

## **СОДЕРЖАНИЕ**

### **ВВЕДЕНИЕ**

#### **I. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР**

#### **II. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ**

2.1. Характеристика сырья, изготавливаемой продукции и материалов

2.2. Выбор и обоснование схемы установки, режима осуществления процесса

2.3. Описание технологической схемы установки

#### **III. МАТЕРИАЛЬНЫЕ РАСЧЕТЫ**

3.1. Материальный баланс установки

3.2. Расчет основного аппарата

3.3. Расчет вспомогательных аппаратов

3.3.1. Расчет теплообменного аппарата

3.3.2. Расчет трубчатой печи

3.4. Выбор основных и вспомогательных аппаратов

### **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

### **СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ**

## **ВВЕДЕНИЕ**

В последние годы необычайно широко начали использовать процессы гидроочистки продуктов нефтепереработки, начиная от легких фракций – сырья каталитического риформинга – и кончая смазочными маслами. Весьма перспективной оказалась деструктивная гидрогенизация, осуществляемая при более мягких режимах давления (от 30 до 200 *ат*) и приводящая к достаточно глубокому превращению сырья при умеренных расходах водорода (1–3 %). Такая разновидность процесса гидрогенизации получила название «гидрокрекинг».

Пониженные расходы водорода и более умеренные давления при гидрокрекинге оказались возможными по следующим причинам:

- 1) в качестве сырья используются не остатки, а главным образом тяжелые дистилляты, в которых содержится относительно большое количество водорода;
- 2) целевыми продуктами гидрокрекинга часто являются не бензин, а керосино-газойлевые фракции и еще более тяжелые продукты – сырье для каталитического крекинга, котельное топливо;
- 3) разработаны высокоэффективные и селективные катализаторы, обеспечивающие необходимую гибкость процесса гидрокрекинга;
- 4) в некоторых случаях гидрокрекинг сопровождается образованием кокса, что также допускает проведение процесса при умеренных давлениях водорода.

Развитию процессов гидрокрекинга способствует все возрастающая добыча сернистых и высокосернистых нефтей.

В дипломном проекте рассматривается процесс гидрокрекинга вакуумного газойля, выделенного из нефти месторождения Танатар, составлены материальный баланс установки и основных аппаратов. В соответствии с материальным балансом рассчитан реактор гидрокрекинга. В качестве вспомогательных аппаратов выбраны трубчатая печь и теплообменник.

Режимы работы аппаратов выбраны по литературным источникам и практическим данным. В качестве исходных данных взята производительность установки и физико–химические свойства нефти месторождения Танатар [1].

## **I. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР**

Процесс гидрокрекинга предназначен для получения светлых нефтепродуктов — бензина, керосина, дизельного топлива, а также сжиженных газов  $C_3—C_4$  при переработке под давлением водорода нефтяного сырья, имеющего молекулярную массу более высокую, чем получаемые целевые продукты.

В основе процессов гидрокрекинга лежат следующие реакции:

- 1) гидрогенолиз гетероорганических соединений серы, кислорода, азота;
- 1) гидрирование ароматических углеводородов;
- 2) раскрытие нафтеновых колец;

- 3) деалкилирование циклических структур;
- 4) расщепление парафинов и алкильных цепей;
- 5) изомеризация образующихся осколков;
- 7) насыщение водородом разорванных связей.

Превращения носят последовательно-параллельный характер.

Последовательность превращений обусловлена природой соединений, молекулярной массой, энергией разрываемых связей, каталитической активностью системы, условиями процесса, т. е. термодинамическими и кинетическими закономерностями.

Гидрогенолиз серу-, азот- и кислородсодержащих соединений завершается образованием сероводорода, воды и аммиака и соответствующего углеводорода.

Гидрирование ароматических углеводородов осуществляется последовательным насыщением ароматических колец с возможным сопутствующим разрывом образующихся нафтеновых колец и деалкилированием.

Раскрытие нафтеновых колец осуществляется последовательно с отрывом алкильных радикалов.

Разрыв высокомолекулярных парафиновых структур осуществляется преимущественно в средней части с наименьшей энергией связи C—C.

Реакции полимеризации и конденсации с образованием кокса сильно заторможены.

Большая часть реакции на кислотных катализаторах протекает по карбокатионному механизму.

В результате в продуктах практически не содержится низкомолекулярных углеводородов — метана и этана.

Голоядерные или содержащие радикалы  $C_1$  и  $C_2$  ароматические углеводороды не подвергаются расщеплению без предварительного гидрирования и способны образовывать кокс.

Азотистые соединения, особенно основного характера, смолы и асфальтены являются ядами для кислотных катализаторов. С повышением кислотности

катализаторов реакции расщепления преобладают над реакциями гидрирования. С понижением кислотности катализаторов наблюдается обратная картина.

Характер распределения продуктов по фракционному составу в принятых условиях гидрокрекинга в зависимости от глубины расщепления сырья в основном определяется типом катализатора и практически не зависит от сочетания технологических параметров (давление, температура, объемная скорость подачи сырья и т. д.). Преобладают два типа распределения: один — в случае применения окисноалюминиевых и аморфных силикатных катализаторов, второй — цеолитсодержащих. Для первой группы катализаторов характерен преимущественно последовательный ход превращений с большим выходом первого промежуточного продукта, для второй — параллельные реакции расщепления с низким выходом среднестиллятных фракций и преимущественным образованием бензиновых фракций.

Большая часть реакций гидрокрекинга имеет положительный порядок, и их скорость падает по мере снижения концентрации реагирующего вещества.

В условиях гидрокрекинга исходное сырье по мере расщепления изменяет свой углеводородный состав. В зависимости от роли реакций гидрирования—дегидрирования его реакционная способность может как возрастать, так и падать.

Скорость отложения кокса на катализаторах возрастает с повышением их кислотности, увеличением размера частиц, повышением содержания в сырье ароматических углеводородов (особенно полициклических), азотистых соединений, смол, асфальтенов, снижением давления водорода и др.

Максимальный выход целевых продуктов обеспечивается подбором соответствующего катализатора и ограничением глубины превращения сырья с направлением непревращенного остатка на рециркуляцию.

Эффективность превращения циркулирующего остатка в целевые продукты определяется его реакционной способностью, которая не должна быть ниже реакционной способности исходного сырья.

Проведение процесса в реакторе идеального вытеснения обеспечивает

наибольший выход целевых продуктов.

Для процессов гидрокрекинга характерно наличие трех фаз, от полноты их контакта между собой зависит эффективность процесса.

С увеличением диаметра реактора снижается порозность слоя катализатора, нивелируется отрицательное влияние стенок, улучшается распределение газа и жидкости. Для эффективного ведения процесса диаметр аппарата должен превышать 100 диаметров частиц катализатора.

Полнота контакта фаз зависит от нагрузки сечения катализатора по жидкой фазе. Растекание жидкости в слое катализатора зависит от многих факторов, но определяющим является поверхностное натяжение. В свою очередь, установившаяся плотность орошения является оптимальной величиной, при которой все частицы катализатора одинаково смачиваются жидкой фазой. При этом в промышленном реакторе практически отсутствует разница температур в поперечном сечении слоя.

При меньшей плотности орошения отмечается неполное смачивание частиц, при большей — «захлебывание» слоя и возникновение радиального движения жидкости. В процессе гидрокрекинга установившаяся плотность орошения составляет 12—18 м<sup>3</sup>/ч на 1 м<sup>2</sup> сечения слоя.

Для процессов гидрокрекинга используют реакторы с несколькими адиабатическими слоями катализатора. Диаметр реактора рассчитывают, исходя из установившейся плотности орошения по жидкой фазе.

Высоту каждого слоя катализатора выбирают из расчета допустимого градиента температуры, который не должен превышать 20 °С во избежание «теплового взрыва» и сокращения срока службы катализатора.

В современных процессах гидрокрекинга наибольшее распространение получили бифункциональные катализаторы, содержащие в качестве гидрирующих компонентов металлы VI и VIII групп, чаще в виде оксидов и сульфидов молибдена, никеля, кобальта, ванадия, реже — платины, палладия, рения. Основой катализаторов являются оксид алюминия или алюмосиликаты.

Аморфные алюмосиликаты используются в случае производства среднестиллятных топлив, цеолитсодержащие – при получении бензина.

Характеристики отдельных расщепляющих катализаторов {II стадия) приведены в таблице. С целью снижения диффузионных эффектов большинство катализаторов выпускается в виде экструдатов или мелкосферическими с размером частиц 1 — 2мм.

Таблица 1.1 Характеристика катализаторов гидрокрекинга и гидрооблагораживания сырь

Показатели	I		II		
	1	2	1	2	3
Состав, %					
оксид никеля	7	32	10	10	9
триоксид молибдена	21	60	18	18	20
алюмосиликат	–	–	28	36	–
цеолит	–	–	–	–	19
оксид алюминия	72	8	44	36	52
Насыпная плотность, г/см <sup>3</sup>	0,9	1,1	0,9	0,9	0,8
Прочность, кг/мм	1,2	1,5	2,4	1,5	2,2
Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	150	77	190	190	240
Удельный объем пор, см <sup>3</sup> /г	0,36	0,24	0,34	0,40	0,38
Средний радиус пор, Å	60	61	38	42	35

Для повышения скорости процесса и защиты расщепляющих катализаторов от воздействия ядов, содержащихся в сырье, используют на предварительной стадии гидрокрекинга гидрирующие катализаторы, отличающиеся высокой активностью в реакциях гидрогенолиза гетероорганических соединений и гидрирования полициклических ароматических углеводородов. Характеристики отдельных катализаторов гидрооблагораживания сырья гидрокрекинга (I стадия) даны в таблице.

К основным параметрам гидрогенизационных процессов, как и других каталитических процессов, описанных ранее, относятся температура, давление, объемная скорость подачи сырья, количество циркулирующего водородсодержащего газа и содержание в нем водорода.

Температура. С повышением температуры жесткость процесса возрастает, что приводит к снижению содержания серы, азота, кислорода и металлов в

продуктах гидрогенизации. По мере повышения температуры расход водорода увеличивается, а затем может несколько снизиться, так как могут начаться реакции дегидрирования. Однако до этого момента расход водорода возрастает весьма быстро при увеличении температуры. Поэтому рекомендуется поддерживать температуру процесса возможно более низкой, естественно, если не отражается на качестве получаемых продуктов. При этом надо стремиться еще и к тому, чтобы свести к минимуму скорость отравления катализатора. При гидроочистке температуру поддерживают в пределах 260–415°C. Если температура выше, например 400–455°C, преобладающими становятся реакции гидрокрекинга.

Давление в гидрогенизационных процессах следует рассматривать комплексно- учитывать общее давление в системе и парциальное давление водорода в циркулирующей газе. С повышением парциального давления водорода увеличивается скорость гидрирования и достигается более полное удаление серы, азота, кислорода и металлов, а также насыщение непредельных углеводородов; на катализаторах, вызывающих деструкцию (гидрокрекинг), снижается содержание ароматических углеводородов и асфальтенов и уменьшается закоксованность катализаторов, что увеличивает срок их службы. Целесообразно также поддерживать содержание водорода в циркулирующем газе на максимально возможном уровне.

Процесс гидроочистки лучше вести при повышенном парциальном давлении водорода – в циркулирующем газе должно быть 75–90 объемн. %  $H_2$ .

Если ресурсы водорода недостаточны, чтобы поддерживать данный режим, парциальное давление водорода приходится снижать, а для уменьшения расхода водорода – повышать температуру. Последнее обеспечивает усиление дегидрогенизации нафтеновых углеводородов. Однако значительное повышение температуры усиливает реакции гидрокрекинга, что нежелательно, так как это уменьшает выход целевых продуктов и сокращает срок службы катализатора. Снижение давления в реакторах гидроочистки с 40–50 до 28–30 ат позволило сократить расход водорода на установке на 30% без ухудшения качества очистки.

Межрегенерационный период работы катализатора составил восемь месяцев. В дальнейшем разработаны условия процесса с меньшим потреблением водорода. Они благоприятствуют наилучшему дегидрированию нафтеновых углеводородов, способствуя в тоже время частичной гидрогенизации сернистых и смолистых соединений.

Объемная скорость подачи сырья может сильно влиять на результаты гидрогенизации. Повышение скорости ведет к снижению интенсивной реакции, вследствие этого снижаются расход водорода и коксообразование. Чем легче продукт, подвергаемый гидрированию, тем более высокую объемную скорость можно поддерживать в процессе. Обычно объемную скорость поддерживают на уровне  $0,5-7\text{ч}^{-1}$ . При переработке продуктов, полученных из вторичных процессов, объемную скорость приходится снижать по сравнению со скоростью переработки продуктов такого же фракционного состава, но полученных при первичной переработке нефти. Так, при переработке фракций  $240-350^{\circ}\text{C}$  первичной переработки сернистой нефти типа Ромашкинской объемную скорость можно поддерживать на уровне  $4\text{ч}^{-1}$ , а при переработке такой же фракции и из той же нефти, но полученной на установках вторичной переработки (термического и каталитического крекинга), объемную скорость приходится снижать до  $2-1,5\text{ч}^{-1}$ .

Важное значение имеет и содержание серы в перерабатываемом сырье: чем оно выше, тем ниже должна быть объемная скорость гидрирования органических сернистых соединений выше, чем для других соединений (за исключением кислород-содержащих).

Выбор объемной скорости в значительной степени зависит от природы и фракционного состава сырья, а также от технологии его получения (первичная перегонка или вторичные процессы). При переработке того или иного сырья необходимо выдерживать объемные скорости, соответствующие данному сырью. Если на установку направляется новый вид сырья, приходится менять объемную скорость; при этом меняется производительность установки и другие параметры технологического режима. Если новое сырье, по сравнению с ранее

перерабатываемым, позволяет повысить объемную скорость, производительность установки будет повышаться.

При неизменных температурах, объемной скорости и общем давлении соотношение циркулирующего водород- содержащего газа и сырья влияет на долю испаряющего сырья, парциальное давление водорода и продолжительность контакта с катализатором.

