

Министерство науки и высшего образования РФ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

**СОВРЕМЕННОЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЕ И АППАРАТУРНОЕ
ОФОРМЛЕНИЕ
ПРОЦЕССОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ**
сборник учебно-методических материалов
для направления подготовки 18.04.01 – Химическая технология

Благовещенск, 2023

*Печатается по решению
редакционно-издательского совета
инженерно-физического факультета
Амурского государственного
университета*

Составитель: Гужель Ю.А.

Современное технологическое и аппаратное оформление процессов химической технологии: сборник учебно-методических материалов для направления подготовки 18.04.01. – Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2023.

Рассмотрен на заседании кафедры химии и химической технологии 01.09.2023, протокол № 1

© Амурский государственный университет, 2023

© Кафедра химии и химической технологии, 2023

© Гужель Ю.А., составление

СОДЕРЖАНИЕ

| | |
|---|-----|
| Введение | 4 |
| Краткое содержание теоретического материала | 5 |
| Методические рекомендации к практическим занятиям | 83 |
| Методические рекомендации к самостоятельной работе | 143 |
| Методические рекомендации по выполнению курсовой работы | 148 |

ВВЕДЕНИЕ

Нефть и газ играют огромную роль в снабжении человечества энергией. Кроме того, они являются ценнейшим источником сырья для нефте- и газохимического синтеза, для производства продуктов различного назначения – от масел, растворителей, парафинов, до битумов и полимеров.

В химической промышленности осуществляются разнообразные процессы, в которых исходные материалы в результате химического взаимодействия претерпевают глубокие превращения, сопровождающиеся изменением агрегатного состояния, внутренней структуры и состава веществ. Наряду с химическими реакциями, являющимися основой химико-технологических процессов, протекают и многочисленные физические и физико-химические процессы. К ним относятся: перемещение жидкостей и газов, нагревание и охлаждение веществ, их перемешивание, разделение жидких и газообразных неоднородных систем, выпаривание, сушки и др.

Для формирования умений и навыков в учебной программе дисциплины предусмотрены лекции и практические занятия, курсовая работа, а также самостоятельная работа студентов, роль которой в настоящее время в системе высшего образования значительно возросла и является формой самообразования.

В процессе обучения происходит закрепление и систематизация знаний, углубление теоретических знаний, развитие умений работать с различными источниками информации и как результат – освоения основных компетенций

Целью изучения дисциплины «Современное технологическое и аппаратное оформление процессов химической технологии» является получение обучающимися знаний о передовых технологиях и конструкциях современного технологического оборудования предприятий химической технологии, навыков расчета и обоснования выбора технологического оборудования.

КРАТКОЕ СОДЕРЖАНИЕ ТЕОРЕТИЧЕСКОГО МАТЕРИАЛА

Тема «Современное состояние и актуальные проблемы нефтегазопереработки»

Трудно представить современную мировую экономику без энергии, транспорта, света, связи, радио, телевидения, вычислительной техники, средств автоматизации, космической техники и т. д., основой развития которых является топливно-энергетический комплекс (ТЭК). Уровень развития ТЭК отражает социальный и научно-технический прогресс и часто определяет политику государства.

Экономически наиболее значимой составной частью ТЭК ныне является нефтегазовый комплекс (НГК). НГК включает нефтегазодобывающую, нефтегазоперерабатывающую, нефтегазохимическую отрасли промышленности, а также различные отрасли транспорта (трубопроводный, железнодорожный, водный, морской и др.) нефти, газоконденсата, природного газа и продуктов их переработки.

Нефть и газ – уникальные и исключительно полезные ископаемые. Продукты их переработки применяют практически во всех отраслях промышленности, на всех видах транспорта, в военном и гражданском строительстве, сельском хозяйстве, энергетике, в быту и т. д. Из нефти и газа вырабатывают разнообразные химические материалы, такие как пластмассы, синтетические волокна, каучуки, лаки, краски, дорожные и строительные битумы, моющие средства и многое другое. Не зря нефть называют «черным золотом».

Россия занимает ведущее положение в мире по всем основным показателям нефтегазовой промышленности. По запасам нефти, согласно данным «ВНИИЗарубежгеологии», к началу 2020 года наша страна оказалась на шестом месте в мире, а по запасам газа – на первом.

Доказанные запасы нефти

Доказанные запасы нефти в мире, вместе с газоконденсатными жидкостями на начало 2020 года, по данным экспертов «ВНИИЗарубежгеологии»,

оценивались в 234,1 млрд тонн. По сравнению с предыдущим годом они выросли на 0,6 млрд тонн. В странах ОПЕК, на долю которых приходилось 70,5% мировых запасов, они снизились на 0,6 млрд т за счет Ирака, Эквадора и Нигерии.

Наибольший прирост запасов (+871,59 млн т) произошел в Североамериканском регионе, главным образом за счет увеличения доли запасов сланцевой нефти в США. В Канаде запасы выросли на 233 млн т, а в Мексике снизились (– 263,0 млн т). В целом на Северную Америку пришлось 13,7 % мировых запасов нефти.

