

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕГО СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКИСТАН**

ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

**КАФЕДРА: «ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРЕРАБОТКИ
НЕФТИ И ГАЗА»**

*На правах рукописи
УДК: 665.5.532.1.
614.841.412:665.521.2*

МАТЯКУБОВ ХУРСАНД БАТИРОВИЧ

**«ВЫБОР И РАСЧЁТ ОСНОВНОГО АППАРАТА ДЛЯ ПРОЦЕССА
ГИДРООЧИСТКИ БЕНЗИНОВОЙ ФРАКЦИИ В БНПЗ»**

**ДИССЕРТАЦИОННАЯ
работа на соискание ученой степени магистра
по специальности
5А 522503-Процессы аппараты переработки нефти и газа**

Научный руководитель,
к.т.н., доцент

Сафаров Т.Т.

Представлено к защите на основании
решения заседания кафедры
«Химическая технология переработки нефти
и газа» № ____ от “_____” 2013 года
Заведующий кафедрой, к.х.н., старший
преподаватель

Зиядуллаев О.Э.

Допущен к защите

« ____ » _____ 2013 г.
Начальник отдела
«Магистратура», к.т.н., доцент

Мухамедов К.Г.

ТАШКЕНТ-2013

О Г Л А В Л Е Н И Е

ВВЕДЕНИЕ.....	3
ГЛАВА I. ПЕРВИЧНАЯ ПЕРЕГОНКИ НЕФТИ И БЕНЗИНОВЫЕ ФРАКЦИИ	
1.1. Основные принципы перегонки нефти.....	
1.2. Принципиальные технологические схемы установок перегонки нефти.....	6
1.3. Основные требования к бензинам и оценка их свойств.....	15
ГЛАВА II. ЭКСПЛУАТАЦИЯ УСТАНОВОК ПЕРЕГОНКИ НЕФТИ С ЦЕЛЬЮ ПОЛУЧЕНИЯ БЕНЗИНОВЫХ ДИСТИЛЛЯТОВ	
2.1. Технологический режим работы установок.....	31
2.2. Особенности переработки сернистых нефтей.....	40
ГЛАВА III. ПОДГОТОВКА БЕНЗИНОВЫХ ФРАКЦИЙ К ПРОЦЕССУ ГИДРООЧИСТКИ	
3.1. Получение бензиновых фракций из нефтяного сырья различными способами–атмосферной и атмосферно – вакуумной перегонкой.....	43
ГЛАВА IV. ГИДРОГЕНИЗАЦИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ	
4.1. Гидроочистка и гидрообессеривание.....	60
4.2. Гидроочистка. Производство водорода.....	64
ГЛАВА V. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ БЕНЗИНОВЫХ ФРАКЦИЙ	
5.1. Расчет размеров реактора	69
ЗАКЛЮЧЕНИЕ (ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ).....	75
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ.....	76
ПРИЛОЖЕНИЕ.....	80

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность работы. С целью активного претворения в жизнь антикризисных мер, предусмотренных в книге Президента Республики Узбекистан И.А. Каримова «Мировой финансово – экономический кризис, пути и меры по его преодолению в условиях Узбекистана» необходимо принять новые подходы к разработке современных технологий и их модернизации для получения различных нефтепродуктов высокого качества, отвечающих мировым стандартам, импортзамещению и конкурентоспособных на внешнем рынке [1].

Современные требования, предъявляемые к ассортименту и уровню качества нефтепродуктов, оказали решающее влияние на технический прогресс в области производства нефтепродуктов, на создание более совершенных технологических установок и производных комплексов. Дальнейшее углубление переработки нефтяного сырья требует усиления внимания, в частности, к следующим процессам: каталитическому крекингу, гидроочистке, гидрокрекингу, коксованию остатков и отборного тяжелого дистиллятного сырья, депарафинизации и обезмасливанию по современным схемам.

Для получения нефтепродуктов улучшенного качества дальнейшее развитие получают процессы каталитического риформинга прямогонных бензиновых фракций, изомеризации, разделения керосиновых дистиллятов с помощью цеолитов, процессы производства пластичных смазок, присадок к топливам и смазочным материалам.

Для современной нефтепереработки характерна многоступенчатость при производстве продуктов высокого качества. Во многих случаях наряду с основными процессами проводят и подготовительные, а также завершающие процессы. К подготовительным технологическим процессам относятся: обессоливание нефтей перед их переработкой, выделение узких по пределам выкипания фракций из дистиллятов широкого фракционного состава; гидроочистка бензиновых фракций перед их каталитическим

риформингом; гидрообессерование газойлевого сырья, направляемого на каталитический крекинг; деасфальтизация гудронов; гидроочистка керосинового дистиллята перед его абсорбционным разделением и др.

На современных нефтеперерабатывающих заводах можно высокоэффективно перерабатывать нефтяное сырье различного состава и получать широкую гамму продуктов заданного качества. Постоянный рост числа схем и модифицирование установок нефтеперерабатывающих заводов требуют их систематизации. Особую роль играет то, что это позволяет уяснить основы технологических процессов, лучше обосновать подбор основных аппаратов для различных процессов и сделать их аппаратурное оформление.

В этом плане настоящая магистерская диссертация, посвященная улучшению процесса гидроочистки нефтяных фракций, является актуальной.

Цель работы – выбор основных аппаратов процесса гидроочистки бензиновых фракций, их характеристика, а также характеристика современного нефтяного сырья, которое, в основном, является тяжелым и сернистым.

В связи с этим были поставлены и решены следующие задачи:

- характеристика современных нефтей и особенности их переработки;
- характеристика установок перегонки нефти, их принципиальные технологические схемы и эксплуатация этих установок;
- краткая характеристика подготовительных технологических процессов;
- основные аппараты процесса гидроочистки бензиновых фракций;
- характеристика гидрогенизационных процессов: гидроочистки и гидрообессеривания;
- расчет процесса гидроочистки бензиновых фракций.

Научная новизна. Показаны пределы выкипания бензиновых фракций в зависимости от дальнейшей их переработки:

– из фракций 85 – 180 и 105 – 180°С путем платформинга получают высококачественные бензины;

– из фракций 60 – 85, 85 – 105, 105 – 140, 130 – 165°С концентраты бензола, толуола и ксилолов.

Основной продукт гидроочистки бензиновых фракций – стабильный гидрогенизат с выходом 90 – 99% масс; содержание серы 0,002% масс.

Практическая ценность. Сделан выбор основных аппаратов процесса гидроочистки бензиновых фракций, а также сделан расчет мощности выбранных механизмов и составлен материальный баланс и технико – экономические показатели в расчете на 1 тонну сырья. Это может быть исходными данными для проведения процесса в крупнотоннажном варианте.

Структура и объем диссертации: диссертация состоит из введения, четырех глав, заключения (основные выводы), списка использованной литературы. Работа изложена на 80 страницах компьютерного текста, включает 15 рисунков и 7 таблиц. Список использованной литературы состоит из 61 наименований.

ГЛАВА I. ПЕРВИЧНАЯ ПЕРЕГОНКА НЕФТИ И БЕНЗИНОВОЙ ФРАКЦИИ

1.1. Основные принципы перегонки нефти

Перегонка нефти осуществляется нагревом ее до кипения с переводом части содержащихся в ней углеводородов в парообразное состояние, последующей их конденсацией и охлаждением. В результате перегонки получается отгон – дистилляты и остаток [2 – 5].

Сущность процесса перегонки заключается в следующем: смесь, состоящую из двух компонентов (бинарная смесь), различающихся по температуре кипения (t_1 и t_2), нагревают до температуры t , при которой более легкокипящий продукт улетучивается, пары его выводятся из системы и конденсируются. Отогнанный и сконденсированный продукт (дистиллят) отделяют от более тяжелого (остатка).

Но такое разделение смеси считается неполным, так как при нагревании смеси растворимых друг в друге веществ в паровую фазу переходят не только молекулы более легколетучего компонента, но и часть молекул более тяжелого компонента. И наоборот, часть молекул легколетучего компонента остается растворенной в остатке.

Для получения чистых дистиллятов и остатков перегонку нужно повторить несколько раз. С этой целью применяют процесс ректификации.

В основе процессов перегонки и ректификации лежит ряд простых законов [6].

Закон Дальтона. Допустим, в объеме V находится газ или пар под давлением P_1 . Если вводить в этот объем какой – нибудь другой газ, то последний распространится по всему сосуду так, как если бы первого компонента в нем не было. Давление введенного газа в сосуде обозначим через P_2 . Тогда общее давление системы для двух компонентов выражается уравнением

$$P = P_1 + P_2 \quad (1.1.1)$$

Если смесь состоит из нескольких компонентов, уравнение принимает

вид:

$$P = P_1 + P_2 + P_3 + \dots + P_i \quad (1.1.2)$$

В общем виде уравнения (1) и (2) записываются как

$$P = \sum_1^i P_i \quad (1.1.3)$$

Уравнение (1.1.3) выражает закон Дальтона, который формулируется следующим образом: общее давление P смеси газов, химически не взаимодействующих друг с другом, равно сумме тех индивидуальных давлений, которыми обладал бы каждый из этих газов, если бы при той же температуре он один находился в объеме V , занимаемом всей смесью.

Закон Дальтона применим к смеси веществ, взаимно растворимых во всех отношениях.

Закон Амага. По закону Амага общий объем V смеси газов, химически не взаимодействующих друг с другом, равен сумме тех индивидуальных объемов V_i , которые занимал бы каждый из этих газов, взятый при той же температуре и под тем же давлением, что и газовая смесь. Закон Амага выражается уравнением

$$V = V_1 + V_2 + \dots + V_n = \sum_{i=1}^i V_i \quad (1.1.4)$$

Закон Рауля. Закон Рауля учитывает влияние на общее давление смеси давление каждого компонента, взятого в различных концентрациях.

Закон формулируется так: индивидуальные (парциальные) давления паров или газов P_i , находящихся в смеси, определяются как произведения молярной доли Y_i данного газа на общее давление в системе P :

$$P_i = P Y_i \quad (1.1.5)$$

В случае, когда рассматривается не смесь газов, а смесь паров, находящихся в равновесии с жидкой фазой, закон Рауля выражается так: парциальное давление растворенного вещества определяется как произведение давления его паров при заданной температуре (Q_i) на молярную концентрацию данного вещества в растворе X_i .

$$P_i = Q_i X_i \quad (1.1.6)$$

Из уравнений (1.1.5) и (1.1.6) видно, что концентрации каждого компонента в паровой и жидкой фазе связаны между собой:

$$Q_i X_i = P Y_i \quad (1.1.7)$$

$$Y_i = \frac{Q_i}{P} X_i \quad (1.1.8)$$

В практике нефтепереработки [7] часто приходится работать в условиях, когда поведение реальных газов значительно отличается от идеальных. И в этих случаях можно воспользоваться уравнениями (1.1.3) — (1.1.7), однако вместо величины давлений компонентов нужно подставлять величины их фугитивностей.

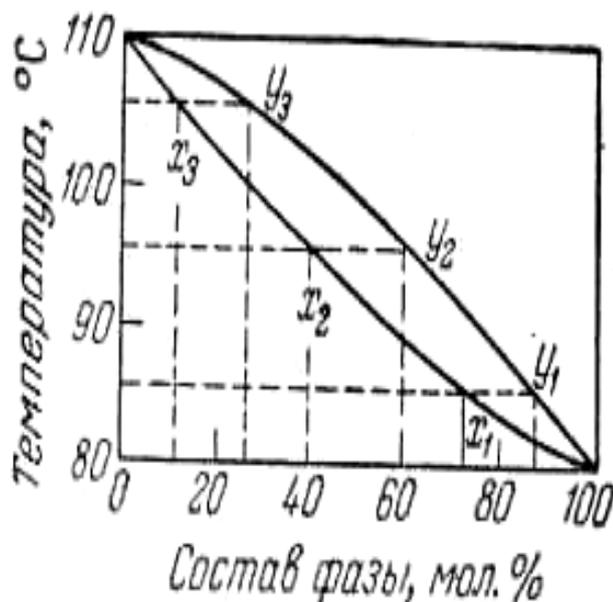


Рис. 1.1.1. График определения состава паровой и жидкой фаз бинарной смеси

Фугитивность F является величиной, полученной путем термодинамических расчетов, и выражается формулой

$$F = P\gamma \quad (1.1.9)$$

где P — давление паров компонента; γ — коэффициент активности. Значение коэффициента активности выбирается в зависимости от давления и температуры, при которых находится компонент, по специальным графикам.

Состав паровой и жидкой фаз можно рассчитать, используя рассмотренные выше законы.

Так, например, для бинарной смеси, сочетая уравнения (1.1.3) и (1.1.6), получим:

$$P = Q_1 X_1 + Q_2 (1 - X_1) \quad (1.1.10)$$

Из уравнения (1.1.10) можно определить концентрацию компонента в жидкой фазе:

$$X_1 = \frac{P - Q_2}{Q_1 - Q_2} \quad (1.1.11)$$

Концентрация компонента в газовой фазе определяется по уравнению (1.1.8)

$$Y_1 = \frac{Q_1}{P} \cdot \frac{P - Q_2}{Q_1 - Q_2} \quad (1.1.12)$$

Зная зависимость давления паров компонентов от температуры, для каждой температуры можно рассчитать состав газовой и жидкой фаз.

Обычно для этого задаются постоянным давлением и в интервале температур от t_1 (температура кипения легкого компонента) до t_2 (температура кипения тяжелого компонента) рассчитывают состав газовой и жидкой фаз для выбранных промежуточных температур.

По результатам расчета строят график изобар, который позволяет определить состав паровой (y_1, y_2, y_3) и жидкой (x_1, x_2, x_3) фаз для любой температуры бинарной смеси (рис. 1.1.1).

Процессы однократного, многократного и постепенного испарения

Процесс перегонки может осуществляться однократным, многократным и постепенным испарением [8].

При однократном испарении нагрев ведется до заданной температуры и пары не выводятся из системы, а находятся в смеси с жидкой фазой.

При многократном испарении однократный процесс испарения повторяется определенное число раз и образующиеся пары каждый раз выводятся из системы.

При постепенном испарении нагрев системы осуществляется постепенно и образующиеся пары удаляются в момент их образования.

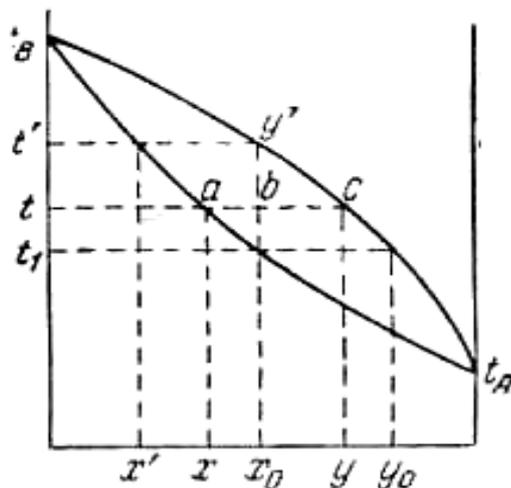


Рис. 1.1.2. Кривые состава паровой и жидкой фаз бинарной смеси

Перегонка однократным испарением получила наиболее широкое распространение в процессе переработки нефти на атмосферно – трубчатых установках.

Метод (двукратного) многократного испарения также нашел широкое применение в нефтеперерабатывающей промышленности, метод постепенного испарения, как таковой, почти неприменим. Примером постепенного испарения может служить периодическая перегонка нефти.

На рис. 1.1.2. приведены кривые, характеризующие состав паровой и жидких фаз в процессе однократного испарения. Допустим, что содержание легкокипящего компонента в сырье составляет x_0 , температура кипения t_1 и концентрация легкокипящих компонентов в паровой фазе y_0 . Поднимем температуру смеси до t . Проведя горизонтальную прямую от точки t , найдем состав жидкой x и паровой y фаз (точки a и c на рис. 1.1.2).

При температуре t' смесь полностью переходит в паровую фазу, состав паров $y' = x_0$; оставшаяся часть испаряющейся жидкости будет иметь состав x . Как видно из графика, при однократном испарении температура начала кипения смеси t_1 выше температуры кипения низкокипящего компонента t_A , а температура конца кипения t' ниже температуры кипения t

высококипящего компонента t_B .

Нагревая смесь продуктов до температуры t , лежащей в интервале между t_1 и t' , получим систему, состоящую из жидкой и паровой фаз. Если удалить образовавшиеся пары, то оставшуюся жидкую фазу можно рассматривать как сырье для повторной перегонки, в котором содержание легкокипящего компонента x ниже, чем в исходной смеси x_0 . Для того чтобы подвергнуть полученное сырье полному испарению, нужна более высокая температура, чем t' .

Если отделять в процессе перегонки паровую фазу несколько раз (многократное испарение), то температура, необходимая для полного испарения смеси продуктов поднимается. При выводе паров из системы по мере их образования максимальная температура перегонки становится равной температуре кипения высококипящего компонента.

Перегонка с водяным паром. При нагревании двух несмешивающихся жидкостей давление паров каждой из них будет оставаться таким же, как и при нагревании каждого компонента в отдельности, а давление паров смеси будет равно сумме парциальных давлений отдельных компонентов.

Если взять частный случай перегонки несмешивающихся жидкостей, а именно перегонку с водяным паром, то смесь закипает тогда, когда сумма давлений паров обоих компонентов смеси достигает внешнего давления. При этом температура кипения смеси будет ниже, чем температура кипения каждого из компонентов в отдельности. Например, давление паров бензола при температуре $69,2^\circ\text{C}$ достигает 535 мм рт. ст. При этой же температуре давление водяного пара равно 225 мм рт. ст. Таким образом, давление смеси бензола с водой при $69,2^\circ\text{C}$ равно 760 мм рт. ст., т.е. при этой температуре смесь закипает, в то время как температура кипения бензола составляет $80,2^\circ\text{C}$ а воды 100°C .

Понижение температуры кипения путем перегонки с водяным паром применяется в практике нефтеперерабатывающей промышленности в тех случаях, когда перегоняются тяжелые нефтяные фракции, например мазут,

гудрон и пр.

Перегонка может проводиться также и с инертными газами (CO_2 , N_2 и др.), действие которых аналогично действию водяного пара.

В промышленной практике переработки нефти инертные газы не находят применения, так как их присутствие значительно затрудняет процесс конденсации нефтяных фракций.

Перегонка в вакууме. Перегонка в вакууме находит широкое применение в тех случаях, когда необходимо снизить температуру во избежание разложения перегоняемых фракций.