Скорость реакции. Хотя скорости реакции гидрогенизации различных нефтепродуктов изучены недостаточно, некоторые закономерности все же выявлены. Как правило, кислород- содержащие соединения гидрируются легче, чем сернистые с такими же углеводородными радикалами, а эти, в свою очередь, легче, чем соответствующие азот- содержащие соединения. На активных катализаторах, если в сырье нет катализаторных ядов, обеспечивается гидрирование непредельных углеводородов. Скорость гидрирования зависит не только от режима, но и от фазового состояния, активности и структуры катализатора.

Температура влияет не только на скорость реакций, протекающих из поверхности катализатора, но и на диффузию (особенно в гетерофазных системах) к активным центрам внутри катализатора. Вследствие увеличения летучести углеводородов при повышении температуры уменьшается количество жидкой фазы, что ведет к увеличению скорости диффузий. Повышение температуры в целях увеличения скорости может привести к нежелательным реакциям, что значительно снижает выход целевых продуктов в результате образования большого количества газа кокса.

При переработке дистиллятного сырья можно использовать более активные катализаторы; кроме того, сокращается расход водорода и удлиняется пробег установки. Если на переработку поступает гидрогенизат с 1 ступени гидрокрекинга, освобожденный от серы, азота и металлов, то на него можно воздействовать активным расщепляющим катализатором, содержащим платину, никель или палладий. Чаще всего на установке перерабатывается дистиллятное

сырье, содержащее дезактивирующие примеси. При одноступенчатом процессе такое сырье попадает на катализатор типа алюмо-кобальт-молибденового и подвергается более или менее глубокому превращению.

Исследование одноступенчатого гидрокрекинга, при котором остаток выше 350° С направлялся на рециркуляцию, показало, что расход водорода при этом возрос примерно в 1,5 раза. Использование рециркуляции позволило увеличить выход дизельной фракции с 44—45 (при одноходовом процессе) до 82% на сырье, но глубина разложения значительно снизилась.

Повышение давления в реакторе с 50 до 100 ат способствует снижению коэффициента рециркуляции с 4 до 1,7 [3], т.е. увеличивается глубина разложения сырья за однократный пропуск. Естественно, что вследствие рециркуляции пропускная способность установки по свежему сырью значительно сокращается.

Таким образом, сырье типа сернистых вакуумных газойлей можно перерабатывать по простейшей одноступенчатой схеме:

1) однократно, получая наряду с дизельным топливом более тяжелый, но малосернистый дистиллят, который может быть направлен на каталитический крекинг;

2) с рециркуляцией, в результате которой сырье превращается почти нацело в дизельное топливо.

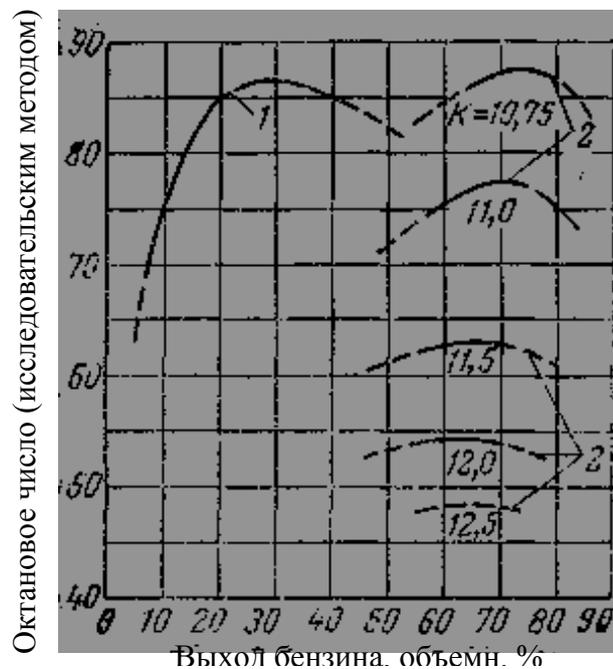
Посредством гидрокрекинга можно получать высококачественное реактивное топливо. Оно характеризуется хорошей стабильностью, умеренным содержанием ароматических углеводородов, высокой теплотой сгорания. Так, при переработке вакуумного газойля по двухступенчатой схеме была получена фракция 107—260 °С реактивного топлива следующего качества: плотность— 0,769 г/см<sup>3</sup>; содержание серы  $1 \cdot 10^{-4}$  %, парафиновых углеводородов — 35 %, нафтеновых — 61 %, ароматических — 4 % [4].

Реактивное топливо рекомендуется получать только из прямогонного сырья, типа вакуумных газойлей, предпочтительно использовать парафинистое сырье.

При одновременном получении бензина и реактивного топлива по стандартной двухступенчатой схеме можно получить примерно 45—55 мас. % реактивного топлива.

Одним из наиболее распространенных направлений гидрокрекинга дистиллятного сырья является получение максимального выхода бензина.

Было установлено, что октановые числа «головки» бензина (н. к.—82 °С) зависят только от глубины превращения сырья, при крекинге (выраженной через выход этой фракции) и практически не зависят от качества сырья (кривая 1 на рис.). Октановое число более тяжелой части бензина (фракции 82—204 °С) также связано с глубиной превращения, но определяется еще и характеризующим фактором сырья: чем ниже характеризующий фактор сырья  $K$ , т. е. чем оно ароматизированнее, тем выше октановое число бензина. Наиболее типичное сырье гидрокрекинга — парафинистые тяжелые дистилляты—имеют характеризующий фактор около 11,8—12,0. Из рисунка видно, что в большинстве случаев бензин гидрокрекинга после отгона от него легких головных фракций имеет невысокое октановое число (около 60) и нуждается в облагораживании — каталитическом риформинге. При этом значения октановых чисел, определенных исследовательским и моторным методом, для легкой бензиновой «головки» составляют около 85 и практически совпадают; последнее объясняется содержанием в ней до 85% изопарафиновых углеводородов. В состав тяжелой части бензина входит 30—40% парафиновых углеводородов, 40—47% нафтеновых и до 15—25% ароматических.



Октановые числа бензинов гидрокрекинга в зависимости от глубины превращения:

1 – легкий бензин н.к. – 82 °С; 2 – тяжелый бензин 82 – 204 °С.

Для получения максимального выхода бензина в большинстве случаев используется двухступенчатый процесс с удалением на I ступени гидрокрекинга сернистых и азотистых соединений. Рабочее давление в реакторах обеих ступеней около 100 – 150 ат, температура 370 – 420 °С, циркуляция водорода около 1000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья. ереработки.

## II. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

### 2.1. Характеристика сырья, изготавливаемой продукции и материалов

В качестве основного сырья гидрокрекинга используется дистиллятный продукт вакуумной перегонки мазута – остатка атмосферной перегонки нефти.

В отдельных случаях на гидрокрекинг направляют среднестиллятные фракции и тяжелый бензин с целью получения легкокипящих углеводородов  $C_3-C_7$ .

Водород на гидрокрекинг направляется со специализированных установок конверсии природного или нефтезаводских газов с водяным паром либо после газификации нефтяных остатков. Недостающее количество водорода поступает с установок риформинга бензиновых фракций и производства этилена.

Как правило, водородсодержащий газ содержит (по объему) более 95% водорода. Примесями являются азот, метан, оксиды углерода (наличие последних нежелательно).

Для переработки на установке гидрокрекинга взят вакуумный газойль нефти месторождения Танатар.

Месторождение расположено в Макатском районе, в 130 км к северо-востоку от г. Атырау, в центральной части Южно-Эмбинской нефтеносной области, в 10 км к юго-западу от нефтяного комплекса Доссор.

Месторождение приурочено к восточной части Кошак-Танатарской солянокупольной структуры. Соляное ядро по возрасту относится к кунгурскому ярусу Перми. Разрез надсолевых отложений представлен верхнепермскими, триасовыми, юрскими, меловыми, третичными и четвертичными осадочными образованиями.

Установлено, что нефти юрских горизонтов имеют плотность 0,8769–0,8995 г/см<sup>3</sup> и характеризуются как малосернистые (0,071–0,31%), малосмолистые (7–13%), малопарафиновые (0,07–0,42%), с выходом легких фракций до 300 °С от 22 до 43,5%; вязкость нефти высокая – 85–113 мм<sup>2</sup>/с.

Нефть триасового горизонта обладает плотностью 0,8 г/см<sup>3</sup>, малосернистая (0,02%), смолистая. высокопарафиновая (1,35%), с выходом легких фракций при нагреве до 300 °С 60%.

Особенностью нефтей месторождения является высокое содержание в них масел [1].

Определение физико-химических характеристик нефтей и фракций юрского горизонта, отобранных в интервале 116–65 м, показало следующие результаты:  $\rho_4^{20}$  0,8880; М 384;  $\nu_{20}$  49,12 мм<sup>2</sup>/с,  $\nu_{50}$  14,30 мм<sup>2</sup>/с; температура застывания (с обработкой) ниже минус 47 °С. Содержание парафина составило 0,50 %, температура его плавления 50 °С. Содержание серы 0,20%, азота 0,002, смол сернокислотных 7,00, силикагелевых 3,20%, асфальтенов следы. Коксуемость равна 0,90%, кислотное число – 1,38 мг КОН на 1 г нефти, выход фракций до 200 °С – 6,0%, до 300 °С – 30,0%.

Таблица 2.1 Характеристика мазутов и остатков

Продукт	Выход на нефть %	$\rho_4^{20}$	$BV_{50}$	$BV_{80}$	$BV_{100}$	Температура, °С		Содержание серы, %	Коксуемость, %
						застывания	вспышки		
Мазут флотский :	5	0,897	4,89	2,14	1,50	-27	182	0,30	1,64
	12	0,900	11,38	2,91	1,73	-21	209	0,33	1,84
		0,900							
Мазут топочный	39,7	0,906	32,05	8,00	3,72	-10	256	0,39	3,40
	40	0,902	79,01	15,15	8,25	0	298	0,41	5,41
	100	0,910	61,00	13,00	6,50	-4	280	0,40	4,57
	200	0,908							
Остаток, %	выше 350	0,901	17,00	3,50	1,95	-18	223	0,36	2,10
	выше 400	0,908	34,82	8,51	4,01	-9	258	0,39	3,69
	выше 450	0,906	68,00	14,00	7,50	-2	287	0,41	5,40
	выше 500	0,910	100,0	18,71	10,45	10	332	0,43	6,31
		0,912	0						

Разгонка нефтей по ГОСТу 2177–66 при н. к.–198 °С; при 200 °С 4%, при

220 °С 6%, при 240 °С 11%, при 260 °С 19%, при 280 °С 25%, при 300 °С 32%.

Элементный состав нефти следующий (%): С 86,11; Н 13,11; О 0,56; S 0,20; N 0,02.

Таблица 2.2 Характеристика сырья для деструктивных процессов

Остаток после отбора фракций до темп-ры, °С	Выход на нефть, %	$\rho_4^{20}$	$ВУ_{100}$	Темп-ра застывания, °С	Содержание серы, %	Коксуемость, %
350	53,7	0,9018	1,95	-18	0,36	2,10
450	29,0	0,9102	7,50	-2	0,41	5,40
500	21,0	0,9125	10,45	10	0,43	6,31

Основными продуктами гидрокрекинга являются бензиновые, керосиновые и дизельные фракции; в отдельных случаях — сжиженные газы  $C_3—C_4$ , и очищенные остаточные фракции — исходное сырье для пиролиза, каталитического крекинга, производства смазочных масел. Побочными продуктами являются сероводород и углеводороды  $C_1—C_2$ .

Дальнейшая переработка сероводорода осуществляется на установках производства серы или серной кислоты, углеводородные газы  $C_1—C_2$  используются в качестве сырья для производства водорода или как топливо, сжиженные газы  $C_3—C_4$  находят как техническое, так и бытовое применение. Легкий бензин с октановым числом до 85 (и.м. и м.м.) является высококачественным компонентом товарного автомобильного бензина.

Тяжелый бензин отличается высоким содержанием нафтеновых углеводородов и используется в качестве компонента сырья риформинга, обеспечивая получение автомобильного бензина с улучшенными антидетонационными характеристиками.

Керосиновые фракции отвечают требованиям на современные и перспективные реактивные топлива с повышенной плотностью, умеренным содержанием ароматических углеводородов, хорошими показателями по термической стабильности и низкотемпературным свойствам.

В процессе гидрокрекинга может быть получен весь ассортимент дизельных топлив от арктических до летних утяжеленных сортов. Дизельные топлива

отличаются практическим отсутствием непредельных, сернистых и азотистых соединений и низким содержанием ароматических углеводородов, что обеспечивает им высокие эксплуатационные показатели.

Глубокоочищенная фракция 350—500 °С может быть использована как сырье для пиролиза; ее применение позволяет высвободить из производства этилена фракции бензина и дизельного топлива.

Остаточные фракции гидрокрекинга практически не содержат бен- и полициклических углеводородов и могут быть успешно использованы для получения масел с высоким индексом вязкости без применения стадии селективной очистки.

## **2.2. Выбор и обоснование схемы установки, режима осуществления процесса**

В зависимости от состава исходного сырья, назначения процесса, применяемых катализаторов и инженерных решений технологические схемы гидрокрекинга могут быть разделены на три основных категории:

- 1) одноступенчатая одностадийная;
- 2) одноступенчатая двухстадийная;
- 3) двухступенчатая.

Технологические схемы принципиально схожи с установками гидроочистки - сырьё, смешанное с водородосодержащим газом (ВСГ), нагревается в печи, поступает в реактор со слоем катализатора, продукты из реактора отделяются от газов и поступают на ректификацию. Однако, реакции гидрокрекинга протекают с выделением тепла, поэтому технологической схемой предусматривается ввод в зону реакции холодного ВСГ, расходом которого регулируется температура. Гидрокрекинг - один из самых опасных процессов нефтепереработки, при выходе температурного режима из-под контроля, происходит резкий рост температуры, приводящий к взрыву реакторного блока.

Аппаратурное оформление и технологический режим установок гидрокрекинга различаются в зависимости от задач, обусловленных

технологической схемой конкретного НПЗ, и используемого сырья. Например, для получения малосернистого вакуумного газойля и относительно небольшого количества светлых (лёгкий гидрокрекинг), процесс ведётся при давлении до 80 ат на одном реакторе при температуре около 350°C. Для максимального выхода светлых (до 90%, в том числе до 20% бензиновой фракции на сырье) процесс осуществляется на 2-х реакторах.