В Южной и Центральной Америке запасы выросли в Аргентине (+51 млн т) и в Бразилии (+27,2 млн т), но значительно снизились в Эквадоре (– 169,7 млн т), а также в Перу (–12,4 млн т). В остальных странах они практически не изменились. На этот регион к началу 2020 года приходилось 19,1 % мировых запасов. В запасы Южной и Центральной Америки не вошли данные по Гайане, где, начиная с 2015 года, открыто более 10 нефтяных месторождений.

В Европейском регионе, на долю которого к началу 2020 года приходилось 0,8% мировых запасов, значительных изменений по сравнению с прошлым годом не произошло. Здесь лидерство сохраняет Норвегия с запасами 1082,6 млн тонн.

В странах СНГ прирост доказанных запасов нефти составил 135,5 млн тонн. Его обеспечила Россия. Доля этого региона в мировых запасах в 2019 году составляла 8,5%.

В большинстве стран Африки запасы не претерпели изменений по отношению к предыдущему году. Однако произошло сокращение в Нигерии (– 64,9 млн т), Египте (–35 млн т), Анголе (–30,2 млн т), в Республике Конго (– 7,8 млн тонн). На Африканский континент к началу 2020 года приходилось 7% мировых запасов нефти.

На Ближнем и Среднем Востоке запасы нефти существенно снизились в Ираке (–297,5 млн т). В остальных странах они практически не изменились. На этот регион приходится почти половина доказанных запасов нефти в мире (48,3%).

За последнее время значительно увеличились запасы в Саудовской Аравии. Это было обусловлено тем, что в 2017 году в официальные данные страна включила запасы углеводородных жидкостей, получаемых из природного газа, что позволило увеличить доказанные запасы более чем на 4,5 млрд тонн.

В Азиатско-Тихоокеанском регионе доказанные запасы нефти к началу 2020 года по сравнению с предыдущим годом уменьшились на 217,8 млн тонн. Это снижение обусловлено сокращением запасов в Австралии (–179,9 млн т) и Индонезии (–92,7 млн т). Доля стран АТР в запасах мира составила 2,6 %.

Таким образом, первое место в распределении доказанных запасов нефти по регионам мира, по состоянию на начало 2020 года, занял Ближний и Средний Восток (113 млрд т, или 48,3 мировых запасов). Последующие места принадлежат Южной и Центральной Америке (44,7 млрд т, или 19,1%), Северной Америке (32,1 млрд т, или 13,7%), странам

СНГ (19,8 млрд т, или 8,5%), Африке (16,5 млрд т, или 7%), АТР (6,1 млрд т, или 2,6 %) и Европе (1,9 млрд т, или 0,8%).

Среди отдельных стран по запасам лидирует Венесуэла и Саудовская Аравия. На их долю приходится 35 % общемировых.

Распределение запасов нефти по регионам, %

Ближний и Средний Восток 48

Южная и Центральная Америка 19

Северная Америка 14

Страны СНГ 8

Африка 7

АТР 3

Европа 1

Доказанные запасы газа

Мировые доказанные запасы газа на начало 2020 года, по данным экспертов «ВНИИЗарубежгеологии», составили 209 трлн кубометров. По сравнению с предыдущим годом они увеличились на 3,4 трлн куб. м, или 1,7 %.

Среди регионов первое место по запасам газа принадлежит Ближнему и Среднему Востоку. На его долю пришлось 38,7% мировых запасов. Среди стран этого региона запасы по сравнению с предыдущим годом увеличились в Саудовской Аравии на 354 млрд куб. м и в Израиле – на 51,2 млрд кубометров.

Второе место занимают страны СНГ с долей в мировых запасах 32,4 %. Среди них значительно выросли запасы в Туркменистане и Азербайджане, главным образом за счет доразведки уже выявленных морских месторождений Галкыныш и Шах-Дениз.

На третьем месте находятся страны Африканского региона, доля которого в мировых запасах составила 8,8 %. По сравнению с предыдущим годом рост запасов незначителен (+39 млрд куб. м).

На четвертом месте находится Северная Америка (7,9% от общемировых). В этом регионе произошло резкое увеличение запасов в США на 807 млрд куб. м, обусловленное главным образом разведкой сланцевых плев. В Канаде и Мексике продолжилось снижение.

Далее располагается Азиатско-Тихоокеанский регион с долей 7,2 %. В АТР значительное снижение запасов отмечено в Индонезии и Пакистане. Рост произошел в Китае, что связано с разведкой глубоководных залежей в Сычуанском бассейне.

Шестое место с долей в мировых запасах 3,6 % занимает Южная и Центральная Америка, где они снизились на 55 млрд куб. м, главным образом за счет Перу. Небольшой рост запасов произошел в Тринидаде и Тобаго.

В Европейском регионе, где доля в мировых запасах газа составляет 1,5 %, произошло снижение на 596 млрд куб. м, вызванное сокращением в Ни-

дерландах и Норвегии. В остальных странах изменения в запасах были незначительны.