Как указывалось выше, жидкость начинает кипеть тогда, когда давление паров ее становится равным внешнему давлению. При создании в системе пониженного давления (вакуум, разрежение) нагреваемый продукт кипит при более низкой температуре; так, температура кипения масляных фракций нефти, превышающая при атмосферном давлении 500°C , при разрежении 700 мм рт. ст. понижается более чем на 100°C . Снижение температуры кипения не прямо пропорционально разрежению в системе. При небольшом разрежении снижение давления незначительно влияет на изменение температур кипения. При более глубоком разрежении это изменение весьма существенно.

Комбинированное применение вакуума и водяного пара обеспечивает еще большее снижение температур кипения перегоняемых фракций и позволяет осуществлять перегонку в более мягких условиях.

На заводах, при перегонке нефтяных остатков с получением масляных фракций, используют комбинированный метод, т.е. перегонку осуществляют в вакууме с применением водяного пара.

Ректификация. Обычная перегонка смеси двух или нескольких компонентов не может обеспечить четкого разделения фракций, в которых наряду с выделяемыми компонентами не присутствовали бы и другие.

Для разделения этих фракций применяется метод ректификации, заключающийся в разделении двух или нескольких компонентов путем

многократного контактирования противоточно-движущихся паровой и жидкой фаз с обогащением паровой фазы низкокипящим компонентом, а жидкой – высококипящим. Процесс ректификации осуществляется в ректификационных колоннах, представляющих собой вертикальные цилиндрические аппараты, снабженные по всей высоте специальными ректификационными тарелками, по которым пары, поднимающиеся по колонне, пробулькивают через слой стекающей сверху жидкости, интенсивно с ней перемешиваясь.

В ректификационную колонну подается сырье, подогретое до необходимой температуры и представляющее собой смесь паров и жидкости. Пары поднимаются вверх по колонне, а жидкость стекает вниз. На верхнюю часть ректификационной колонны подается орошение, представляющее собой продукт, полученный после конденсации паров, отходящих с верхней ее части. Встречаясь с поднимающимися горячими парами, орошающая колонну жидкость нагревается и постепенно испаряется. При этом она отнимает тепло у паров, в результате чего некоторое количество их конденсируется и стекает в виде флегмы в нижнюю часть колонны. Этот процесс испарения и конденсации повторяется по всей высоте колонны на каждой тарелке.

Фракционный состав флегмы и паров по высоте колонны непрерывно меняется: стекающая вниз флегма все более обогащается тяжелыми фракциями, поднимающиеся пары становятся более легкокипящими. Поток паров, поднимающихся вверх, создается испарением подаваемого в колонну сырья и частично испарением остатка нижней части колонны; поток жидкости, стекающей вниз, образуется в верхней части колонны за счет орошения. Температура внутри колонны изменяется по высоте в соответствии с температурами кипения разделяемых компонентов: в верхней части колонны она близка к температуре кипения легкокипящего компонента.

Необходимые условия процесса ректификации: наличие восходящего

потока паров и нисходящего потока флегмы по всей высоте колонны; наличие разницы в температурах паров и флегмы (пары должны иметь температуру более высокую, чем соприкасающаяся с ними флегма); конструкция колонны должна обеспечивать тесный контакт между парами и жидкостью.

Та часть колонны, которая расположена над вводом смеси, подлежащей ректификации, называется концентрационной, или обогащающей, так как в ней осуществляется концентрация легкокипящего компонента в парах. Часть колонны, расположенная под вводом смеси, называется отгонной, так как в ней осуществляется отгон из стекающей жидкости низкокипящего компонента.

Продукт, отобранный с верхней части ректификационной колонны, называется дистиллятом, продукт, отобранный снизу, – остатком.

При разделении смеси на две фракции применяются описанные выше колонны, имеющие концентрационную и отгонную части. Такие колонны называются простыми.

При необходимости разделения смеси на большее число фракций (порядка 4 – 5) ректификация осуществляется в более сложных колоннах, представляющих собою несколько простых колонн, поставленных одна на другую. В этом случае отгонные секции обычно выносятся в отдельную колонну, работа которой связана с основной колонной. Для создания контакта между парами и жидкостью в ректификационных колоннах устанавливаются специальные устройства – тарелки, на которых происходит контакт флегмы с парами и обмен низко – и высококипящими компонентами. Для того чтобы обмен был эффективным, необходимы, достаточное время и интенсивность контакта.

Считается, что контакт, необходимый для достижения равновесия между жидкой и паровой фазами, должен происходить на теоретической тарелке. Практически это условие не может быть создано и равновесие в системе не устанавливается. Поэтому в парах над тарелкой содержится

больше высококипящего компонента, а в жидкости на тарелке больше низкокипящего компонента, чем это было бы при идеальных условиях равновесия. Учитывая это, вводят отношение степени изменения состава фаз на практической тарелке к изменению состава фаз на теоретической тарелке, которое называют коэффициентом полезного действия тарелки. Обычно коэффициент полезного действия тарелки составляет 0,6 – 0,8. Число необходимых теоретических тарелок в колонне может быть определено специальным расчетом. Зная коэффициент полезного действия тарелки выбираемой конструкции, находят практически необходимое число тарелок.

1.2. Принципиальные технологические схемы установок перегонки нефти и мазута

Перегонка нефти для получения светлых нефтепродуктов: бензина, керосина, дизельного топлива – осуществляется на установках, работающих под атмосферным давлением. Такие установки называются атмосферными (АТ).

Для получения фракций с более высокими температурами кипения остаток, полученный на атмосферной установке (мазут), перегоняют на установках, работающих в вакууме. Такие установки называются вакуумными.

Атмосферные и вакуумные установки могут эксплуатироваться совершенно отдельно друг от друга и могут быть объединены в общие схемы, что способствует более глубокой переработке нефти. Такие комбинированные установки называются атмосферно – вакуумными (АВТ). Применение комбинированных атмосферно-вакуумных установок имеет большие преимущества перед атмосферными и трубчатыми установками.

Комбинированные атмосферно-вакуумные установки занимают меньшую территорию, имеют значительно лучшие показатели регенерации тепла (пониженный расход топлива, электроэнергии и пр.). Поэтому на

современных заводах сооружаются в основном атмосферно – вакуумные установки, причем в большинстве случаев в комбинации с установками электрообессоливания [13].

Атмосферные трубчатые установки могут быть следующих типов:

с однократным испарением всех отгоняемых фракций в одной колонне;

с предварительным испарением легких бензиновых фракций;

с двукратным испарением в двух колоннах.

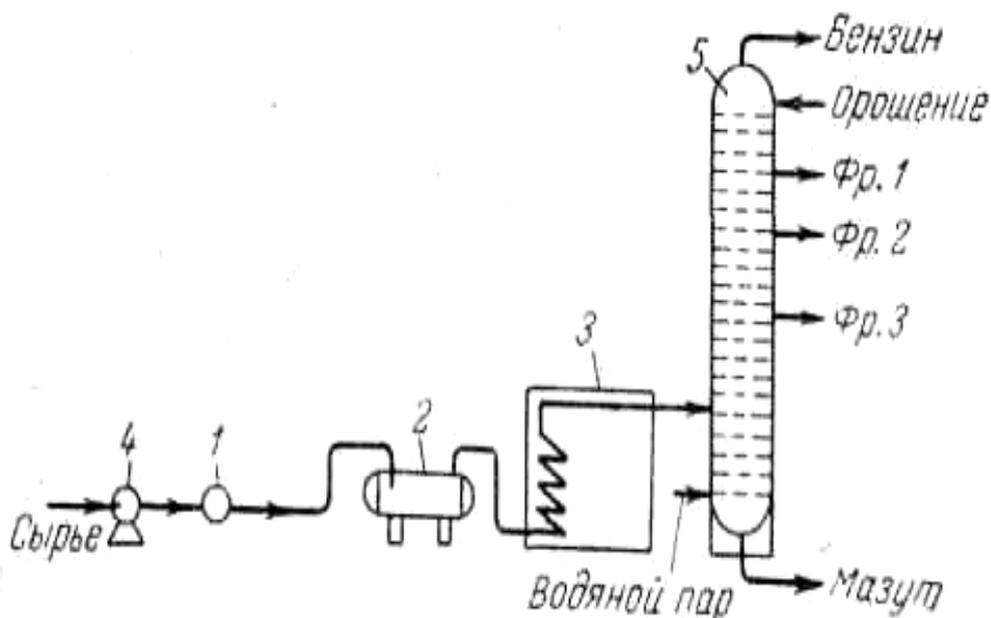


Рис. 1.2.1. Схема перегонки нефти с однократным испарением

Схема перегонки нефти, основанная на принципе однократного испарения, приведена на рис. 1.2.1.

Нефть насосом 4 прокачивается через теплообменники 1 в водоотделитель 2 и далее под давлением, создаваемым тем же насосом, поступает в трубчатую печь 5, а затем в ректификационную колонну 5.

Достоинством этой схемы, как указывалось выше, является возможность применения сравнительно низких конечных температур подогрева нефти, поскольку наличие легких фракций способствует

испарению тяжелых. Недостатком схемы, особенно в условиях переработки нефтей, богатых легкими фракциями, является высокое давление в печи и колонне, вызванное образованием большого количества паров, что ведет к повышению давления на насосе и теплообменниках и необходимости, исходя из этого, утяжеления конструкции аппаратов (теплообменников).

Схема перегонки нефти, основанная на принципе двукратного испарения, приведена на рис. 4.

По этой схеме нефть, подаваемая насосом 1, подогревается в первой группе теплообменников 2 и, отделенная от воды и грязи в водогазоотделителе 3, проходит группу теплообменников 4, подается в первую ректификационную колонну 7, где из нее отбирается бензин. Отбензиненная нефть насосом 5 прокачивается через печь 6 во вторую ректификационную колонну 8, где разделяется на целевые фракции: бензин, керосин, дизельное топливо, мазут.

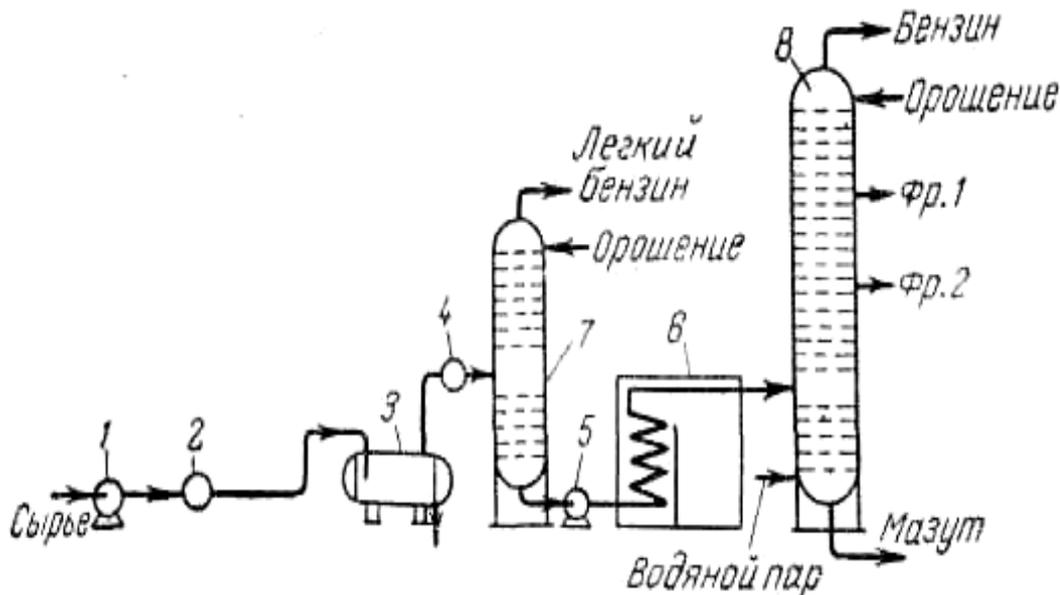


Рис. 1.2.2. Схема перегонки нефти с двукратным испарением

Положительной стороной этой схемы является небольшое давление на сырьевом насосе и в теплообменной аппаратуре, что упрощает их конструкцию. Печь и вторая колонна не перегружаются бензиновыми фракциями. Установка успешно применяется для переработки сернистой

нефти. Недостатком этой установки является необходимость применения более высоких температур нагрева в печи, чем при однократном испарении, вследствие раздельного испарения части легких фракций. Кроме того, несколько усложняется и схема установки.

Схема перегонки нефти, основанная на принципе предварительного испарения легких фракций, показана на рис. 1.2.3.

По этой схеме нефть насосом 1 подается через систему регенерации тепла (теплообменники 2) и после отделения от воды и грязи в водогазоотделителе 3, пройдя теплообменник 4, поступает в испаритель 7, где из нефти отделяются легкие фракции. Из испарителя 7 нефть горячим насосом 5 подается через трубчатую печь 6 в ректификационную колонну 8. Легкие фракции из испарителя поступают в основную колонну и ректифицируются вместе с более тяжелыми фракциями. В описанной схеме испарение осуществляется двукратно, но ректификация паров производится совместно.

Достоинством приведенной схемы является отсутствие повышенных давлений в системе насос – теплообменники – дегидраторы – печь (при работе на стабилизированных нефтях) и вследствие этого облегчение конструкции теплообменников [14].

Совместная ректификация легких и тяжелых паров в колонне позволяет применять более низкие конечные температуры подогрева. При работе на нефтях нестабилизированных, содержащих 2,5—3% растворенных газов, на установках такого типа создается повышенное давление, в связи с чем в этом случае применяют установки с двукратным испарением. Недостаток схемы установки с испарителем заключается в некотором усложнении и утяжелении конструкции основной колонны. На нефтеперерабатывающих заводах применяются установки всех указанных типов [15].

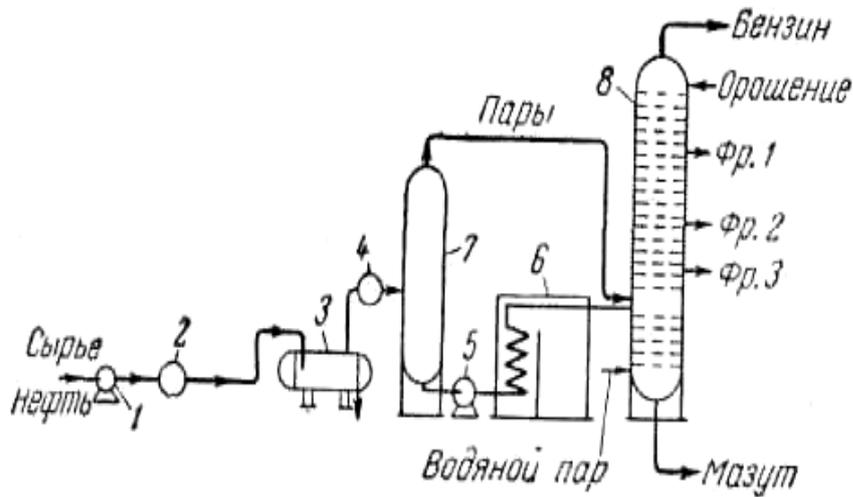


Рис. 1.2.3. Схема перегонки нефти с предварительным испарением.

Принципиальная схема типовой атмосферной установки (АТ) приведена на рис.1.2.4.

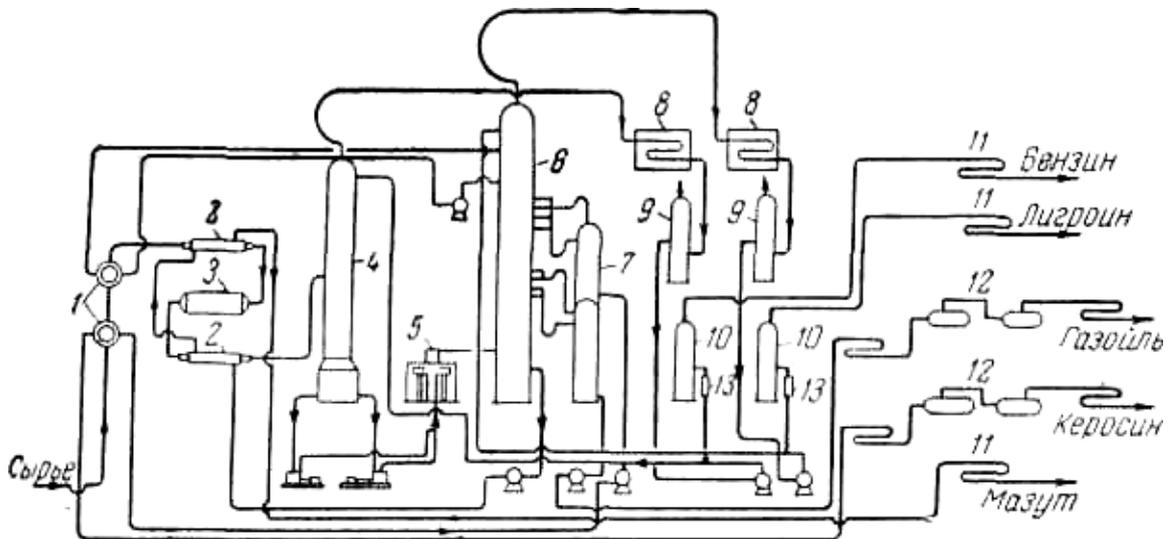


Рис. 1.2.4. Типовая атмосферная установка АТ:

- 1, 2 – теплообменники; 3 – дегидратор; 4 – первая ректификационная колонна; 5 – печь; 6 – вторая ректификационная колонна;
 7 – отпарная колонна; 8, 11 – конденсаторы-холодильники;
 9 – газосепараторы; 10 – выщелачивающие колонны; 12 – отстойники;
 13 – инжекторы

Большая часть вакуумных установок работает по схеме однократного испарения мазута, с применением одной колонны.

Схема ректификации на типичной установке показана на рис. 1.2.5 и

может быть рекомендована для получения широкой масляной фракции (вакуумный отгон сырья для каталитического крекинга).

Чтобы получить хорошо ректифицированные узкие фракции, используемые при производстве масел, увеличивают число тарелок в ректификационной колонне и устанавливают для каждой выводимой дистилятной фракции отпарные колонны по схеме, применяемой на нефтеперегонных установках [16].

