# Казанский Федеральный Университет.

**Кафедра технологии нефти, газа и углеродных материалов Kazan Federal University.**

# Department of oil & gas technology and carbon materials

# Теоретический анализ материала нефтегазохимических процессов

**Theoretical analysis of the material of petrochemical processes**

**Фазлыева Элина Маратовна, Fazlyeva Elina Maratovna 1**

# Кемалов Руслан Алимович, Kemalov Ruslan Alimovich 2

магистрант кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов1

кандидат технических наук, доцент кафедры технологии нефти, газа и углеродных материалов, Член Экспертного совета Российского газового общества (РГО),

и.о. руководителя группы «Водородная и альтернативная РГО, профессор РАЕ2

E-mail: [elina\_fazlyeva@mail.ru,](mailto:Tulibaye777@gmail.com) [kemalov@mail.ru](mailto:kemalov@mail.ru)

**Аннотация**: Целью данной работы было проведение сравнительного анализа данных описания технологических процессов нефтепереработки из разных литературных источников. Задачи: составить обзор теоретических сведений о нефтепереработке, описанных в литературных источниках.

**Abstract:** The purpose of this work was to conduct a comparative analysis of the data describing the technological processes of oil refining from various literary sources. Tasks: to make an overview of theoretical information about oil refining described in literary sources.

**Ключевые слова:** нефть, нефтепродукты, нефтепереработка, вторичная переработка нефти, атмосферно-вакуумная трубчатка, газофракционирующая установка, гидроочистка, каталитический крекинг.

**Key words**: oil, petroleum products, oil refining, oil recycling, atmospheric vacuum tubing, gas fractionating plant, hydrotreating, catalytic cracking.

# Введение (Introduction)

# Нефтепродукт, прошедший первичную переработку, не может считаться готовым к непосредственному применению. Для того, чтобы нефтепродукты достигли соответствующего качества и отвечали определенным требованиям, их подвергают вторичной переработке.

# Современные процессы переработки направлены на использование богатейшего химического потенциала нефти, обусловленного широким групповым составом углеводородов и гетероатомных соединений. Для получения нужных органических веществ, повышения качества моторных топлив и их очистки от вредных примесей в промышленности нефтяные фракции и индивидуальные углеводороды подвергают термическому (термический крекинг, пиролиз, коксование), термокаталитическому (каталитический крекинг, каталитический риформинг, изомеризация, алкилирование) воздействию и гидрогенизации (гидрокрекинг, гидроочистка). Чаще всего прямогонные нефтяные фракции (топливные фракции) нельзя сразу использовать на транспорте, так как они являются низкокачественными, с большим числом вредных (например, сернистых) соединений. Кроме того, прямогонные нефтяные фракции обладают низким октановым числом. Поэтому после ректификации бензиновые фракции поступают на риформинг, где происходит превращение парафиновых и нафтеновых углеводородов в ароматические. Керосиновую и дизельную фракции подвергают гидроочистке от гетероатомных соединений (органических соединений, скелет молекулы которых, помимо атомов углерода, чаще всего содержит атомы О, N и S). Вакуумный газойль, гудрон и мазут, содержащие значительное количество ароматических углеводородов, поступают на установки каталитического крекинга, гидрокрекинга и коксования. В результате получается некоторое количество светлых нефтепродуктов и газов, а также может образовываться твердый материал, называемый коксом. Изомеризация и алкилирование служат для переработки газов и низкомолекулярных жидких углеводородов для получения высокооктановых топлив и их компонентов. В нефтепереработке существуют три основных способа переработки нефти: по топливному, масляному и нефтехимическому варианту. В первом случае основным продуктом является топливо, во втором — масла и смазочные материалы, в третьем — сырье для нефтехимического синтеза. Производство масел и парафинов имеется не на каждом заводе, что обусловлено качеством перерабатываемой нефти. Чтобы получить высококачественные масла, необходимо вакуумные фракции нефти направить на установки экстракции и депарафинизации для выделения базовых масел, которые затем смешивают с присадками, получая товарные смазочные масла [1].

# Introduction

An oil product that has undergone primary processing cannot be considered ready for direct use. In order for petroleum products to reach the appropriate quality and meet certain requirements, they are recycled.

Modern refining processes are aimed at using the richest chemical potential of oil, due to the wide group composition of hydrocarbons and heteroatomic compounds. In order to obtain the necessary organic substances, improve the quality of motor fuels and purify them from harmful impurities in industry, oil fractions and individual hydrocarbons are subjected to thermal (thermal cracking, pyrolysis, coking), thermocatalytic (catalytic cracking, catalytic reforming, isomerization, alkylation) exposure and hydrogenation (hydrocracking, hydrotreating). Most often, straight-run oil fractions (fuel fractions) cannot be used immediately in transport, since they are of low quality, with a large number of harmful (for example, sulfur) compounds. In addition, straight-run oil fractions have a low octane number. Therefore, after rectification, gasoline fractions are sent to reforming, where paraffin and naphthenic hydrocarbons are converted into aromatic hydrocarbons. Kerosene and diesel fractions are hydrotreated from heteroatomic compounds (organic compounds whose molecular skeleton, in addition to carbon atoms, most often contains O, N and S atoms). Vacuum gas oil, tar and fuel oil containing a significant amount of aromatic hydrocarbons are supplied to catalytic cracking, hydrocracking and coking plants. As a result, a certain amount of light petroleum products and gases is obtained, and a solid material called coke can also be formed. Isomerization and alkylation are used for processing gases and low molecular weight liquid hydrocarbons to produce high-octane fuels and their components. In oil refining, there are three main methods of oil refining: fuel, oil and petrochemical options. In the first case, the main product is fuel, in the second — oils and lubricants, in the third — raw materials for petrochemical synthesis. The production of oils and paraffins is not available at every plant, which is due to the quality of the refined oil. To obtain high-quality oils, it is necessary to send vacuum fractions of oil to extraction and dewaxing plants to isolate base oils, which are then mixed with additives to obtain commercial lubricating oils [1].