При этом, продукты после первого реактора поступают в ректификационную колонну, где отгоняются полученные в результате химических реакций светлые, а остаток поступает во второй реактор, где повторно подвергается гидрокрекингу. В данном случае, при гидрокрекинге вакуумного газойля давление составляет около 180 ат, а при гидрокрекинге мазута и гудрона - более 300. Температура процесса, соответственно, варьируется от 380 до 450°C и выше.

Совместное строительство установок гидрокрекинга и каталитического крекинга в рамках комплексов глубокой переработки нефти представляется наиболее эффективным для производства высокооктановых бензинов и высококачественных средних дистиллятов.

С разработкой эффективных аморфных и цеолитсодержащих алюмосиликатникельмолибденовых катализаторов, устойчивых к действию каталитических ядов, двухступенчатые схемы были заменены на одноступенчатые. При этом в случае производства среднестиллятных продуктов (в основном, дизельного топлива) и сырья для пиролиза применяется одностадийная схема (процессы Эйч-Си Юнион фирмы UOP, гидрокрекинг фирмы Linde AG, гидрокрекинг фирмы BASF и Французского института нефти, гидрокрекинг фирмы British Petroleum International, изокрекинг фирмы Shevron Research, гидрокрекинг институтов ВНИИ НП — ВНИПИНефть).

На рис. 2.1. показана типовая технологическая схема одностадийного варианта процесса. Смесь свежего сырья, рециркулирующего остатка, циркулирующего и свежего водорода нагревается до температуры реакции и

подается в реактор. Продукты, выходящие из реактора, отдают тепло сырьевой смеси и поступают в сепаратор высокого давления, где отделяется циркулирующий газ, возвращаемый в реактор. Жидкие продукты, покидающие сепаратор высокого давления, проходят последовательно сепаратор низкого давления, колонну дебутанизации и поступают в ректификационную колонну, где они разделяются на компоненты.

Двухстадийная схема используется для получения более широкого ассортимента продуктов: сжиженного газа, бензина, реактивного топлива, дизельного топлива и др. (процессы юникрекинг фирмы Union Oil of California, гидрокрекинг фирмы Houdry-Guilf, хайкрекинг фирмы Exxon Research and Engineering, гидрокрекинг фирмы BASF и Французского института нефти, гидрокрекинг институтов ВНИИ НП и ВНИПИНефть).

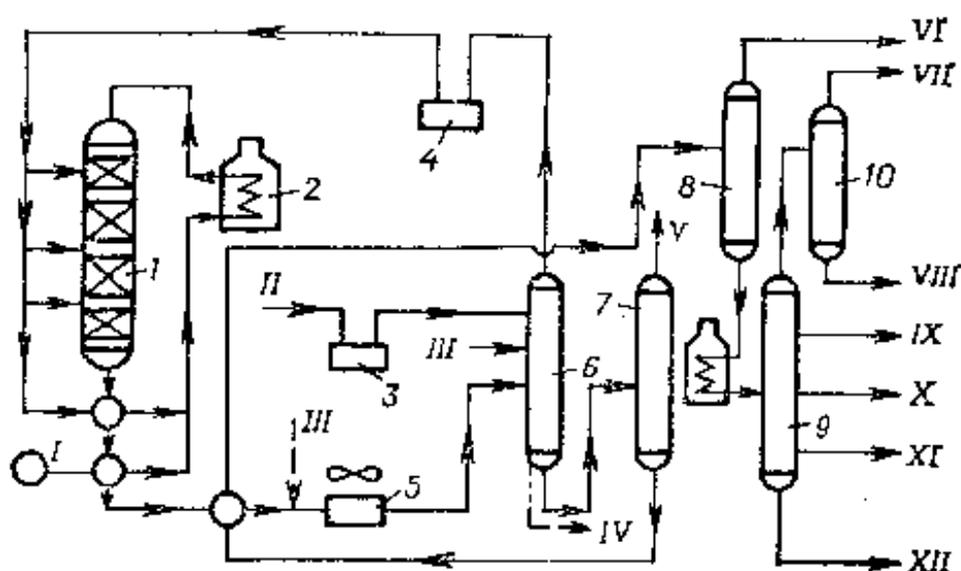


Рис 2.1. Одноступенчатая установка одностадийного гидрокрекинга

1 – реактор; 2 – сырьевая печь; 3 – компрессор добавочного водорода; 4 – циркуляционный компрессор; 5 – воздушный холодильник; 6 и 7 – газожидкостные сепараторы высокого и низкого давления; 8 – стабилизационная колонна; 9 – фракционирующая колонна; 10 – колонна вторичной перегонки бензина;

I – сырье; II – добавочный водород; III – вода; IV – кислые стоки; V – газ на очистку; VI – сжиженный нефтяной газ; VII – легкий бензин; VIII – тяжелый бензин; IX – лигроин; X – керосин; XI – газойль; XII – остаток.

В двухстадийном варианте процесса (рис. 2.2.) нагретое сырье и циркулирующий водородсодержащий газ смешивают и пропускают через реактор первой стадии для очистки от серы, азота и частично от ароматических

углеводородов, после чего газосырьевая смесь вместе с рециркулирующим остатком и добавочным количеством водорода поступает во второй реактор для контакта с катализатором гидрокрекинга. Продукты, выходящие из второго реактора, отдают тепло сырьевой смеси и поступают в сепаратор высокого давления. Последующее движение продуктов реакции не отличается от предшествующей схемы.

Большинство промышленных установок гидрокрекинга работает под давлением 15—17 МПа с циркуляцией водородсодержащего газа, объемное содержание водорода о котором находится в пределах 80—85%. В отдельных случаях, например при производстве масел, давление поддерживается на уровне 20—25 МПа.

В последние годы получает распространение одностадийный процесс легкого гидрокрекинга вакуумного дистиллята при давлении 5—7 МПа с целью получения дизельного топлива и малосернистого сырья для каталитического крекинга.

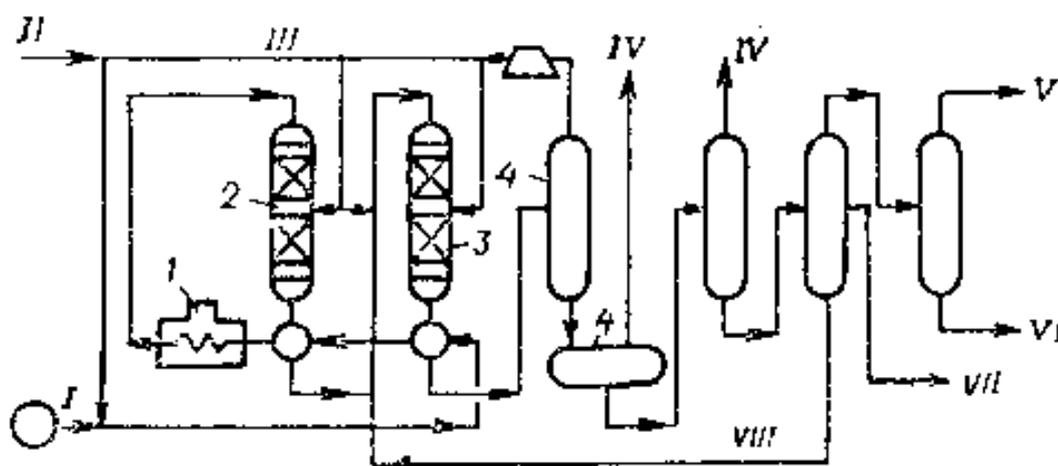


Рис. 2.2. Одноступенчатая установка двухстадийного гидрокрекинга

1 – печь; 2 и 3 – первый и второй реакторы; 4 – газожидкостные сепараторы; I – сырье; II – добавочный водород; III – циркулирующий водород; IV – газ на ГФУ; V – легкий бензин; VI – тяжелый бензин; VII – среднестиллятное топливо; VIII – рециркулирующий остаток.

Кратность циркуляции водородсодержащего газа по отношению к

перерабатываемому сырью принимается, в зависимости от назначения процесса, в пределах 800—2000 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (указан объем газа при нормальных условиях).

Характерным интервалом температур для процесса является 360—440 °С постепенным повышением от нижней границы к верхней по мере отработки катализатора.

Объемная скорость подачи сырья зависит от качества сырья, применяемого катализатора, давления процесса и получаемых продуктов. При безостаточной переработке вакуумного дистиллята в моторные топлива она оставляет 0,2—0,5 ч<sup>-1</sup>, при ведении процесса в режиме легкого гидрокрекинга — до 1 ч<sup>-1</sup>.

Окислительная регенерация катализатора проводится, как правило, без его выгрузки в токе инертного газа при давлении 3—5 МПа, температуре 480-520 °С.

Осернение катализатора выполняется при температуре 150— 350 °С, давлении 2—5 МПа в потоке циркулирующего водородсодержащего газа, содержащего (по объему) 0,5—5,0 % H<sub>2</sub>S, либо с помощью сераорганических соединений (меркаптаны, сульфиды, дисульфиды), а также легкими сернистыми нефтепродуктами.

Оборудование установок гидрокрекинга аналогично оборудованию установок гидроочистки нефтяного сырья. Различия имеются в реакторном блоке и обусловлены необходимостью работы при более высоком давлении. Реакторы гидрокрекинга имеют диаметр до 4 м, высоту до 30 м и массу до 500 т. Корпус обычно в многослойном горячей исполнении, рулонированный либо собранный из отдельных обечаек. В отдельных случаях применяются монолитные аппараты с футеровкой; плакирующим покрытием из нержавеющей стали для предотвращения сероводородной коррозии.

Внутреннее пространство реактора разделено колосниковыми решетками на несколько секций, куда загружается катализатор. Над каждым слоем катализатора размещается контактно-распределительное устройство для смешения реагирующего потока с холодным водородсодержащим газом, его охлаждения и последующего равномерного распределения.

Газосырьевая смесь поступает в реактор через верхний штуцер, распределяется над слоем катализатора и движется последовательно через все секции. Продукты реакции выводятся через нижний штуцер.

В верхней части реактора необходимо предусматривать фильтрующее устройство для улавливания продуктов коррозии и механических примесей во избежание роста перепада давления и засорения слоя катализатора,

Единичная мощность однопоточного реакторного блока находится в пределах 300—1000 тыс. т/год по перерабатываемому исходному сырью. Мощности отечественных двухпоточных установок гидрокрекинга типа 68-2К и 68-3К составляют 1 млн. т/год по сырью и до 2 млн. т/год по суммарной сырьевой загрузке с учетом переработки непревращенного остатка. Производительность зарубежных установок находится на таком же уровне.

Наиболее широко в процессе гидрокрекинга применяется алюмокобальтмолибденовый катализатор, в последние годы стали также использовать катализаторы, содержащие никель и вольфрам.

Процесс гидрокрекинга остатков имеет в настоящее время два направления:

- 1) гидрообессеривание мазутов с целью получения маловязкого и малосернистого котельного топлива или сырья для каталитического крекинга;
- 2) углубленный гидрокрекинг с целью получения дополнительных ресурсов моторных топлив.

Процесс гидрообессеривания мазутов протекает в сравнительно мягких условиях на стационарном катализаторе. Предварительно мазут можно подвергать деасфальтизации- удалению смолистоасфальтовых веществ. Технологическая схема процесса, его аппаратное оформление ничем не отличаются от двухступенчатой установки гидрокрекинга вакуумного газойля.

В зависимости от качества сырья параметры процесса варьируются в следующих пределах:

Температура, °С	315-426
Давление, ат	42-200

Объемная скорость, ч <sup>-1</sup>	1,0-4,5
Кратность циркуляции водорода, объем/объем	700-1000

В результате процесса сера удаляется на 80%, металлы – на 60–70%, на 60% снижается коксуемость, падает содержание азота и вязкость. Кроме того, образуется небольшое количество газа и бензина.

Кроме установок со стационарным катализатором разработаны также установки с кипящим слоем катализатора, на которых можно перерабатывать более разнообразное остаточное сырье: мазуты, гудроны, тяжелые газойли коксования и каталитического крекинга, смолистые нефти.

Существует процесс гидрокрекинга в трехфазном кипящем слое, где твердая фаза представлена мелкосферическим алюмокобальтмолибденовым катализатором, жидкая фаза – смесью еще непрореагировавшего сырья с уже образовавшимися низколетучими продуктами, а газовая фаза – смесь водорода, сероводорода, аммиака и паров углеводородов. На этой установке можно перерабатывать даже тяжелое остаточное сырье с получением дизельного и котельного топлива. Спад активности катализатора полностью устраняется его регулярным обновлением без изменения и нарушения технологического режима.

Примером процесса с движущимся слоем катализатора может служить установка гидроойл (Н-ойл), где сырье и циркулирующий газ пропускают через слой алюмокобальтмолибденового катализатора восходящим потоком. Вследствие высоких линейных скоростей потока слой катализатора взрыхляется и зерна катализатора приходят в движение. В противоположность системам с кипящим слоем выноса катализатора из реактора с потоком газа и паров продуктов не происходит. Между поверхностью взрыхленного слоя катализатора и расположенным над ним паровым пространством существует резкая граница. Взрыхление катализатора сопровождается уменьшением гидравлического сопротивления слоя, что позволяет снизить размеры зерна катализатора до 0,8мм и обеспечить таким образом более эффективный контакт катализатора и сырья. В реакторе поддерживается температура 430-460°С, давление 200-210 ат объемная

скорость  $1\text{ч}^{-1}$ , расход водорода 2% на сырье.