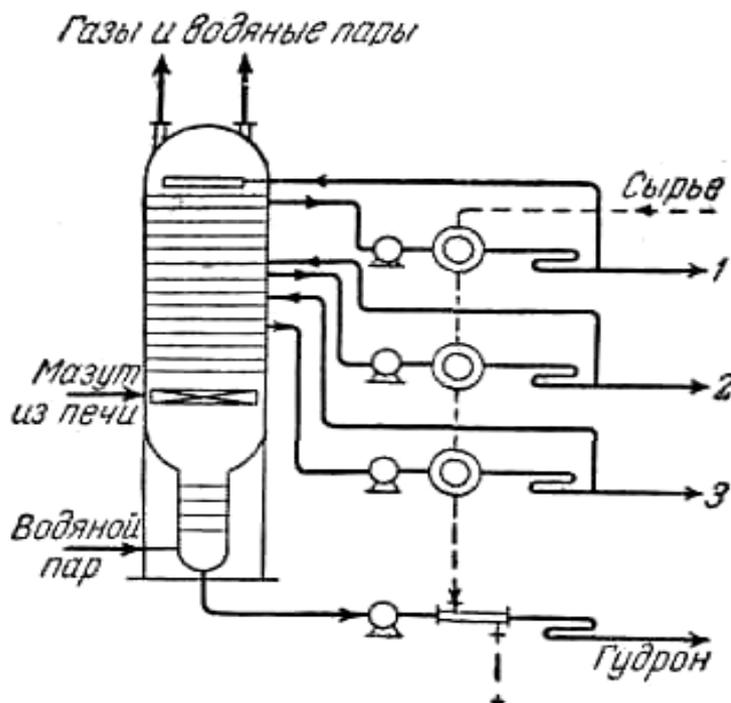


Рис. 1.2.5. Схема ректификации на вакуумной установке с однократным испарением: 1, 2, 3 – боковые погоны

Такая схема имеет серьезный недостаток, поскольку увеличение числа тарелок сопряжено со снижением вакуума, что отрицательно влияет на глубину отбора целевых фракций, а также на качество получаемых дистилятов.

Другим путем улучшения фракционного состава дистилятов является перегонка с двукратным испарением, которая может осуществляться по двум схемам [17]:

1) отгон легких фракций проводится в первой колонне. Остаток,

полученный в первой колонне (полугудрон), подвергается дополнительному нагреву, остальные дистилляты фракции отбираются во второй колонне;

2) в первой колонне осуществляется отбор широкой масляной фракции, которая во второй колонне разделяется на фракции с более узким пределом выкипания.

Оба варианта схем двухступенчатой перегонки связаны с дополнительным расходом топлива, но позволяют улучшить фракционный состав масляных дистиллятов, что имеет большое значение для эффективного ведения процессов их очистки.

При общности принципиальных схем атмосферной и вакуумной перегонки последняя имеет и свои особенности, основной из которых является наличие в системе разрежения, создаваемого барометрическими конденсаторами, эжекторами и вакуумными насосами.

Для увеличения скорости движения мазута в трубах печи и предотвращения разложения в змеевик радиантной части печи подается перегретый пар. Конструкция вакуумной колонны отличается от конструкции атмосферной колонны более суженной отгонной частью. Такое уменьшение диаметра способствует сокращению времени пребывания остатка в колонне во избежание его разложения под влиянием высоких температур [18].

На атмосферно – вакуумных установках осуществляется полная перегонка нефти с получением светлых дистиллятов и масляных фракций.

Нефть поступает через теплообменники атмосферной части в дегидраторы, где освобождается от воды и грязи, затем в теплообменники вакуумной части, в которых нагревается за счет тепла масляных дистиллятов и гудрона. Подогретая таким образом нефть поступает через печь атмосферной установки в ректификационную колонну. В атмосферной колонне выделяются светлые нефтепродукты: бензин, керосин, дизельное топливо (иногда соляр). Остаток снизу атмосферной

колонны поступает через трубчатую печь вакуумной части в вакуумную колонну, где фракционируется на масляные дистилляты и остаток.

В последние годы на новых заводах установку для перегонки нефти комбинируют с установками других процессов [19]. Так, атмосферная перегонная установка обычно комбинируется с вакуумной и с установками для выщелачивания светлых нефтепродуктов. Кроме того, в комплекс установок иногда включается установка электрообессоливания, стабилизации, вторичной перегонки бензина и др.

В ряде случаев процесс первичной перегонки комбинируют с процессом каталитического крекинга и коксования.

Выбор схемы комбинирования осуществляют в зависимости от качества сырья и требований, предъявляемых к ассортименту вырабатываемых продуктов.

Строительство комбинированных установок экономичней, чем сооружение отдельно расположенных установок.

Преимуществами комбинированных установок являются: сокращение промежуточных резервуарных парков для полупродуктов, снижение протяженности трубопроводов, уменьшение необходимой площадки для самой установки. В процессе эксплуатации комбинированные установки также более экономичны, так как в данном случае более рационально используется тепло отходящих потоков и в силу этого сокращается расход топлива, воды, электроэнергии, уменьшаются эксплуатационные расходы.

На рис. 8 приведена схема комбинированной установки для атмосферной перегонки с предварительным испарением, вакуумной перегонки, стабилизации бензиновой фракции (начало кипения 180°C), выщелачивания светлых нефтепродуктов, вторичной перегонки бензинов с получением узкой фракции. По этой схеме обессоленная нефть прокачивается через ряд теплообменников и поступает в колонну предварительного испарения 1. В теплообменниках используется тепло циркуляционного орошения колонны 2, трех погонов вакуумной колонны

3, дизельного топлива, циркуляционного орошения колонны 1 и гудрона.

Для подогрева нефти до необходимой температуры используется также часть потолочного экрана печи 4.

Нефть с температурой 200°C поступает в колонну 1. С верха колонны 1 выводятся газ и пары бензина через конденсатор – холодильник в емкость. Часть бензина подается в верхнюю зону колонны в виде острого орошения. Температура внизу колонны поддерживается горячей струей, подаваемой из печи 5. Отбензиненная нефть с нижней части колонны 1 насосом прокачивается через печь 5, где нагревается до 375°C, и поступает в колонну 2. Боковые погоны, получаемые в колонне 2, выводятся в отпарную колонну 6, где получают готовые дистилляты керосина и дизельного топлива.

Выводимые с верхней части колонны 2 пары бензина и воды поступают в конденсатор-холодильник и далее в виде конденсата в водоотделитель. Часть бензина возвращается в колонну 2 в качестве острого орошения. Избыточное тепло из колонн 1 и 2 отводится циркуляционным орошением. Мазут с низа колонны 2 с температурой 330°C прокачивается через печь 4 в вакуумную колонну 3, из которой выводятся три вакуумных дистиллята. Вакуум в колонне создается барометрическим конденсатором 9 и эжектором.

Гудрон с низа колонны 3 с температурой 300°C прокачивается насосом через теплообменники и холодильники в мерники. Бензин, полученный из первой колонны, подается для стабилизации в стабилизатор 10. Температура в нижней части стабилизатора (140°C) поддерживается паровым подогревателем.

С верхней части стабилизатора 10 отводится бутановая фракция, с нижней части – стабильный бензин. Стабилизированный бензин вместе с

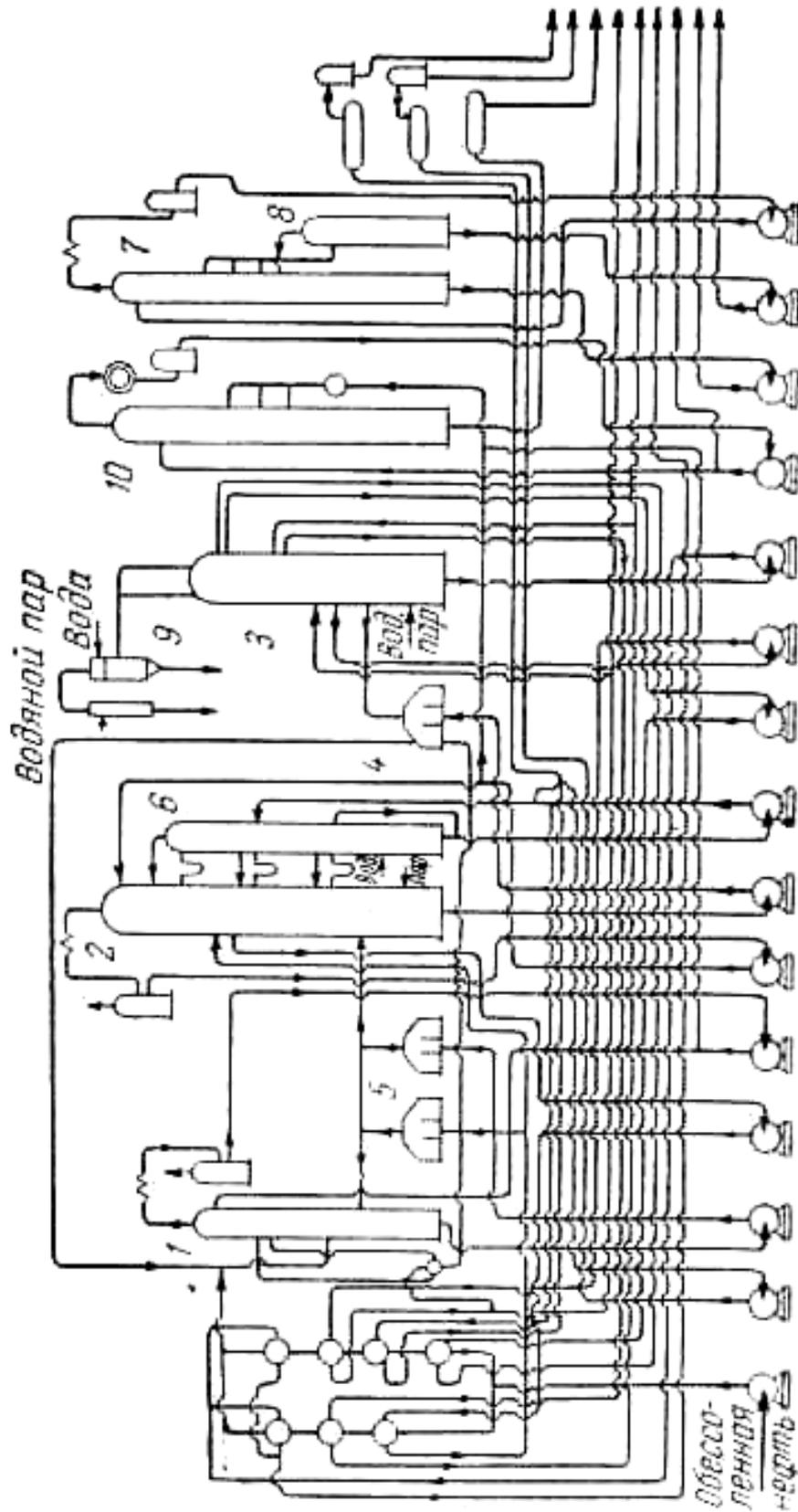


Рис. 1.2.6. Схема комбинированной установки АВТ

бензином, полученным из колонны 2, подаются на вторичную перегонку в колонну 7, температура которой поддерживается паровым подогревателем. Колонна вторичной перегонки 7 связана с отпарной колонной 8, с нижней части которой отводится узкая фракция бензина. Газы из газосепараторов колонн 1, 2 и 6 после отделения от конденсата направляются на дальнейшую переработку или используются как топливо. Полученный при атмосферной, перегонке бензин подвергается перед стабилизацией выщелачиванию.

В связи со значительным развитием процессов нефтехимического синтеза систематически возрастает потребность в низкокипящих ароматических углеводородах: бензоле, толуоле, м-, о- и п-ксилолах. Получение этих продуктов осуществляется при каталитическом риформинге узких фракций бензина [20]. С целью получения узких фракций бензинов в комплекс установок АВТ включают также и установки для вторичной перегонки бензина, поскольку эксплуатация одной колонны, как это имеет место в приведенной схеме, не дает удовлетворительных результатов.

Более совершенная схема вторичной перегонки бензинов приведена на рис. 1.2.7.

По этой схеме выщелоченный стабилизированный бензин, выкипающий до 180°C , через теплообменник 1 поступает в первую колонну 2, в которой отгоняется фракция с началом кипения до 62°C . Остаток с низа первой колонны подогревается в ребойлере 3 и подается в колонну 4, с верхней части которой отбирается фракция, выкипающая в пределах $62 - 85^{\circ}\text{C}$. Остаток с низа второй колонны, по аналогичной схеме, подается в колонну 5, с верха которой отбирается фракция, выкипающая в пределах $85 - 120^{\circ}\text{C}$.

Боковой погон из колонны 5 перетекает в отпарную колонну 6, откуда отбирается фракция, выкипающая в пределах $120 - 140^{\circ}\text{C}$. Легкие фракции из колонны 6 возвращаются в колонну 5. Остаток, получаемый в нижней

части колонны 5 (фракция, выкипающая в пределах 140 – 180°C), прокачивается через теплообменник, где отдает свое тепло сырью – бензину, и выводится с установки. Колонны 2, 4, 5 орошаются верхним продуктом этих колонн, прошедшим конденсаторы–холодильники 7 в связи с выпадением кристаллов льда.

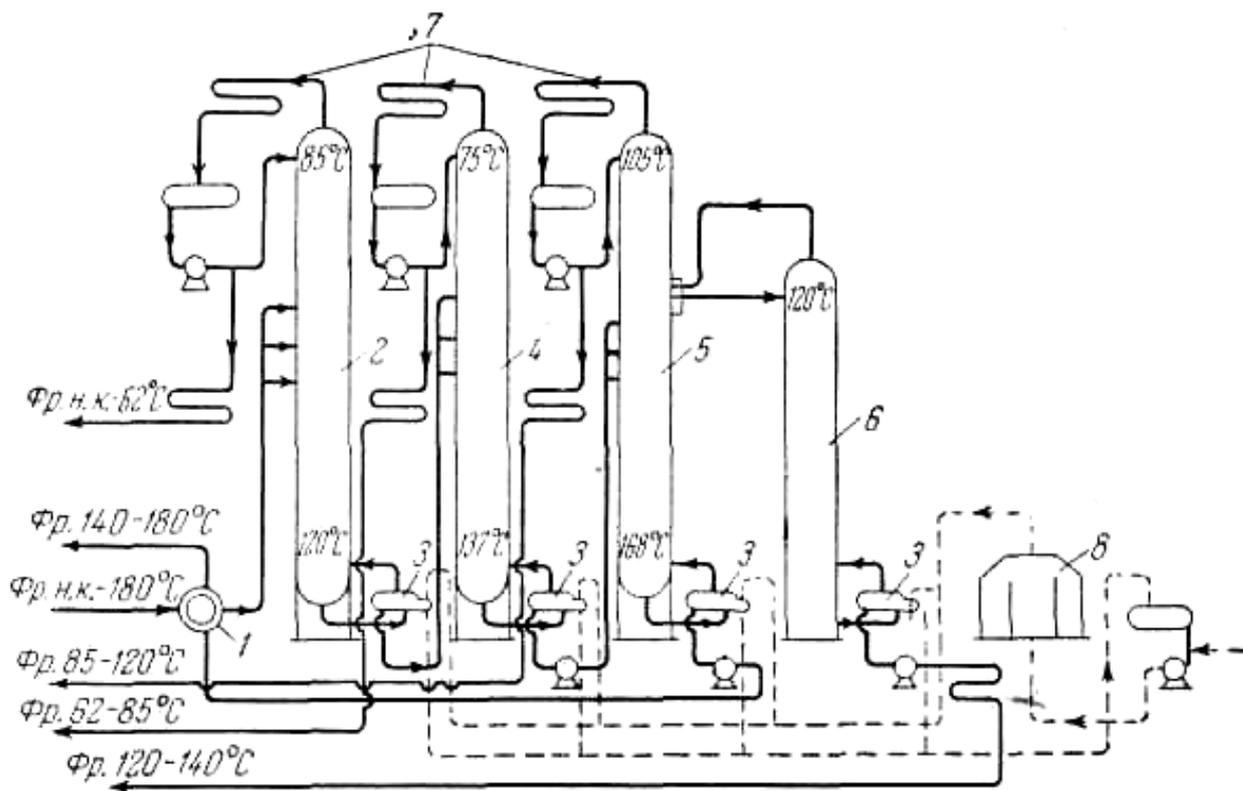


Рис. 1.2.7. Схема узла вторичной перегонки на современных АВТ

Нагрев продукта в подогревателях – рибойлерах 3 осуществляется за счет циркуляции теплоносителя (фракция, выкипающая в пределах 350–420° С) через печь 8.

Температурный режим работы колонн приведен на рис. 1.2.7.

Основные требования к бензинам и оценка их свойств

Авиационные бензины. Основными качественными показателями авиационных топлив для поршневых двигателей являются: фракционный состав, антидетонационные свойства, химическая стабильность, давление насыщенных паров.

Фракционный состав характеризует полноту испарения топлив, что

весьма важно для нормальной работы двигателя. Топливо должно сгорать в двигателе в течение 0,002 – 0,004 сек. Это сгорание произойдет только в том случае, если топливо полностью испарено и смешано с воздухом в определенном соотношении.

При наличии в рабочей смеси неиспаренного топлива сгорание задерживается, двигатель перегревается и его мощность и экономичность уменьшаются.

В авиационных бензинах определяют температуру начала кипения и температуры, при которых перегоняется 10, 40, 50, 90, 97 или 97,5% топлива. Температура выкипания 10% характеризует пусковые свойства бензинов, надежность запуска двигателя в различных условиях и, в частности, при низкой температуре окружающего воздуха. Эта точка нормируется в пределах 75 – 88°C. Температура выкипания 50% характеризует скорость прогрева мотора при запуске и плавность перехода двигателя от одного режима работы к другому, а также устойчивость его работы. Выкипание 50%-ной фракции нормируется при температуре не больше 105°C.

Выкипаемость 90 и 97% топлива определяет однородность рабочей смеси (полноту сгорания топлива в двигателе), а следовательно, и отсутствие разжижения смазочного масла. Для выкипания 90% бензина установлена норма не выше 145°C, а для 97,5% – не выше 180°C.

Антидетонационные свойства являются важнейшим показателем, по которому оцениваются эксплуатационные качества бензинов. Они характеризуют способность, топлива к бездетонационному сгоранию в двигателях. Склонность топлива к детонации оценивается, как указывалось выше, на бедных смесях октановыми числами, а на богатых – сортоностью, определяемыми на специальных одноцилиндровых двигателях.