# Описание технологических процессов

# Атмосферная и атмосферно-вакуумная перегонка нефти

# *По Ахметову С.А. [2]:*

# Процессы перегонки нефти осуществляют на атмосферных трубчатых (AT) и вакуумных трубчатых (ВТ) или атмосферно-вакуумных трубчатых (АВТ) установках. На установках AT осуществляют неглубокую перегонку нефти с получением топливных (бензиновых, керосиновых, дизельных) фракций и мазута. Установки ВТ предназначены для перегонки мазута. Получаемые на них газойлевые, масляные фракции и гудрон используют в качестве сырья процессов вторичной переработки их с получением топлив, кокса, битумов и др. нефтепродуктов. Перегонку стабилизированных нефтей постоянного состава с небольшим кол-вом растворенных газов (до 1,2 % по С4 включительно), относительно невысоким содержанием бензина (12…15 %) и выходом фр-й до 350 °С не более 45 % энергетически наиболее выгодно осуществлять на установках (блоках) AT по схеме с однократным испарением, т. е. с одной сложной РК с боковыми отпарными секциями. Установки такого типа широко применяются на зарубежных НПЗ. Они просты и компактны, благодаря осуществлению совместного испарения легк. и тяж. фракций требуют min t нагрева нефти для обеспечения заданной доли отгона, характ-ся низкими энергетическими затратами и металлоемкостью. Основной их недостаток — меньшая технол. гибкость и пониженный (на 2,5…3,0 %) отбор светлых нефтепродуктов, кроме того, по ср. с 2-колонной схемой, они требуют более качественной подготовки нефти. Для перегонки легк. нефтей с высоким содерж-ем р-римых газов (1,5… 2,2 %) и бензиновых фр-й (до 20…30 %) и фр-й до 350 °С (50…60 %) целесообразно применять АП двухкратного испарения, т. е. установки с предварительной отбензинивающей колонной и сложной РК с боковыми отпарными секциями для разделения частично отбензиненной нефти на топливные фр-и и мазут. 2-колонные установки АП нефти получили в отеч. нефтеперераб. наиб. распространение. Они обладают достаточной технол. гибкостью, универсальностью и способностью перерабатывать нефти разл. ФС, т. к. первая колонна, в крой отбирается 50…60 % бензина от потенциала, выполняет функции стабилизатора, сглаживает колебания в ФС нефти и обеспечивает стабильную работу осн. РК. Применение отбензинивающей колонны позволяет также снизить давл. на сырьевом насосе, предохранить частично сложную колонну от коррозии, разгрузить печь от легк. фр-й, тем самым несколько уменьшить ее требуемую тепловую мощность. Недостатками 2-колонной AT явл. более высокая t нагрева отбензиненной нефти, необходимость поддержания t низа первой колонны горячей струей, на что требуются затраты доп. энергии. Кроме того, установка оборудована доп. аппаратурой: колонной, насосами, конд-торами-холодильниками и т. д. Блок АП нефти высокопроизводительной, наиб. распространенной в нашей стране установки ЭЛОУ-АВТ-6 функцио нирует по схеме 2-кратного испарения и 2-кратной рект-и. Обезвоженная и обессоленная на ЭЛОУ нефть дополнительно подогревается в ТО и по ступает на разделение в колонну частичного отбензинивания. Уходящие с верха этой колонны углев-дный газ и легк. бензин конденсируются и охлаждаются в аппаратах воздушного и водяного охлаждения и поступают в емкость орошения. Отбензиненная нефть с низа К-1 подается в трубчатую печь 4, где нагревается до требуемой t и поступает в атмосферную К-2. Часть отбензиненной нефти из печи 4 возвращается в низ колонны 1 в качестве горячей струи. С верха К-2 отбирается тяж. бензин, а сбоку через отпарные колонны К-3 выводятся топливные фр-и 180…220 (230), 220(230)…280 и 280…350 °С. К-2 кроме ОО имеет 2 ЦО, к-рыми отводится тепло ниже тарелок отбора фр-й 180…220 и 220…280 °С. В нижние части атмосферной и отпарных колонн подается перегретый в. п. для отпарки легкокипящих фр-й. С низа К-2 выводится мазут, к-рый направляется на блок ВП [2].

# 

# Рисунок 1. Принципиальная схема блока АП нефти установки ЭЛОУ-АВТ-6: I — нефть с ЭЛОУ; II —легк. бензин; III — тяж. бензин; IV — фр-я 180…220 °С; V — фр-я 220…280 °С; VI — фр-я 280…350 °С; VII — мазут; VIII — газ; IX — в. п.[2]

# 

# Рисунок 1.2. Схема атмосферной перегонки с однократным испарением нефти: I – нефть; II – газ; III – бензин; IV – керосин; V – дизельная фракция; VI – мазут; VII – вода [9]

# Ниже приведен материальный баланс блока АП нефти [2].

# 

# Прямогонные бензины должны сначала подвергаться стабилизации с выделением сухого (С1 –С2 ) и сжиженного (С2 –С4 ) газов и послед. их рациональным использованием. Для послед. перераб. стабилизированные бензины подвергаются вторичной перегонке на фр-и, направляемые как сырье процессов КР с целью получения ВО компонента АБ или индивид. аренов — бензола, толуола и ксилолов. При произве ареновых углев-дов исходный бензин разделяют на след. фр-и с температурными пределами выкипания: 62… 85 °С (бензольную), 85…105 (120 °С) (толуольную) и 105 (120)…140 °С (ксилольную). При топливном направлении переработки прямогонные бензины достаточно разделить на 2 фр-и: н. к. — 85 °С и 85…180 °С. Для стабилизации и вторичной перегонки прямогонных бензинов с получением сырья КР топливного направления применяют в осн. 2-колонные схемы, включающие колонну стабилизации и колонну ВПБ на фр-и н. к. — 85 и 85…180 °С. Наиб. экономически выгодной схемой разделения стабилизированного бензина на узкие аренообразующие фракции признана последовательно-параллельная схема соед. колонн вторичной перегонки, как это принято в блоке стабилизации и вторичной перегонки установки ЭЛОУ-АВТ-6.

# 

# Рисунок 2. Принципиальная схема блока стабилизации и ВПБ установки ЭЛОУ-АВТ-6: 1 — колонна стабилизации; 2–5 — колонна вторичной перегонки; I — нестабильный бензин; II — фр-я С5 — 62 °С; III — фр-я 65…105 °С; IV — фр-я 62…85 °С; V — фр-я 85…105 °С; VI — фр-я 105…140 °С; VII — фр-я 140…180 °С; VIII — сжиженная фр-я С2–С4; IX — сухой газ (С1–С2); X — в. п. [2]

# В соответствии с этой схемой прямогонный бензин после стабилизации в К-1 разделяется сначала на 2 промежуточные фр-и (н. к. — 105 °С и 105…180 °С), каждая из к-рых затем направляется на послед. разделение на узкие целевые фр-и. Как видно из рис. 4.8, нестабильный бензин из блока AT после нагрева в ТО поступает в колонну стабилизации (дебутанизатор) 1. С верха этой колонны отбирают сжиженные газы С2 –С4 . Из стабильного бензина в К-2 отбирают фр-ю С5 –105 °С, к-рую направляют в К-3. Кроме того, часть па ров верха К-2 подают без конденсации в К-3. С верха К-3 отбирают фр-ю С5 –62 °С, с куба — 62…105 °С, к-рая может выводиться с установки как целевая либо направляться в К-4 для разделения на фр-и 62…85 °С (бензольную) и 85…105 °С (толуольную). Остаток К-2 — фр-ю 105…180 °С — направляют на разделение в К-5 на фр-и 105…140 °С и 140…180 °С. Тепло в низ К-4 подводится через кипятильник, а остальных колонн вторичной перегонки (2, 3 и 5) — с горячей струей подогретого в печи кубового остатка этих колонн.

# 

# *По Гэри Дж.Х. [3]:*

# На установках АТ осуществляют неглубокую перегонку нефти с получением бензиновых, керосиновых, дизельных фракций и мазута [3]. Установки ВТ предназначены для углубления переработки нефти. Получаемые на них из мазута газойлевые, масляные фракции и гудрон используют в качестве сырья процессов вторичной переработки нефти с целью производства топлив, смазочных масел, кокса, битумов и других нефтепродуктов. Сырьем для установок первичной перегонки служат нефть и газовый конденсат.

# При первичной перегонке нефти получают широкий ассортимент фракций и нефтепродуктов, различаюшихся по температурным границам кипения, углеводородному и химическому составу, вязкости, температурам вспышки, застывания и другим свойствам, связанным с областью их применения и использования. Углеводородный газ состоит преимущественно из пропана и бутанов, которые в растворенном виде содержатся в поступающих на переработку нефтях. В зависимости от технологии первичной перегонки нефти пропан-бутановую фракцию получают в сжиженном или газообразном состоянии. Ее используют в качестве сырья на газофракционирующих установках с целью производства индивидуальных углеводородов, бытового топлива, компонента автомобильного бензина. Фракцию именуют нефтепродуктом, если ее свойства отвечают нормам стандарта или техническим условиям на товарный продукт, не требуя дополнительного передела.