В процессе применяется реактор с двумя реакционными зонами. Съем избыточного тепла реакции и регулирование температуры легко осуществляется при помощи рециркуляции жидкого продукта для каждой зоны. Такая рециркуляция одновременно облегчает задачу поддержания требуемой степени взрыхления слоя катализатора. Для сохранения активности катализатора на определенном уровне часть катализатора периодически выводится из системы и заменяется соответствующими порциями свежего катализатора. Выводится катализатор с низа входной зоны, где он наибольшей степени дезактивируется вредными компонентами сырья. Расход катализатора в зависимости от качества сырья составляет  $0,0085$  до  $0,57\text{кг/м}^3$ . Истирание катализатора в данном случае незначительно, так как движущиеся частицы обволакиваются пленкой сырья. В результате процесса можно получить до 50-60 вес.% малосернистых фракций с концом кипения  $350-360^\circ\text{C}$ , состоящих на  $\frac{2}{3}$  из парафино-нафтенных углеводородов.

Широкое развитие гидрогенизационных процессов переработки нефти невозможно без достаточных ресурсов водорода. Основное количество водорода на нефтеперерабатывающих заводах получается в процессе каталитического риформинга. Однако при производстве малосернистых продуктов из сернистых и высокосернистых нефтей, а также при гидрокрекинге нефтепродуктов в больших объемах потребность в водороде не может быть удовлетворена только за счет платформинга. Дополнительно водород может быть получен двояким путем.

Во-первых, водород может быть выделен из водородосодержащих газов, метано-водородной фракции установок газоразделения, отдувочных газов установок гидроочистки и гидрокрекинга. Содержание водорода в этих газах колеблется от 30 до 60 объемн. %. Наиболее перспективные методы получения водорода с концентрацией 96-99 объемн. % – низкотемпературное фракционирование, адсорбция на молекулярных ситах, адсорбция нефтяными фракциями.

Во-вторых, водород можно получить специальными методами: каталитической конверсией углеводородных газов с водяным паром, термическим разложением углеводородных газов, газификацией тяжелого углеводородного сырья.

Установки гидрокрекинга, как правило, строятся большой единичной мощности – 3–4 млн. тонн в год по сырью. Обычно объемов водорода, получаемых на установках риформинга, недостаточно для обеспечения гидрокрекинга, поэтому на НПЗ сооружаются отдельные установки по производству водорода путём паровой конверсии углеводородных газов.

При использовании в качестве сырья прямогонного вакуумного газойля с относительно высоким содержанием серы, азота и полициклических ароматических углеводородов катализатор при работе в одну ступень быстро отравляется и теряет активность. Поэтому необходимо предварительно подготавливать сырье, т.е. проводить процесс в две ступени.

Вакуумный газойль, выделенный из нефти месторождения Танатар отличается невысоким содержанием серы, азота и полициклических ароматических углеводородов. Следовательно, для получения топлива из вакуумного газойля нефти Танатара выбираем одноступенчатый гидрокрекинг на алюмокобальтмолибденовом катализаторе.

Технологический режим процесса одноступенчатого гидрокрекинга вакуумного газойля:

Температура, °С

на входе в реактор	400–410
в сепараторе	50
Давление в реакторе, ат	50
Объемная скорость, ч <sup>-1</sup>	1
Кратность циркуляции водорода, объем/объем	600
Содержание водорода в циркулирующем газе на входе в реактор, объемн. %	75

Тепловой эффект реакции, ккал/кг сырья	30–60
Пробег между регенерациями, ч	2000

### 2.3. Описание технологической схемы установки

Технологическая схема одноступенчатого гидрокрекинга вакуумного газойля приведена на рис. 2.3.

Вакуумный газойль подается сырьевым насосом (1) на смешение с циркулирующим водородсодержащим газом, который нагнетается компрессором (18). Газо-сырьевая смесь нагревается в теплообменнике (5) и печи (2) до температуры реакции. Нагретое и частично испаренное сырье вместе с циркуляционным газом поступает сверху в реактор (3), выходит снизу, далее поступает сверху в реактор (4) и выходит снизу. В каждом из реакторов катализатор укладывается слоями на специальных решетках. Между слоями в реакторы подводится холодный циркулирующий водород с целью отвода избыточного тепла реакции.

Выходящая из реактора смесь циркуляционного газа и продуктов реакции охлаждается в теплообменнике (5), холодильнике (6) и поступает в сепаратор высокого давления (7). Здесь происходит отделение циркуляционного водородсодержащего газа от продуктов реакции, находящихся в жидкой фазе. Продукты реакции с низа сепаратора (7) под собственным давлением поступают в погоноразделительную часть установки, состоящую из атмосферной колонны (9), вакуумной колонны (12) и сопутствующей аппаратуры и оборудования. Циркуляционный газ отмывается от сероводорода в растворе моноэтаноламина и поступает на прием компрессора (18). Компрессор вновь подает газ на смешение с сырьем. Поскольку в реакторе происходит обеднение циркуляционного газа водородом и обогащение его метаном, этаном и пропаном, выделяющимися при реакциях гидрокрекинга, содержание водорода в циркуляционном газе после реактора становится ниже допустимых пределов. Поэтому часть циркуляционного газа из системы выводится (отдувается) и заменяется водородом с установки

риформинга или со специальной установки получения водорода.

Высокий тепловой эффект реакции приводит к разогреву реакционной смеси и катализатора, что нежелательно, так как разогрев алюмокобальтмолибденового катализатора выше 435 °С ведет к усиленному коксообразованию. По этой причине приходится вводить непосредственно в реакторы охлаждающий агент – циркулирующий водородсодержащий газ или смесь этого газа и дизельной фракции, получаемой на установке. При охлаждении реакционной смеси только водородсодержащим газом его расход чрезмерно велик, особенно для установок большой производительности. Применением газо-жидкостного охлаждения дает возможность снизить количество хладагента за счет затраты тепла на испарение жидкости.

### 3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ РАСЧЕТ

#### 3.1. Материальный баланс установки

За годы промышленного применения гидрокрекинг стал одним из наиболее гибких процессов нефтепереработки. Область использования процесса гидрокрекинга очень разнообразна как с точки зрения перерабатываемого сырья- от бензина до тяжелых нефтяных остатков, так с точки зрения ассортимента получаемых продуктов- от сниженных газов (C<sub>3</sub>–C<sub>4</sub>) до остаточных котельных топлив с пониженным содержанием серы. Однако основное направление гидрокрекинга- получение светлых нефтепродуктов: бензина, реактивного и дизельного топлива.

При использовании алюмокобальтмолибденового катализатора Д.И. Орочко и соавторы предлагает следующие кинетические уравнения для расчета выхода фракций [10]:

дизельного топлива (160–360°C)

$$X_{дт} = \frac{1}{1 - K'} [(1 - X)^{K'} - (1 - X)] \quad (3.1)$$

легкого бензина (н.к.-160°C)

$$X_{б} = \frac{K'}{(1 - K')(K' - K'')} [(1 - X)^{K''} - (1 - X)^{K'}] + \frac{K'}{(1 - K')(1 - K'')} [(1 - X) - (1 - X)^{K''}] \quad (3.2)$$

газа

$$X_{г} = X - (X_{дт.} + X_{б.}) \quad (3.3)$$

где  $K'$  и  $K''$  - макрокинетические коэффициенты, определяемые из экспериментальных данных и зависящие от температуры процесса и активности катализатора; для гидрокрекинга вакуумного дистиллята при  $P = 10 \text{ МПа}$   $K' = 1,3$ ;  $K'' = 2,0$ .

Примем по практическим данным степень превращения сырья 60% [9] и рассчитаем по формулам (3.1) – (3.3) выход продуктов гидрокрекинга.

Выход дизельного топлива (160–350°C);

$$X_{д.т.} = \frac{1}{1 - 1,3} \cdot [(1 - 0,304)^{0,3} - (1 - 0,6)] = 0,32$$

Выход легкого бензина (н.к.–160°C):

$$X_{б.} = \frac{1,3}{(1 - 1,3)(1,3 - 2,0)} [(1 - 0,6)^{2,0} - (1 - 0,6)^{1,3}] + \frac{1,3}{(1 - 1,3)(1 - 2,0)} [(1 - 0,6) - (1 - 0,6)^{2,0}]$$

$$X_{б.} = 0,15$$

Выход газа:

$$X_{г.} = 0,60 - (0,32 + 0,15) = 0,13$$

Выход остатка рассчитывается из следующего равенства:

$$X_{ост.} = 100 - X = 100 - 60 = 40\%$$

Расчет материального баланса установки проводится согласно действующим нормам технического проектирования на 340 рабочих дней [11]. На основании всех приведенных выше данных материальный баланс установки производительностью 650 тыс. т/год можно записать следующим образом. (таблица 3.1):

Таблица 3.1 Материальный баланс установки гидрокрекинга

Продукт	% масс.	т/год	т/сут	кг/час	кг/сек
Поступило – сырье Вакуумный газойль	100	650000	1912	79657	22,1
Всего	100	650000	1912	79657	22,1
Получено – продукты					
Газ	13	84500	248	10355	2,9
Бензин	15	97500	287	11949	3,3
Дизельное топливо	32	208000	612	25490	7,1
Остаток	40	260000	765	31863	8,8
Всего	100	650000	1912	79657	22,1

### 3.2. Расчет основного аппарата

Основным аппаратом установки гидрокрекинга является реактор, в котором происходят основные химические реакции и превращения сырья.

Исходные данные для расчета:

Сырье – вакуумный газойль нефти месторождения Танатар;

Плотность сырья	$d_4^{20} = 0,9102$
Содержание серы	$X_s = 0,41\%$
Коксуемость	$K = 5,40\%$
Температура в реакторе	$t = 420-460 \text{ }^\circ\text{C}$
Давление в реакторе	$p = 3-7 \text{ МПа}$
Объемная скорость подачи сырья	$\omega = 0,9-2,5 \text{ час}^{-1}$
Циркуляция водород содержащего газа (ВСГ)	$n = 1000 \text{ м}^3/\text{м}^3$
Расход водорода	1–3 % масс

Процесс гидрокрекинга в реакторе можно представить следующей схемой [10]:



где  $A, A_1, A_2$  - соответственно сырье, углеводородный газ и бензин;  $\nu, \nu_1, \nu_2$  - массовые коэффициенты;  $\omega$  - скорость реагирования сырья, отнесенная к единице поверхности катализатора, кг/(м<sup>2</sup>·ч).

Отсюда можно получить приближенную математическую модель статики процесса гидрокрекинга:

$$\omega \left[ \ln \frac{1}{X} - \lambda(1 - X_c) \right] = K \cdot e^{-e/RT} \quad (3.5)$$

$$X_2 = \nu_1(1 - X_c) \quad (3.6)$$

$$X_o = \nu_2(1 - X_c) \quad (3.7)$$

$$X_{дг} = \nu_3 \cdot X_c \quad (3.8)$$

$$X_o = (1 - \nu_3)X_c \quad (3.9)$$

$$X_{H_2} = (\nu_1 + \nu_2 - 1)(1 - X_c) \quad (3.10)$$

где  $\omega$  - объемная скорость подачи сырья в реактор, ч<sup>-1</sup>;  $X_c$  - массовая доля сырья в реакционной смеси;  $\lambda$  - коэффициент торможения, практически независимый от температуры и составляющий 0,864-0,868 при 400–425°C;  $K$  - предэкспоненциальный множитель, равный  $10^{13} \cdot \text{ч}^{-1}$ ;  $E$  - энергия активации, равная  $1,17 \cdot 10^4 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{К})$ ;  $T$  - температура процесса гидрокрекинга, К;  $X_g, X_b, X_{dt}, X_o$  - выход соответственно углеводородного газа, бензина, дизельного топлива и остатка гидрокрекинга, массовые доли на сырье;  $X_{H_2}$  - выход водорода на процесс, массовые доли на сырье;  $\nu_1, \nu_2, \nu_3$  - массовые коэффициенты, соответственно равные 0,25; 0,27 и 0,714.

При  $\omega = 2,0 \text{ час}^{-1}$ , определим массовую долю сырья в смеси:

$$2,0 \left[ \ln \frac{1}{X_c} - 0,868(1 - X_c) \right] = 1 \cdot 10^{13} \cdot e^{-\frac{17,7 \cdot 10^4}{8,31(460+273)}}$$

$$2,0 \left[ \ln \frac{1}{X_c} - 0,868(1 - X_c) \right] = 2,39$$

$$\ln \frac{1}{X_c} - 0,868 - 0,868X_c = 1,195$$

$$\ln \frac{1}{X_c} - 0,868X_c = 1,15$$

$$0,868X_c - 2,31 \ln X_c = 1,195$$

Отсюда массовая доля сырья в реакционной смеси  $X_c = 0,448$ .

Подсчитываем выход продуктов по уравнениям (3.6) – (3.10).

Выход углеводородного газа:

$$X_g = 0,25(1 - 0,448) = 0,13 \text{ или } 13 \text{ \%}.$$

Выход бензина:

$$X_b = 0,27(1 - 0,448) = 0,15 \text{ или } 15 \text{ \%}.$$

Выход дизельного топлива:

$$X_{d.t.} = 0,714 \cdot 0,448 = 0,32 \text{ или } 32 \text{ \%}.$$

Выход остатка:

$$X_o = (1 - 0,714) \cdot 0,448 = 0,128 \text{ или } 12,8 \text{ \%}.$$

Расход водорода:

$$X_{H_2} = (0,25 + 0,27 - 1)(1 - 0,448) = 0,026 \text{ или } 2,6 \text{ \%}.$$

Составим материальный баланс для реактора гидрокрекинга и сведем расчеты в таблицу 3.2.