Химическая стабильность характеризует постоянство состава топлива при хранении и эксплуатации. Авиационное топливо не должно содержать соединений, окисляющихся и полимеризующихся под влиянием

различных факторов (температура, воздействие кислорода воздуха и пр.) с образованием смолистых веществ и кислот. О наличии в бензине подобных соединений судят по величине его йодного числа, которое не должно превышать 10 – 12 г/100 г бензина. Кроме того, определяют также содержание фактических (растворенных) смол – их содержание должно быть меньше 2 мг/100 мл бензина.

Давление насыщенных паров определяет содержание в топливе легких фракций, способных создать в системе газовой пробки, которые в условиях полета могут привести к перебоям в подаче топлива и прекращению работы двигателя. Высокая упругость паров вызывает также увеличение потерь при хранении и использовании топлив. Применение бензинов с очень, низким давлением насыщенных паров может вызвать затруднения в запуске двигателя. В ГОСТ на авиационный бензин нормируется и нижний и верхний пределы давления паров. Для авиационных бензинов нижний предел составляет 220 – 240 мм рт. ст., верхний – 360 мм. рт. ст.

Низкотемпературные свойства. Авиационные бензины не должны выделять кристаллов парафинов при низких температурах. Температура кристаллизации авиационных бензинов по действующим ГОСТ должна быть не выше – 60°C.

Антикоррозионные свойства. Авиационные бензины должны быть химически нейтральными, не корродировать металлы. Поэтому содержание серы в них не должно превышать 0,05%; предусматривается отсутствие активных сернистых соединений (отрицательная проба на медную пластинку).

Авиационные бензины изготавливают компаундированием бензинов, получаемых прямой перегонкой специально подобранных нефтей, или путем каталитического крекинга, с высокооктановыми добавками: алкилбензином, алкилбензолом ароматическими углеводородами. В авиационных бензинах содержание ароматических углеводородов

ограничено, поскольку они повышают гигроскопичность бензинов, что при эксплуатации в зимних условиях вызывает осложнения в связи с выпадением кристаллов льда.

Автомобильные бензины. Основные требования к автомобильным бензинам аналогичны требованиям, предъявляемым к бензинам авиационным: они должны иметь определенный фракционный состав, хорошие антидетонационные свойства, обладать химической стабильностью и антикоррозионными свойствами.

Однако в связи с различиями в конструкции и условиях работы двигателей требования, предъявляемые к автомобильным бензинам, менее жестки, нежели к авиационным, а именно: фракционный состав шире, октановые числа ниже, допустимое давление паров более высокое.

В настоящее время выпускаются автомобильные бензины следующих марок: АИ–80, АИ–93. (Цифры в наименовании марок показывают октановые числа бензинов по исследовательскому методу.) Основным показателем для автомобильных бензинов, так же как для авиационных, является антидетонационная стойкость. Новые, более экономичные типы двигателей, имеют высокие степени сжатия и могут эксплуатироваться только на бензинах с повышенными октановыми числами. В ближайшее время ассортимент автомобильных бензинов намечается пересмотреть в направлении организации производства бензинов с более высокими октановыми числами.

Автомобильные бензины отличаются от авиационных по составу компонентов. В автомобильные бензины вовлекаются фракции, выкипающие в соответствующих температурных интервалах, полученные прямой перегонкой нефтей, бензины термического крекинга и термического риформинга, газовые бензины; пентан–амиленовые фракции крекинг–газа, мотоалкилат, пиробензол, бензины каталитического крекинга, каталитического риформинга и ряд других.

Автомобильные бензины ингибируются, т.е. к ним добавляются

антиокислители – стабилизаторы, замедляющие процессы окисления и смолообразования.

Поскольку присутствие смол в бензине нарушает нормальную работу двигателя, техническими условиями предусматривается также и определение содержания смол. Химическая стабильность бензина контролируется определением индукционного периода.

Индукционным периодом называется время, в течение которого в определенных жестких условиях бензин не поглощает кислорода (индукционный период автомобильных бензинов должен быть не меньше 360 мин).

При переработке сернистых нефтей [24,25] получаются бензины, содержащие сернистые соединения, наличие которых снижает антидетонационную стойкость топлива, вызывает коррозию двигателей; в связи с этим содержание сернистых соединений ограничивается существующим ГОСТом.

ГЛАВА II. ЭКСПЛУАТАЦИЯ УСТАНОВОК ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕГОНКИ НЕФТИ

2.1. Технологический режим работы установок

Технологический режим работы перегонных установок разрабатывается с учетом особенностей процесса, качестве перерабатываемого сырья и заданного ассортимента вырабатываемых продуктов. Параметры процесса фиксируются и регламентируются в технологической карте, составляемой и ежегодно пересматриваемой для каждой установки.

Персонал, обслуживающий перегонную установку, должен руководствоваться производственной инструкцией, где подробно излагаются правила пуска установки, вывода ее на заданный режим, регулировки работы установки для получения кондиционной продукции, предупреждения аварий и способы их ликвидации, а также нормальной и аварийной остановки установки. Кроме технологической карты и производственной инструкции на каждой установке имеются также инструкции по технике безопасности и противопожарной профилактике [26].

Регулировка работы установки осуществляется оператором с помощью контрольно – измерительных приборов, которыми оснащена установка, а также на основе данных лабораторных анализов о качестве сырья и получаемых продуктов. Важным фактором для нормального проведения процесса перегонки нефти является стабильность сырья и его тщательная подготовка к переработке, так как изменение качества сырья обычно вызывает отклонения в технологическом режиме. Большое внимание уделяется работе теплообменных аппаратов, так как они обеспечивают предварительный подогрев нефти, установленный технологической картой. При загрязнении теплообменников температура подогрева нефти снижается, соответственно возрастает давление в сырьевом насосе. Очистка

теплообменников осуществляется по заранее составленному графику в порядке планово – предупредительного ремонта, без остановки всей установки в целом, путем промывки горячей водой или продувки паром без разборки аппаратов. Кроме того, применяется и механическая очистка аппаратов, для чего необходима их разборка.

Дегидраторы, или водогрязеотделители, на установках должны обеспечивать очистку нефти от остаточных воды и грязи, не отделенных на нефтепромыслах и в сырьевых резервуарах. Очистка воды и грязи в этих аппаратах осуществляется автоматически или вручную.

Для хорошего регулирования процесса горения в трубчатых печах необходимо качественное жидкое топливо, обезвоженное и подогретое для обеспечения нужной вязкости. Подачу пара в форсунки осуществляют так, чтобы обеспечивалось хорошее распыление топлива; подачу воздуха (через поддувала) регулируют таким образом, чтобы количество воздуха было достаточным для полного сгорания топлива, но не создавалось избытка воздуха. При регулировке работы печи необходимо поддерживать определенную температуру на перевале. Увеличение температуры на перевале сверх нормируемой величины может привести к прогоранию трубы, а понижение – к уменьшению производительности установки вследствие недостаточной подачи тепла конвекционным трубам. Необходимо наблюдать за состоянием труб в печи, так как появление темных, пятен на поверхности труб свидетельствует об их закоксовывании.

От нормальной работы ректификационной колонны на нефтеперегонных установках зависит качество вырабатываемой продукции.

Фракционный состав бензина [27] определяется температурой верхней части колонны, которую регулируют подачей орошения. Эта регулировка обычно осуществляется автоматически. Фракционный состав

остальных дистиллятов, отбираемых в виде жидкостных потоков, регулируется перетоком из основной колонны в отпарные. Для упрощения фракционного состава продукта уменьшают поступление его по перетоку, тогда количество флегмы, перетекающей на нижние тарелки, увеличивается, температура понижается и фракционный состав продуктов облегчается. Для утяжеления фракционного состава необходимо произвести обратную операцию: увеличить переток в отпарную колонну.

Если температура начала кипения продуктов оказывается ниже нормируемой величины, что указывает на концентрирование более легких фракций, необходимо увеличить подачу пара в соответствующую отпарную секцию. При удовлетворительной работе колонны содержание и мазуте легкокипящих фракций, выкипающих при разгонке до 350°C , составляет не более 2 – 3%.

Колпачковые ректификационные колонны современных атмосферных установок работают практически с удовлетворительным четкостью погоноразделения: обычно «налегание» фракций, т.е. разница между концом кипения более низкокипящей фракции и началом кипения высококипящей, составляет не более 10°C . В вакуумных колоннах наблюдается более значительное «налегание» фракций, достигающее иногда до 100°C .

Нормальная работа конденсаторов и холодильников обеспечивается достаточным поступлением охлаждающей воды, что контролируется по температуре воды, выходящей из холодильника. Повышение температуры воды в холодильниках может вызвать образование накипи на их поверхности, а снижение температуры – перерасход воды и электроэнергии.

Температуры охлаждения дистиллятов нормируются в технологических картах и устанавливаются в зависимости от климатических условий и аппаратуры установки.

В обслуживании аппаратуры вакуумно – перегонной установки имеется ряд особенностей, связанных с ее технологией. Так, работа печи должна вестись в особо мягких условиях, чтобы предотвратить разложение масляных дистиллятов. Для этого в радиантные трубы печи вводится водяной пар, тщательно контролируется температура на выходе из печи, устанавливаемая в зависимости от качества сырья в пределах 420 – 435°С. Работа вакуумной колонны в значительной степени зависит от глубины создаваемого вакуума. Для обеспечения эффективной работы барометрического конденсатора необходимо следить за температурой воды на выходе из него, так как повышение температуры значительно снижает вакуум.

Нормальная работа вакуум – эжектора обеспечивается постоянством давления поступающего в него пара.

Величина вакуума в аппаратах вакуумной части АВТ [28] не одинакова. Наибольший вакуум создается в вакуум–эжекторе и барометрическом конденсаторе; в верхней части колонны величина вакуума несколько ниже, что объясняется потерей напора в шлемовых трубах. По высоте колонны вакуум постепенно уменьшается в связи с гидравлическим сопротивлением на тарелках колонны и составляет 3 – 5 мм рт. ст. на каждую тарелку, в силу чего в эвапорационной части остаточное давление составляет 140 мм рт. ст. при остаточном давлении в верхней части колонны 70 – 80 мм рт. ст.

Показатели режима атмосферной установки по переработке нефти таковы:

Температура, °С

предварительно подогрева нефти..... 180 – 200

на выходе из печи..... 330 – 340

газов

на перевале..... не более 900

у основания дымовой трубы..... 400 – 450

отходящей воды из конденсаторов и холодильников.....	не более 45
Давление в нагнетательной линии сырьевого насоса, от....	не более 20

Показатели режима вакуумной перегонной установки следующие:

Температура, °С

предварительно подогрева.....	не ниже 260
мазута на выходе из печи.....	430
дымовых газов над перевалом.....	не более 900
перегрева водяного пара.....	450

Остаточное давление, мм рт. ст.

верхней части ректификационной колонны.....	не выше 70
эвапорационной части колонны.....	не выше 130
Давление пара на эжекторах, ат.....	не менее 10

Указанные данные меняются в зависимости от технологической схемы установки и качества перерабатываемого сырья.

Современные нефтеперерабатывающие установки оснащены большим количеством приборов, регистрирующих параметры технологического процесса (температуры, давления, уровня жидкости в аппаратах) и обеспечивающих их регулировку по отдельным технологическим узлам.

Так, например, в трубчатых печах автоматически регулируется температура на выходе из печи путем изменения количества сжигаемого топлива. В некоторых случаях в эту схему регулировки включают также и корректировку температуры на выходе из печи в соответствии с температурой дымовых газов над перевалом. Для поддержания нормального режима горения осуществляют автоматическое регулирование соотношения количества газа и воздуха, подаваемых и печь на сжигание, корректируя его по анализу дымовых газов. В ректификационных колоннах температура верха регулируется автоматически путем изменения подачи орошения; уровень жидкости

регулируется путем изменения количества откачиваемого продукта и т.д.

Большое значение имеет автоматизация очистки воды из дегидраторов, так как при ручной очистке этот узел является источником значительных потерь нефти. На современных нефтеперегонных установках очистка воды из дегидраторов автоматизирована. Автоматизировано также регулирование уровня раздела нефтепродукт – вода в скрубберах и водоотделителях.

Лабораторный контроль работы перегонных установок: Работу перегонных установок контролируют на основании результатов анализов заводской лаборатории о качестве перерабатываемого сырья и получаемых нефтепродуктов. Как правило, каждая нефтеперерабатывающая и мазутоперерабатывающая установка вырабатывает не товарные продукты, а полуфабрикаты и компоненты. Для вырабатываемых компонентов и полуфабрикатов устанавливаются межцеховые технические нормы, которым они должны удовлетворять и которые разрабатываются с учетом качества перерабатываемого сырья, принятой схемы производства и технических возможностей установки. Лабораторному контролю подвергается и поступающее на переработку сырье; на атмосферных установках – нефть, на вакуумных установках – мазут.

Большое значение для повышения производительности труда имеет автоматизация контроля качества вырабатываемой продукции, поскольку этой работой в настоящее время занят большой штат лабораторных работников. Кроме того, определение отдельных показателей качества в лабораторных условиях всегда отстает во времени от ведения процесса на установке, в результате чего оператор узнает о результатах работы установки спустя 2 ч после отбора пробы, когда режим установки уже мог бы быть изменен.

В настоящее время ряд исследовательских институтов разрабатывает приборы, автоматически контролирующие качество

нефтепродуктов в потоке; некоторые из них уже работают на заводских установках, например: приборы для автоматического определения удельного веса, температуры вспышки, цвета, фракционного состава, содержания смол и др.

Подготовка установок к ремонту, пуск и остановка:

Продолжительность работы установки от ее пуска до остановки на ремонт называется *пробегом установки*. В процессе работы установки происходит загрязнение отдельных аппаратов, например теплообменников, конденсаторов, на которых отлагаются грязь и соли из охлаждающей воды, происходит закоксовывание труб печей. Кроме того, имеет место и износ отдельных аппаратов, трубопроводов и насосов. Все эти обстоятельства препятствуют нормальной работе установок, в связи с чем после определенного срока эксплуатации их останавливают на планово–предупредительный ремонт для очистки аппаратов и устранения всех выявленных дефектов. Остановка на планово–предупредительный ремонт осуществляется в соответствии с заранее разработанным графиком. Во время подготовки к остановке персонал регистрирует все отклонения в работе аппаратов и оборудования, места износа и пр. На основе этого составляется дефектная ведомость ремонта и подготавливаются необходимые материалы.

Увеличение межремонтного пробега установок и сокращение времени их ремонта позволяют увеличить производительность установок. Поэтому на нефтеперерабатывающих заводах проводится целый ряд мероприятий, направленных на увеличение пробега установок.

К этим мероприятиям относятся: очистка теплообменников (по графику), ремонт насосов (наличие дублеров), подача аммиака в верхнюю часть ректификационной колонны для уменьшения коррозии в конденсаторах, очистка труб холодильников и конденсаторов на ходу и пр.

Остановка установки для проведения планово–предупредительного ремонта осуществляется следующим образом: сначала снижают производительность установки, сохраняя при этом температурный режим, затем понижают температуру, гасят форсунки и трубы печи продувают перегретым паром. Печь отключают от других аппаратов, открывают трубы и очищают их от кокса посредством воздушной турбинки с бойками или шарошками. Ректификационную колонну после освобождения от жидкости продувают водяным паром и промывают холодной водой. Так же поступают и с другими аппаратами.

Пуск установки после планово–предупредительного ремонта производится в следующей последовательности: опрессовывается аппаратура под давлением, в 1,5 раза превышающем рабочее, затем осуществляется холодная циркуляция, с помощью которой проверяется исправность аппаратуры, трубопроводов и насосов в работе. После ликвидации выявленных дефектов проводится горячая циркуляция, заключающаяся в подогреве циркулирующей нефти. Для удаления воды из системы температура нефти до 105 – 110°С поднимается очень медленно. После удаления воды температуру повышают более интенсивно и переходят на питание установки сырьем и налаживание режима. Пуск и остановка установок осуществляются в соответствии с имеющимися инструкциями, в которых учтены все особенности установки.

Предупреждение и ликвидация аварий: Аварией называют нарушение нормальной работы заводского агрегата, сопровождающееся материальными убытками (остановка установки, выход из строя отдельных аппаратов, выработка брака).

Авария на установках является в основном следствием нарушения технологической и трудовой дисциплины, несоблюдения требований производственной инструкции и технологической карты, выхода из строя аппаратуры и оборудования, а также прекращения подачи сырья,

воды, пара, электроэнергии.

При прекращении подачи сырья тушатся форсунки, установка переводится на циркуляцию, и выясняются причины прекращения подачи сырья. При длительном перерыве печь продувается паром в колонну.

При прекращении подачи волю (при наличии конденсаторов смешения) установка должна быть переведена на циркуляцию, поскольку при этом сразу прекращается, конденсация бензиновых паров и возможен их выброс в атмосферу.

Если установка располагает погружными конденсаторами, работа ее может продолжаться еще 10–15 мин. При продолжительном простое установку следует перевести на циркуляцию.

При прекращении подачи пара, если нет возможности подать его из других источников, следует немедленно потушить форсунки и освободить змеевики от нефти. На большинстве установок сырьевые насосы паровые, в связи с чем при прекращении подачи пара прекращается и подача сырья в змеевик печи. Даже при потушенных форсунках нефть, находящаяся в трубах печи, будет перегреваться от раскаленной кладки и трубы могут закоксоваться и деформироваться. Поэтому, если не удастся освободить змеевик за счет использования пара из запасного аварийного паропровода, трубы печи прокачивают центробежным мазутным насосом, работающим от электрического привода.

При прекращении подачи электроэнергии, в случае, когда на установке основные насосы являются паровыми, установка продолжает свою работу, но без контрольно – измерительных приборов. При наличии на установке центробежных насосов, работающих от электромоторов, и отсутствии резервных (паровых) установка переводится на циркуляцию или останавливается. При прогаре труб печи установка должна быть остановлена. На вакуумных установках при прекращении подачи сырья установку также

останавливают и освобождают змеевик печи.

Порядок проведения работ по ликвидации аварийного состояния связанного с перебоями в подаче сырья, воды, пара и электроэнергии, подробно изложен в производственных инструкциях с учетом особенностей технологической схемы установки и наличного заводского хозяйства (дублирующие источники энергии и водоснабжения, аварийные емкости и пр.).

Правила техники безопасности и противопожарной профилактики: В целях обеспечения безопасной работы на нефтеперерабатывающих заводах для каждой установки [32] разрабатываются инструкции по технике безопасности и противопожарной профилактике. Все поступающие на завод рабочие допускаются к самостоятельной работе только после получения инструктажа по технике безопасности и изучения, указанных выше инструкций, в которых предусматриваются правила безопасной работы технологических установок.