# Бензиновая фракция с пределами выкипания 28—180°С преимущественно подвергается вторичной перегонке (четкой ректификации) для получения узких фракций (28—62, 62—85, 85—105, 105—140, 85—140, 85—180°С), служащих сырьем для процессов изомеризации, каталитического риформинга с целью производства индивидуальных ароматических углеводородов (бензола, толуола, ксилолов), высокооктановых компонентов автомобильных и авиационных бензинов; применяется в качестве сырья пиролиза при получении этилена, реже — как компонент товарных бензинов.

# Керосиновая фракция с температурами выкипания 120—230 (240) °С используется как топливо для реактивных двигателей, при необходимости подвергается демеркаптанизации, гидроочистке; фракцию 150—280 или 150—315 °С из малосернистых нефтей используют как осветительные керосины, фракцию 140—200 °С — как растворитель (уайт-спирит) для лакокрасочной промышленности.

# Дизельная фракция, выкипающая при температурах 140—320 (340) °С, используется в качестве дизельного топлива зимнего. фракция 180—360 (380) °С — в качестве летнего. При получении из сернистых и высокосернистых нефтей требуется предварительное обессеривание фракций. Фракции 200—320 °С и 200—340 °С из высокопарафинистых нефтей используют как сырье для получения жидких парафинов депарафинизацией.

# Мазут — остаток атмосферной перегонки нефти — применяется как котельное топливо или в качестве сырья установок вакуумной перегонки, а также термического, каталитического крекинга и гидрокрекинга.

# Широкая масляная фракция с температурами выкипания 350—500 и 350—540 (580) °С — вакуумный газойль — используется в качестве сырья каталитического крекинга и гидрокрекинга.

# Узкие масляные фракции с пределами выкипания 320 (350) — 400, 350—420, 400—450, 420—490, 450—500 °С используют как сырье для установок производства минеральных масел различного назначения и твердых парафинов.

# Гудрон — остаток вакуумной перегонки мазута — подвергают деасфальтизации, коксованию с целью углубления переработки нефти, используют в производстве битума, остаточных базовых масел.

# Перегонку нефтей с небольшим количеством растворенных газов (0,5—1,2 % по С4 включительно), относительно невысоким содержанием бензина (12—15 % мае. фракций до 180 °С) и выходом фракций, выкипающих до 350 °С, не более 45 % мае. выгодно осуществлять на установках (блоках) АТ по схеме с однократным испарением и последующим фракционированием образовавшихся паровой и жидкой фаз в сложной ректификационной колонне. Для перегонки легких нефтей с высоким выходом фракций до 350 °С (50—65 % мае.), повышенным содержанием растворенных газов (1,5—2,2 % мае.) и бензиновых фракций (20—30 % мае.) целесообразно применять установки АТ двукратного испарения. Предпочтительной является схема с предварительной ректификационной колонной частичного отбензинивания нефти и последующей перегонкой остатка в сложной атмосферной колонне. В первой колонне из нефти отбирают большую часть газа и низкокипящих бензиновых фракций. Чтобы более полно сконденсировать их, поддерживают повышенное давление (0,35—0,5 МПа). Благодаря этому становится возможным понизить давление в атмосферной колонне до 0,14—0,16 МПа и тем самым реализовать условия перегонки, обеспечивающие наиболее полный отбор светлых нефтепродуктов от их содержания в нефти.

# В колонне частичного отбензинивания отбирают 50—60 % от потенциала бензина. Стремиться к большему отбору бензина за счет дополнительного подвода тепла в низ колонны или подачи водяного пара не следует, так как это повышает затраты на перегонку. Кроме того, состав сырья атмосферной колонны настолько утяжеляется, что требуется чрезмерно высокая температура питания, которая оказывается выше максимально допустимой (350 °С). Схема перегонки нефти с колонной предварительного частичного отбензинивания и основной сложной ректификационной колонной получила наибольшее применение в отечественной нефтепереработке. Она обладает достаточной гибкостью и универсальностью. Разновидностью перегонки нефти с двукратным испарением является схема с предварительным испарителем и сложной атмосферной колонной. Паровая фаза из испарителя направляется в атмосферную колонну. Жидкая фаза нагревается в печи и затем также направляется в атмосферную колонну. Основные достоинства такой схемы заключаются в некотором сокращении затрат на перегонку за счет снижения гидравлического сопротивления змеевика печи и уменьшения металлоемкости колонн и конденсаторов. Схема применима для перегонки нефтей со средним уровнем содержания растворенного газа (около 1 % мае.) и бензина (18—20 % мае.). В практике отечественной нефтепереработки она встречается редко. Коррозионно-активные вещества удаляются через верх отбензиниваюшей колонны. Таким образом, основная ректификационная колонна защищена от коррозии. Благодаря предварительному удалению бензиновых фракций в змеевиках печи и теплообменниках не создается высокого давления, что позволяет устанавливать более дешевое оборудование без усиления его прочности. Нефть I проходит теплообменники и 2, где подогревается за счет тепла отходящих продуктов, после чего поступает в отбензинивающую колонну 3. В колонне 3 из нефти выделяется легкая бензиновая фракция, которая охлаждается в воздушном холодильнике 5, конденсируется в холодильнике 4 и собирается в емкости орошения 6 , откуда через отстойник 8 подается в стабилизатор бензина 11. В емкости орошения выделяется также газ IV, направляемый на компримирование. Полуотбензиненная нефть из нижней части колонны 3 направляется через трубчатую печь 9 в атмосферную колонну 10. Часть потока полуотбензиненной нефти подогревается в печи 9 и возвращается в отбензиниваюшую колонну 3, сообщая дополнительное количество тепла, необходимое для ректификации. В колонне 10 нефть разделяется на несколько фракций. Из верхней части колонны 10 в паровой фазе уходит тяжелый бензин, который конденсируется в холодильнике 4, а затем поступает в стабилизатор 11. Кубовый остаток стабилизатора подогревается в печи 13. В качестве боковых погонов из колонны 10 выводятся керосиновая X и дизельная VIII фракции, которые первоначально подаются в секции отпарных колонн 11, ъ которых в присутствии водяного пара удаляются легкие фракции. Затем керосиновая и дизельная фракции выводятся с установки. Из нижней части колонны выходит мазут XVI, который через печь 15 подается в колонну вакуумной перегонки 16, где разделяется на вакуумные дистилляты XI и гудрон II. Из верхней части колонны 16 с помощью пароэжекторного насоса 14 отсасываются водяные пары, газы термической деструкции, воздух и некоторое количество легких нефтепродуктов (дизельная фракция). Вакуумный дистиллят XI и гудрон II через теплообменники подогрева нефти 1, 2 уходят с установки. Для снижения температуры в кубе и более полного извлечения дистиллятных фракций в колонны 10 и 16 подается водяной пар V. Избыточное тепло в них снимается циркуляционными орошениями XIV. В стабилизаторе и в верхней части отбирают «головку стабилизации» — сжиженный углеводородный газ VII, а из куба — стабильный бензин IX, не содержащий газообразных углеводородов. При работе по этой схеме следует нагревать нефть в печи до более высокой температуры, чем при однократном испарении вследствие раздельного испарения легких и тяжелых фракций. Кроме того, установка оборудована дополнительной аппаратурой — колонной, насосами печными и для подачи орошения, конденсаторами-холодильниками и т. д.