Среди отдельных стран по запасам природного газа лидируют Россия, Иран и Катар. На их долю приходится почти 51,7 % мировых запасов.

Распределение запасов газа по регионам, %

Ближний и Средний Восток 38,7

Страны СНГ 32,4

Африка 8,8

Северная Америка 7,8

АТР 7,2

Южная и Центральная Америка 3,6

Европа 1,5

Нефтегазовые ресурсы

В эволюции оценок мировых нефтегазовых ресурсов наблюдается четкая тенденция к их увеличению. Это связано главным образом с вовлечением в оценку новых природных объектов – осадочных бассейнов или их частей (Левантийский бассейн, бассейны Северо-Западной и Восточной Африки, подсольевых формаций бассейнов юго-восточной Бразилии).

В последние 30 лет оценки мировых углеводородных ресурсов на систематической основе проводились Американской геологической службой и «ВНИИЗарубежгеологией». Основные различия между ними связаны с заниженной оценкой американскими специалистами нефтегазового потенциала России и некоторых глубоководных зон Мирового океана.

Месторождения нефти и газа

Согласно оценке экспертов «ВНИИЗарубежгеологии», к началу 2020 года в мире открыто почти 70 тыс. месторождений нефти и газа. Суммарные начальные запасы этих месторождений составляют 361,4 млрд т нефти и 345,7 трлн куб. м природного газа.

Средние запасы одного месторождения, обнаруженного за 160-летнюю историю поисков, составляют 5,2 млн т нефти и 4,9 млрд куб. м газа при ежегодном открытии 437 скоплений углеводородов. За последние 10 лет ежегодно в среднем выявлялось 380 месторождений с запасами 2,4 млн т нефти и 4,1 млрд куб. м газа.

В реальности запасы месторождений варьируются в широком диапазоне от нескольких тыс. т нефтяного эквивалента до 15,5 млрд т нефти, до 28,3 трлн куб. м газа. Они распространены крайне неравномерно по регионам и странам мира. Около трети начальных извлекаемых запасов нефти и газа сосредоточено в гигантских месторождениях.

Добыча нефти и газа.

Добыча нефти и газового конденсата в России в декабре 2022 г. выросла на 3,5% по сравнению с ноябрем и составила 46,2 млн т.

По сравнению с декабрем 2021 г. добыча нефти и газового конденсата выросла на 0,1 %.

Добыча нефти без газового конденсата в декабре 2022 г. составила 42,3 млн т, что на 3,4 % больше по сравнению с ноябрем 2022 г., но на 1,4 % меньше показателя декабря 2021 г.

Среднесуточная добыча нефти в баррелях в декабре оценочно составила 9,96 млн барр./сутки (если использовать коэффициент перевода 7,3 для нефти сорта Urals, но Минэнерго РФ неоднократно указывало, что такой подход некорректен в связи с разной плотностью нефти для разных сортов и месторождений).

В рамках соглашения ОПЕК+ квота России в ноябре 2022 г. – декабре 2023 г. составляет 10,478 млн барр./сутки, т.е. отставание России от разрешенного уровня добычи составило порядка 520 тыс. барр./сутки.

По итогам 2022 г. добыча нефти и газового конденсата в России выросла на 2,1 %, до 534 млн т.

Без газового конденсата, добыча нефти в России в 2022 г. составила 493 млн т, увеличившись на 1,2 % в сравнении с 2021 г.

В декабре 2022 г. добыча природного газа в России уменьшилась на 14,6% по сравнению с декабрем 2021 г., но выросла на 6,7 % по сравнению с ноябрем 2022 г. и составила 51,3 млрд м³.

Добыча попутного нефтяного газа (ПНГ) снизилась на 6,8 % в годовом выражении и выросла на 4,8% в месячном, до 8,6 млрд м³.

Основной причиной снижения стали ограничения по экспортным российским магистральным газопроводам (МГП):

МГП Ямал - Европа с 11 мая 2022 г. для Газпрома недоступен в связи с российскими контрсанкциями,

транзит по газотранспортной системе Украины (ГТС) с того же числа из-за объявленного украинской стороной форс-мажора ограничен только одной газозмерительной станцией (ГИС) из 2, предусмотренных контрактом, МГП Северный поток-1 последовательно снижал прокачку из-за проблем с газоперекачивающими агрегатами и полностью остановился 31 августа, а 26 сентября его линейная часть была повреждена взрывами у датского о. Борнхольм в Балтийском море.

Западные санкции в отношении нефтегазовой отрасли России являются основным негативным фактором, формирующим условия функционирования предприятий в настоящее время. Это, в свою очередь, оказывает непосредственное влияние на падение нефтегазовых доходов и, соответственно, на формирование государственного бюджета.