Правила противопожарной профилактики, являющиеся частным случаем общей инструкции по технике безопасности, предписывают следить за исправностью вентиляции, средств пожаротушения, чистотой сточных канав, своевременной смазкой подшипников, электромоторов, продувкой паром дымовой трубы во избежание накопления в ней сажи и т.д.

Необходимо тщательное наблюдение за загазованностью помещений, насосных, операторных и др. Соблюдение правил противопожарной профилактики является важнейшей обязанностью каждого работника установки по перегонке нефти.

2.2 Особенности переработки сернистых нефтей:

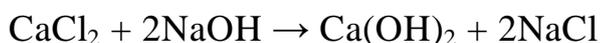
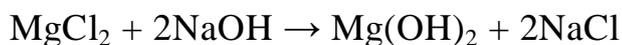
Сернистые нефти наряду с сернистыми соединениями содержат большое количество солей, состоящих в основном из хлоридов натрия, кальция и магния, гидролизующихся с образованием соляной кислоты. В

процессе первичной переработки нефти гидролиз хлористого магния совершается на 75 – 90%, а хлористого кальция на 8 – 15%. При воздействии сероводорода, содержащегося в нефти, на металле аппаратуры образуется пленка сульфида железа, нерастворимая в воде. В присутствии даже небольшого количества хлористого водорода сульфид железа превращается в растворимое в воде хлорное железо, что значительно увеличивает скорость коррозии.

На заводах, перерабатывающих сернистую нефть, существует две, группы методов защиты от коррозии.

Для защиты от коррозии, вызываемой хлористоводородной средой, применяется в основном обессоливание и защелачивание нефтей с целью перевода хлоридов кальция и магния и хлорид натрия, а кроме того, подача аммиака в места конденсации воды для нейтрализации соляной кислоты.

Для предотвращения коррозии, вызванной сернистыми соединениями нефти, аппаратуру изготавливают из специальных металлов или сплавов, а также применяют защитные покрытия. В нефтях, поступающих на переработку, содержание хлоридов должно составлять 50 мг/л. Практика работы заводов показывает, что даже при таком содержании солей, особенно в условиях комбинированной коррозии, все же наблюдается разъедание аппаратуры, особенно конденсационной системы. Для предотвращения этого применяется защелачивание нефти каустической содой или смесью ее с кальцинированной содой путем подкачки раствора щелочи в нефть перед ее переработкой. При защелачивании хлориды кальция и магния переводятся в термически устойчивый хлорид натрия по реакции.



Другим методом борьбы с коррозией конденсационной системы

является подача в нее аммиака. Аммиак подается в газообразном виде под давлением или в виде 4 – 6%–ного раствора в шлемовые трубы, или на верхние тарелки ректификационной колонны установки атмосферной перегонки нефти. Дозировка подачи аммиака контролируется и регулируется по величине рН воды, поступающей из водоотделителя.

Для предотвращения коррозии, вызванной сернистыми соединениями, применяется аппаратура из специальных легированных сталей, содержащих хром, марганец, никель, титан. Для удешевления стоимости аппаратуры ее изготавливают не целиком из легированных сталей, а из биметалла, т.е. двухслойного металла с толщиной легированного слоя 3 мм. В некоторых случаях применяют футеровку аппаратуры тонколистовой легированной сталью; наряду с применением кислотоупорных металлов используется также защита металлических поверхностей нефтяной аппаратуры неметаллическими покрытиями (цементом, лаками, эмалями и пр.). Цементные покрытия применяют для защиты испари гелей, нижней части ректификационных колонн, барометрических конденсаторов, буферных емкостей и др. Применение лаков ограничено режимом процесса: так, например, бакелитовым лаком покрывают аппараты, работающие при 100 – 120°С, винипластом и перхлорвинилом – до 60°С.

ГЛАВА III. ПОДГОТОВКА БЕНЗИНОВЫХ ФРАКЦИЙ К ПРОЦЕССУ ГИДРООЧИСТКИ

3.1. Получение бензиновых фракций из нефтяного сырья различными способами: атмосферной и атмосферно – вакуумной перегонкой

Установки первичной переработки нефти составляют основу всех нефтеперерабатывающих заводов, от работы этих установок зависят качество и выходы получаемых компонентов топлив, а также сырья для вторичных и других процессов переработки нефти [34].

В промышленной практике нефть разделяют на фракции, различающиеся температурными пределами выкипания. Это разделение проводят на установках первичной перегонки нефти с применением процессов нагрева, дистилляции и ректификации, конденсации и охлаждения. Прямую перегонку осуществляют при атмосферном или несколько повышенном давлении, а остатков – под вакуумом. Атмосферные и вакуумные трубчатые установки (АТ и ВТ) строят отдельно друг от друга или комбинируют в составе одной установки (АВТ).

Атмосферные трубчатые установки (АТ) подразделяют в зависимости от технологической схемы на следующие группы:

- 1) установки с однократным испарением нефти;
- 2) установки с двукратным испарением нефти;
- 3) установки с предварительным испарением в эвапораторе легких фракций и последующей ректификацией.

Третья группа установок является практически вариантом второй, поскольку в обоих случаях нефть подвергается двукратному испарению.

Вакуумные трубчатые установки (ВТ) подразделяют на две группы:

- 1) установки с однократным испарением мазута;
- 2) установки с двукратным, испарением мазута (двухступенчатые).

Вследствие большого разнообразия перерабатываемых нефтей и широкого ассортимента получаемых продуктов и их качества применять

одну типовую схему не всегда целесообразно. Широко распространены установки с предварительной отбензинивающей колонной и основной ректификационной атмосферной колонной, работоспособные при значительном изменении содержания в нефтях бензиновых фракций и растворенных газов.

Диапазон мощностей заводских установок АТ и АВТ широк – от 0,6 до 8 млн. т перерабатываемой нефти в год. Преимущества установок большой единичной мощности известны: при переходе к укрупненной установке взамен двух или нескольких установок меньшей пропускной способности эксплуатационные расходы и первоначальные затраты на 1 т перерабатываемой нефти уменьшаются, а производительность труда увеличивается. Накоплен опыт по увеличению мощности многих действующих установок АТ и АВТ за счет их реконструкции, в результате чего значительно улучшены их технико–экономические показатели. Так, при увеличении пропускной способности установки АТ–6 на 33 % (масс.) путем ее реконструкции производительность труда повышается в 1,3 раза, а удельные капитальные вложения и эксплуатационные расходы снижаются соответственно на 25 и 6,5 %.

Комбинирование АВТ или АТ с другими технологическими установками также улучшает технико–экономические показатели и снижает себестоимость нефтепродуктов [35]. Уменьшение удельных капитальных затрат и эксплуатационных расходов достигается, в частности, сокращением площади застройки и протяженности трубопроводов, числа промежуточных резервуаров и энергетических затрат, а также снижением общих затрат на приобретение и ремонт оборудования. Примером может служить отечественная комбинированная установка ЛК – бу (см. гл. XIV), состоящая из следующих пяти секций: электрообессоливание нефти и ее атмосферная перегонка (двухступенчатая АТ); каталитический риформинг с предварительной гидроочисткой сырья (бензиновой фракции); гидроочистка керосиновой и

дизельной фракций; газофракционирование.

Процесс первичной переработки нефти наиболее часто комбинируют с процессами обезвоживания и обессоливания, вторичной перегонки и стабилизации бензиновой фракции: ЭЛОУ–АТ, ЭЛОУ–АВТ, ЭЛОУ–АВТ – вторичная перегонка, АВТ – вторичная перегонка. Для удаления легких компонентов из дистиллятов при прохождении ими отпарных колонн используется открытый перегретый водяной пар. На некоторых установках с этой целью применяют кипятильники, обогреваемые более нагретым нефтепродуктом, чем отводимый из отпарной колонны дистиллят.

Расход водяного пара составляет: в атмосферную колонну 1,5–2,0% (масс.) на нефть, в вакуумную колонну 1,0–1,5% (масс.) на мазут, в отпарную колонну 2,0–2,5% (масс.) на дистиллят.

В ректификационных секциях установок АТ и АВТ [36] широко применяют промежуточное циркуляционное орошение, которое располагают наверху секции (непосредственно под тарелкой вывода бокового дистиллята). Отводят циркулирующую флегму двумя тарелками ниже (не более). В вакуумных колоннах верхнее орошение обычно циркулирующее, и для уменьшения потерь нефтепродукта через верх колонны для него необходимы 3–4 тарелки.

Для создания вакуума применяют барометрический конденсатор и двух- или трехступенчатые эжекторы (двухступенчатые используют при глубине вакуума 6,7 кПа, трехступенчатые – в пределах 6,7–13,3 кПа). Между ступенями монтируют конденсаторы для конденсации рабочего пара предыдущей ступени, а также для охлаждения отсасываемых газов. В последние годы широкое использование вместо барометрического конденсатора нашли поверхностные конденсаторы. Применение их не только способствует созданию более высокого вакуума в колонне, но и избавляет завод от огромных количеств загрязненных сточных вод, особенно при переработке сернистых и высокосернистых нефтей.

В качестве холодильников и конденсаторов–холодильников широко

применяют аппараты воздушного охлаждения (АВО). Использование АВО приводит к уменьшению расхода воды, первоначальных затрат на сооружение объектов водоснабжения, канализации, очистных сооружений и снижению эксплуатационных расходов.

Многие атмосферные колонны на современных АТ и АВТ оснащены клапанными и S-образными тарелками; вакуумные – клапанными, решетчатыми, ситчатыми. Ниже в таблице 3.1.1. указаны число и тип тарелок на установках:

Число и тип тарелок на современных АВТ

Таблица 3.1.1.

Колонна	Число тарелок	Тип тарелок
Установка АВТ		
Атмосферная предварительного	28	Клапанные (верх–двух–поточные, низ – четырёхпоточные)
Атмосферная основная	49	Клапанные
Вакуумная	18	Верх – клапанные, S – образные, низ – решетчатые, струйные
Отпарная	4	Клапанные
Установка АТ – 6		
Атмосферная предварительного испарения	22	S – образные решетчатые (или S – образные)
Верх	5	
Низ		
Атмосферная основная		
Верх	38	S – образные
Низ	5	То же
Вторичной перегонки	60	Решетчатые

На установках первичной переработки нефти достигнута высокая степень автоматизации [37]. Так, на заводских установках используют автоматические анализаторы качества («на потоке»), определяющие: содержание воды и солей в нефти, температуру вспышки авиационного

керосина, дизельного топлива, масляных дистиллятов, температуру выкипания 90 % (масс.) пробы светлого нефтепродукта, вязкость масляных фракций, содержание продукта в сточных водах. Некоторые из анализаторов качества включаются в схемы автоматического регулирования [38]. Например, подача водяного пара в низ отпарной колонны автоматически корректируется по температуре вспышки дизельного топлива, определяемой с помощью автоматического анализатора температуры вспышки. Для автоматического непрерывного определения и регистрации состава газовых потоков применяют хроматографы.

На атмосферных нефтеперегонных установках нефть или смесь нефтей обычно разделяется на четыре дистиллятные фракции и остаток – мазут [39–41]. Побочным продуктом является смесь углеводородных газов, часто содержащая сероводород, который образуется из нестойких соединений серы при нагреве нефти.

Установка, схема которой представлена на рис. 10, – двухколонная (по числу основных колонн: первая–простая, вторая–сложная, без учета внешних отпарных колонн) с двукратным испарением сырья. До поступления в первую ректификационную колонну, называемую также испарительной колонной, нефть нагревается только в теплообменниках, проходя в них одним, двумя или несколькими параллельными потоками. Верхним продуктом первой колонны являются легкая бензиновая фракция и небольшое количество газа. Остальные дистилляты, выводимые с установки, а также мазут получаются во второй колонне. Обе колонны обслуживаются общей трубчатой печью. Часть нижнего продукта испарительной колонны циркулирует между печью и первой колонной, этим достигается снабжение ее отгонной секции дополнительным количеством тепла. Ниже описана технологическая схема двухступенчатой установки атмосферной перегонки.

Обессоленная нефть, нагнетаемая насосом 8, проходит двумя

параллельными потоками группу теплообменников 10,11,23,26,29 и нагретая до температуры 200–220°C поступает в среднюю часть колонны 2. Ректификационная колонна 2 работает при избыточном давлении, достигающем на некоторых установках 0,45 МПа.

Пары легкого бензина (конец кипения этой фракции в одних случаях равен 85°C, а в других – 140 или 160°C) по выходе из колонны 2 конденсируются в аппарате воздушного охлаждения 3. Далее конденсат и сопутствующие газы, охлажденные в водяном холодильнике 4, разделяются в газосепараторе 5. Отсюда легкий бензин насосом 7 направляется в секцию (блок) стабилизации и вторичной перегонки. Часть легкого бензина возвращается как орошение в колонну 2.

Из колонны 2 снизу частично отбензиненная нефть забирается насосом 1 и подается в змеевик трубчатой печи 6. Нагретая в змеевиках печи нефть поступает в парожидком состоянии в основную ректификационную колонну 14. Часть же нефти после печи возвращается как рециркулят, или «горячая струя», на одну из нижних тарелок колонны 2.

Верхним продуктом колонны 14 является бензиновая фракция, более тяжелая по сравнению с отводимой с верха испарительной колонны 2. По выходе из колонны 14 пары бензина, а также сопровождающие их водяные пары конденсируются в аппарате воздушного охлаждения 15. Охлажденная в водяном холодильнике 16 смесь разделяется в газосепараторе 17 на газ, водный и бензиновый конденсаты. Жидкая бензиновая фракция из газосепаратора 17 (или дополнительного водоотделителя, не показанного на схеме) забирается насосом 22 и подается в секцию вторичной перегонки. Часть бензина этим же насосом возвращается в колонну 14, на ее верхнюю тарелку, как орошение.

Фракции 140–240 и 240–350°C (или 140–220 и 220–350°C) выводятся из отпарных колонн 18 и 19, прокачиваются с помощью насосов 20 и 21 и охлаждаются в последовательно соединенных аппаратах. Первая –

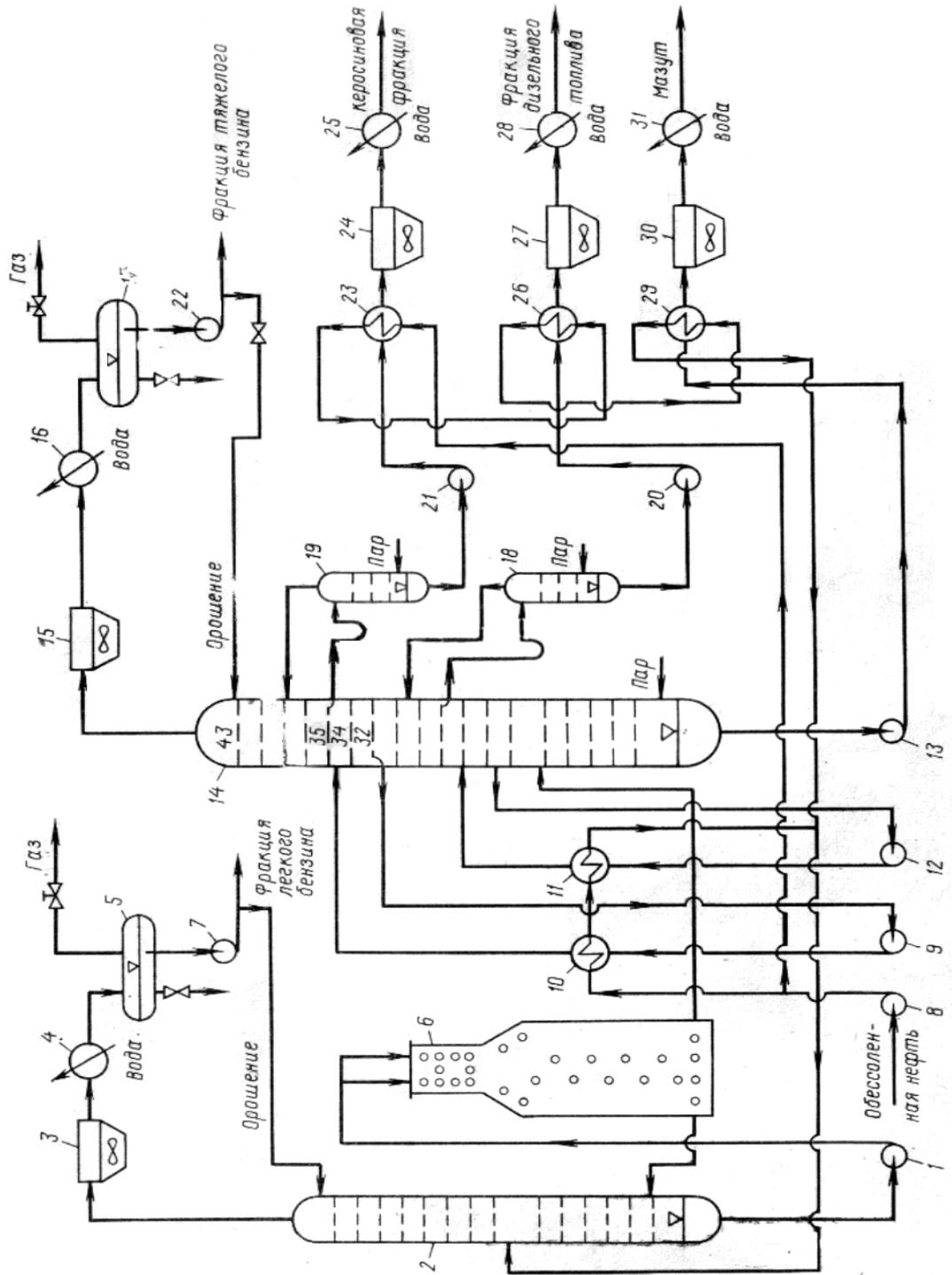


Рис. 3.1.1. Технологическая схема установки атмосферной перегонки нефти:

1,7 – 9, 12, 13, 20 – 22 – насосы; 2, 14 – ректификационные колонны; 3, 15, 24, 27, 30 – аппараты воздушного охлаждения; 4, 16, 25, 28, 31 – холодильники; 10, 11, 23, 26, 29 – теплообменники; 5, 17 – газосепараторы – водоотделители; 6 – трубчатая печь; 18, 19 – отпарные колонны.

керосиновая фракция – в теплообменнике 23, аппарате воздушного охлаждения 24 и водяном кожухотрубном холодильнике 25; вторая – фракция дизельного топлива – в теплообменнике 26, холодильнике 27 и водяном холодильнике 28.