# Основная атмосферная колонна 10 состоит из 3—5 простых колонн (их число определяется числом выводимых дистиллятов). Верхний дистиллят (обычно бензиновый) выводится в виде паров, остальные дистилляты (жидкие боковые погоны) выводятся через отпарные секции. В атмосферной колонне 10 все тепло, необходимое для ректификации, вносится потоком сырья, которое нагревается в печи 9 до парожидкостного состояния. Поэтому для улучшения четкости разделения в этой колонне необходимо увеличивать долю отгона сырья, что достигается повышением температуры и снижением давления в зоне питания. Предпочтительно, чтобы доля отгона на 5—10 % мае. превышала сумму светлых дистиллятов, отбираемых в колонне.

# *По Косаревой М.А. [4]:*

# На установках AT осуществляют неглубокую перегонку нефти с получением топливных (бензиновых, керосиновых, дизельных) фракций и мазута. Установки ВТ предназначены для перегонки мазута. На этих установках производят газойлевые, масляные фракции и гудрон. Схема установки атмосферно-вакуумной перегонки нефти представлена на рис. 3.

# 

# Рисунок 3. Схема установки атмосферно-вакуумной перегонки нефти: 1, 2, 12 — теплообменники; 3 — отбензинивающая колонна; 4 — холодильник; 5 — воздушный холодильник; 6 — емкость орошения; 7 — насос; 8 — отстойник; 9, 13, 15 — печи нагрева сырья; 10 — атмосферная колонна с отпарными колоннами; 11 — стабилизатор бензина; 14 — пароэжекторный насос; 16 — вакуумная колонна; 17 — концевые холодильники; I — нефть; II — гудрон; III — сброс воды в канализацию ; IV — газ на газофракционирующую установку; V — пар водяной; VI — газы эжекции на утилизацию ; VII — головная фракция стабилизации на газофракционирующую установку; VIII — дизельная фракция; IX — бензин ; X — керосин; XI — вакуумный дистиллят; XII — топливный газ; XIII — дымовые газы; XIV — циркуляционное орошение; XV — вода; XVI — мазут [4]

# Рассмотрим особенности нефти как сырья для ее разделения по фракциям. Нефтяная фракция — это группа соединений, входящих в состав нефти, выкипающая в определенном интервале температур. Нефть и нефтепродукты характеризуются невысокой термической стабильностью. Обычно чем больше плотность нефти, тем ниже температурная граница, после которой начинается деструкция.

# Начало деструкции: • легкие нефти 360 ℃; • тяжелые нефти 320–325 °C.

# Первичная перегонка включает две стадии. Первая стадия — это атмосферная перегонка, при которой получают светлые дистилляты — фракции, выкипающие до 350 °C, т. е. легкие фракции (петролейная до 100 ℃ и бензиновая 100–140 °C) и средние фракции (лигроиновая или нафта 140–180 ℃, керосиновая 180–220 °C, дизельная 220–350 °C), а также тяжелые или темные (мазут), это остаток, образовавшийся после отбора светлых продуктов. Вторая стадия — это дистилляция под вакуумом мазута с получением тяжелых масляных фракций (вакуумный газойль 350–500 ℃ и гудрон, т. е. вакуумный остаток с температурой выкипания свыше 500 ℃). На разных НПЗ получают фракции, отличающиеся по температурным пределам выкипания в зависимости, во-первых, от типа перегоняемой нефти; во-вторых, от структуры выпуска товарных нефтепродуктов. Фракцию называют нефтепродуктом, если ее свойства отвечают нормам стандарта или техническим условиям на товарный продукт, не требуя дополнительного передела.

# *По Магеррамову А. М. [5]:*

# Технологическая схема комбинированной установки ЭЛОУ-АВТ [5]. Подогретая в теплообменниках 8 нефть I с температурой 120-140 °С в дегидраторах 1 подвергается термохимическому и электрообезвоживанию и обессоливанию в присутствии воды, деэмульгатора и щёлочи. Подготовленная таким образом нефть дополнительно подогревается в других теплообменниках и с температурой 220 °С поступает в колонну 2. Сверху этой колонны отбирается фракция лёгкого бензина XV. Остаток III снизу колонны 2 подается в печь 7, где нагревается до 330 °С, и поступает в колонну 3. Часть нефти из печи 7 возвращается в колонну 2 в качестве горячей струи. Сверху колонны 3 отбирается тяжёлый бензин XVII, а сбоку через отпарные колонны 11 фракции VI (140-240, 240-300 и 300-350°С). Мазут IV снизу колонны 3 подаётся в печь 15, где нагревается до 420 °С, и поступает в вакуумную колонну 4, работающую при остаточном давлении 60 мм рт. ст. Водяные пары, газообразные продукты разложения и легкие пары XIV сверху колонны 4 поступают в барометрический конденсатор 12, несконденсировавшиеся газы отсасываются эжектором 13. Боковыми погонами колонны 4 являются фракции VII, остатком — гудрон VIII. Бензины XV и XVII, получаемые из колонн 2 и 3, смешивают и отводят в стабилизатор 5. Газ из газосепараторов 10 после компримирования подаётся в абсорбер 6, орошаемый стабильным бензином V. Сухой газ XII сбрасывается к форсункам печей. Головной продукт стабилизации колонны 5 направляется на ГФУ. Стабильный бензин подвергается защёлачиванию. Во фракции лёгкого и тяжёлого бензинов, отбираемых с верха отбензинивающей и атмосферной колонн, содержатся растворённые углеводородные газы (С2-С4). Поэтому прямогонные бензины должны подвергаться вначале стабилизации с выделением сухого (С1-С2) и сжиженного (С2-С3) газов и последующим их рациональным использованием. Прямогонные бензины после предварительной стабилизации не могут быть использованы непосредственно как автомобильные бензины ввиду их низкой детонационной стойкости. Обычно используется только головная фракция бензина н.к.-62 (850С) для регулирования пусковых свойств и упругости паров товарных автобензинов. Эта фракция к тому же обладает достаточно высокой детонационной стойкостью. Для последующей переработки стабилизированные бензины подвергаются вторичной перегонке на фракции, направляемые как сырьё процессов каталитического риформинга с целью получения высокооктанового компонента автобензинов или индивидуальных ароматических углеводородов — бензола, толуола, ксилолов. При производстве ароматических углеводородов исходный бензин разделяют на фракции с температурами кипения: 62-850С (бензольную), 85-1050С (1200С) (толуольную) и 105(120)-1400С (ксилольную). При топливном направлении переработки прямогонные бензины разделяют на две фракции: н.к.— 850С и 85-1800С.

# Газофракционирующая установка

# *По Ахметову С. А. [14]:*

# Процессы газофракционирования предназначены для получения из нефтезаводских газов индивидуальных низкомолекулярных углеводородов C1 –С6 (как предельных, так и непредельных, нормального или изостроения) или их фракций высокой чистоты, являющихся компонентами высокооктановых автобензинов, ценным нефтехимическим сырьем, а также сырьем для процессов алкилирования и производств метил-трет-бутилового эфира и т. д. Источником углеводородных газов на НПЗ являются газы, выделяющиеся из нефти на установках AT, ABT и образующиеся в термодеструктивных или каталитических процессах переработки нефтяного сырья, а также газы стабилизации нестабильных бензинов.

