H ₁₀	1,08	0,243	0,221	0,1124	0,515	0,0212	0,201	0,23	0,245	0,164	0,462
иC ₅ H ₁₂	0,54	0,054	0,075	0,0191	~	0,0032	0,045	0,04126	0,0653	0,0115	~
C ₅ H ₁₂	0,565	0,024	0,004	0,0112	~	0,0051	0,0422	0,04101	0,0158	0,014	~
C ₆ H ₁₁	0,26	0,0254	0,055	0,00233	~	0,0012	0,065	0,0254	0,0013	0,0022	~
сумма	~	1,00	1,9984	1,00	~	~	~	1,00	2,02	1,00	~

Компоненты	2я тарелка, $T_2 = 81^{\circ}\text{C}$							3я тарелка, $T_3 = 78^{\circ}\text{C}$					
	a_i	$0,163 x Y'_{1i}$	$0,837x X'_{Ri}$	$X'_{2i} = 0,163x Y'_{1i} + 0,837x X'_{Ri}$	$a_i x X'_{2i}$	$Y'_{2i} = a_i x X'_{2i} \cdot \sum a_i x X'_{2i}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{2i} x a_i$	$0,163 x Y'_{2i}$	$0,837x X'_{Ri}$	$X'_{3i} = 0,163x Y'_{2i} + 0,837x X'_{Ri}$	$a_i x X'_{3i}$	$Y'_{3i} = a_i x X'_{3i} \cdot \sum a_i x X'_{3i}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{3i} x a_i$
CH ₄	19,89	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~
C ₂ H ₆	6,98	0,0349	0,046	0,081	0,4982	0,2312	~	0,038	0,046	0,084	0,5166	0,2384	~
C ₃ H ₈	2,26	0,0962	0,3830	0,4792	1,246	0,5782	~	0,0942	0,3830	0,4772	1,241	0,5727	~
iC ₄ H ₁₀	1,98	0,011	0,0921	0,103	0,1382	0,0641	~	0,0105	0,0921	0,1026	0,1375	0,0635	~
nC ₄ H ₁₀	1,08	0,0178	0,211	0,229	0,229	0,1063	0,466	0,0173	0,211	0,2283	0,2283	0,1054	0,462
iC ₅ H ₁₂	0,54	0,0017	0,0435	0,0452	0,0221	0,0103	~	0,00166	0,0435	0,0452	0,0221	0,0102	~
nC ₅ H ₁₂	0,565	0,00137	0,0402	0,0416	0,0177	0,00821	~	0,00134	0,0402	0,0415	0,0176	0,0081	~
C ₆ H ₁₄	0,26	0,00033	0,021	0,0213	0,0043	0,002	~	0,00032	0,021	0,0213	0,00426	0,00196	~
сумма	~	~	~	1,00	2,155	1,00	~	~	~	1,00	2,167	1,00	~

Компоненты	4я тарелка, $T_4 = 75^0\text{C}$							5я тарелка, $T_5 = 72^0\text{C}$					
	a_i	$0,163 \cdot Y'_3$	$0,887 \cdot X_R$	$X'_4 = 0,183 \cdot Y'_{3i} + 0,887 \cdot X_R$	$a_i \cdot X_{4i}$	$Y_{4i} = a_i \cdot X'_{4i} + \sum a_i \cdot X'_{4i}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{4i} \cdot a_i$	$0,183 \cdot Y'_{4i}$	$0,887 \cdot X'_{Ri}$	$X'_5 = 0,163 \cdot Y'_{i+} + 0,887 \cdot X_{Ri}$	$a_i \cdot X'_{5i}$	$Y'_{5i} = a_i \cdot X'_{5i} + \sum a \cdot X'_{5i}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{5i} \cdot a_i$
CH ₄	19,89	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~	~
C ₂ H ₆	6,98	0,0394	0,089	0,255	0,6528	0,2489	~	0,092	0,041	0,088	0,545	0,324	~
C ₃ H ₈	2,26	0,0944	0,3890	0,4564	1,255	0,589	~	0,0916	0,381	0,4751	1,265	0,5392	~
иC ₄ H ₁₀	1,98	0,0165	0,0651	0,1235	0,1454	0,0893	~	0,013	0,0912	0,1001	0,1452	0,043	~
C ₄ H ₁₀	1,08	0,01658	0,2123	0,245	0,245	0,109	0,458	0,0112	0,211	0,2245	0,2541	0,148	0,412
иC ₅ H ₁₂	0,54	0,00156	0,0498	0,0452	0,0451	0,011	~	0,00125	0,0453	0,0445	0,0121	0,5601	~
C ₅ H ₁₂	0,565	0,00562	0,0892	0,23152	0,01566	0,0077	~	0,0021	0,042	0,0478	0,0566	0,068	~
C ₆ H ₁	0,26	0,00652	0,561	0,02332	0,00456	0,08996	~	0,00122	0,051	0,025632	0,06526	0,01961	~
сумма	~	~	~	1,00	2,851	1,00	~	~	~	1,00	2,175	1,00	~