Если в 2022 году, достаточно высокие цены на углеводороды и наращивание поставок в западные страны в преддверии санкций смогли поддержать не только финансовую составляющую предприятий нефтегазового сектора, но и экономику страны в целом. 2023 год, по мнению большинства экспертов и аналитиков, станет серьезной проверкой для нефтегазовой отрасли. Эмбарго стран ЕС на российскую нефть и введенный с 5 декабря 2022 г ценовой потолок, не смогли оказать серьезного влияния на нефтяной рынок, снижения добычи не произошло, чему способствовало наличие собственного танкерного флота для сырой нефти. А с 5 февраля 2023 года в силу вступили

новые ограничения ЕС: 100 \$ за баррель дизельного топлива и 45\$ за баррель для товаров. Эти меры предполагают запрет для компаний Евросоюза оказывать услуги по транспортировке российских нефтепродуктов и финансированию грузов, идущих в третьи страны, по ценам, выше лимита. В свою очередь и Россия запретила поставки в страны, которые установили ценовой потолок на российскую нефть и нефтепродукты. Как следствие, Россия может потерять в объемах добычи нефти, так как, с одной стороны, мировую экономику ждет рецессия, и страны ОПЕК+ уже перешли к сокращению добычи в конце 2022 года.

К позитивным факторам, способным поддержать нефтегазовый сектор, можно отнести ситуацию в Китае: с декабря 2022 г. КНР начал активно ослаблять все антиковидные ограничения, что вызвало рост нефтяных котировок в начале января текущего года.

В существующих сложных геополитических условиях стратегическим направлениями дальнейшего развития нефтегазовых компаний России являются:

- во-первых, пересмотр логистических маршрутов, требующих создания новой инфраструктуры для транспортировки трубопроводного газа в Китай и другие страны азиатского региона;

- во-вторых, с целью сохранения объемов нефтепереработки необходима переориентация на внутреннее потребление продуктов нефтепереработки, а также и развитие внутреннего спроса, соответствующие резервы у российского потребителя имеются;

- с целью снижения зависимости от западных технологий и оборудования необходимо развитие собственных разработок, прежде всего, для нефтепереработки, т.е. то самое «импортозамещение», о котором велась речь долгие годы.

Тема «Физико-химические свойства нефти и нефтепродуктов»

Наиболее важный показатель качества нефти, определяющий выбор метода переработки, ассортимент и эксплуатационные свойства получаемых

нефтепродуктов, – химический состав и его распределение по фракциям. В исходных (нативных) нефтях содержатся в различных соотношениях все классы углеводородов, кроме непредельных (алкенов) соединений: парафиновые (алканы), нафтеновые (циклоалканы), ароматические (арены) и гибридные – парафино-нафтено-ароматические.

Парафиновые углеводороды (алканы). Парафиновые углеводороды составляют значительную часть групповых компонентов нефтей и природных газов всех месторождений. Общее содержание их в нефтях составляет 25...35 % мас. (не считая растворенных газов) и только в некоторых парафиновых нефтях, например, типа Мангышлакской, Озек-Суатской, достигает до 40...50 % мас. Наиболее широко представлены в нефтях алканы нормального строения и изоалканы преимущественно монометилзамещенные с различным положением метильной группы в цепи. С повышением молекулярной массы фракций нефти содержание в них алканов уменьшается. Попутные нефтяные и природные газы практически полностью, а прямогонные бензины чаще всего на 60...70 % состоят из алканов. В масляных фракциях их содержание снижается до 5...20 % мас.

Непредельные углеводороды (алкены, диалкены). Непредельные углеводороды (олефины) в нативных нефтях и природных газах обычно не присутствуют. Они образуются в химических процессах переработки нефти и ее фракций (термический и каталитический крекинг, коксование, пиролиз и др.). В газах этих процессов содержание олефинов C_1 – C_4 составляет 20...60 % мас. К ним относят этилен, пропилен, бутен-1, бутены-2 (цис- и трансформы), изобутилен, бутадиен. Жидкие алкены (C_5 – C_{18}) нормального и изостроения входят в состав легких и тяжелых дистиллятов вторичного происхождения.

Все алкены, особенно диалкены, обладают повышенной реакционной способностью в реакциях окисления, алкилирования, полимеризации и др. Присутствие алкенов C_5 и выше в нефтепродуктах (топливах, маслах) ухудшает их эксплуатационные свойства (из-за окисляемости и осмоления). В то

же время они являются ценным сырьем нефтехимического синтеза в производстве пластмасс, каучуков, моющих средств и т. п.

Содержание непредельных углеводородов в нефтяных фракциях оценивается так называемым иодным числом (И. Ч.), характеризующим присоединение количества граммов иода на 100 г нефтепродукта при их взаимодействии, по специальной методике.

Нафтеновые углеводороды (цикланы). Нафтеновые углеводороды – циклоалканы (цикланы) – входят в состав всех фракций нефтей, кроме газов. В среднем в нефтях различных типов они содержатся от 25 до 80 % мас. Бензиновые и керосиновые фракции нефтей представлены в основном гомологами циклопентана и циклогексана, преимущественно с короткими (C1–C3) цепями.

Ароматические углеводороды (арены). Ароматические углеводороды содержатся в нефтях, как правило, в меньшем количестве (15...50 % мас.), чем алканы и циклоалканы, и представлены гомологами бензола в бензиновых фракциях и производными полициклических аренов с числом Ка до 4 и более в средних топливных и масляных фракциях.