# На ГФУ непредельных газов из олефинсодержащих потоков выделяются следующие фракции: — пропан-пропиленовая — сырье процессов полимеризации и алкилирования, нефтехимических производств; — бутан-бутиленовая – сырье установок алкилирования для производств метилэтилкетона, полиизобутилена, синтетического каучука и др.; — этан-этиленовая и пентан-амиленовая фракции, используемые как нефтехимическое сырье. На нефте- и газоперерабатывающих заводах наибольшее распространение получили следующие физические процессы разделения углеводородных газов на индивидуальные или узкие технические фракции: конденсация, компрессия, ректификация и абсорбция. На ГФУ эти процессы комбинируются в различных сочетаниях.

# Ректификацию сжиженных газов приходится проводить при повышенных давлениях в колоннах, поскольку для создания жидкостного орошения необходимо сконденсировать верхние продукты колонн в обычных воздушных и водяных холодильниках, не прибегая к искусственному холоду.

# На НПЗ для разделения нефтезаводских газов применяются преимущественно 2 типа газофракционирующих установок, в каждый из которых входят блоки компрессии и конденсации: ректификационный — сокращенно ГФУ и абсорбционно-ректификационный — АГФУ. На рис. 4 и 5 приведены принципиальные схемы ГФУ для разделения предельных газов и АГФУ для фракционирования жирного газа и стабилизации бензина каталитического крекинга (на схемах не показаны блоки сероочистки, осушки, компрессии и конденсации). В блоке ректификации ГФУ (рис. 14) из углеводородного газового сырья сначала в деэтанизаторе 1 извлекают сухой газ, состоящий из метана и этана. На верху колонны 1 поддерживают низкую температуру подачей орошения, охлаждаемого в аммиачном конденсаторе-холодильнике. Кубовый остаток деэтанизатора поступает в пропановую колонну 2, где разделяется на пропановую фракцию, выводимую с верха этой колонны, и смесь углеводородов С4 и выше, направляемую в бутановую колонну 3. Ректификатом этой колонны является смесь бутанов, которая в изобутановой колонне 4 разделяется на изобутановую и бутановую фракции. Кубовый продукт колонны 3 подается далее в пентановую колонну 5, где в виде верхнего ректификата выводится смесь пентанов, которая в изопентановой колонне 6 разделяется на н-пентан и изопентан. Нижний продукт колонны 5 — фракция С6 и выше — выводится с установки.

# 

# Рис. 4. Принципиальная схема газофракционирующей установки (ГФУ): 1 — деэтанизатор; 2 — пропановая колонна; 3 — бутановая колонна; 4 — изобутановая колонна; 5 — пентановая колонна; 6 — изопентановая колонна; I — сырье; II — сухой газ; III — пропановая фракция; IV — изобутановая фракция; V — бутановая фракция; VI — изопентановая фракция; VII — пентановая фракция; VIII — фракция С6 и выше [14]

# 

# Рис. 5. Принципиальная схема абсорбционно-газофункционирующей установки (АГФУ): 1 — фракционирующий абсорбер; 2 — стабилизационная колонна; 3 — пропановая колонна; 4 — бутановая колонна; I — очищенный жирный газ; II — нестабильный бензин; III — сухой газ; IV — пропанпропиленовая фракция; V — бутан-бутиленовая фракция; VI — стабильный бензин [14]

# Для деэтанизации газов каталитического крекинга на установках АГФУ (рис. 5) используется фракционирующий абсорбер 1. Он представляет собой комбинированную колонну абсорбер–десорбер. В верхней части фракционирующего абсорбера происходит абсорбция, то есть поглощение из газов целевых компонентов (С3 и выше), а в нижней — частичная регенерация абсорбента за счет подводимого тепла. В качестве основного абсорбента на АГФУ используется нестабильный бензин каталитического крекинга. Для доабсорбции унесенных сухим газом бензиновых фракций в верхнюю часть фракционирующего абсорбера подается стабилизированный (в колонне 4) бензин. Абсорбер оборудован системой циркуляционных орошений для съема тепла абсорбции (на рис. 15 не показана). Тепло в низ абсорбера подается с помощью «горячей струи». С верха фракционирующего абсорбера 1 выводится сухой газ (С1 –С2), а с низа вместе с тощим абсорбентом выводятся углеводороды С3 и выше. Деэтанизированный бензин, насыщенный углеводородами С3 и выше, после подогрева в теплообменнике подается в стабилизационную колонну 2, нижним продуктом которого является стабильный бензин, а верхним — головка стабилизации. Из нее (иногда после сероочистки) в пропановой колонне 3 выделяют пропан-пропиленовую фракцию. Кубовый продукт пропановой колонны разделяется в бутановой колонне 4 на бутан-бутиленовую фракцию и остаток (С5 и выше), который объединяется со стабильным бензином.

# Гидроочистка

# *По Агабекову В.Е. [6]:*

# Процессы гидроочистки широко применяются в нефтепереработке и нефтехимии. Их используют для получения высокооктановых бензинов, для улучшения качества дизельных, реактивных и котельных топлив и нефтяных масел. Гидроочисткой удаляют из нефтяных фракций сернистые, азотистые, кислородные соединения и металлы, уменьшают содержание ароматических соединений, удаляют непредельные углеводороды путем их превращения в другие вещества и углеводороды. При этом сера, азот и кислород гидрируются практически полностью и превращаются в среде водорода в сероводород H2S , аммиак NH3H воду Н20 , металлоорганические соединения разлагаются на 75— 95% с выделением свободного металла, который иногда является катализаторным ядом. Для гидроочистки используют разнообразные катализаторы, стойкие к отравлению различными ядами. Это оксиды и сульфиды дорогих металлов: никель Ni, кобальт Со, молибден Мо и вольфрам W на оксиде алюминия А120 3 с другими добавками. В большинстве процессов гидроочистки используют алюмокобальтмолиб деновые (АКМ) или алюмоникельмолиб деновые (АНМ) катализаторы. Катализаторы АНМ могут иметь добавку цеолита— тип Г-35. Эти катализаторы изготавливаются обычно в виде гранул-таблеток неправильной цилиндрической формы размером 4 мм при насыпной плотности 640— 740 кг/м3. При пуске реакторов катализаторы сульфидируют (процесс осернения) газовой смесью сероводорода и водорода. Регенерация катализаторов для выжигания кокса с его поверхности проводится при температуре 530° С. Процессы гидроочистки обычно ограничиваются температурой 320— 420° С и давлением 2,5— 4,0 и реже 7— 8 МПа. Расход водородсодержащего газа (ВСГ) изменяется от 100— 600 до 1000 нм3/м3 сырья в зависимости от вида сырья, совершенства катализатора и параметров процесса. Гидроочистка бензиновых фракций применяется в основном при их подготовке для каталитического риформинга. Температура гидроочистки 320— 360° С, давление 3— 5 МПа, расход ВСГ 200—500 нм3/м3 сырья. При очистке бензиновых фракций каталитического и термического крекинга расход ВСГ больше 400— 600 нм3/м3 сырья. Гидроочистка керосиновых фракций проводится на более активном катализаторе при давлении до 7 МПа для уменьшения содержания серы менее 0,1 % и ароматических углеводородов до 10— 18% мае. Гидроочистке дизельных фракций подвергают более 80—90% фракций при температуре 350—400° С и давлении 3— 4 МПа с расходом ВСГ 300— 600 нм3/м3 сырья на катализаторах АКМ, степень обессеривания достигает 85— 95% и более. Для повышения цетанового числа дизельных фракций, происходящих из продуктов реакции каталитического и термического крекинга, удаляют часть ароматических углеводородов на активных катализаторах при температуре около 400° С и давлении до 10 МПа. Гидроочистка вакуумных дистиллятов (газойлей) для использования их в качестве сырья каталитического крекинга, гидрокрекинга и коксования (для получения малосернистого кокса) проводится при температуре 360— 410° С и давлении 4— 5 МПа. При этом достигается 90—94% обессеривания, содержание азота снижается на 20—-25%, металлов — на 75— 85%, аренов — на 10— 12% и коксуемость— на 65— 70%.