Под нижние тарелки отпарных колонн вводится перегретый водяной пар.

Тяжелый неиспаренный остаток нефти в смеси с жидкостью, стекающей с последней тарелки концентрационной секции колонны 14, проходя нижние шесть тарелок в колонне, продувается перегретым водяным паром. Мазут, освобожденный в значительной мере от низкокипящих фракций, с низа колонны 14 направляется насосом 13 через теплообменник 29 и холодильники 30 и 31 в резервуар. В колонне 14 имеются два циркуляционных орошения, тепло которых отдается нефти в теплообменниках 10 и 11.

Последовательность прохождения нефтью теплообменников может быть и иной, чем показано на схеме.

Температура и давление в основных аппаратах установки АТ даны в таблице 3.1.2.

Температура и давление в основных аппаратах АТ

Таблица 3.1.2.

Температура, °С	
подогрева нефти в теплообменниках	200–230
подогрева отбензиненной нефти в змеевиках трубчатой печи	330–360
паров, уходящих из отбензинивающей колонны внизу отбензинивающей колонны	120–140 240–260
паров, уходящих из основной колонны внизу основной колонны	120–130 340–355
Давление, МПа	
в отбензинивающей колонне	0,4–0,5
в основной колонне	0,15–0,2.

Материальный баланс установки зависит от потенциального содержания светлых нефтепродуктов в нефти, от требуемого ассортимента

их, а также от четкости фракционирования.

Ниже в таблице 3.1.3 дан материальный баланс установки АТ при переработке местной ферганской нефти.

Таблица 3.1.3

Взято, % (масс.)	Образец 1 и 2	
Нестабильная нефть	100,0	100,0
Вода эмульсионная	0,1	0,1
Итого	100,1	100,1
Получено, % (масс.)		
Углеводородный газ	1,0	1,1
Бензиновая фракция (н.к. – 140°С)	12,2	18,5
Керосиновая фракция (140–240°С)	16,3	17,9
Дизельная фракция (240–350°С)	17,0	20,3
Мазут (>350°С)	52,7	41,4
Потери	0,9	0,9
Итого	100,1	100,1

Обычно на верх атмосферной колонны в качестве острого орошения подается верхний дистиллят, а в различные точки по высоте колонны – несколько промежуточных циркуляционных орошений (рис.3.1.2). Промежуточное орошение чаще всего отводят с одной из тарелок, расположенных непосредственно ниже точки вывода бокового дистиллята (погона), в выносную отпарную колонну.

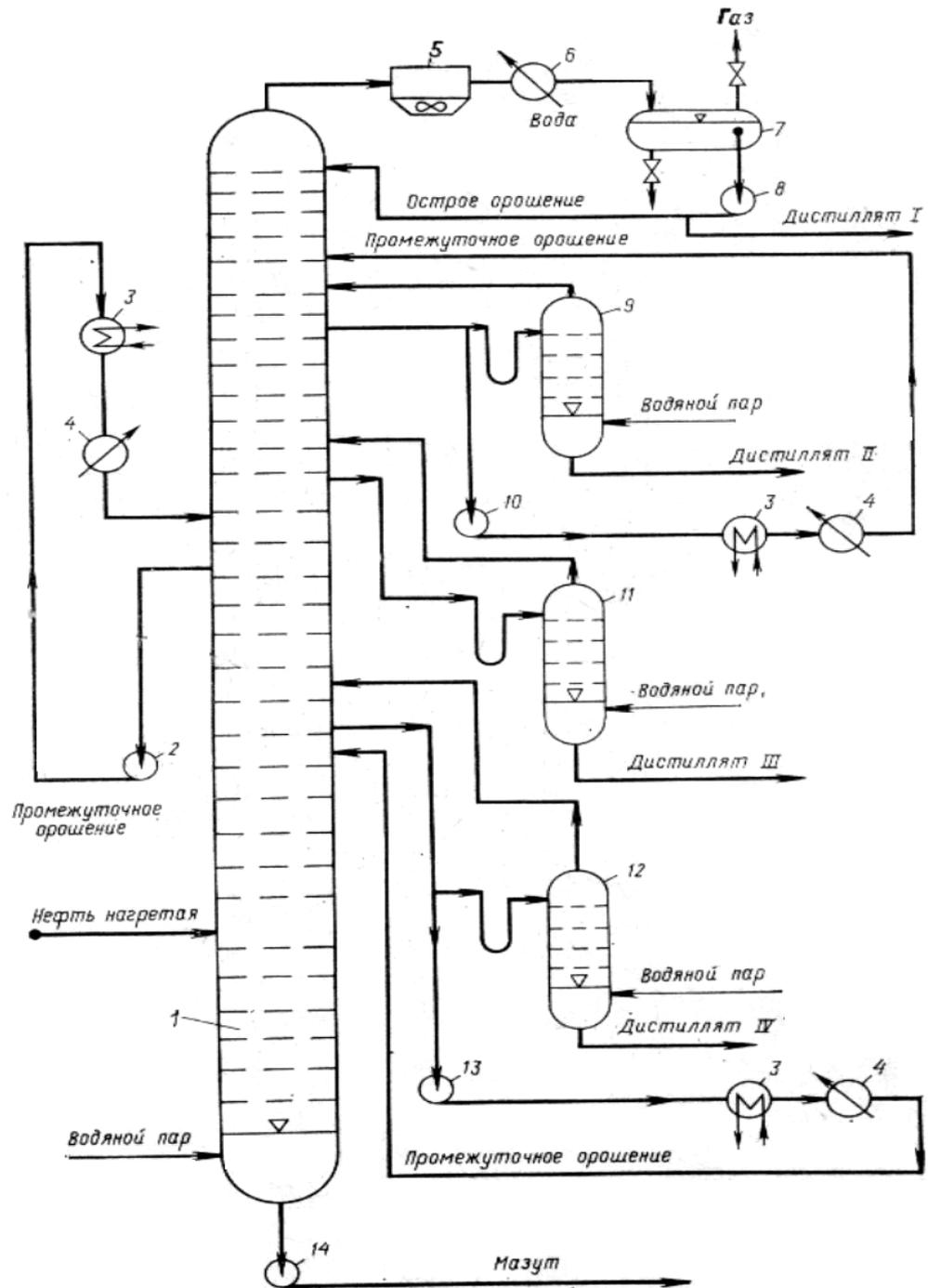


Рис.3.1.2. Варианты подачи орошения в сложную ректификационную колонну: 1 – ректификационная колонна; 2,8,10,13,14 – насосы; 3 – теплообменники; 4,6 – водяные холодильники; 5 – воздушный конденсатор – холодильник; 7 – приемник орошения и водоотделители; 9,11,12 – отпарные выносные колоны (стриппинги).

Другой вариант: в качестве промежуточного орошения используют сам боковой погон, который после охлаждения возвращают в колонну выше или ниже точки ввода в нее паров из отпарной выносной колонны.

Использование для теплообмена только острого орошения неэкономично, так как верхний продукт имеет сравнительно умеренную температуру [42]. Применяя промежуточное циркуляционное орошение, рационально используют избыточное тепло колонны для подогрева нефти, при этом выравниваются нагрузки по высоте колонны, и это обеспечивает оптимальные условия ее работы. Выбирая схему орошения для работы колонны, следует учитывать степень регенерации тепла, влияние промежуточного орошения на четкость ректификации и размеры аппарата.

Анализ работы атмосферных колонн показал, что оптимальной будет схема, при которой острым (верхним) орошением колонны снимается около 40 % тепла и двумя промежуточными – около 30 % каждым. Режим работы колонн установки АТ-6 (числитель – верх, знаменатель – низ) и их характеристики приведены в таблице 3.1.4.

Режим работы колонн

Таблица 3.1.4

Колонна	Температура, °С	Давление, МПа	Диаметр, м	Высота, м	Число тарелок
Предварительная (испарительная)	120/240	0,56/0,58	3,8	30,2	22
Основная	140/320	0,15/-	7,0	45,9	38

Установка предназначена для получения из нефти дистиллятов бензина, керосина, дизельного топлива, трех масляных фракций разной вязкости и гудрона [43]. Кроме этих продуктов на установке получают сухой и жирный газы, сжиженный газ (рефлюкс), легкий вакуумный газойль. На перегонку обычно поступают нефти или смеси нефтей с содержанием светлых дистиллятов (выкипающих до 350°С) от 42 до 50% (масс.).

Современные установки большой мощности состоят из следующих блоков:

- предварительного нагрева нефти в теплообменниках;
- электрообессоливания и обезвоживания нефти (блок ЭЛОУ);
- последующего нагрева в теплообменниках;
- отбензинивания нефти (колонна повышенного давления с нагревательной печью);
- атмосферной колонны (с нагревательной печью и отпарными колоннами);
- фракционирования мазута под вакуумом (с нагревательной печью, отпарными колоннами и системой создания вакуума);
- стабилизации и вторичной перегонки бензина на узкие фракции.

Исходная нефть насосом 1 несколькими параллельными потоками (на схеме показаны четыре потока) проходит через группу теплообменников 7, 8, 9, 10, 11, 12 и 13, где она нагревается до температуры 100–130°C. Использование такой системы нагрева нефти позволяет создать более эффективный теплообмен. После теплообменников для усреднения температуры потоки нефти смешиваются в общем коллекторе (на схеме не показан). Далее нефть снова четырьмя параллельными потоками направляется в две ступени электродегидраторов 14 (блок ЭЛОУ). По выходе из блока ЭЛОУ нефть нагревается вначале в параллельно включенных теплообменниках 15 и 16, а затем в теплообменнике 18.

Нагретая до 200–250°C нефть [44–47] поступает в отбензинивающую колонну 19 по двум тангенциальным вводам. Из этой колонны сверху уходят газы, пары воды и легкой бензиновой фракции (с концом кипения 120–160°C). Для конденсации паров и охлаждения смеси служат аппарат воздушного охлаждения 20 и расположенный за ним водяной холодильник 21. В сепараторе 22 от сконденсированной легкой бензиновой фракции отделяются газ и вода. Газ, пройдя клапан, регулирующий давление в системе колонна 19 – сепаратор 22, направляется в секцию очистки от

сероводорода, а вода с низа сепаратора 22, который снабжен регулятором межфазового уровня (вода–бензин), поступает в систему очистки сточных вод.

Циркулирующая часть бензина (орошение) возвращается в колонну с помощью насоса 25, а балансовое его количество отводится из этого блока и передается в блок стабилизации бензина, в колонну–стабилизатор 59. Для поддержания температуры низа колонны 19 частично отбензиненная нефть забирается насосом 24, проходит змеевики печи 23 и, нагретая до 350–370°C, возвращается в нижнюю часть колонны. Балансовое количество отбензиненной нефти с помощью насоса 26 проходит через змеевики печи 27 и с температурой 370–380°C подается по двум тангенциальным вводам в атмосферную колонну 30.

Из колонны 30 сверху отводятся пары тяжелого бензина и воды, а также газы разложения, образовавшиеся при нагреве нефти в печи 27; они проходят аппарат воздушного охлаждения 31 и водяной холодильник 32. Полученная газожидкостная смесь газ– бензин–вода разделяется в сепараторе 33, с верха которого уходит газ (в топливную систему), а с низа – водяной конденсат (отводится, дренируется, в систему очистки воды). Конденсат тяжелой бензиновой фракции отводится насосом 44 и вместе с фракцией легкого бензина передается на стабилизацию. В качестве орошения атмосферной колонны 30 используется верхнее циркуляционное орошение. Циркулирующая жидкость (флегма) с третьей тарелки (сверху) колонны 30 поступает через аппарат воздушного охлаждения 34 и водяной холодильник 37 на прием насоса 43 и этим насосом закачивается на верхнюю тарелку колонны.

Керосиновая фракция выводится с низа отпарной колонны 35 насосом 42 через теплообменник 7 и аппарат воздушного охлаждения 6 отводится с установки.

Фракция дизельного топлива выводится из отпарной колонны 36 насосом 41. Тепло дизельного топлива используется в теплообменнике–

подогревателе 78 колонны 68, затем – в теплообменнике 9. После охлаждения в аппарате воздушного охлаждения 4 фракция дизельного топлива отводится с установки. Для увеличения отбора дизельного топлива в низ колонны 30 подается перегретый (400°C) водяной пар. Пар подается и в отпарные колонны 35 и 36 для удаления легких фракций.

Атмосферная колонна 30 имеет еще два циркуляционных орошения. Среднее циркуляционное орошение – флегма забирается с ректификационной отборной тарелки насосом 38, прокачивается через теплообменник 10, аппарат воздушного охлаждения 28 и возвращается в колонну 30 на три тарелки выше отборной. Нижнее циркуляционное орошение – флегма забирается с отборной тарелки насосом 39, прокачивается через теплообменник 15, аппарат воздушного охлаждения 29 и возвращается в колонну на третью расположенную выше тарелку.

С низа атмосферной колонны 30 насосом 40 откачивается мазут, который нагревается в змеевике вакуум–печи 56 и по двум тангенциальным вводам подается в вакуумную колонну 48. В сечении питания этой колонны над вводом сырья установлены отбойные тарелки для предотвращения «заноса» капель жидкого остатка. Для орошения верха колонны 48 используется верхнее циркуляционное орошение: первая масляная фракция с третьей верх. ней тарелки вакуумной колонны забирается насосом 51, прокачивается через теплообменник 12, аппарат воздушного охлаждения 47 и после него циркулирующая часть возвращается на верхнюю тарелку колонны 48. Балансовое количество первой масляной фракции отводится с установки.

Неконденсирующиеся вверху вакуумной колонны компоненты, представляющие смесь легких фракций, газов разложения, паров воды и воздуха (засасываемый через неплотности), выводятся из колонны 48 и охлаждаются в аппарате воздушного охлаждения 46 (его может и не быть), затем в водяной холодильник поверхностного типа 45, после которого газожидкостная смесь поступает в систему создания вакуума (рис.12.).

Вторая масляная фракция выводится с низа отпарной колонны 49 насосом 54 и после теплообменника 11, аппарата воздушного охлаждения 3 откачивается с установки. Третья масляная фракция отводится с низа отпарной колонны 50 и направляется насосом 52 через теплообменник 13 и аппарат воздушного охлаждения 2 в резервуар.

Нижнее циркуляционное орошение вакуумной колонны 48 осуществляется с помощью насоса 55, которым флегма возвращается через теплообменники 16 и аппарат воздушного охлаждения 17 в колонну. Для увеличения отбора третьей масляной фракции в низ колонны 48 подают водяной пар. Гудрон с низа колонны 48 забирают насосом 53 и откачивают с установки через теплообменники 18 и 8 и аппарат воздушного охлаждения 5.

Нестабильные бензины из сепараторов 22 и 33 насосами 25 и 44 двумя параллельными потоками вначале проходят теплообменники 60 и 61, затем поступают в колонну 59. Питание колонны двумя потоками бензинов (легкого и тяжелого) в различные секции позволяет уменьшить расход энергии на стабилизацию бензина. В колонне 59 из бензиновой фракции удаляются растворенные газы, которые выводятся сверху и направляются в аппарат воздушного охлаждения 58, затем в водяной холодильник 57 и сепаратор 72. В сепараторе 72 жирный газ отделяется от сконденсированных легких углеводородов, сжиженного газа (рефлюкса). Циркулирующая часть сжиженного газа нагнетается насосом 73 на верх колонны 59 в качестве орошения, а балансовое количество отводится на установку газофракционирования, куда также направляют и жирный газ. Подвод тепла в низ стабилизационной колонны 59 осуществляется циркуляцией стабильного бензина с помощью насоса 74 через змеевик печи 75.

Стабильный бензин отбирается с низа колонны 59 и передается в блок вторичного фракционирования в колонны 62 и 68. С верха колонны 62 отводится фракция н.к. -85°C , которая направляется в колонну 68 в

качестве парового питания. Циркулирующая часть фракции н. к. -85°C поступает в аппарат воздушного охлаждения 65, далее в холодильник 66, сборник 67 и насосом 77 подается на орошение колонны 62. С низа колонны 62 фракция $85-120^{\circ}\text{C}$ (или $85-180^{\circ}\text{C}$) отводится с установки через теплообменник 61 и аппарат воздушного охлаждения 63. С верха колонны 68 отводится фракция н. к. -62°C , которая поступает в аппарат воздушного охлаждения 69, водяной холодильник 70, сборник 71, откуда циркулирующая часть подается на орошение колонны 68, а балансовое количество отводится с установки. Тепло в низ колонны 68 подводится от теплообменника 78 за счет тепла дизельного топлива. Выводимая с низа колонны 68 фракция $62-85^{\circ}\text{C}$ насосом 79 отводится с установки через теплообменник 60 и аппарат воздушного охлаждения 64.

Давление и температура в основных колоннах (таблица 3.1.5):

Таблица 3.1.5

Номер колонны	Давление вверху колонны (избыточное), МПа	Температура, $^{\circ}\text{C}$		
		Верха	Низа	Ввода сырья
19	0,4–0,6	150–170	240–250	180–250
30	0,07–0,10	170–190	330–350	350–370
35	0,07–0,10	–	200–250	–
36	0,07–0,10	–	280–300	–
48	7,85–8,85 кПа	180–200	350–360	380–400
49	7,85–8,85 кПа	–	260–270	–
50	7,85–8,85 кПа	–	330–350	–

Система создания вакуума. Вакуум в вакуумной колонне 48 создается с помощью системы паровых эжекторов (рис.3.1.3.). По выходе из водяного конденсатора-холодильника 45 газожидкостная смесь поступает в вакуумный сепаратор 1, откуда жидкость (смесь углеводородов и воды) стекает по вертикальной трубе (длиной более 10 м) в отстойник 2. Газы и воздух отсасываются из сепаратора 1 тремя последовательно соединенными эжекторами 3. Пары и газы после каждого эжектора поступают в конденсатор 4 (поверхностного типа) водяного пара.

Образующийся конденсат стекает в отстойник 2. После третьего эжектора и последнего конденсатора газ отводится из системы и направляется к форсункам трубчатых печей, где используется как топливо.

В отстойнике 2 легкий газойль отделяется от воды и далее насосом 5 откачивается с установки. Водяной конденсат чаще всего используется для промывки нефти в блоке ЭЛОУ.