Распределение их по фракциям нефти различно. В легких нефтях содержание аренов с повышением температуры кипения фракций, как правило, снижается. Нефти средней плотности нафтенового типа характеризуются почти равномерным распределением аренов по фракциям. В тяжелых нефтях содержание их резко возрастает с повышением температуры кипения фракций.

Гетероатомные соединения нефти. Гетероатомные (серо-, азот- и кислородсодержащие) и минеральные соединения, содержащиеся во всех нефтях, являются нежелательными компонентами, поскольку резко ухудшают качество получаемых нефтепродуктов, осложняют переработку (отравляют катализаторы, усиливают коррозию аппаратуры и т. д.) и обуславливают необходимость применения гидрогенизационных процессов. Между содержанием гетероатомных соединений и плотностью нефтей наблюдается

вполне закономерная симбатная зависимость: легкие нефти с высоким содержанием светлых бедны гетеросоединениями и, наоборот, ими богаты тяжелые нефти. В распределении их по фракциям наблюдается также определенная закономерность: гетероатомные соединения концентрируются в высококипящих фракциях и остатках.

Смолисто-асфальтеновые вещества в нефтях и нефтяных остатках. Смолисто-асфальтеновые вещества (САВ) концентрируются в тяжелых нефтяных остатках (ТНО) – мазутах, полугудронах, гудронах, битумах, крекинг-остатках и др. Суммарное содержание САВ в нефтях в зависимости от их типа и плотности колеблется от долей процентов до 45, а в ТНО – достигает до 70 % мас. Наиболее богаты САВ молодые нефти нафтеноароматического и ароматического типа. Таковы нефти Казахстана, Средней Азии, Башкирии, республики Коми и др. Парафинистые нефти – марковская, доссорская, сураханская, бибиайбатская и некоторые другие – совсем не содержат асфальтенов, а содержание смол в них составляет менее 4 % мас.

САВ представляют собой сложную многокомпонентную исключительно полидисперсную по молекулярной массе смесь высокомолекулярных углеводородов и гетеросоединений, включающих кроме углерода и водорода серу, азот, кислород и металлы, такие как ванадий, никель, железо, молибден и т. д. Выделение индивидуальных САВ из нефтей и ТНО исключительно сложно. Молекулярная структура их до сих пор точно не установлена. Современный уровень знаний и возможности инструментальных физико-химических методов исследований позволяют лишь дать вероятностное представление о структурной организации, установить количество конденсированных нафтеноароматических и других характеристик и построить среднестатистические модели гипотетических молекул смол и асфальтенов.

Нефтеперерабатывающая промышленность – отрасль тяжелой промышленности, охватывающая переработку нефти и газовых конденсатов и производство высококачественных товарных нефтепродуктов: моторных и энергетических топлив, смазочных масел, битумов, нефтяного кокса, пара-

финов, растворителей, элементарной серы, термогазоля, нефтехимического сырья и товаров народного потребления.

Промышленная переработка нефти и газовых конденсатов на современных нефтеперерабатывающих заводах (НПЗ) осуществляется путем сложной многоступенчатой физической и химической переработки на отдельных или комбинированных крупнотоннажных технологических процессах (установках, цехах), предназначенных для лучения различных компонентов или ассортиментов товарных нефтепродуктов.

Существует три основных направления переработки нефти:

- топливное;
- топливно-масляное;
- нефтехимическое или комплексное (топливно-нефтехимическое или топливно-масляно-нефтехимическое).

При топливном направлении нефть и газовый конденсат в основном перерабатываются на моторные и котельные топлива. Переработка нефти на НПЗ топливного профиля может быть глубокой и неглубокой. Технологическая схема НПЗ с неглубокой переработкой отличается небольшим числом технологических процессов и небольшим ассортиментом нефтепродуктов. Выход моторных топлив по этой схеме не превышает 55...60 % мас. и зависит в основном от фракционного состава перерабатываемого нефтяного сырья. Выход котельного топлива составляет 30...35 % мас. При глубокой переработке стремятся получить максимально высокий выход высококачественных моторных топлив путем вовлечения в их производство остатков атмосферной и вакуумной перегонки, а также нефтезаводских газов. Выход котельного топлива в этом варианте сводится к минимуму. Глубина переработки нефти при этом достигает до 70...90 % мас.

По топливно-масляному варианту переработки нефти наряду с моторными топливами получают различные сорта смазочных масел. Для производства последних подбирают обычно нефти с высоким потенциальным содержанием масляных фракций с учетом их качества.

Технологические процессы НПЗ принято классифицировать на следующие 2 группы: физические и химические.

1. Физическими (массообменными) процессами достигается разделение нефти на составляющие компоненты (топливные и масляные фракции) без химических превращений и удаление (извлечение) из фракций нефти, нефтяных остатков, масляных фракций, газоконденсатов и газов нежелательных компонентов (полициклических ароматических углеводородов, асфальтенов, тугоплавких парафинов), неуглеводородных соединений.