Компоненты	6я тарелка, $T_6 = 68^0\text{C}$							7я тарелка, $T_7 = 66^0\text{C}$					
	a_i	$0,153 \cdot Y'_{5i}$	$0,839 \cdot X'_R$	$X'_6 = 0,163 \cdot Y'_{5i} + 0,857 \cdot X'_R$	$a_i \cdot X_6$	$Y'_{6i} = a_i \cdot X'_6 + \sum a_i \cdot X'_6$	$k = 1 \cdot \sum X'_{6i} \cdot a_i$	$0,163 \cdot Y'_6$	$0,887 \cdot X'_R$	$X'_7 = 0,163 \cdot Y'_{6i} + 0,887 \cdot X'_{Ri}$	$a_i \cdot X'_{7i}$	$Y'_{7i} = a_i \cdot X'_{7i} + \sum a_i \cdot X'_{7i}$	$k = 1 \cdot \sum X'_{7i} \cdot a_i$
CH ₄	19,89	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₂ H ₅	6,98	0,023	0,046	0,054	0,5541	0,2128	-	0,065	0,036	0,083	0,5652	0,2437	-
C ₃ H ₈	2,26	0,0218	0,3830	0,4418	1,245	0,5122	-	0,0526	0,3130	0,475	1,2126	0,566	-
иC ₄ H ₁₀	1,98	0,0122	0,0921	0,1123	0,147	0,0129	-	0,0123	0,0121	0,1113	0,1324	0,061	-
C ₄ H ₁₀	1,08	0,0132	0,211	0,232	0,288	0,127	0,454	0,0110	0,231	0,223	0,22	0,1042	0,43
иC ₅ H ₁₂	0,54	0,00104	0,0435	0,012	0,002	0,0301		0,0014	0,0335	0,0115	0,032	0,011	
C ₅ H ₁	0,565	0,0057	0,0402	0,0325	0,0376	0,018		0,00233	0,0212	0,035	0,03276	0,003	
C ₆ H ₁₄	0,26	0,01232	0,0121	0,013	0,00126	0,01266		0,0232	0,032	0,0123	0,0126	0,03296	
сумма	-	-	-	1,00	2,18	1,00		-	-	1,00	2,2	1,00	

Приложение В.

Компоненты сырья	$Y'_{mi} = 0,4 \cdot X' + 0,6 \cdot Y_D$					$Y_{mi} = 0,596 \cdot Y'_i + 0,404 \cdot Y'_c$				
	$X_i = X'_{6i}$	Y'_{Di} (табл.7.1)	$0,4 \cdot X'_{ki} = 0,4 \cdot X'_{6i}$	$0,6 \cdot Y'_{Di} = 0,6 \cdot X'_{Di}$	Y'_{mi}	$Y'_{li} = Y'_{6i}$ (табл.8.1)	Y'_{Ci} (табл.4.1)	$0,596 \cdot Y'_{li} = 0,596 \cdot X'_{6i}$	$0,404 \cdot Y'_c$ _i	Y'_{mi}
CH	0,00632	0,0061	0,0036	0,0366	0,0781	-	0,0468	-	-	-
C ₂ H ₆	0,4143	0,98	0,187	0,474	0,6786	0,7858	0,387	0,1645	0,1298	0,2568
C ₃ H ₈	0,5654	0,152	0,2213	0,0876	0,3256	0,6582	0,398	0,3777	0,1654	0,498
иC ₄ H ₁₀	0,00252	0	0,004542	~	0,000042	0,0569	0,04455	0,0895	0,066	0,0121
CH ₁₀	~	~	~	~	~	0,14357	0,09458	0,0698	0,06583	0,0917
иC ₅ H ₁₂	~	~	~	~	~	0,0189	0,087	0,0068	0,01383	0,0098
C ₅ H ₁	~	~	~	~	~	0,078	0,07455	0,0658	0,0652	0,017
C ₅ H ₁₄	~	~	~	~	~	0,04596	0,04982	0,0132	0,0015	0,0617
сумма	1,00	1,00	~	~	1,00	1,00	1,00	~	~	1,00

Компоненты сырья	$X = 0,163 \cdot Y' + 0,837 \cdot X_i$					$X_m = 0,108 \cdot X'_i + 0,892 \cdot X$				
	$Y'_{li} = Y'_{6i}$ (табл.8.1)	X'_{Ri} (табл.8.1)	$0,163 \cdot Y'_{li} = 0,163 \cdot X'_{6i}$	$0,837 \cdot X'_{Ri}$	X'_{mi}	$X'_{ki} = X'_{6i}$ (табл.8.1)	X'_{Ci} (табл.4.1)	$0,108 \cdot X'_{ki} = 0,108 \cdot X'_{6i}$	$0,892 \cdot X'_c$ _i	X'_{mi}
CH ₄	~	~	~	~	~	~	0,016	~	0,0214	0,0054
C ₂ H ₆	0,2348	0,0598	0,0434	0,0236	0,032	0,0062	0,1545	0,00787	0,14	0,187
C ₃ H ₈	0,5432	0,4346	0,0912	0,323	0,4236	0,4178	0,445	0,0452	0,3451	0,4783
иC ₄ H ₁	0,0239	0,012	0,0213	0,0923	0,1344	0,5671	0,065	0,0178	0,0654	0,1984
C ₄ H ₁₀	0,1457	0,212	0,0241	0,2143	0,243	0,00452	0,2128	0,001256	0,2324	0,2825
иC ₅ H ₁₂	0,0671	0,023	0,046	0,0434	0,0321	~	0,078	~	0,0988	0,0558
CH ₁₂	0,034	0,043	0,0343	0,0434	0,0123	~	0,036	~	0,0232	0,0982
C ₅ H ₁₄	0,04396	0,034	0,03532	0,02094	0,0562	~	0,0214	~	0,024	0,0984
сумма	1,00	1,00	~	~	1,00	1,00	1,00	~	~	1,00