Таблица 3.2 Материальный баланс реактора

Продукт	% масс.	кг/сек	кг/ч	т/сут	т/год
Поступило:					
Реакционная смесь	102,6	22,7	81728	1962	666900
в том числе					
Вакуумный газойль	44,8	9,9	35686	857	291200
Водородсодержащий углеводородный газ	57,8	12,8	46042	1105	375700
Всего	102,6	22,7	81728	1962	666900
Получено:					
1. Углеводородный газ	13	2,9	10355	249	84500
2. Бензин (н.к.–160 °С)	15	3,3	11949	287	97500
3. Дизельное топливо (160–360 °С)	32	7,1	25490	612	208000
4. Остаток	40	8,8	31863	765	260000
5. Водород	2,6	0,6	2071	49	16900
Всего	102,6	22,7	81728	1962	666900

### Тепловой баланс реактора

Температура в реакторе  $t = 460 \text{ }^\circ\text{C}$

Степень превращения сырья  $X = 0,6$

Плотность сырья  $d_4^{20} = 0,9102$

Тепловой баланс реактора можно описать следующим уравнением [10]:

$$G_C \cdot I_{460}^n + G_{ц.г.} \cdot I_{460}^n = 0,6G_C \cdot I_t^n + 0,6(G_{с.г.} \cdot I_t^n + G_{бенз.} \cdot I_t^n + G_{д.т.} \cdot I_t^n + G_{ост.} \cdot I_t^n + G_C \cdot q_p) + G_{ц.г.} \cdot I_t^n$$

где  $G_C, G_{ц.г.}, G_{с.г.}, G_{бенз.}, G_{д.т.}, G_{ост.}$  - массы соответственно сырья, циркулирующего газа, сухого газа, бензина, дизельного топлива, остатка, кг/час;  $I$  - энтальпия, кДж/кг;  $q_p$  - теплота реакции кДж/кг.

Определяют энтальпию сырья при  $460^\circ\text{C}$ , для этого необходимо определить критические параметры и приведенные параметры.

Приближенно критическую температуру и давление нефтяной фракции и газов можно определить по графикам в зависимости от молекулярной массы, плотности и средней температурой кипения.

Критические параметры можно подсчитать по эмпирическим формулам:

$$T_{kp} = 355,1 + 0,97a - 0,00049a^2 \quad (3.11)$$

$$P_{kp} = K \frac{T_{kp}}{M} \cdot 10^5$$

где

$$a = (1,8 \cdot T_{cp.мол.} - 395) \cdot d_{15}^{15}$$

$$K = 5,53 + 0,855 \frac{t_{70} - t_{10}}{60}$$

Для нафтеновых углеводородов  $K = 60$ ; ароматических  $K = 6,5-7,0$ ; парафиновых  $K = 5,0-5,3$ ; нефтепродуктов прямой перегонки  $K = 6,3-6,4$ ; крекинг-керосинов  $K = 6,8-7,0$ ;  $T_{cp.мол.}$  - средномолекулярная температура кипения (приблизительно можно взять температуру 50%-ной точки разгонки);  $t_{70}$  и  $t_{10}$  - температуры 70 и 10% отгона от кривой разгонок, °C;  $d_{15}^{15}$  - относительная плотность;  $M$  - молекулярная масса.

Относительную плотность нефтепродукта при 15°C можно определить по следующему уравнению:

$$d_{15}^{15} = d_4^{20} + 5\alpha \quad (3.13)$$

где  $d_4^{20}$  - относительная плотность нефтепродукта при 20°C;  $\alpha$  - средняя температурная поправка.

Для  $d_4^{20} = 0,9102$ ;  $\alpha = 0,000620$  [10].

$$d_{15}^{15} = 0,9102 + 5 \cdot 0,000620 = 0,9133$$

Молекулярную массу нефтепродукта можно определить по формуле Крэга [12]:

$$M = \frac{44,29 \cdot d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} \quad (3.14)$$

$$M = \frac{44,29 \cdot 0,9133}{1,03 - 0,9133} = 346,6$$

Отсюда:

$$a = (1,8 \cdot 450 - 395) \cdot 0,9133 = 412$$

$$T_{kp} = 355,1 + 0,97 \cdot 412 - 0,00049 \cdot 412 = 672$$

$$K = 5,53 + 0,855 \frac{460 - 390}{60} = 6,4$$

$$P_{kp} = 6,4 \frac{672}{346,6} \cdot 10^5 = 1,24 \text{ МПа}$$

Приведенной температурой  $T_{np}$  называют отношение температуры вещества  $T$  к его критической температуре  $T_{kp}$

$$T_{np} = \frac{T}{T_{kp}} \quad (3.15)$$

где  $T_{kp}$  - критическая температура, К.

$$T_{np} = \frac{460 + 273}{672} = 1,09$$

Приведенным давлением  $P_{np}$  называют отношение давления вещества к его критическому давлению  $P_{кр}$ :

$$P_{np} = \frac{P}{P_{кр}} \quad (3.16)$$

где  $P_{кр}$  - критическое давление, МПа.

$$P_{np} = \frac{7}{1,24} = 5,64$$

$$\Delta \frac{IM}{T_{кр}} = 33 \quad [10].$$

$$\text{Отсюда: } \Delta I = 33 \cdot \frac{T_{кр}}{M} = 33 \cdot \frac{672}{346,6} = 63,98 \text{ кДж/кг.}$$

Находим энтальпию паров нефтепродуктов при атмосферном давлении по формуле:

$$I_t^n = \nu(4 - d_{15}^{15}) - 308,99 \quad (3.17)$$

где  $\nu$  - энтальпия паров нефтепродуктов в зависимости от температуры [10].

$$\nu_{460} = 542,43 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия паров вакуумного газойля при атмосферном давлении:

$$I_{460}^n = 542,43(4 - 0,9133) - 308,99 = 1365,328 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия паров вакуумного газойля при  $\rho = 7$  МПа.

$$I_{460}^n = 1365,328 - 63,98 = 1301,528 \text{ кДж/кг}$$

В процессе гидрокрекинга используется циркулирующий водородсодержащий углеводородный газ следующего состава (6% масс.):  $H_2=58,8$ ;  $C_1=5$ ;  $C_2=6,8$ ;  $C_3=29,4$ . Кратность циркулирующего газа  $1000 \text{ м}^3/\text{м}^3$  сырья.

Подсчитаем массовую теплоемкость циркулирующего газа без учета давления, так как в данном случае поправка на него мала. Подсчитаем среднюю температуру в реакторе  $440^\circ\text{C}$ . По графику [10] находим значение  $C_p$ :

$$\text{для } H_2 \quad C_p = 14,73 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$$

$$\text{для } C_1 \quad C_p = 3,3 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$$

$$\text{для } C_2 \quad C_p = 3,1 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$$

$$\text{для } C_3 \quad C_p = 3,05 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$$

Отсюда:

$$C_{\text{ц.г.}} = 0,588 \cdot 14,73 + 0,05 \cdot 33 + 0,068 \cdot 3,1 + 0,294 \cdot 3,05 = 9,93 \text{ кДж/кг}\cdot\text{К}$$

Энтальпия циркулирующего газа

$$I_{\text{ц.г.}} = C \cdot t = 9,93 \cdot 460 = 4567,8 \text{ кДж/кг}$$

Находим среднюю молекулярную массу сухого газа, имеющего следующий состав (в % масс.): C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>–21,0; C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>–27,0; C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>–41; C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>–11,0

$$M_{\text{с.г.}} = \frac{100}{\frac{21}{28} + \frac{27}{30} + \frac{41}{44} + \frac{11}{58}} = 36,08$$

Определим энтальпию сухого газа при 460°C и 7,0 МПа

$$I_{\text{с.г.}} = 0,21 \cdot 1,670 + 0,27 \cdot 1,67,0 + 0,71 \cdot 1,560 + 0,11 \cdot 1,500 = 1606,2 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия бензина:  $d_4^{20} = 0,810$ ;  $d_{15}^{15} = 0,813$

$$I_{460}^n = 542,43(4 - 0,813) - 308,99 = 1419,73 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{460}^n = 1419,73 - 63,98 = 1355,74 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия дизельного топлива:  $d_4^{20} = 0,8697$ ;  $d_{15}^{15} = 0,873$

$$I_{460}^n = 542,43(4 - 0,873) - 308,99 = 1387,118 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{460}^n = 1387,118 - 63,98 = 1323,138 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия остатка:  $d_4^{20} = 0,9018$ ;  $d_{15}^{15} = 0,904$

$$I_{460}^n = 542,43(4 - 0,904) - 308,99 = 1369,849 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{460}^n = 1369,849 - 63,98 = 1305,869 \text{ кДж/кг}$$

Средняя молекулярная масса циркулирующего водородсодержащего газа:

$$M_{\text{ц.г.}} = \frac{100}{\frac{58,8}{2} + \frac{5}{16} + \frac{6,7}{30} + \frac{29,4}{44}} = 3,27$$

Средняя плотность циркулирующего газа:

$$\rho_{\text{ц.г.}} = \frac{3,27}{22,4} = 0,146 \text{ кг/м}^3$$

Масса циркулирующего газа определяется по следующей формуле:

$$G_{\text{ц.г.}} = \frac{G_c \cdot n \cdot \rho_{\text{ц.г.}}}{\rho_c} \quad (3.18)$$

где  $G_c$  - расход сырья, кг/ч;  $n$  - кратность циркуляции газа, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> сырья;  $\rho_{\text{ц.г.}}$  - плотность циркулирующего газа, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_c$  - плотность сырья, кг/м<sup>3</sup>.

$$G_{г.с.} = \frac{79657 \cdot 1000 \cdot 0,146}{910,2} = 12777 \text{ кг/час.}$$

Подсчитываем теплоту прихода и расхода.

Приходящее тепло:

$$Q_{np.} = 79657 \cdot 1301,528 + 12777 \cdot 9,93(460 - 440) = 106213328,1 \text{ кДж/ч}$$

Уходящее тепло:

$$\begin{aligned} Q_{yx.} = & 0,6 \cdot 79657 \cdot 1301,528 + 0,6(10355 \cdot 1606,2 + 11949 \cdot 1355,74 + \\ & + 25490 \cdot 1323,138 + 31863 \cdot 1305,869 + 79657 \cdot q_p) + \\ & + 18674,521 \cdot 9,93(460 - 440) = 90915558,33 + 94854617,82 + \\ & + 69852,94q_p + 3708759,871 = 83750054,1 + 47794,2q_p \end{aligned}$$

$$Q_{np.} = Q_{yx.}$$

$$106213328,1 = 83750054,1 + 47794,2q_p$$

$$q_p = \frac{106213328,1 - 83750054,1}{47794,2}$$

$$q_p = 470 \text{ кДж/кг}$$

Согласно справочным данным [10]  $q_p = -293 \div 419 \text{ кДж/кг}$ .

Так как по тепловому балансу  $q_p = 470 \text{ кДж/кг}$ , в реакторе в процессе реакции выделяется избыточное сырье, что требует дополнительного охлаждения, поэтому для процесса гидрокрекинга вакуумного газойля нефти месторождения Танатар необходимо выбрать политропический реактор с промежуточным охлаждением слоев катализатора.

Размеры реактора гидрокрекинга определяют следующим образом:

1. Определим объем катализатора в реакторе:

$$V_{k.p} = \frac{V_c}{\omega} \quad (3.20)$$

где  $V_c$  - объем сырья при 20°C, м<sup>3</sup>/час;  $\omega$  - объемная скорость подачи сырья, час<sup>-1</sup>.

Объем сырья при 20°C определяют по следующей формуле:

$$V = 22,4 \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{P} \cdot \sum \frac{G_i}{M_i} \quad (3.21)$$

где  $T$  - температура системы, К;  $P$  - давление в системе, МПа;  $G_i$  - расход компонента, кг/час;  $M_i$  - молекулярная масса компонента.

Если давление паров и газов выше 0,4 МПа, то формулу (3.21) необходимо ввести величину  $Z$ .

$$V = 22,4 \frac{T}{273} \cdot \frac{0,101}{P} \cdot Z \sum \frac{G_i}{M_i} \quad (3.22)$$

где  $Z$  - фактор сжимаемости.

Коэффициент (фактор) сжимаемости зависит от величины приведенных параметров:

$$Z = f(T_{np.}; P_{np.}) \quad (3.23)$$

При  $P_{np.} = 5,64$  и  $T_{np.} = 1,09$   $Z = 0,71$  [10].

$$V_c = 22,4 \cdot \frac{460 + 273}{273} \cdot \frac{0,101}{7} \cdot 0,71 \cdot \frac{79657}{346,6} = 154,219 \text{ М}^3/\text{ч}$$

$$V_c^{460} = 154,219 \text{ М}^3/\text{ч} = 0,043 \text{ М}^3/\text{сек}$$

Определим объем циркулирующего газа (фактор сжимаемости для водорода  $Z = 1$ ).

$$V_{ц.з.}^{460} = V_c^{20} \cdot 1000 \cdot \frac{460 + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600} \cdot \frac{0,101}{7}$$

$$V_{ц.з.} = \frac{79657}{910} \cdot 1000 \cdot \frac{460 + 273}{273 \cdot 3600} \cdot \frac{0,101}{7} = 0,94 \text{ М}^3/\text{сек}$$

Общий объем паров и газов:

$$V_{см}^{460} = V_c^{460} + V_{ц.з.}^{460} = 0,043 + 0,94 = 0,983 \text{ М}^3/\text{с}$$

Находим общий объем катализатора в реакторе:

$$V_{к.р.} = \frac{79657}{901 \cdot 2,5} = 35,36 \text{ М}^3$$

Подсчитываем сечение и диаметр реактора по уравнениям:

$$F = \frac{V_{см}}{U} = \frac{0,983}{0,4} = 2,458 \text{ М}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,458}{3,14}} = 1,77 \text{ М}$$

По стандартному ряду принимаем  $D = 1,8$  м [13].

Общая высота катализаторного слоя в реакторе:

$$h_k = \frac{V_{к.р.}}{F} = \frac{35,36}{2,458} = 14,39 \text{ М}$$

Высота цилиндрической части реактора:

$$h_u = \frac{h_k \cdot 4}{3} = \frac{14,39 \cdot 4}{3} = 19,19 \text{ м}$$

Общая высота реактора:

$$H = h_u + D = 19,19 + 1,8 = 21 \text{ м}$$

В результате расчетов были определены основные размеры и тип реактора:

- Тип реактора	политропический
- Диаметр реактора	$D = 1,8 \text{ м}$
- Общая высота реактора	$H = 21 \text{ м}$
- Высота катализаторного слоя	$h_k = 14,39 \text{ м}$
- Высота цилиндрической части	$h_u = 19,19 \text{ м}$
- Количество слоев катализатора	$n = 3 \text{ слоя}$

### 3.3. Расчет вспомогательных аппаратов

#### 3.3.1. Расчет теплообменного аппарата

Сырье в реактор поступает через теплообменник и печь. Для определения температуры смеси, поступающей в печь необходимо рассчитать теплообменник.