# 

# Рисунок 6. Гидроочистка газойля

# Гидроочистка базовых масел более совершенна, чем классическая очистка сернокислотная с контактной доочисткой масел. Гидроочистка масел проводится на катализаторах АКМ и АНМ при температуре 300— 325° С и давлении 4 МПа. Гидроочистка масел на алюможелезомолибденовом катализаторе с промоторами позволяет снизить температуру до 225— 250° С и давление до 2,7— 3,0 МПа. Гидроочистка парафинов, церезинов и петролатумов проводится для снижения содержания серы, смолистых соединений, непредельных углеводородов, для улучшения цвета и стабильности (как и для масел). Процесс на катализаторах АКМ и АНМ аналогичен гидроочистке масел. Получили также применение алюмохроммолибденовые и никельвольфрамжелезные сульфидированные катализаторы. Гидроочистка нефтяных остатков. Из нефти получают обычно 45— 55% мае. остатков (мазутов и тудронов), содержащих большие количества серо, азот- и металлоорганических соединений, смол, асфальтенов и золы. Для вовлечения этих остатков в каталитическую переработку необходима очистка нефтяных остатков. Гидроочистка нефтяных остатков называется иногда гидрообессериванием, хотя происходит удаление не только серы, но и металлов других нежелательных соединений. Гидрообессеривание мазутов проводят при температуре 370—430° С и давлении 10— 15 МПа на катализаторах АКМ. Выход мазута с содержанием серы до 0,3% составляет 97— 98%. Одновременно удаляются азот, смолы, асфальтены и происходит частичное облагораживание сырья. Гидроочистка гудронов представляет собой более сложную задачу, чем мазутов, поскольку должны достигаться высокие деметаллизация и деасфальтизация гудронов— предварительные или непосредственно при процессе гидрообессеривания. Особые требования предъявляются к катализаторам, так как обычные катализаторы быстро теряют активность из-за больших отложений кокса и металлов. Если кокс выжигается при регенерации, то некоторые металлы (никель, ванадий и др.) отравляют катализаторы, и их активность при окислительной регенерации обычно не восстанавливается. Поэтому гидродеметаллизация остатков должна предшествовать гидроочистке, это позволяет снизить расход катализаторов последней в 3— 5 раз.

# *По Ахметову С. А. [14]:*

# Гидроочистка вакуумного газойля 350...500 °С не представляет значительных трудностей и проводится в условиях и на оборудовании, аналогичных применяемым для гидроочистки дизельных топлив. При давлении 4...5 МПа, температуре 360...410 °С и объемной скорости сырья 1...1,5 ч–1 достигается 89...94%-я глубина обессеривания; содержание азота снижается на 20...30 %, металлов — на 75...85 %, а коксуемость — на 65...70 %. Гидроочистку тяжелых дистиллятов деструктивных процессов (коксования, висбрекинга) обычно проводят в смеси с прямогонными дистиллятами в количестве до 30 %. Гидроочистка масляных рафинатов применяется в основном для осветления и улучшения их стабильности против окисления; одновременно уменьшается их коксуемость и содержание серы (глубина обессеривания — 30...40 %); индекс вязкости несколько увеличивается (на 1...2 единицы); температура застывания масла повышается на 1...3 °С. Выход базовых масел дистиллятных и остаточных рафинатов составляет более 97 % мас. Типовые установки гидроочистки масел и парафинов (типа Г-24/1 производительностью 360 тыс. т/год) включают до пяти технологических потоков. Установки гидроочистки масел отличаются от гидроочистки дизельных топлив только способом стабилизации гидрогенизата: отгонка углеводородных газов и паров бензина осуществляется подачей водяного пара; затем стабильное масло подвергается осушке в вакуумной колонне под давлением 13,3 кПа.

# Каталитический крекинг

# *По Агабекову В.Е. [6]:*

# Термин крекинг (Cracking) применим в принципе ко всем эндотермическим (с поглощением тепла) реакциям химического превращения углеводородов (крекинг парафинов, олефинов и ароматических углеводородов). Наряду с этими основными реакциями протекают другие экзотермические (с выделением тепла) реакции: полимеризации, алкилирования, ароматизации, изомеризации, деалкилирования и перераспределения водорода. Подбором состава катализаторов и технологического режима в реакторе регулируют образование тех или иных углеводородов из разного сырья. В нефтепереработке термином крекинг обычно (но не всегда) называют химическое превращение углеводородов тяжелых нефтяных фракций, выкипающих при температурах выше 200° С. Термином крекинг называют также реакции превращения при высоких температурах углеводородных газов и легких нефтяных фракций с целью получения этилена, пропилена и других углеводородов — нефтехимического сырья. Но так как эти процессы протекают в присутствии значительного количества водяного пара, то их называют крекинг в присутствии водяного пара (Steam Cracking) или пиролиз (в отечественной терминологии). Термин риформинг (Reforming) чаще применяется к химическим процессам превращения фракций прямогонных бензинов (naphtha), имеющих температуры выкипания 100—200° С. Крекинг (равно и риформинг) может быть осушествлен только при нагреве сырья до высоких температур (это термический крекинг тяжелых фракций или риформинг бензинов), или также и в присутствии разных катализаторов, которые при равных температурах и разных (обычно повышенных) давлениях позволяют увеличивать глубину превращения тех или иных групп углеводородов с целью опять же контролируемого получения определенных углеводородов, например ароматических или других высокооктановых соединений.

# 

# Рисунок 7. Каталитический крекинг [6]

# Сырьем каталитического крекинга обычно является широкая фракция вакуумного газойля 350— 500° С, предварительно гидроочищенная от вредных для катализатора примесей серы, азота и металлов (особенно никеля и ванадия). Новейшие катализаторы последних лет позволяют перерабатывать также смесь вакуумного газойля в смеси с мазутом (до 20% мае.) и даже только мазут после его гидрообессеривания. Крекинг протекает при температурах 450—550° С и давлении 0,07— 0,3 МПа, а регенерацию выжигом нежелательно образовавшегося кокса с поверхности катализатора проводят при температуре 600—760° С и давлении 0,22—0,34 МПа.