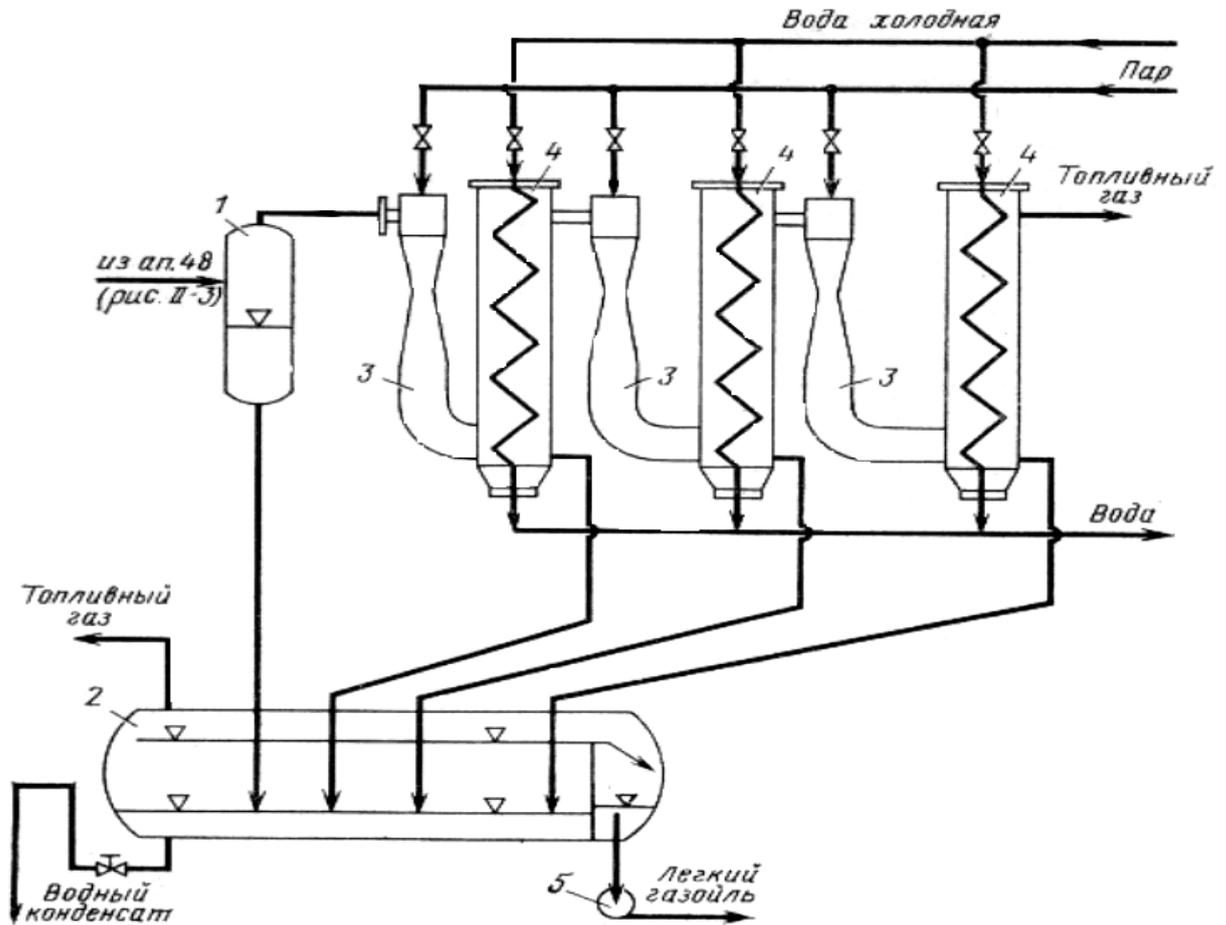


Рис.3.1.3. Система создания вакуума:

- 1 – вакуумный сепаратор; 2 – отстойник; 3 – эжекторы; 4 – конденсатор;
5 – насос.

ГЛАВА IV. ГИДРОГЕНИЗАЦИОННЫЕ ПРОЦЕССЫ

4.1. Гидроочистка и гидрообессеривание

Основной целью процесса гидроочистки и гидрообессеривания топливных дистиллятов является улучшение качества последних за счет удаления таких нежелательных компонентов, как сера, азот, кислород, металлорганические соединения и смолистые вещества, непредельные соединения.

Гидроочистку и гидрообессеривание бензиновых фракций проводят с целью подготовки сырья для установки каталитического риформинга. Такая предварительная обработка способствует улучшению некоторых важных показателей процесса риформинга, а именно; глубины ароматизации сырья, октанового числа получаемого бензина, а также увеличению срока службы катализатора [49,50].

Подвергаемые гидроочистке бензиновые фракции имеют различные температурные пределы выкипания в зависимости от дальнейшей их переработки: из фракций 85–180 и 105–180°C – обычно путем платформинга получают высококачественные бензины, а из фракций 60–85, 85–105, 105–140 и 130–165°C – концентраты соответственно бензола, толуола и ксилолов. Основным продуктом, получаемым при гидроочистке бензиновых фракций, является стабильный гидрогенизат, выход которого составляет 90–99% (масс.), содержание в гидрогенизате серы не превышает 0,002% (масс.).

Гидроочистке нередко подвергают дистилляты вторичного происхождения (газойли коксования, каталитического крекинга, висбрекинга и т.п.) как таковые или чаще в смеси с соответствующими прямогонными дистиллятами.

Процесс гидроочистки осуществляют на алюмо–кобальтмолибденовом (Al–Co–Mo) или на алюмоникельмолибденовом (Al–Ni–Mo) катализаторе при условиях, приведенных в таблице 4.1.1.

Условия процесса гидроочистки на Al–Co–Mo и Al–Ni–Mo катализаторах

Таблица 4.1.1.

Показатели	Бензиновые фракции
Катализатор	Al – Co – Mo Al – Ni – Mo
Температура, °C	380 – 420
Давление, МПа	2,5 – 5,0
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1 – 5
Кратность циркуляции водородсодержащего газа, м ³ /м ³ сырья	100 – 600

Используемый водородсодержащий газ, как правило, получают с установки каталитического риформинга; содержание в нем водорода колеблется от 60 до 95% (об.).

Технологические схемы промышленных установок гидроочистки имеют много общего и различаются по мощности, размерам и технологическому оформлению секций сепарации и стабилизации. В составе промышленных комбинированных установок, например, на комбинированной установке ЛК–бу [51] имеются секции для гидрообессеривания дистиллятов дизельных и реактивных топлив.

Установка гидроочистки. Установка, предназначенная для гидроочистки дистиллята дизельного топлива, технологическая схема которой приведена на рис.13., включает реакторный блок, состоящий из печи и одного реактора, системы стабилизации гидроочищенного продукта, удаления сероводорода из циркуляционного газа, а также промывки от сероводорода дистиллята. Процесс проводится в стационарном слое алюмокобальтмолибденового катализатора.

Сырье, подаваемое насосом 1 смешивается с водородсодержащим газом, нагнетаемым компрессором 16. После нагрева в теплообменниках 6 и 4 и в змеевике трубчатой печи 2 смесь при температуре 380 – 425°C

поступает в реактор 3. Разность температур на входе в реактор и выходе из него не должна превышать 10°C.

Продукты реакции охлаждаются в теплообменниках 4, 5 и 6 до 160°C, нагревая одновременно газосырьевую смесь, а также сырье для стабилизационной колонны. Дальнейшее охлаждение газопродуктовой смеси осуществляется в аппарате воздушного охлаждения 7, а доохлаждение (примерно до 38°C) – в водяном холодильнике 8.

Нестабильный гидрогенизат отделяется от циркуляционного газа в сепараторе высокого давления 9. Из сепаратора гидрогенизат выводится снизу, проходит теплообменник 10, где нагревается примерно до 240°C, а затем – теплообменник 5 и поступает в стабилизационную колонну 11.

На некоторых установках проводится высокотемпературная сепарация газопродуктовой смеси. В этом случае смесь разделяется при температуре 210–230°C в горячем сепараторе высокого давления; уходящая из сепаратора жидкость поступает в стабилизационную колонну, а газы и пары – в аппарат воздушного охлаждения. Образовавшийся конденсат отделяется от газов в холодном сепараторе и направляется также в стабилизационную колонну.

Циркуляционный водородсодержащий газ после очистки в абсорбере 18 от сероводорода водным раствором моноэтаноламина возвращается компрессором 16 в систему.

В низ колонны 11 вводится водяной пар. Пары бензина, газ и водяной пар по выходе из колонны при температуре около 135°C поступают в аппарат воздушного охлаждения 12, и газожидкостная смесь разделяется далее в сепараторе 13. Бензин из сепаратора 13 насосом 15 подается на верх колонны 11 в качестве орошения, а балансовое его количество выводится с установки. Углеводородные газы очищаются от сероводорода в абсорбере 22.

Гидроочищенный продукт, уходящий с низа колонны 11, охлаждается последовательно в теплообменнике 10, аппарате воздушного охлаждения 14 и с температурой 50°C выводится с установки.

На установке имеется система для регенерации катализатора (выжиг кокса) газовойдушной смесью при давлении 2–4 МПа и температуре 400–550°C. После регенерации катализатор прокаливается при 550°C и 2 МПа газовойдушной смесью, а затем система продувается инертным газом.

4.2. Гидроочистка. Производства водорода

В сырой нефти можно найти примеси самых разных видов. Во время перемещения нефтяных фракций по установкам нефтеперерабатывающего завода эти примеси могут оказывать вредное влияние на оборудование, катализаторы и качество конечных продуктов. Кроме того, содержание многих примесей и нефтепродуктах официально или неофициально ограничивается.

Гидроочистка выполняет важную, удаляя многие примеси из различных нефтепродуктов. Жизненно важным компонентом для процесса гидроочистки является водород.

Гидроочистка. Нефтяные фракции, содержащие углеводороды C_6 и более тяжелые, содержат и органические соединения серы. Атомы серы могут быть присоединены к атомам углерода в разных положениях молекул и, таким образом, с химической точки зрения, сера входит в состав фракции. Гидроочистка позволяет оторвать атомы серы от молекул углеводородов.

В настоящее время гидроочистке подвергают светлые дистилляты прямой перегонки, выкипающие при температурах ниже 350°C [52–55], в том числе и дистилляты, направляемые на платформинг, аналогичные дистиллятами из сырья вторичного происхождения (газойли каталитического крекинга и коксования), тяжелые газойли, поступающие на каталитический крекинг, а также другие продукты.

Поток нефтепродукта смешивают с током водорода и нагревают до 260 – 425°C (500 – 800°F). Затем смесь нефтепродукта и водорода направляют в реактор, заполненный катализатором в форме таблеток (рис.4.1.2.).

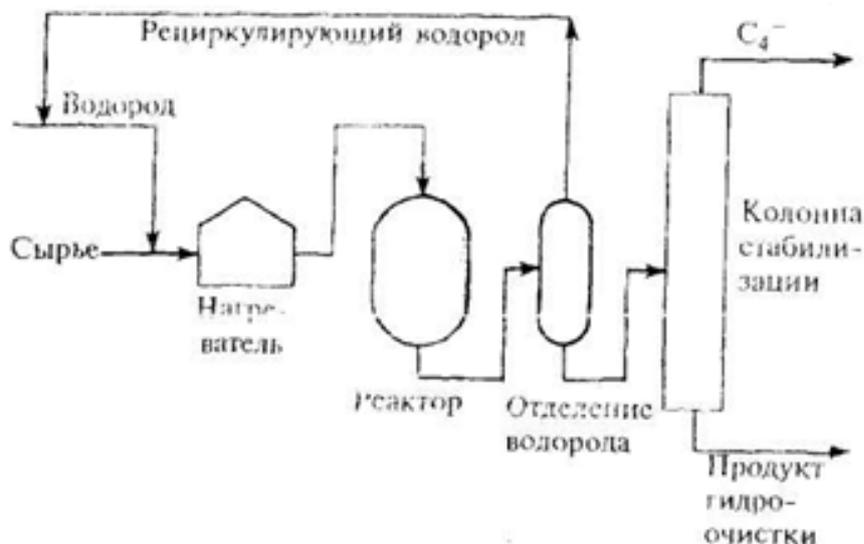


Рис.4.1.2. Установка гидроочистки.

Для гидроочистки нефтяных продуктов от сернистых соединений обычно применяют кобальтмолибденовый или никельмолибденовый катализатор на носителе – оксиде алюминия. В присутствии катализатора происходит несколько химических реакций:

1. Водород соединяется с серой с образованием сероводорода (H_2S).
2. Некоторые соединения азота превращаются в аммиак.
3. Любые металлы, содержащиеся в нефти, осаждаются на катализаторе.
4. Некоторые олефины и ароматические углеводороды насыщаются водородом; кроме того, в некоторой степени идет гидрокрекинг нафтенов и образуется некоторое количество метана, этана, пропана и бутанов.

Поток, выходящий из реактора, направляют в испаритель, где газообразные углеводороды, а также H_2S и малое количества аммиака

сразу поднимаются вверх. Чтобы полностью отделить все эти легкие продукты, на выходе из реактора устанавливают небольшую ректификационную колонну.

Значение процесса гидроочистки постоянно возрастает вследствие двух основных причин:

1. Удаление серы и металлов из фракций, направляемых на дальнейшую переработку, является важной защитой для катализаторов процессов риформинга, крекинга и гидрокрекинга.

2. Согласно законам о чистом воздухе, допустимое содержание серы в нефтепродуктах постоянно снижается, что требует обессеривания дистиллятов и реактивных топлив.

Гидроочистка пиролизного бензина. При производстве этилена из нефти или газойля получается также пиролизный бензин. Этот продукт содержит большие количества диенов – это ненасыщенные углеводороды, в молекулах которых по две пары атомов углерода связаны двойными связями. Пиролизный бензин только в малых дозах пригоден для приготовления автомобильного бензина. Он плохо пахнет, своеобразно окрашен и образует смолы в карбюраторе.

При гидроочистке двойные связи насыщаются и большинство нежелательных свойств теряется. Правда, в результате насыщения ароматических циклов может слегка понизиться октановое число.

Получение водорода. Так как на современном нефтеперерабатывающем заводе имеется большое число установок гидрокрекинга и гидроочистки, то важное значение приобретает обеспечение их водородом.

Источником водорода на нефтеперерабатывающем заводе обычно является установка каталитического риформинга. Легкокипящая фракция, поступающая с этой установки, характеризуется высоким соотношением водород/метан; обычно ее подвергают деэтанзации и

депропанации, чтобы повысить, концентрацию водорода.

Иногда водорода с установки риформинга оказывается недостаточно, чтобы удовлетворить все потребности нефтеперерабатывающего завода, например, если работает установка гидрокрекинга. Тогда водород получают на установке конверсии метана с водяным паром, которая показана на рисунке 15.

При поиске возможностей синтеза водорода в качестве потенциального сырья рассматривались различные соединения с высоким содержанием водорода, чтобы получалось как можно меньше энергии было потрачено впустую. Два соединения, которые в конце концов выбрали, кажутся достаточно очевидными – это метан (CH_4) и вода (H_2O).

Задача процесса конверсии метана с водяным паром состоит в том, чтобы извлечь из этих соединений как можно больше водорода, затратив при этом как можно меньше энергии (топлива) [56,57]. Этот процесс осуществляется и четыре стадии с помощью некоторых полезных катализаторов.

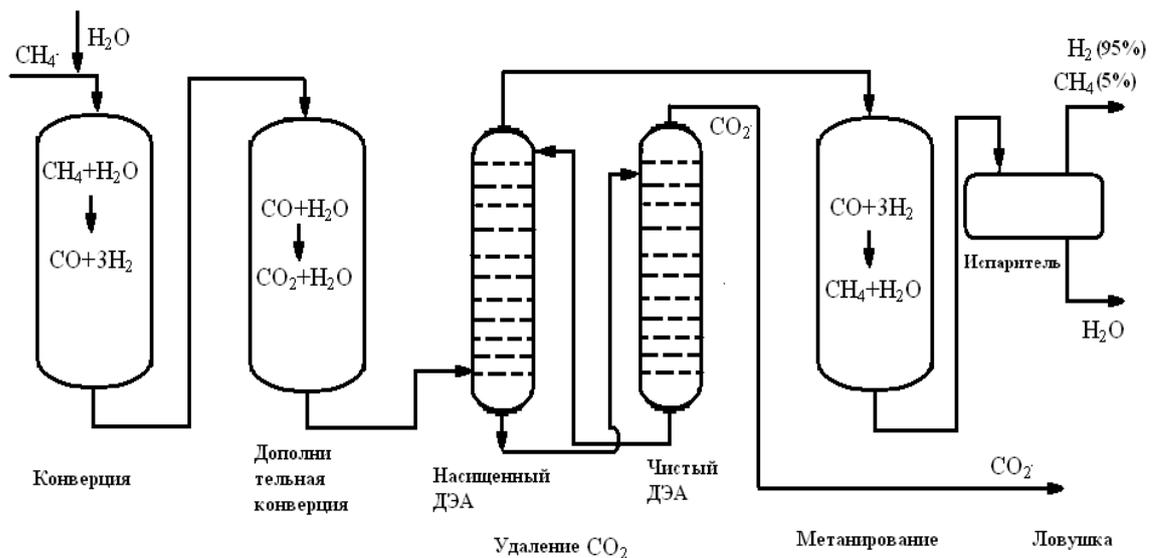
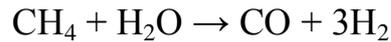


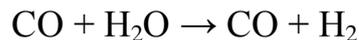
Рис. 4.1.3. Конверсия метана с водяным паром

1. *Конверсия.* Метан и водяной пар (H_2O) смешивают и пропускают над катализатором при 800°C (1500°F), в результате чего образуется

монооксид углерода и водород.

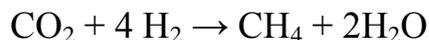
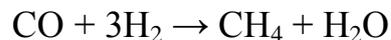


2. *Дополнительная конверсия.* Не удовлетворившись водородом, который уже образовался, установка выжимает все, что можно, и из монооксида углерода. К смеси прибавляют дополнительное количество водяного пара и пропускают над другим катализатором при 340°C (650°F); в результате образуется диоксид углерода и водород.



3. *Разделение газов.* Чтобы получить поток с высоким содержанием водорода, его отделяют от диоксида углерода с помощью процесса экстракции диэтаноломином (ДЭА).

4. *Метанирование.* Поскольку присутствие даже небольших количеств оксидов углерода в потоке водорода может оказаться вредным для некоторых областей его использования, на следующей стадии процесса эти примеси прекращаются в метан. Процесс идет на катализаторе при 420°C (800°F).