Физические процессы по типу массообмена можно подразделить на следующие типы:

1.1 – гравитационные (ЭЛОУ);

1.2 – ректификационные (АТ, АВТ, ГФУ и др.);

1.3 – экстракционные (деасфальтизация, селективная очистка, депарафинизация кристаллизацией);

1.4 – адсорбционные (депарафинизация цеолитная, контактная очистка);

1.5 – абсорбционные (АГФУ, очистка от H_2S , CO_2).

В химических процессах переработка нефтяного сырья осуществляется путем химических превращений с получением новых продуктов, не содержащихся в исходном сырье. Химические процессы, применяемые на современных НПЗ, по способу активации химических реакций подразделяются:

2.1 – на термические;

2.2 – каталитические.

Термические процессы по типу протекающих химических реакций можно подразделить на следующие типы:

2.1.1 – термодеструктивные (термический крекинг, висбрекинг, коксование, пиролиз, пекование, производство технического углерода и др.);

2.1.2 – термоокислительные (производство битума, газификация кокса, углей и др.).

В термодеструктивных процессах протекают преимущественно реакции распада (крекинга) молекул сырья на низкомолекулярные, а также реакции конденсации с образованием высокомолекулярных продуктов, например кокса, пека и др.

Каталитические процессы по типу катализа можно классифицировать на следующие типы:

2.2.1 – гетеролитические, протекающие по механизму кислотного катализа (каталитический крекинг, алкилирование, полимеризация, производство эфиров и др.);

2.2.2 – гомолитические, протекающие по механизму окислительно-восстановительного (электронного) катализа (производство водорода и синтез газов, метанола, элементной серы);

2.2.3 – гидрокаталитические, протекающие по механизму бифункционального (сложного) катализа (гидроочистка, гидрообессеривание, гидрокрекинг, каталитический риформинг, изомеризация, гидродеароматизация, селективная гидродепарафинизация и др.).

Главным процессом переработки нефти (после ЭЛОУ – электрообессоливающей установки) является атмосферная перегонка (АТ – атмосферная трубчатка), где отбираются топливные фракции (бензиновые, осветительного керосина, реактивного и дизельного топлив) и мазут, используемый либо как компонент котельного топлива, либо как сырье для последующей глубокой переработки. Топливные фракции атмосферной перегонки далее подвергаются облагораживанию:

гидроочистке от гетероатомных соединений, а бензины – каталитическому риформингу с целью повышения их качества или получения индивидуальных ароматических углеводородов – сырья нефтехимии (бензола, толуола, ксилолов и др.). Из мазута путем вакуумной перегонки (на установках ВТ – вакуумной трубчатке) получают либо широкую фракцию (350...500 °С) вакуумного газойля – сырья для последующей переработки на установках каталитического крекинга или гидрокрекинга с получением, главным обра-

зом, компонентов моторных топлив, либо узкие дистиллятные масляные фракции, направляемые далее на последующие процессы очистки (селективная очистка, депарафинизация и др.) Остаток вакуумной перегонки – гудрон – служит при необходимости для получения остаточных масел или как сырье для глубокой переработки с получением дополнительного количества моторных топлив, нефтяного кокса, дорожного и строительного битума или же в качестве компонента котельного топлива.

Тема «Аппаратурное оснащение процессов нефтегазопереработки»

От эффективности работы технологического оборудования во многом зависит качество и объем выпускаемой продукции, а также безопасность производственного процесса. В этой связи современные технологии переработки углеводородного сырья в сочетании с высокоэффективным аппаратурным обеспечением создают предпосылки для получения высококачественных продуктов и материалов.

Технологическое оборудование современного нефтегазоперерабатывающего предприятия представляет собой совокупность аппаратов, машин и вспомогательных устройств, предназначенных для осуществления основного технологического процесса и выполнения других функций, связанных с подготовкой, перемещением и иным воздействием на исходные, промежуточные, вспомогательные и конечные продукты.

Аппараты предназначены для осуществления в них физических, химических или физико-химических процессов – ректификации, абсорбции, адсорбции, растворения, теплообмена без изменения агрегатного состояния, испарения, конденсации, кристаллизации, химических реакций и т. д. Характер работы аппаратов может быть непрерывный и периодический, при этом химико-технологические процессы в них могут протекать при давлениях от глубокого вакуума до сотен мегапаскалей и температурах от –200 до +900 °С.

В зависимости от назначения аппаратам присваивается название: ректификационная (абсорбционная) колонна, экстрактор, испаритель, ребойлер,

подогреватель, кристаллизатор и т. д. При этом все аппараты, наряду с наличием у них своих специфических внутренних устройств и оборудования, как правило, состоят из следующих основных элементов и узлов: цилиндрического корпуса из одной или нескольких обечаек, днища, крышки, штуцеров для присоединения трубной арматуры и трубопроводов, устройств для присоединения средств контроля и измерений, люков-лазов, опор, сварных и фланцевых соединений, строповых устройств.