# Лифт-реактор представляет собой вертикальный цилиндрический подъемник иногда переменного расширяющегося к верху сечения диаметром 1,0— 1,4 м, высотой 25— 30 м и более. В низ лифт-реактора вводится поток катализатора с температурой 600— 650° С из регенератора. В поток катализатора впрыскивается и распыляется (например, водяным паром с температурой 280—320° С и давлением 0,4— 1,0 МПа) сырье, предварительно нагретое в теплообменных аппаратах и трубчатой печи до 250— 300° С. В восходящем движущемся псевдоожиженном потоке катализатора и паров сырья при температуре 500—520° С в течение 2,0— 3,5 с протекают все реакции (крекинга высокомолекулярных углеводородов, изомеризации алканов, ароматизации дегидрированием цикланов в арены и другие реакции) превращения сырья. Над лифт-реактором располагается (но не всегда) собственно классический реактор гораздо большего диаметра. В реакторе в плотном псевдоожиженном слое заканчивается процесс реакции, в сепарационной зоне реактора отделяются от катализатора продукты реакции и направляются в блок ректификации. В отпарной секции реактора от катализатора водяным паром отделяются углеводороды и он перетекает по наклонному стояку в регенератор диаметром 8— 9 м и высотой 15— 20 м при высоте установки до 80 м. В регенераторе происходит выжиг кокса (его около 1%) с поверхности катализатора. Большие молекулы кокса не могут проникнуть во внутренние поры цеолитсодержащих катализаторов. Выжиг кокса проводится также в псевдоожиженном слое горячим воздухом с температурой 160— 200° С, подаваемым нагнетателъной воздуходувкой под распределительную решетку в низу регенератора. Содержание кокса в регенерированном катализаторе от 0,02— 0,05 до 0,1 % мае. Регенерированный катализатор с температурой 600—650° С по наклонному стояку стекает в низ лифт-реактора/Таки м образом, катализатор непрерывно циркулирует с кратностью 5— 12 кг/кг сырья, совершая полный цикл за 15— 18 мин, из которых только несколько секунд он пребывает в лифт-реакторе. Дымовые газы с темепературой 750—780°С, образовавшиеся при выжиге кокса, покидают регенератор через циклоны, улавливающие частицы катализатора, проходят котел-утилизатор для получения водяного пара, электрофильтры для тонкой очистки от катализаторной пыли и другое теплоиспользутощее оборудование. Парогазовые продукты реакции поступают в низ сложной ректификационной колонны, в нижней секции которой на каскадных тарелках жидкое циркуляционное орошение удаляет (отмывает) из продуктов реакции катализатор и охлаждает их от температуры около 500° С до 350—380° С. Другие верхние секции ректификационной колонны разделяют продукты реакции на газ и жидкие фракции: бензиновую и боковые отборы — легкого и тяжелого газойлей. Газ каталитического крекинга (16— 20% мае. от сырья) состоит из углеводородов С1—С2 (примерно половина газа) и непредельных олефинов — этилена, пропилена, бутилена, а также из этана, пропана и бутанов. Обычно углеводороды С1—С2 деэтанизируют, а выделяемая пропан-пропиленовая (ПГ1Ф) и бутан-бутиленовая (ББФ) фракции используют как сырье алкилирования (алкилаты имеют ОЧи больше 95). В газе каталитического крекинга содержатся водород (3— 4% мае.) и сероводород (0,1% мае.). Бензиновая фракция С5 — 195° С (40—50% мае. от сырья) может иметь ОЧи=93-96 и является ценным компонентом товарных бензинов. Легкий газойль 195— 350° С (15— 20%) с цетановым числом 38— 40 служит компонентом товарных дизельных топлив. Тяжелый газойль 350— 420° С (5— 9%) — концентрат ароматических соединений (на 60—80%) представляет собой хорошее сырье для производства технического углерода. Остаток выше 420° С (1— 3% мас. от сырья) после отделения шлама — катализаторной пыли используется как компонент котельных топлив.

# *По Гюльмисарян Т.Г. [7]:*

# Процесс каталитического крекинга является одним из наиболое распространенных крупнотоннажных процессов углубленной переработки нефти и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современных и перспективных HП3 топливного профиля.

# Основное назначение этого процесса - производство с максимально высоким выходом (до 50% и более) высокооктанового бензина и ценных сжиженных газов - сырья для последующих производств высокооктановых компонентов бензинов изомерного строения: алкилата и метил-трет-бутилового эфира, а также сырья для нефтехимических производств.

# Получающийся в процессе легкий газойль используется обычно как компонент дизельного топлива, а тяжелый газойль с высоким содержанием полициклической ароматики - как сырье для производства технического углерода или высококачественного электродного кокса (например, игольчатого).

# В качестве сырья в процессе каталитического крекинга в течение многих десятилетий традиционно использовали вакуумный дистилят (газойль) широкого фракционного состава (350-500°С). В ряде случаев в сырье крекинга вовлекаются газойлевые фракции термодеструктивных процессов, гидрокрекинга, рафинаты процессов деасфальтизации мазутов и гудронов, полупродукты масляного производства и др.

# В последние годы в мировой нефтепереработке наблюдается тенденция к непрерывному утяжелению сырья. На современных зарубежных установках перешли к переработке глубоковакуумных газойлей с температурой конца кипения 540-620°C. На специально запроектированных установках каталитическому крекингу подвергают остаточное сырье: мазуты и даже гудроны, или их смеси с дистилятным сырьем без или после предварительного облагораживания гидроочисткой, деасфальтизацией или деметализацией.

# Современные катализаторы крекинга представляют собой сложные системы, состоящие из 10-25% цеолита, равномерно распределенного в 75-90% аморфного алюмосиликата, и сформированные в виде микросфер со средним размером частиц 60-65 мкм.. или шариков диаметром 3-4мм. Активным компонентом является цеолит.

# Промышленные установки каталитического крекинга имеют однотипную схему по фракционированию продуктов крекинга и различаются в основном конструктивным оформлением и принципом работы реакционного блока. В промышленности эксплуатируются установки разных поколений. Однако основное развитие получат комбинированные установки каталитического крекинга Г-43-107 с лифт-реактором и их модификации. В их состав входят, кроме собственно установки каталитического крекинга, блок гидроочистки сырья крекинга производительностью 2 мл.т/год и блок газофракционирования и стабилизации бензина.

# Технологическая схема секций крекинга и ректификации Г-43-107 представлена на рисунке 8. Гидроочищенное сырье после предварительного подогрева в теплообменниках и печи I1 смешиваются с рециркулятом и водяным паром и вводится в узел смешения прямоточного лифт-реактора Р-1 (рис.9) Контактируя с регенерированным горячим цеолитсодержащим катализатором, сырье испаряется, подвергается катализу в лифт-реакторе и далее поступает в зону форсированного кипящего слоя Р-І. Продукты реакции отделяются от катализаторной пыли в двухсгупенчатых циклонах и поступают в нижнюю часть реактификационной колонны К-І на разделение. Закоксованный катализатор из отпарной зоны Р-1 по наклонному катализаторопроводу поступает в зону кипящего слоя регенератора Р-2, где осуществляется выжиг кокса в режиме полного окисления оксида углерода в диоксид.

# Регенерированный катализатор по нижнему наклонному катализаторопроводу далее поступает в узел смешения лифт-реактора. Воздух на регенерацию нагнетается воздуходувкой. При необходимости он может нагреваться в топке под давлением. Дымовые газы через внутренние двухступенчатые циклоны направляются на утилизацию теплоты (на электрофильтры и котел-утилизатор).

# 

# В K-1 для регулирования температурного режима предусмотрены верхнее острое и промежуточные циркуляционные (в средней и нижней частях) орошения. Отбор легкого и тяжелого газойля осуществляется через отпарные колонны К-2 и К-3. Нижняя часть колонны является отстойником (скруббером) катализаторного шлама, который возвращается в отпарную зону Р-1. Часть тяжелого газойля подается в узел смешения лифт-реактора как рециркулят.