В некоторых случаях в распоряжении переработчиков не оказывается метана, не содержащего серы (природного газа). В этом случае вместо метана можно использовать более тяжелые углеводороды, например пропан или нефть. Такой процесс требует другого оборудования и других катализаторов. Кроме того, он менее энергетически эффективен, но все же работает.

ГЛАВА V. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ГИДРООЧИСТКИ БЕНЗИНОВЫХ ФРАКЦИЙ

5.1. Расчет размеров реактора

Принимаю стандартную цилиндрическую форму реактора и соотношение высоты к диаметру равным 2:1, т.е.

$$H = 2 * D;$$

$$V_P = \pi * D^2 * H = \pi * D^2 * 2 * D = 2 * \pi * D^3;$$

$$D = [VK / (2 * \pi)]^{1/3};$$

$$VK = V_{ГС} / \dots;$$

$$V_{ГС} = G / \rho;$$

где D – диаметр реактора гидроочистки, м;

H – высота реактора гидроочистки, м;

V_p – объем реактора гидроочистки, м³;

VK – объем катализатора в реакторе гидроочистки, м³;

G – количество сырья, подаваемого в реактор гидроочистки, кг/ч;

V_{ГС} – объем газосырьевой смеси, подаваемого в реактор гидроочистки, м³/ч;

ρ – плотность сырья, кг / м ;

$$V_{ГС} = 196078 / 850 = 230 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$VK = 230 / 4 = 51,4 \text{ м}^3$$

$$D = [51,4 / (2 * \pi)]^{1/3} = 1,8 \text{ м};$$

$$H = 2 * 1,8 = 3,6;$$

$$V_p = 2 * \pi * 1,8^3 = 41,65 \text{ м}^3.$$

Принимаю стандартный диаметр аппарата:

$$D_{СТ} = 2,0 \text{ м}.$$

Высота слоя катализатора

$$H_{КАТ} = VK / F_{УТ};$$

где F_{УТ} – уточненная площадь поперечного сечения аппарата, м²;

$$F_{УТ} = (\pi * D^2$$

$$СТ) / 4; \quad (2.40)$$

$$FUT = 3,14 * 2^{2/4} = 3,14 \text{ м}^2;$$

$$u = (4 * 9776,98) / (3,14 * 2,0 * 3600) = 0,24$$

$$u = 0,24 \text{ м/с};$$

Динамическая вязкость определяется по формуле Фроста:

$$\mu = TSP * (6,6 - 2,23 * \lg M_{CP}) * 10^{-8}; \quad (2.47)$$

где M_{CP} – средняя молекулярная масса смеси, кг/кмоль;

$$M_{CP} = \frac{(G_c + G_{II})}{(G_c/M_c + G_{II}/M_{II})}$$

$$M_{CP} = \frac{(196078 + 15647)}{(196078 / 208 + 15647 / 7,6)} = 44,92;$$

$$M_{CP} = 44,92 \text{ кг / кмоль};$$

$$\mu = (368,3 + 273) * (6,6 - 2,23 * \lg 44,92) * 10^{-8} = 1,87 * 10^{-5};$$

$$\mu = 1,86 * 10^{-5} \text{ Па*с};$$

Средний диаметр частиц катализатора

$$d = 4 * 10^{-3}.$$

Плотность реакционной смеси

$$\rho_c = (G_c + G_{II}) / (V_c + V_{II})$$

$$\rho_c = (196078 + 15647) / (312 + 5464) = 39,7;$$

$$\rho_c = 39,7 \text{ кг/м}^3;$$

$$\Delta P / H_{КАТ} =$$

$$\frac{(150 * (1 - 0,48)^2 * 0,1 * 1,86 * 10^{-6} * 0,24)}{0,48^3 * (4 * 10^{-3})^2} + \frac{(1,75 * (1 - 0,48) * 39,7 * 0,24^2)}{0,48^3 * 4 * 10^{-3} * 9,81} = 479$$

$$\Delta P / H_{КАТ} = 479 \text{ Па/м};$$

$$\Delta P = 16,3 * 479 = 7807,7 \text{ Па};$$

$$\Delta P = 0,007 \text{ МПа};$$

Таким образом, потеря напора в слое катализатора не превышает предельно допустимых значений 0,2 – 0,3 МПа.

Регенерация катализатора

В ходе эксплуатации активность катализатора гидроочистки снижается

$$G_{г.р.} = 2,98 / (X_{O_2} - 0,005);$$

где X_{O_2} – массовая доля кислорода в исходном газе регенерации; 0,005 – то же в газе после регенерации.

Искомые значения $G_{г.р.}$ и X_{O_2} находят из теплового баланса регенерации. Если пренебречь потерями тепла в окружающую среду, тепловой баланс регенерации 1 кг отложений запишется в следующем виде:

$$G_{г.р.} * t_0 * c + q_P = (G_{г.р.} + G_{отл}) * t * c;$$

где t_0 , t – температуры газа на входе и выходе из реактора, °C;

c – средняя теплоемкость газа регенерации, кДж / (кг*К), (можно принять равной теплоемкости азота 1,025 кДж / (кг*К));

$G_{г.р.}$, $(G_{г.р.} + G_{отл})$ – массы газа на входе и выходе из реактора, кг (поскольку тепловой баланс составляется на 1 кг отложений, то $G_{отл} = 1$ кг);

q_P – тепловой баланс реакции сгорания, кДж / кг. В уравнении теплового баланса величиной $G_{отл}$ можно пренебречь, так как эта величина обычно на два порядка меньше $G_{г.р.}$

Тогда можно записать

$$t = t_0 + q_P / (G_{г.р.} * c);$$

Величину q_P находят по формуле Менделеева:

$$q_P = 4,19 * [81 * C + 246 * H + 26 * (S - O)];$$

$$q_P = 4,19 * [81 * 81 + 246 * 9 + 26 * 10] = 37857 \text{ кДж / кг}$$

Принимают максимально допустимую температуру на выходе из реактора $t = 570$ °C, на входе в реактор $t = 450$ °C (по практическим данным при меньших температурах резко снижается скорость горения и увеличивается продолжительность регенерации). При этом

$$G_{г.р.} = q_P / [(t - t_0) * c];$$

$$G_{г.р.} = 37857 / [(570 - 450) * 1,025] = 308;$$

G г.р. = 308 кг.

Концентрация кислорода в инертном газе равна

$$X_{O_2} = (2,98 / G \text{ г.р.}) + 0,005;$$

Назначение. Улучшение качества и повышение стабильности топлив и масел, удаление сернистых, азотистых, кислородсодержащих соединений, гидрирование непредельных углеводородов [58,59].

Сырье и продукция. Сырьем являются бензиновые, керосиновые, дизельные фракции, вакуумный газойль, мазут, смазочные масла, содержащие серу, азот, непредельные углеводороды. Продукция – очищенные фракции. Сравнительное качество нефтепродуктов до и после счистки на установках гидроочистки приводится в табл. 5.1.1.

Характеристики сырья и продукции установок гидроочистки

Таблица 5.1.1

Показатели	Прямогонный бензин 85–180°C		Бензин термического крекинга		Дизельная фракция 230–350°C		Вакуумный дистиллят 350–600°C	
	0,762	0,761	0,745	0,742	0,858	0,840	0,921	0,900
Плотность	0,762	0,761	0,745	0,742	0,858	0,840	0,921	0,900
Содержание, %(масс.):								
сера	0,078	0,0011	1,1	0,02	1,2	0,2	3,1	0,35
азота	0,001	0,0001	0,004	0,0002	–	–	0,17	0,13
Йодное число	–	–	100	0,7	4,0	1,5	–	–
Содержание фактических смол, мг/100мл	–	–	4,2	0	–	–	до 20	10–12
Октановое число (по моторному методу)	35	35	70	40	–	–	–	–
Индукционный период окисления, мин	–	–	180	1000	–	–	–	–
Групповой углеводородный состав, %(масс.):								
парафиновые	–	–	32	61	–	–	–	–
нафтеновые	–	–	11	26	–	–	–	–
ароматические	–	–	9	12,5	–	–	–	–
непредельные	–	–	48	0,5	–	–	–	–
Цетановое число	–	–	–	–	50–53	52–54	–	–
Коксуемость, %(масс.)	–	–	–	–	–	–	до 0,3	0,08

Технологический режим. Ниже приводятся показатели технологического режима установок гидроочистки бензиновых фракции

Среднее давление в реакторах, Мпа	2,8 – 5,0
Температура в реакторах, °С	380 – 420
Объемная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1 – 5
Кратность циркуляции водородсодержащего газа	100 – 600
Содержание водорода в циркулирующем газе, % (об.)	60 – 75

Мощность и материальный баланс. Гидроочистка прямогонного бензина – сырья каталитического риформинга – проводится на отдельно стоящей установке мощностью 300 тыс. т/год и на блоках, входящих в состав установок каталитического риформинга.

Материальный баланс гидроочистки вторичного бензинов.

Поступило	
Сырье	100, 0
Водород (в расчете на 100% –ный)	1,0
Всего	101,0
Получено	
Бензин	97,5
Фракция 180 – 350 °С	–
выше 350°С	–
Углеводородный газ	1,6
Сероводород	1,1
Потери	0,8
Всего	101,0

Технико-экономические показатели (на 1 т сырья) для установок гидроочистки вторичного бензина.

Пар водяной, ГДж (Гкал)	0,96 – 1,05 (0,23 – 0,25)
Вода оборотная, м ³	2,0 – 2,5
Электроэнергия, кВт – ч	24 – 30
Топливо, кг	20 – 25
Катализатор алюмо–кобальт–молибденовый, кг	0,02 – 0,025

Сделан расчет и подбор основных аппаратов для процесса гидроочистки

бензиновых фракций, приводится технологическая схема установки гидроочистки и их технологический режим работы, мощность и материальный баланс, а также технико – экономические показатели в расчете на 1 тонну сырья.

Из произведенного анализа работы установок гидроочистки и сделанных расчетов следует следующие направления в развитии этих процессов: разработка высокоэффективных катализаторов, обеспечивающих увеличение глубины очистки до 90.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ (ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ)

1. Охарактеризована сущность процессов переработки и перегонки нефтяного сырья с целью получения различных дистиллятов, а в конечном счете – после соответствующих стадий очистки – нефтепродукты, так необходимые в различных отраслях экономики.

2. Показано, что современные нефти, в основном, являются тяжелыми, высокопарафинистыми и сернистыми и для получения из них высококачественных горюче – смазочных материалов необходимо подбор соответствующих способов переработки и основных аппаратов процессов очистки, например, гидроочистки.

3. Охарактеризованы гидрогенизационные процессы переработки нефти. Показано, что улучшение качества топливных дистиллятов может быть достигнуто за счет удаления таких нежелательных компонентов как сера, азот, кислород, металлоорганические соединения и смолистые вещества, непредельные соединения.

4. Установлено, что гидроочистку и гидрообессеривание бензиновых фракций проводят с целью подготовки сырья для установки каталитического риформинга. Это способствует улучшению таких важных показателей процесса риформинга, таких как глубина ароматизации сырья, улучшению октанового числа получаемого бензина и увеличению срока службы катализаторов.

5. Сделан расчет процесса гидроочистки бензиновых фракций, где приводятся данные по сырью и продукции, гидрогенизатам, а также приводится технологический режим, мощность и материальный баланс процесса и технико – экономические показатели в расчете на 1 тонну сырья.

Из произведенного анализа работы установки гидроочистки проделанных расчетов сделан вывод об основном направлении в развитии этих процессов.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. И.А. Каримов Мировой финансово – экономический кризис, пути и меры его преодоления в условиях Узбекистана. Ташкент, Узбекистан, 2000.
2. Эрих В.Н. Химия нефти и газа, Л. Химия. 1966, 282с.
3. Переработка нефти и нефтехимия. Экспресс – информация, М., ЦНИИТЭнефтехим., 1979, №13, с. 34.
4. Химия и переработка углеводородов, М., Недра, 1978.
5. Химия и переработка углеводородов, Специальный выпуск «Переработка нефти». Справочник, М., Недра, 1987.
6. Стандартное химическое оборудование, ч – 2, М., 1981.
7. Перри Д. Справочник инженера – химика. Т. 2. Перс. с англ., 1974, 448 с.
8. Справочник химика. Т. 1 – 6, Химия, 1966.
9. Рудин М.Г. Справочник нефтепереработчика. Л., Химия, 1989, 464с.
10. Эрих В.Н., Расина М.Г., Химия и технология нефти и газа. Л., Химия, 1977, 105 с.
11. Химия нефти. Коллектив авторов под. рук. Диярова, Л., 1990, 260с.
12. Фарамазов С.П. Эксплуатация оборудования нефтеперерабатывающих заводов, М. Химия, 1969, 304 с.
13. Александров Ч.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке, М. Химия, 1981, 160 с.
14. Petrovich L., Todos G. And. Chem. Fundamentas, 1968, v. 7. N 3, p – p. 274 – 280.
15. Кондратьев А.А., Марушкин Б.Г. – в кн. «Нефтепереработка и нефтехимия». Труды конф. ВУЗов Повояжва, УФА, Башкнигоиздат, 1968, с. 5 – 15.
16. Химия и переработка углеводородов. (Указатель процессов), М. Недра, 1978, Т. IX, №9, С. 17.

17. Ehrlacher A. Pevue de Uassociation francaise des te chictends du petrole, 1976, N 240, p. 32.
18. Башаров Ч.Т. Современные установки первичной переработки нефти. М., Химия, 1974, 240 с.
19. Орочко Д.И., Сулимов А.Д., Осипов Л.Н. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке. М., Химия, 1971, 352 с.
20. Киселев Б.Д. Проектирование нефтеперерабатывающих заводов М., МИНХ и ГП , 1977, 17 с.
21. Доманский И.В. и др. Машины и аппараты химических производств. Под. редакц. В.Н. Соколова Л., Машинностроение. 1982, 384с.
22. Улборовский Я. Основы процессов химической технологии. 1967. 720 с.
23. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд–ние 9–ое, перер. и доп. М., Химия, 1973, 754 с.
24. Гальперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1981, Т.1., 384 с.
25. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1967, 848 с.
26. Александров Ч.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М. Химия, 1971, 296 с.
27. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных аппаратов. Киев, Техника, 1970, 208 с.
28. Альберт Л.З. Основы проектирования химических установок. М., Высшая школа, 1982, 304 с.
29. Basmadjan D. Znd Chem. Proeess Design and Developme. 1980, v. 19. N 1, p – p . 129 – 137.
30. Коротков П.И., Исаев Б.Н., Тетерук В.Г. Первичная переработка нефти на высокопроизводительных атмосферно – вакуумных установках. М., Химия, 1975, 130 с.

31. Панатаров М.А. и др. Проектирование установок первичной переработки нефти. М., Химия, 1975, 200 с.
32. Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа, ч. 4, М., Химия, 1972, 360 с.
33. Гусинская С.Л. Нефти южного Узбекистана, Ташкент, Изд. АНУзССР, 1962, 180 с.
34. Иванова Я.В., Корнеев М.И., Юзбашев В.Н. Технология переработки нефти и газа, М., Изд – во Химия, 1966, 420 с.
35. Башаров И.Г., Нуруева З.Д. Современная укрупненная установка ЭЛОУ – АВТ с вторичной перегонкой бензина. М., ЦНИИТ НЕФТЕХИМ, 1979, 66 с.
36. Гольберт Р.В., Иан – Дризер Р.П. В кн. VIII Международной конгресс. Дискуссионный симпозиум N 12, М., Внешторгиздат, 1971, с. 31–59.
37. Hydrocarbon. Proc., 1960, v. 59, №9.
38. Oil and gas J., 1972, v. 70, №21, p. 63.
39. Рябов В.Д. Химия нефти и газа. М., нефть и газ, 1998, 373 с.
40. Сафиева Р.С. Физико – химия нефти, М., Химия, 1998, 448 с.
41. Петров А.А. Углеводороды нефти. М., Наука, 1984, 264 с.
42. Чельцев А.В. Измерительные устройства для контроля качества нефтепродуктов. Л. Химия, 1981, 262 с.
43. Дианов В.Г. Автоматизация процессов в нефтеперерабатывающей промышленности. М., Химия, 1988, 328 с.
44. Черножуков Н.И. Технология переработки нефти и газа. М., Химия, 1978, 424 с.
45. Кириллова Н.Г. Нефть и природный газ. Журнал «Нефтегазовые технологии», М., 2002, №4, с. 15 – 20.
46. Мановян А.К. Технология переработки нефти и природного газа. М., Химия, 1999, 568 с.

47. Иванов Л.В., Корнеев М.И. Технология переработки нефти и газа. М., Химия, 1996, 420 с.
48. Гуреев А.А., Жоров Ю.М., Смидович Е.В. Производство высокооктановых бензинов. М.: Химия, 1981, 219 с.
49. Уильям Лефлер. Переработка нефти. М. ЗАО «Олимп - Бизнес», 2004, 224 с.
50. Аметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. УФА, Гилем, 2002, 425 с.
51. Справочник нефтепереработчика. М., Химия, 1986, 648 с.
52. Емельянов В.Е. Пути повышения качества вырабатываемых автомобильных бензинов. Топливо – энергетический комплекс России: рациональные аспекты. IV Межд. Форум. Сб. трудов, Санкт – Петербург, 2004, с. 130 – 132.
53. Онойченко С.Н., Емельянов В.Е., Крылов И.Ф. Современные перспективные автомобильные бензины. Химия и технология топлив и масел. 2003, №6, с. 3 – 6.
54. Молсеев И., Платэ Н. Топливо будущего. The Chemical Journal, 2006, с. 45 – 50.
55. Ходжаев Г.Х., Дмитриев П.П., Рябова Н.Д. Нефти Узбекистана, Ташкент, Изд-во АН Уз ССР, 1958, 242 с.
56. Надиров Н.К. Нефть вчера, сегодня, завтра. Алма – Ата, Наука, 1984, 321 с.
57. Химия нефти. Под редакц. Поконовой З.С., М., Химия, 1966, 282 с.
58. Процессы гидроочистки, разработанные французским институтом нефти (ФИН). ФАН, IX, 1974, 46 с.
59. Verwan H.L. Chem. Ind., 1978, v. 85, №18, p. 129.
60. Матякубов Х.Б., Сафаров Т.Т. Гидроочистка и гидрообессеривание топливных дистиллятов.
61. Матякубов Х.Б., Сафаров Т.Т. Процесс гидроочистки и улучшение эффективности производства водорода.

ПРИЛОЖЕНИЕ