Исходные данные для расчета:

Температура поступающего сырья  $t_3 = 70^\circ\text{C}$

Температура реакционной смеси после реактора  $t_1 = 460^\circ\text{C}$

Температура охлажденной реакционной смеси  $t_2 = 200^\circ\text{C}$

Поверхность теплообмена аппарата определяют из уравнения теплопередачи:

$$Q = K \cdot F \cdot \tau_{cp} \quad (3.24)$$

Откуда

$$F = \frac{Q}{K \cdot \tau_{cp}}$$

где  $F$  - поверхность теплообмена,  $\text{м}^2$ ;  $K$  - коэффициент теплопередачи,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;  $\tau_{cp}$  - средняя логарифмическая разность температур.

Тепловую нагрузку аппарата определяют, составляя тепловой баланс.

$$Q = G_1(I_{t_1} - I_{t_2})\eta = G_2(I_{t_3} - I_{t_4}) \quad (3.25)$$

где  $Q$  - тепловая нагрузка аппарата, кДж/час;  $G_1, G_2$  - массы горячего и холодного теплоносителя, кг/с или кг/час;  $I_{t_1}, I_{t_2}$  - энтальпия горячего теплоносителя при температуре входа и выхода из аппарата, кДж/кг;  $\eta$  - КПД теплообменника, практически он равен 0,95-0,97;  $I_{t_3}, I_{t_4}$  - энтальпия холодного теплоносителя при температурах входа и выхода из аппарата, кДж/кг.

Горячий теплоноситель – реакционная смесь из реактора:

$$G_1 = G_{kp} + G_{y.c.} = 79657 + 12777 = 92434 \text{ кг/ч}$$

Энтальпия горячего потока при  $t_1 = 460$  °С:

$$I_{460}^n = 0,13 \cdot 1606,0 + 0,15 \cdot 1355,14 + 0,32 \cdot 1323,138 + 0,40 \cdot 1305,869 + \\ + 9,93 \cdot (460 - 440) = 1556,43 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия горячего потока при  $t_2 = 200$ °С:

для бензина

$$I_{260}^{эс} = \frac{1}{\sqrt{d_{1,5}^{15}}} \cdot a = \frac{1}{\sqrt{0,813}} \cdot 553,75 = 614,141 \text{ кДж/кг}$$

для дизельного топлива

$$I_{260}^{эс} = \frac{1}{\sqrt{0,873}} \cdot 553,75 = 592,66 \text{ кДж/кг}$$

для остатка

$$I_{260}^{эс} = \frac{1}{\sqrt{0,904}} \cdot 553,75 = 582,41 \text{ кДж/кг}$$

для сухого газа при  $t = 200$  °С

$$I_{c.c.}^{260} = 0,21 \cdot 1008 + 0,27 \cdot 1008 + 0,14 \cdot 966 + 0,11 \cdot 890 = 977,8$$

$$I_{260}^{эс} = 0,15 \cdot 614,141 + 0,32 \cdot 592,66 + 0,40 \cdot 582,41 + 0,13 \cdot 977,8$$

$$I_{260}^{эс} = 641,85 \text{ кДж/кг}$$

Тепловая нагрузка теплообменника по горячему потоку:

$$Q_1 = 92434(1556,43 - 641,85) \cdot 0,95 = 80311373,334 \text{ кДж/ч}$$

или

$$Q_1 = 22308714,815 \text{ Вт}$$

Тепловая нагрузка теплообменника по холодному потоку:

Энтальпия сырья при  $t = 70$ °С

$$I_{70}^{жс} = \frac{1}{\sqrt{0,913}} \cdot 126,78 = 132,68 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия водородсодержащего газа:

$$I_0^c = A \frac{T}{100} + B \left( \frac{T}{100} \right)^2 + C \left( \frac{T}{100} \right)^3 + D \frac{100}{T} \quad (3.26)$$

где А, В, С, Д – коэффициенты, значения табличные [14].

Для водорода:

$$I_{70}^{H_2} = 82,27 \left( \frac{70}{100} \right) + 2,54 \left( \frac{70}{100} \right)^2 + 0,013 \left( \frac{70}{100} \right)^3 + 25,12 \frac{100}{70} = 94,72 \text{ кДж/кг}$$

Для С<sub>1</sub>:

$$I_{70}^{C_1} = 154 \left( \frac{70}{100} \right) + 15,12 \left( \frac{70}{100} \right)^2 + 0,051 \left( \frac{70}{100} \right)^3 + 59,62 \frac{100}{70} = 200,363 \text{ кДж/кг}$$

Для С<sub>2</sub>:

$$I_{70}^{C_2} = 58,65 \left( \frac{70}{100} \right) + 23,63 \left( \frac{70}{100} \right)^2 + 0,538 \left( \frac{70}{100} \right)^3 + 56,15 \frac{100}{70} = 132,957 \text{ кДж/кг}$$

Для С<sub>3</sub>:

$$I_{70}^{C_3} = 33,65 \left( \frac{70}{100} \right) + 26,31 \left( \frac{70}{100} \right)^2 + 0,538 \left( \frac{70}{100} \right)^3 + 35,58 \frac{100}{70} = 87,439 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{70}^{H_2, c} = 0,588 \cdot 94,72 + 0,05 \cdot 200,363 + 0,068 \cdot 132,957 + 0,294 \cdot 87,439$$

$$I_{70}^{H_2, c} = 100,461 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{смеси} = 0,448 \cdot 132,68 + 0,578 \cdot 100,461 = 117,507 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_2 = 92434(I_{t_4} - 117,507), \text{ так как } Q_1 = Q_2$$

$$80311373,334 = 92434(I_{t_4} - 117,507)$$

$$I_{t_4} - 117,507 = \frac{80311373,334}{92434}$$

$$I_{t_4} - 117,507 = 868,85$$

$$I_{t_4} = 986,35 \text{ кДж/кг}$$

Так как энтальпия паров нефтепродукта равна  $I_t^n = v(4 - d_{15}^{15}) - 30899$ , найдем  $v$ , кДж/кг.

$$986,35 = v(4 - 0,913) - 308,99$$

$$1295,34 = v(4 - 0,913)$$

$$c = 419 \text{ кДж/кг}$$

Из приложения 20 [10]  $t = 210^\circ \text{C}$ .

Выберем схему теплообмена:

для прямотока

$$\begin{array}{ccc} t_1 = 460^\circ \text{C} & \xrightarrow{\text{горячий поток}} & t_2 = 260^\circ \text{C} \\ t_3 = 70^\circ \text{C} & \xrightarrow[\text{поток}]{\text{холодный}} & t_4 = 210^\circ \text{C} \end{array}$$


---


$$\Delta t_{\bar{o}} = 390^\circ \text{C} \quad \Delta t_m = 50^\circ \text{C}$$

для противотока

$$\begin{array}{ccc} t_1 = 460^\circ \text{C} & \xrightarrow{\text{горячий поток}} & t_2 = 260^\circ \text{C} \\ t_4 = 210^\circ \text{C} & \leftarrow & t_3 = 70^\circ \text{C} \end{array}$$


---


$$\Delta t_{\bar{o}} = 250^\circ \text{C} \quad \Delta t_m = 190^\circ \text{C}$$

$$\frac{\Delta t_{\bar{o}}}{\Delta t_m} = \frac{250}{190} = 1,31 < 2$$

Поэтому  $\tau_{cp}$  рассчитывается как среднеарифметическое значение.

$$\tau_{cp} = \frac{\Delta t_{\bar{o}} + \Delta t_m}{2} = \frac{250 + 190}{2} = 220^\circ \text{C}$$

Поверхность теплообмена, при  $K = 60 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  [15]:

$$F = \frac{22308714,815}{60 \cdot 220} = 1690,054 \text{ м}^2$$

Необходимая поверхность теплообмена  $1690,054 \text{ м}^2$ .

Выбираем стандартный нормализованный теплообменник по справочным данным [15]:

Поверхность теплообмена	$F = 831 \text{ м}^2$
Диаметр кожуха	$D_c = 1400 \text{ мм}$
Диаметр труб	$d_{TP} = 20 \times 2 \text{ мм}$
Число ходов по трубному пространству	$n = 2$
Длина труб	$\ell = 6000 \text{ мм}$

Необходимое количество теплообменников:

$$\frac{1690,054}{831} = 2,03$$

Принимаем 2 теплообменника с поверхностью 831м<sup>2</sup>.

### 3.3.2. Расчет трубчатой печи

Основные показатели работы трубчатой печи: полезная тепловая нагрузка печи, теплонапряженность поверхности нагрева, производительность по сырью, коэффициент полезного действия, температура газов на перевале, в топке, на выходе из печи и др.

Исходные данные для расчета:

- производительность печи по сырью	92434 кг/ч
- плотность вакуумного газойля	$d_4^{20} = 0,9102$
- плотность циркулирующего газа	0,146 кг/м <sup>3</sup>
- доля отгона	0,6
- температура на входе	$t_1 = 210$ °С.
- температура на выходе	$t_2 = 440$ °С.
- температура на перевале печей	$t_n = 800$ °С.

### Полезная тепловая нагрузка печи

Полезная тепловая нагрузка печи складывается из тепла, затраченного на нагрев и испарение сырья:

$$Q_{пол} = Q_{нагр} + Q_{исп} \quad (3.27)$$

Тепло, необходимое для нагрева сырья ( $Q_{нагр}$ ):

$$Q_{нагр} = G(1 - e)(I_{t_2}^{жс} - I_{t_1}^{жс}) \quad (3.28)$$

Тепло, необходимое для испарения сырья ( $Q_{исп}$ ):

$$Q_{исп} = G \cdot e(I_{t_2}^n - I_{t_1}^{жс}) \quad (3.29)$$

где  $G$  - производительность печи (по сырью), кг/ч;  $e$  - массовая доля отгона сырья, доли единицы;  $I_{t_1}^{ж}, I_{t_2}^{ж}$  - энтальпия жидкости при температурах входе и выхода ее из печи, кДж/кг;  $I_{t_2}^n$  - энтальпия паров при температуре выхода их из печи, кДж/кг.

Энтальпия сырья при  $t = 210$  °С:

для вакуумного газойля:  $d_4^{20} = 0,9104$ ;  $d_{15}^{15} = 0,913$ .

$$I_{210}^{ж} = \frac{1}{\sqrt{0,913}} \cdot 429,43 = 449,424 \text{ кДж/кг}$$

для циркулирующего газа:

$$I_{210}^{H_2} = 82,27 \left( \frac{210}{100} \right) + 2,54 \left( \frac{210}{100} \right)^2 + 0,013 \left( \frac{210}{100} \right)^3 + 25,12 \left( \frac{100}{210} \right) = 196,212 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{210}^{C_1} = 154,15 \left( \frac{210}{100} \right) + 15,12 \left( \frac{210}{100} \right)^2 + 0,051 \left( \frac{210}{100} \right)^3 + 59,62 \left( \frac{100}{210} \right) = 419,245 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{210}^{C_2} = 58,65 \left( \frac{210}{100} \right) + 23,63 \left( \frac{210}{100} \right)^2 + 0,414 \left( \frac{210}{100} \right)^3 + 56,15 \left( \frac{100}{210} \right) = 257,934 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{210}^{C_3} = 33,65 \left( \frac{210}{100} \right) + 26,31 \left( \frac{210}{100} \right)^2 + 0,538 \left( \frac{210}{100} \right)^3 + 35,58 \left( \frac{100}{210} \right) = 208,610 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{ц.г.}^{210} = 0,588 \cdot 196,212 + 0,05 \cdot 419,245 + 0,068 \cdot 257,934 + 0,294 \cdot 208,610 = 215,205$$

Энтальпия смеси:

$$I_{см}^{210} = 0,448 \cdot 449,424 + 0,578 \cdot 215,205 = 325,73 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия сырья при  $t = 440$  °С:

$$I_{440}^{ж} = \frac{1}{\sqrt{0,913}} \cdot 1071,50 = 1121,39 \text{ кДж/кг}$$

для циркулирующего газа:

$$I_{440}^{H_2} = 82,27 \left( \frac{440}{100} \right) + 2,54 \left( \frac{440}{100} \right)^2 + 0,013 \left( \frac{440}{100} \right)^3 + 25,12 \left( \frac{100}{440} \right) = 417,972 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{440}^{C_1} = 154 \left( \frac{440}{100} \right) + 15,12 \left( \frac{440}{100} \right)^2 + 0,051 \left( \frac{440}{100} \right)^3 + 59,62 \left( \frac{100}{440} \right) = 988,201 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{440}^{C_2} = 58,65 \left( \frac{440}{100} \right) + 23,63 \left( \frac{440}{100} \right)^2 + 0,414 \left( \frac{440}{100} \right)^3 + 56,15 \left( \frac{100}{440} \right) = 763,549 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{440}^{C_3} = 33,65 \left( \frac{440}{100} \right) + 26,31 \left( \frac{440}{100} \right)^2 + 0,538 \left( \frac{440}{100} \right)^3 + 35,58 \left( \frac{100}{440} \right) = 711,327 \text{ кДж/кг}$$

$$I_{ц.г.}^{440} = 0,588 \cdot 417,972 + 0,05 \cdot 988,201 + 0,068 \cdot 763,549 + 0,294 \cdot 711,327 = 556,229 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$$

Энтальпия смеси:

$$I_{см}^{440} = 0,448 \cdot 1121,39 + 0,578 \cdot 556,229 = 823,883 \text{ кДж/кг}$$

Тепло, необходимое для нагрева продукта:

$$Q_{нагр} = 92434 (1 - 0,60)(823,883 - 325,73) = 18418509,761 \text{ кДж/кг}$$

или 5116252,711 Вт

Энтальпия паров вакуумного газойля при  $t = 440 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$I_{440}^n = 524,83(4 - 0,913) - 308,99 = 1311,1160 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия смеси:

$$I_{см}^{440} = 0,448 \cdot 1311,60 + 0,578 \cdot 556,229 = 908,900 \text{ кДж/кг}$$

Тепло, необходимое для испарения смеси:

$$Q_{исп} = 92434 \cdot 0,6(908,900 - 325,73) = 32342841,468 \text{ кДж/кг}$$

или 8984122,63 Вт

Полезная тепловая нагрузка печи:

$$Q_{пол} = 18418509,761 + 32342841,468 = 50761351,229 \text{ кДж/кг}$$

или 14100375,341 Вт

### Теплота сгорания топлива

Теплота сгорания топлива- количество тепла, выделяющегося при сгорании 1 кг топлива.