Для обеспечения контактирования потоков пара (газа) и жидкости в процессах ректификации и абсорбции применяются аппараты различных конструкций, среди которых наибольшее распространение получили вертикальные аппараты колонного типа. Аппараты этого типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения и типа контактных устройств. В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

К атмосферным колоннам обычно относят колонны, в верхней части которых рабочее давление незначительно превышает атмосферное и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенных на потоке движения паров ректификата после колонны. Давление в нижней части колонны зависит в основном от сопротивления ее внутренних устройств и может значительно превышать атмосферное (например, колонна для разделения смеси этилбензола и ксилолов).

В вакуумных колоннах давление ниже атмосферного (создано разрежение), что позволяет снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продукта (разделение мазута, производство стирола, синтетических жирных кислот и др.). Величина остаточного давления в колонне определяется физико-химическими свойствами разделяемых продуктов и главным образом допустимой максимальной температурой их нагрева без заметного разложения.

В колоннах, работающих под давлением, величина последнего может значительно превышать атмосферное (колонны ГФУ, стабилизаторы, абсорберы и др.).

По технологическому назначению колонные аппараты подразделяются на колонны атмосферных и атмосферно-вакуумных установок разделения нефти и мазута, колонны установок вторичной перегонки бензинов, каталитического крекинга, установок газоразделения, установок регенерации растворителей при депарафинизации масел и др.

Ректификационные колонны – аппараты для разделения путем ректификации жидких смесей взаимно растворимых компонентов. Ректификационные колонны широко применяются в различных отраслях промышленности, в частности в нефтегазопереработке для разделения нефти и мазута на установках первичной перегонки нефти (АВТ), бензина на установках вторичной перегонки, углеводородных газов на газофракционирующих установках (ГФУ), продуктов реакций на установках химической переработки углеводородного сырья (каталитический крекинг, термический крекинг, гидрокрекинг, коксование и др.).

В ректификационных колоннах происходит контактирование паровой и жидкой фаз на специальных контактных устройствах – слое насадки, сетке, тарельчатых конструкциях для требуемой четкости разделения на компоненты.

Ректификационные колонны в зависимости от технологического назначения называются: колонна предварительного испарения; основная атмосферная колонна; вакуумная колонна; стабилизационная колонна; колонны вторичной перегонки бензинов; отпарные колонны.

Основная атмосферная колонна служит для разделения отбензиненной нефти на целевые фракции и мазут, направляемый на дальнейшую переработку в вакуумный блок установки.

Ректификационные колонны нефтеперерабатывающих заводов представляют собой вертикальные цилиндрические аппараты, снабженные внутри

ректификационными тарелками (насадками) и другими вспомогательными устройствами в виде отбойников различных конструкций, распределителей ввода сырья, перераспределителей потоков, штуцеров для отбора фракций и другим оборудованием. Отбойные устройства устанавливаются в определенных местах по высоте колонн и служат для отделения от паров увлекаемых ими частиц жидкости. Устройства ввода предназначены для обеспечения равномерного распределения по сечению колонны потоков жидкости (сырья, орошения) и паров (парового орошения).

Теплообменное оборудование. В большинстве процессов нефтегазопереработки используется нагрев исходного сырья, а также применяемых при его переработке растворителей, реагентов, катализаторов и др. Полученные в результате того или иного технологического процесса целевые продукты или полуфабрикаты обычно требуется охлаждать до температуры, при которой возможны их хранение и транспорт.

На современном нефтеперерабатывающем заводе, где осуществляется глубокая переработка нефти, на изготовление аппаратов, предназначенных для нагрева и охлаждения, затрачивается до 30 % общего расхода металла на все технологические установки. Высокая эффективность работы подобных аппаратов позволяет сократить расход топлива и электроэнергии, затрачиваемой на тот или иной технологический процесс, и оказывает существенное влияние на его технико-экономические показатели.

В аппаратах, где идет нагрев или охлаждение, происходит теплообмен между двумя потоками, при этом один из них нагревается, другой охлаждается. Поэтому их называют теплообменными аппаратами вне зависимости от того, что является целевым назначением аппарата – нагрев или охлаждение, какие потоки обмениваются теплом, происходит ли при этом только нагрев и охлаждение или же теплообмен сопровождается испарением или конденсацией.

Применительно к нефтеперерабатывающей промышленности, теплообменные аппараты классифицируются по таким основным признакам, как способ передачи тепла и назначение.

1. В зависимости от способа передачи тепла аппараты делятся на следующие группы:

- поверхностные теплообменные аппараты, в которых передача тепла между теплообменивающимися средами осуществляется через поверхность, разделяющую эти среды;

- аппараты смешения, в которых передача тепла между теплообменивающимися средами происходит путем их соприкосновения. Для изготовления теплообменных аппаратов смешения требуется, как правило, меньше металла; кроме того, во многих случаях они обеспечивают более эффективный теплообмен. Однако, несмотря на эти преимущества, аппараты смешения часто нельзя использовать вследствие недопустимости прямого соприкосновения потоков.