# C верха колонны выводится смесь паров бензина, воды и газов крекинга, которая после охлаждения и конденсации разделяется в газосепараторе С-1 на газ, нестабильный бензин, направляемые в блок газофракционирования и стабилизации бензина. Водный конденсат после очистки от сернистых соединений выводится с установки.

# 

# Мощности установки каталитического крекинга различны, так действующие установки различных модификаций с циркулирующим микросферическим катализатором имеют мощность от 750 до 1200 тыс.т. в год по сырью. Современная установка с предварительной гидроочисткой сырья Г-43-107 имеет мощность 2000 тыс.т. в год. 3а рубежом мощность установок составляет 500-3000 тыс.т. в год по сырью. Созданы и действуют несколько установок на микросферическом цеолитеодержащим катализаторе по каталитическому крекингу мазута мощностью 800-2500 тыс.т. в год по сырью.

# Материальный баланс каталитического крекинга при оптимальном технологическом режиме определяется многими факторами: качеством сырья, свойствами катализатора, типом установки, конструктивным оформлением реакционных аппаратов и т.д. В качестве примера ниже приводится материальный баланс установки Г-43-107:

# Сырье - гидроочищенный вакуумный дистилят сернистой нефти, катализатор-цеолитсодержащий:

# 

# *По Баннову П.Г. [10]:*

# Каталитический крекинг — это химическая реакция, которая протекает в корпусе реактора. Процесс включает нагрев сырой нефти до высокой температуры, обычно между 450 и 550 градусами цельсия. Затем нагретая нефть смешивается с катализатором, который ускоряет химическую реакцию, расщепляющую длинные молекулы углеводородов на более мелкие молекулы.

# Катализатор, используемый при каталитическом крекинге, обычно представляет собой твердый материал, такой как цеолит или кремнезем-оксид алюминия. Катализатор обеспечивает поверхность, на которой может протекать химическая реакция, и это помогает разорвать углерод-углеродные связи в длинных молекулах углеводородов. Катализатор обычно используется в порошкообразной форме и смешивается с нагретой нефтью перед ее поступлением в корпус реактора.

# Когда нагретая смесь масла и катализатора поступает в корпус реактора, она подвергается воздействию высоких температур и давления. Происходящая химическая реакция расщепляет длинные молекулы углеводородов на более мелкие молекулы, такие как бензин, дизельное топливо и другие виды топлива. Затем более мелкие молекулы отделяются от смеси и далее перерабатываются для получения готового топлива.

# Основным сырьем для установок каталитического крекинга с микросферическим катализатором являются вакуумные газойли прямой прегонки нефти и газойля коксования. Фракционный состав сырья варьируется в пределах от 350 до 500 0С. Приницпиальная технологическая схема промышленной установки представлена на рисунке 10.

# 

# Рисунок 10. Схема установки каталитического крекинга [10]

# Выводы (Conclusions)

В данной работе был проведен сравнительный анализа данных описания технологических процессов нефтепереработки из разных литературных источников. В процессе работы столкнулись с тем, что в разных учебниках технологические схемы установок и изображения отдельных аппаратов зачастую отличаются друг от друга. Были изучены принципы работы основных технологических установок нефтепереработки. На сегодняшний день главная цель установок АВТ — улучшение отбора фракций от их потенциального содержания, а также более глубокая переработка кубовых остатков. Усовершенствование блоков вакуумной перегонки мазута ведется в сторону увеличения отбора вакуумных дистиллятов в одной колонне или нескольких узких фракций с наложением температур не более 10°С. Анализ литературных источников показывает, что при разработке энергосберегающей технологии фракционирования на установках первичной переработки нефти (АВТ) представляет интерес: изучение, внедрение и опытно-промышленное обследование новых конструкций перекрестноточных насадочных контактных устройств (ПНКУ); а также создание технологии атмосферно-вакуумной перегонки нефти, базирующейся на использовании ПНКУ с многоуровневым отбором дистиллятов, с гибкой усовершенствованной схемой теплообмена. В литературных источниках активное состояние нефтяной системы оценивается, в основном, с помощью макрофизических свойств (вязкости, поверхностного натяжения, температуры застывания, фактора устойчивости и др.) и на их основе делаются выводы о размерах частиц дисперсной фазы системы, т.е. ощущается недостаток экспериментальных данных о взаимосвязи макрофизических свойств нефтяной системы с ее структурными параметрами, в частности размерами частиц дисперсной фазы. Наибольший индекс Нельсона имеют нефтеперерабатывающие заводы нефтехимического профиля, при этом глубина нефтепереработки может быть невысокой. Заводы нефтехимического профиля имеют не только высокий индекс Нельсона, но и более широкий ассортимент продуктов, следовательно, они менее чувствительны к резким изменениям конъюнктуры рынка на тот или иной продукт. Заводы, имеющие высокий индекс Нельсона более устойчивы в современных рыночных условиях, легко адаптируются к различным изменениям, так как имеют не только широкий спектр нефтехимической продукции, но и намного большую прибыль, потому что их продукция более дорогая, а иногда и не имеет равных ей заменителей.

# Список литературы (References):

1. Вержичинская С. В., Дигуров Н. Г., Синицин С. А. Химия и технология нефти и газа. – 2009.
2. Ахметов С. А. Лекции по технологии глубокой переработки нефти в моторные топлива. – 2007.
3. Гэри Дж.Х., Хэндверк Г.Е., Кайзер М.Дж. Технологии и экономика нефтепереработки.
4. Косарева М. А., Стахеев С. Г., Третьякова Н. А. Основные технологии переработки нефтегазового сырья: учебное пособие. – 2022.
5. Магеррамов А. М., Ахмедова Р. А., Ахмедова Н. Ф. Нефтехимия и нефтепереработка //Учебник для высших учебных заведений. Баку: Издательство «Бакы Университети. – 2009.
6. Агабеков В. Е., Косяков В. К., Ложкин В. М. Нефть и газ. Добыча, комплексная переработка и использование //Минск: БГТУ. – 2003.
7. Гюльмисарян Т.Г., Киташов Ю.А. Введение в переработку нефти – 2004.
8. Багиров И. Т., Кардаш И. М. Снижение энергозатрат на нефтеперерабатывающих заводах //Химия. – 1972.
9. Баннов П. Г. Процессы переработки нефти. Часть 1. – 2009.
10. Баннов П. Г. Процессы переработки нефти. Часть 2. – 2009.
11. Баннов П. Г. Процессы переработки нефти. Часть 3. – 2009.
12. Вихман Ю. Л., Бабицкий И. Ф., Вольфсон С. И. Расчет и конструирование нефтезаводской аппаратуры. – Гостоптехиздат, 1953.
13. Владимиров А. И., Щелкунов В. А., Круглов С. А. Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки. – 2002.
14. Ахметов С. А. и др. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа. – 2006.
15. Каминский Э. Ф. Хавкин. Глубокая переработка нефти: технологический и экол огический аспекты. М //Техника. – 2004.
16. Гудков С. Ф. Переработка углеводородов природных и попутных газов. – Гостоптехиздат, 1960.
17. Заботин Л. И. Химия и технология вторичных процессов переработки нефти: Учеб. пособие //Самара: Самар. гос. техн. ун-т. – 2014.
18. Fahim M. A., Al-Sahhaf T. A., Elkilani A. Fundamentals of petroleum refining. – Elsevier, 2009.
19. Liu Y. A., Chang A. F., Pashikanti K. Petroleum Refinery Process Modeling: Integrated Optimization Tools and Applications. – 2018.