Для определения низшей теплоты сгорания любого топлива можно использовать формулу Д.И.Менделеева:

$$\begin{aligned} Q_p^H &= 339,1C + 1256H - 108,9(0 - S) - 16,75(9H + W) = \\ &= 339,1C + 1030H - 108,9(0 - S) - 16,75W \end{aligned} \quad (3.30)$$

В качестве топлива взят газ следующего состава:

C-85,15%; H-13,24%; N<sub>2</sub>-0,05%; S-0,67%; O<sub>2</sub>-0,89 %

$$Q_p^H = 339,1 \cdot 85,15 + 1030 \cdot 13,24 + 108,9(0,89 - 0,67) = 42535,523 \text{ кДж/кг}$$

Определим теоретическое количество воздуха, необходимое для сжигания 1 кг газа по формуле:

$$L_o = \frac{0,0267 \cdot C + 0,08H + 0,01(S - O)}{0,23} \quad (3.31)$$

$$L_o = \frac{0,0267 \cdot 85,15 + 0,08 \cdot 13,24 + 0,01(0,89 - 0,67)}{0,23} = 14,499 \text{ кг/кг}$$

Для печей с излучающими стенками коэффициент избытка воздуха  $\alpha = 1,03 \pm 1,07$ . Принимаем  $\alpha = 1,05$ . Тогда действительное количество воздуха:

$$L_d = \alpha \cdot L_o = 1,05 \cdot 14,499 = 15,224 \text{ кг/кг}$$

или

$$\frac{L_d}{\rho_a} = \frac{15,224}{1,293} = 11,774 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Определим количество продуктов сгорания, образующихся при сгорании 1 кг топлива:

$$m_{CO_2} = 0,0367 \cdot C = 0,0367 \cdot 85,15 = 3,125 \text{ кг/кг}$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H = 0,09 \cdot 13,24 = 1,191 \text{ кг/кг}$$

$$m_{O_2} = 0,23L_o (\alpha - 1) = 0,23 \cdot 14,499(1,05 - 1) = 0,166 \text{ кг/кг}$$

$$m_{N_2} = 0,77L_o \cdot \alpha = 0,77 \cdot 14,499 \cdot 1,05 = 11,722 \text{ кг/кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\sum m_i = 3,125 + 1,191 + 0,166 + 11,722 = 16,204 \text{ кг/кг}$$

Проверка:

$$\sum m_i = 1 + \alpha L_o = 1 + 1,05 \cdot 14,499 = 16,223 \text{ кг/кг}$$

### **Коэффициент полезного действия (КПД)**

Коэффициент полезного действия трубчатой печи – доля тепла, полезно использованного в печи на нагрев нефтепродукта. При полном сгорании топлива КПД печи зависит от ее конструкции, от потерь тепла с уходящими дымовыми газами и через кладку печи, от коэффициента избытка воздуха.

КПД печи определяется по формуле:

$$\eta = \frac{Q_p^H - (q_{nom} + q_{yx.g} + q_{н.сг})}{Q_p^H} \quad (3.32)$$

где  $\eta$  - КПД печи;  $Q_p^H$  - теплота сгорания топлива, кДж/кг;  $q_{nom}$  - потери тепла в окружающую среду через кладку печи, кДж/кг топлива;  $q_{yx.g}$  - потери тепла с уходящими дымовыми газами, кДж/кг топлива;  $q_{н.сг}$  - потери тепла неполноты сгорания топлива, кДж/кг (практически 0,5 %).

Тепловые потери в окружающую среду через кладку составляют 4–8 % от рабочей теплоты сгорания топлива. Потери тепла с дымовыми газами, уходящими из печи в дымовую трубу, зависят от коэффициента избытка воздуха и температуры этих газов. Обычно температуру уходящих дымовых газов принимают на 150-200°C выше температуры поступающего в печь сырья, т.е.

$$t_{yx.} = t_c + (150 \pm 200) \quad (3.33)$$

где  $t_{yx.}$  - температура уходящих дымовых газов, °C;  $t_c$  - температура поступающего в печь сырья, °C.

$$t_{yx.} = 210 + 200 = 410^\circ\text{C}$$

Потери тепла с дымовыми газами определяются по графику [Приложение 36; Сард] зависимости теплоты от температуры и коэффициента избытка воздуха.

$$q_{yx.g.} = 8300 \text{ кДж/кг}$$

Потери тепла от неполноты сгорания топлива примем 0,5%.

$$q_{н.сг} = \frac{Q_p^H \cdot 0,5}{100} = \frac{42535,523 \cdot 0,5}{100} = 212,677 \text{ кДж/кг}$$

По полученным данным рассчитаем КПД печи:

$$\eta = \frac{42535,523 - (1276,065 + 8300 + 212,677)}{42535,523} = 0,769$$

КПД печи составляет 76,9%.

### Расход топлива

Расход топлива в печи вычисляют по формуле:

$$\beta = \frac{Q_{пол}}{Q_p^H \cdot \eta} \quad (3.34)$$

$$\beta = \frac{50761351,229}{42535,523 \cdot 0,769} = 1551,87 \text{ кг/ч}$$

## Расчет радиантной секции

1) Задаются температурой дымовых газов над перевальной стенкой  $t_n = 800^\circ\text{C}$ .

2) Определяют среднюю теплоемкость продуктов сгорания 1 кг топлива при этой температуре.

$$C_{cp} = \sum GC_{mp} \quad (3.35)$$

Теплоемкость продуктов сгорания определяют по графику на рис.39 [10].

$$C_{cp} = 3,125 \cdot 0,968 + 1,191 \cdot 2,15 + 0,166 \cdot 0,94 + 11,722 \cdot 1,18 = 19,57 \text{ кДж/кг}\cdot\text{K}$$

Энтальпия продуктов сгорания:

$$I_{t_n} = C_{cp} \cdot t_n = 19,57 \cdot 800 = 15656 \text{ кДж/кг}$$

3) Приведенную температуру исходной системы  $t_o$  определяют по формуле, но в случае работы без рециркуляции дымовых газов ее можно принять равной температуре поступающего воздуха, т.е.  $t_o \approx t_a \approx 20^\circ\text{C}$ .

4) Максимальную расчетную температуру горения определяют по формуле:

$$t_{\max} = t_o + \frac{Q_p^H \cdot \eta_T}{GC_{pm}} \quad (3.36)$$

где  $\eta_T$  - КПД топки- рекомендуется принимать в пределах 0,94-0,98.

$$t_{\max} = 20 + \frac{(42535,523 \cdot 0,95)}{19,57} = 2084,83^\circ\text{C}$$

$$T_{\max} = 2084,83 + 273 = 2357,83 \text{ K}$$

5) Количество тепла, воспринимаемого сырьевой смесью через радиантные трубы рассчитывают по формуле:

$$Q_p = \beta(Q_p^H \cdot \eta_T - I_{t_n}) \quad (3.37)$$

$$Q_p = 1551,87(42535,523 \cdot 0,95 - 15656) = 38413020,457 \text{ кДж/ч}$$

$$\text{или } 10670283,460 \text{ Вт}$$

6) Количество тепла, воспринимаемого сырьевой смесью через конвекционные трубы

$$Q_k = Q_{\text{пол}} - Q_p = 50761351,229 - 10670283,460 = 40091067,769 \text{ кДж/ч}$$

или 11136407,714 Вт

7) Энтальпия смеси на входе в радиантные трубы по формуле:

$$I_k = I_{t_1} + \frac{Q_k}{G_C} \quad (3.38)$$

где  $I_{t_1}$  - энтальпия сырья при входе в печь, кДж/кг,  $G_C$  - масса сырья.

$$I_k = 325,73 + \frac{40091067,769}{92434} = 433,72 \text{ кДж/кг}$$

По таблицам зависимости энтальпии от температуры [16] находим  $t_k = 518\text{K} = 245^\circ\text{C}$ .

8) Средняя температура наружной поверхности радиантных труб по формуле:

$$t_{CT} = \frac{t_2 + t_k}{2} = t' \quad (3.39)$$

где  $t_2$  - конечная температура нагрева сырья, °С;  $t'$  - разность температур между наружной поверхностью труб и температурой сырья ( $t' = 20 - 60^\circ\text{C}$ ).

$$t_{CT} = \frac{440 + 245}{2} + 20 = 362,5^\circ\text{C}$$

$$T_{CT} = 635,5\text{K}$$

9) По графикам на рис.39 (а, б) по известным  $t_n = 800^\circ\text{C}$ ,  $T_{\max} = 2357,83\text{K}$  и  $t_{CT} = 362^\circ\text{C}$  интерполяцией находят значение параметра  $q_s$ :

$$q_s = 11,6 \cdot 10^4 \text{ Вт/м}^2$$

Общее количество тепла, вносимого в топку составляет:

$$Q = \beta \cdot Q_p^H \cdot \eta_T = 1551,87 \cdot 42535,523 \cdot 0,95 = 62709121,9741095 \text{ кДж/ч}$$

или 17419200,548 Вт

Предварительное значение эквивалентной абсолютно черной поверхности:

$$H_s = \frac{Q}{q_s} = \frac{17419200,548}{11,6 \cdot 10^4} = 150,166 \text{ м}^2$$

10) Задаем степень экранирования кладки  $\varphi = 0,55$ .

По графику [10] определяют величину  $\frac{H_s}{H_a} = 0,76$ .

11) Эквивалентная плоская поверхность

$$H_a = H_s \cdot \frac{H_s}{A_a} = \frac{150,166}{0,76} = 197,586 \text{ м}^2$$

12) Площадь заэкранированной плоской поверхности заменяющей трубы:

$$H = \frac{H_a}{K} = \frac{197,586}{0,86} = 229,751 \text{ м}^2$$

Фактор  $K$  - определяют по графику [10]. При однорядном экране и расстоянии между трубами  $2d$  фактор формы  $K = 0,86$ .

13) Поверхность радиантных труб:

$$H_{p,TP} = \frac{\pi}{2} \cdot H = \frac{3,14}{2} \cdot 229,751 = 360,892 \text{ м}^2$$

14) Проводим проверочный расчет радиантной секции. Величина неэкранированной поверхности по формуле:

$$F = \left( \frac{1}{\varphi} - 1 \right) \cdot H.$$

$$F = \left( \frac{1}{0,55} - 1 \right) \cdot 197,586 = 161,661 \text{ м}^2$$

15) Уточненное значение абсолютно черной поверхности по формуле:

$$H_s = \frac{E_v}{\varphi(T)} (E_H \cdot H_a + \beta E_F \cdot F) \quad (3.40)$$

где  $E_v$  - степень черноты поглощающей среды, зависит от концентрации трехатомных газов в продуктах сгорания топлива; приближенно для данного топлива  $E_v$  можно подсчитать:

$$E = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot L} = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot 1,05} = 0,61$$

$\varphi(T)$  принимается равной 0,8-0,85;  $E_H$  и  $E_F$  - соответственно степень черноты экрана и кладки печи; рекомендуется  $E_H = E_F = 0,9$ ;  $\beta$  - коэффициент.

Коэффициент  $\beta$  определяется по уравнению:

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{E_v}{1 - E_v} \cdot \frac{1}{E_H \cdot \rho_{FH}}} \quad (3.41)$$

где  $\rho_{FH}$  - угловой коэффициент взаимного излучения поверхностей экрана и кладки, определяется в зависимости от отношения  $\frac{H_a}{F}$ ; если  $\frac{H_a}{F} < 0,5$ , то  $\rho_{FH} = \frac{H_a}{F}$ ; если  $\frac{H_a}{F} \geq 0,5$ , то

$\rho_{FH} = \frac{H_a}{(F + H_a)} = \frac{H_a}{\sum F} = \varphi$ ;  $\sum F$  - суммарная поверхность экрана и кладки, м<sup>2</sup>.

$$\frac{H_a}{F} = \frac{197,586}{161,661} = 1,22$$

$$\rho_{DH} = \frac{197,586}{(161,661 + 197,586)} = 0,55, \text{ т.е. } \rho_{FH} = \varphi$$

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{0,61}{1 - 0,61} \cdot \frac{1}{0,9 \cdot 0,55}} = 0,193$$

Значение абсолютно черной поверхности:

$$H_s = \frac{0,61}{0,83} (0,9 \cdot 197,586 + 0,193 \cdot 0,9 + 161,661) = 249,631 \text{ М}^2$$

16) Коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам по формуле:

$$a_k = 2,1 \cdot \sqrt[4]{t_n - t_{CT}} \quad (3.42)$$

$$a_k = 2,1 \cdot \sqrt[4]{800 - 362,5} = 11,038 \text{ Вт}/(\text{М}^2 \cdot \text{°C})$$

17) Температурная поправка теплопередачи в топке определяется по формуле:

$$\Delta T = \frac{a_k H_{p.Тр} (T_{\max} - T_0) - C_s H_s \cdot T_0^4 \cdot 10^{-8}}{\beta \cdot GC_{pm} + a_k \cdot H_{p.Тр}} \quad (3.43)$$

где  $H_{p.Тр}$  - поверхность радиантных труб,  $\text{М}^2$ ; максимальная температура горения,  $K$ ;  $T_0$  - средняя температура экрана,  $K$ ;  $C_s$  - постоянная излучения абсолютно черного тела;  $C_s = 5,67 \text{ Вт}/(\text{М}^2 \cdot K)$ .

$$\Delta T = \frac{11,038 \cdot 528,047 (2357,83 - 635,5) - 5,67 \cdot 249,631 \cdot 635,5^4 \cdot 10^{-8}}{2268,12 \cdot 19,57 + 11,038 \cdot 528,047} = 159,61$$

18) Аргумент излучения определяется по формуле:

$$X = \frac{10 \cdot H_s \cdot C_s}{\beta \cdot GC_{mp} + a_k \cdot H_{p.Тр}} \left( \frac{T_{\max} - T_0}{1000} \right)^3 \quad (3.44)$$

$$X = \frac{10 \cdot 221,534 \cdot 5,67}{2268,12 \cdot 19,57 + 11,038 \cdot 528,047} \left( \frac{2357,83 - 635,5}{1000} \right)^3 = 2,65$$

19) Характеристика излучения  $\beta_s$  может быть найдена по графику на рисунке 43[10] в зависимости от найденного аргумента излучения;  $\beta_s = 0,62$ .

20) Уточненное значение температуры дымовых газов на перевале по формуле:

$$T_n = \beta_s (T_{\max} - T_0) \quad (3.45)$$

$$T_n = 0,68 (2357,83 - 635,5) = 1067,84$$

$$t_n = 794,84 \text{ °C}$$

Результат между найденной температурой дымовых газов на перевале и

принятой небольшая, т.е. равняя 5,15°C, поэтому результат вычисления можно считать окончательным.

21) Коэффициент прямой отдачи определяют по формуле:

$$\mu = (t_{\max} - t_n) / (t_{\max} - t_o) \quad (3.46)$$

где  $t_o$  - приведенная температура исходной смеси, °C.

$$\mu = (2084,83 - 794,84) / (2084,83 - 210) = 0,688$$

22) Количество тепла, полученного радиантными трубами

$$Q_p = \beta \cdot Q_p^{II} \cdot \eta_T \cdot \mu = 2268,12 \cdot 42535,523 \cdot 0,95 \cdot 0,688 = 63061726,98 \text{ кДж/час}$$

или 17545643,18 Вт.

23) Тепловая напряженность радиантных труб по формуле:

$$q_{p,тр} = \frac{Q_p}{H_{p,тр}} \quad (3.47)$$

$$q_{p,тр} = \frac{17545643,18}{528,047} = 33227,42 \text{ Вт/м}^2$$

или 119424,45 кДж/м<sup>2</sup>.

24) Число труб в радиантной камере.

Полезная поверхность одной трубы определяется по формуле:

$$F_{тр} = \pi d \ell \quad (3.48)$$

где  $d$  - диаметр труб, м.

Диаметр трубы определяется по приложению 41[10], в зависимости от необходимого сечения труб, определяемого по формуле:

$$S = \frac{G_c}{\rho_c \cdot 3600 \cdot \omega} \quad (3.49)$$

где  $G_c$  - производительность печи, кг/час;  $\rho_c$  - плотность сырья;  $\omega$  - скорость протекания продукта по трубам, м/с.

Скорость протекания по трубам 3–10 м/с для паров и газов, находящихся под давлением.

$$S = \frac{135096,089}{910,2 \cdot 7 \cdot 3600} = 0,0137 \text{ м}^2$$

Этому значению сечения соответствуют трубы с диаметром  $d = 152 \times 12$  мм.

По полученным значениям  $Q_{нол}$  и  $q_{p,тр}$  выбираем марку печи из приложения

42[10].

$$Q_{\text{пол}} = 74189817,75 \text{ кДж/час}$$

$$q_{\text{п.тр}} = 119424,45 \text{ кДж/м}^2$$

Этим значениям соответствуют печи типа ГН2  $\frac{575}{15}$ .

Количество труб в радиантной камере:

$$F_{\text{тр.}} = 3,14 \cdot 14,6 \cdot 0,152 = 6,968 \text{ м}^2$$

$$n = \frac{H_{\text{п.тр}}}{F_{\text{тр}}} = \frac{528,047}{6,968} = 75,77$$

Принимаем 76 труб в радиантной камере.

### 3.4. Выбор основных и вспомогательных аппаратов

Реактор гидрокрекинга представляет собой цилиндрический аппарат со сферическими днищами. Реактор имеет диаметр 2600мм, высоту цилиндрической части 11000мм. Стенка выполнена из стали 12ХМ и имеет внутреннюю защитную футеровку из торкрет-бетона. Ввод газопродуктовой смеси осуществляется через штуцер в верхнем днище со специальным распределительным устройством. Вывод продуктов реакции – через штуцер в нижнем днище, снабженный специальной сеткой для задержки катализатора.

Ввиду высокого теплового эффекта реакции необходимо вводить хладагент непосредственно в реактор. По этой причине катализатор не укладывается сплошным слоем, а располагается на 2–4 специальных решетках с промежутками между остальными слоями. Под решетки через специальные распределители вводится хладагент. Под решетки через специальные распределители вводится хладагент.

Теплообменные аппараты выбирают по поверхности теплообмена и по величине условного давления. На аппараты теплообменные кожухотрубчатые стальные с поверхностью теплообмена до 5000м<sup>2</sup> на условное давление до 6,4МПа для охлаждения и нагрева жидких и газообразных сред и при температуре от –60 до +600°С разработан ГОСТ 9929–77. ГОСТом предусмотрено четыре типа

теплообменников: Н–с неподвижными трубными решетками; К–с температурным конденсатором на кожухе; П–с плавающей головкой; У–с U–образными теплообменными трубками. Теплообменные аппараты типа Н используют при незначительной разности температур корпуса и пучка труб (не более 30–40°С); при большей разности температур применяют теплообменники типа К, П, У. Кроме того, теплообменники с жестко закрепленными трубными решетками типов Н и К рекомендуется применять в тех случаях, когда не требуется механическая чистка со стороны межтрубного пространства. Когда по условиям работы такая чистка требуется, то рекомендуется использовать теплообменники типов П и У. При этом трубы в трубных решетках следует размещать по квадрату, что значительно облегчает чистку наружной поверхности труб.

Печи типа ГН – коробчатые с верхним отводом дымовых газов, горизонтальным настенным или центральным трубным экраном и объемно-настильного сжигания комбинированного топлива (вариант I) или настильного сжигания газового топлива на фронтальные стены (вариант II).

При исполнении печи по варианту I горелки расположены в два ряда на фронтальных стенах под углом 45°С. По оси печи расположена настильная стена, на которую направлены горящие факелы. Печь ГН2 имеет две камеры радиации и применяется для процессов, требующих «мягкий» режим нагрева (установка замедленного коксования, крекинг- процессы. По варианту II горелки расположены ярусами на фронтальных стенах, а двухрядный горизонтальный экран – по оси печи. Данный тип печи предназначен для реконструкции существующих печей беспламенного горения, а также в процессах средней производительности, обеспеченных газовым топливом, в том числе с большим процентом водорода.

#### **IV. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ**

В данной части дипломного проекта производится расчет основных технико-экономических показателей установки с обоснованием экономической эффективности капитальных вложений и производства в целом. В число



					тг.		
	Здания						2,5 %
1	Компрессорная станция	216,0	5000	1080,00	486,00	1566,00	39150
2	Насосная станция	108,0	5000	540,00	243,00	783,00	19575
3	Операторная		5000	540,00	243,00	783,00	19575
	Сооружения	108,0					4,5 %
4	Площади и проезды	62,3	6000	37,38	168,21	542,01	24390
5	Канализационные сети		500	36,00	16,20	52,20	2349
6	Технологические коммуникации	72,0	1000	360,00	162,00	522,00	23490
7	Водопроводные сети	36044,0	500	22,00	9,90	31,90	1436
	Всего				4280,11		129965

Таблица 8.3 Капитальные вложения на строительство

Наименование	Капитальные затраты	
	Σ, тг	% к итогу
Объекты основного назначения:		
здания	3132000	1,3
сооружения	1148110	0,7
оборудования	325287998	88
Итого по основному производству	329568108	90 %
Внеобъемные капитальные затраты	32956810	10 %
Всего полная стоимость строительства	362524918	100

Таблица 8.4 График сменности

Дн и бр ига д	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2

2	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3
3	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В
4	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1	1	1	В	3	3	3	В	2	2	2	В	1

Таблица 8.5 Баланс рабочего времени одного среднесписочного рабочего

№ п.п.	Наименование статей	Непрерывное производство по графику	Непрерывное производство 8 час. раб. день 5 дневная неделя
1	Календарное число дней в году	365	365
2	Нерабочие дни		
	а) выходные дни по календарю	–	52
	б) выходные дни по графику	90	–
	в) выходные субботние дни	–	52
	г) праздничные дни	–	9
3	Номинальный фонд рабочего времени	275	252
4	Плановые невыходы		
	а) очередной трудовой отпуск	24	24
	б) выходные за выслугу лет	2	2
	в) выполнение общественных обязанностей	1	1
	г) неявки по болезни	15	15
5	Эффективный фонд времени	233	210
6	Коэффициент перехода	1,18	1,2



Таблица 8.6 Расчет численности работающих

№	Наименование профессий	Кол-во чел-к в смену	Кол-во смен в сутки	Явочное кол-во в сутки	Коэфф-т перехода	Списочное кол-во в сутки	Взято в произв.
2		3	4	5	6	7	8
I Основные производственные рабочие							
1	Аппаратчик абсорбции	1	3	3	1,18	3,54	4
2	Оператор технической установки	1	1	1	1,18	1,18	1
3	Машинист технической установки	1	1	1	1,18	1,18	1
4	Аппаратчик очистки газа	1	3	3	1,18	3,54	4
5	Машинист газодувных машин	1	3	3	1,18	3,54	4
	Итого						14

Таблица 8.8 Расчет калькуляции себестоимости продукции

№ п.п.	Наименование статей	Единицы измерения	Норма расх.	Годовой расход, тыс.тг	Затраты за 1 т	Общая сумма, тыс.тг
1	Сырье и металлы			650	1200	780000
	Итого					780000
2	Вспомогательные материалы, кат-р	т		21	975998	204959
	Итого					216959
3	Энергетические затраты:					
	эл. энергия	кВт/ч.	19,9	11940	5,3	6328
	сжатый воздух	м <sup>3</sup>	2,4	1440	903	130032
	вода	м <sup>3</sup>	1,9	1140	3200	36480
	в.п.	кол.	2,0	1200	80	9600
	Итого					51076
	Всего					27583,5

Таблица 8.9 Расчет годового производства установки гидрокрекинга

№ п.п.	Наименование статей затрат	Сумма, тыс. тг
1	Сырье и материалы	7800000
2	Вспомогательные материалы	21695,958
3	Энергетические затраты	5107,602
4	Заработная плата ОПР	10930,38
5	Отчисления ФОТ (26 %)	2841,8
6	Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования (37 % Т №2)	120356
7	Расходы на подготовку и освоение новой техники (10 %)	12036
8	Затраты на внутривозовские перекачки (5 %)	6620
9	Цеховые расходы (5% от 3:7)	7895
10	Цеховая себестоимость ( $\sum 1:9$ )	967481
11	Общезаводские расходы (10 % 3:8)	15798
12	Внепроизводственные расходы (30 т на каждую т сырья)	30000
13	Производственная себестоимость продукции ( $\sum 10$ )	1013270
14	Производственная себестоимость единицы продукции	1014
15	Полная себестоимость единицы продукции с учетом себестоимости продукции предыдущих цехов	21014

Прибыль:

$$P_p = (Ц \cdot C) \cdot V, \text{ тг}$$

Рентабельность продукции:

$$P_{\text{прод}} = \frac{P_p}{C} \cdot 100 \%$$

Срок окупаемости

$$T_{\text{ок}} = \frac{K \cdot \text{в.л}}{P_p}, \text{ лет.}$$

Производительность труда:

$$P_p T = \frac{V}{N};$$

где  $K_o$  – капиталовложения;  $V$  – Объем произведенной продукции;  $N$  – количество работающих.

$$Ц = C \cdot 1,14 = 1014 \cdot 1,14 = 1156 \text{ тг.}$$

$$П = (1156 - 1014) \cdot 10000 = 141960 \text{ тыс. тг.}$$

$$R = \frac{142 \times 100}{1156} = 12,3 \%$$

$$T_{ок} = \frac{362524,92}{141960} = 2,6 \text{ лет.}$$

Удельные капиталовложения

$$k = \frac{K \cdot Bл}{V} = \frac{362524918}{650000} = 557,73$$

Таблица 8.10 Техничко-экономические показатели установки гидрокрекинга

№	Наименование	Единицы измерения	Показатели
1	Годовая проектируемая мощность	тыс. тг	650
2	Капитальные вложения	тыс. тг	362524,92
3	Удельные капитальные вложения	тг/т	557,73
4	Состав работающих:		
	а) ОПР	человек	14
	б) ИТР	человек	5
5	Годовой фонд заработной платы:		
	а) ОПР	тг	6640328
	б) ИТЖ	тг	4290000
6	Производительность труда	т/чел.	34210,53
7	Себестоимость единицы продукции	тг	21014
8	Прибыль	тыс. тг	141960
9	Рентабельность	%	12,3
10	Срок окупаемости	лет	2,6
11	Коэффициент эффективности капитальных вложений	—	0,4

1) В зоне должна, предусмотрена грозозащита, для оборудования предусмотрена статистическое заземление, все электрооборудование

выполнено из взрывозащитного исполнения во избежание образования искры статического электричества в ходе производства.

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

В данном дипломном проекте разработана установка гидрокрекинга вакуумного газойля с проектной мощностью 650 тыс. т/год.

Сырьем для данной установки является нефть месторождения Танатар.

На основании технологического расчета рассчитаны и подобраны основные и вспомогательные оборудования, технологический режим установки.

Габаритные размеры политропического реактора: диаметр реактора  $D = 1,8$  м; общая высота реактора  $H = 21$  м.

Размеры стандартный нормализованного теплообменника: диаметр кожуха  $D_c = 1400$  мм; диаметр труб  $d_{тр} = 20 \times 2$  мм; длина труб  $l = 6000$  мм

Трубчатая печь типа ГН2.

Разработана система автоматизации и контроля, позволяющая осуществлять работу объекта в нормальном технологическом режиме без постоянного присутствия обслуживающего персонала непосредственно у технологического оборудования и защиту технологического оборудования при аварийных ситуациях.

Подтверждена целесообразность проекта данной установки на основании технико-экономических показателей. Срок окупаемости данного проекта составляет 2 года 6 месяцев.