2. В зависимости от назначения аппараты делятся на следующие группы:

- теплообменники, в которых один поток нагревается за счет использования тепла другого, получаемого в процессе и подлежащего охлаждению. В таких теплообменниках нагрев одного и охлаждение другого потока позволяет сократить расход подводимого извне тепла (сократить расход топлива, греющего водяного пара и т. д.) и охлаждающего агента. К этой группе аппаратов относятся теплообменники для нагрева нефти на установке, осуществляемого за счет использования тепла отходящих с установки дистиллятов, остатка, а также промежуточного циркуляционного орошения. Сюда относятся также котлы-утилизаторы, где получают водяной пар за счет использования тепла нефтепродуктов, дымовых газов или катализатора на установках каталитического крекинга. К этой группе относятся и регенераторы холода;

- нагреватели, испарители, кипяильники, в которых нагрев или нагрев и частичное испарение осуществляются за счет использования высокотемпе-

ратурных потоков нефтепродуктов и специальных теплоносителей (водяной пар, пары углеводородов, специальные высококипящие жидкости и др.). В таких аппаратах нагрев или испарение одной среды является целевым процессом, тогда как охлаждение горячего потока является побочным и обуславливается необходимостью нагрева исходного холодного потока. Примером аппаратов этой группы могут служить нагреватели сырья, использующие тепло водяного пара, кипятильники, при помощи которых в низ ректификационной колонны подводится тепло, необходимое для ректификации, и т. д.;

– холодильники и конденсаторы, предназначенные для охлаждения жидкого потока или конденсации и охлаждения паров с использованием специального охлаждающего агента (вода, воздух, испаряющийся аммиак, пропан и др.). Охлаждение и конденсация в этих аппаратах являются целевыми процессами, а нагрев охлаждающего агента – побочным. К таким аппаратам относятся холодильники и конденсаторы любой нефтеперерабатывающей установки, предназначенные для охлаждения и конденсации получаемых продуктов.

При регенерации тепла того или иного продукта его окончательное охлаждение до температуры, требуемой для безопасного транспорта и хранения, обычно завершается в холодильниках.

Широкое распространение в промышленности получили аппараты воздушного охлаждения (АВО), в которых в качестве охлаждающего агента используется поток атмосферного воздуха, нагнетаемый специально установленными вентиляторами.

Использование аппаратов этого типа позволяет осуществить значительную экономию охлаждающей воды, уменьшить количество сточных вод, исключает необходимость очистки наружной поверхности теплообменных труб. Такие аппараты используются в качестве конденсаторов и холодильников.

Сравнительно низкий коэффициент теплоотдачи со стороны потока воздуха, характерный для этих аппаратов, компенсируется значительным

оребрением наружной поверхности труб, а также сравнительно высокими скоростями движения потока воздуха.

Аппараты воздушного охлаждения различного типа изготавливаются по соответствующим стандартам, в которых предусмотрены большие диапазоны по величине поверхности, степени оребрения и виду конструкционного материала, используемого для их изготовления (сталь различных марок, латунь, алюминиевые сплавы, биметалл).

Аппараты воздушного охлаждения (АВО) подразделяются на следующие типы: горизонтальные АВГ, зигзагообразные АВЗ, малопоточные АВМ, для вязких продуктов АВГ-В, для высоковязких продуктов АВГ-ВВ. Спиральные теплообменники получили в промышленности сравнительно широкое распространение, что объясняется рядом важных преимуществ их по сравнению с теплообменными аппаратами других типов.

Спиральные теплообменники могут изготавливаться из любого рулонного материала, подвергаемого холодной обработке и свариванию. Теплообменники компактны, их конструкция предусматривает возможность полного противотока. Площадь поперечного сечения каналов по всей длине остается неизменной, и поток не имеет резких изменений направлений, благодаря чему загрязнение поверхности спиральных теплообменников меньше, чем теплообменных аппаратов других типов, кроме того, ряд конструкций их позволяет проводить сравнительно легкую очистку в случае, не требующем для удаления осадка механического воздействия. Гидравлическое сопротивление спиральных теплообменников при одинаковой скорости движения жидкости меньше, чем у кожухотрубчатых.

Спиральные теплообменники различных конструкций нашли применение для систем жидкость-жидкость, для систем жидкость-пар в качестве конденсаторов, нагревателей и испарителей, для охлаждения и нагревания парогазовых смесей. Спиральные теплообменники специальной конструкции

могут компоноваться с ректификационными колоннами и применяться в качестве дефлегматоров.

Одно из назначений спиральных теплообменников — нагревание и охлаждение высоковязких жидкостей. Так как вязкая жидкость проходит по одному каналу, то устраняется проблема равномерного распределения вязкой жидкости по трубам.

Нами для вязких жидкостей (прядильный раствор синтетического волокна «нитрон») испытывался спиральный теплообменник со сквозными каналами для прядильного раствора и спиральным каналом, по которому поступали пар или охлаждающая вода. Спиральные теплообменники могут успешно применяться для шламов и жидкостей, содержащих волокнистые материалы. Применение специальных теплообменников для газов ограничено малым поперечным сечением канала.

Пластинчато-ребристые теплообменники (теплообменники с вторичными поверхностями) нашли широкое распространение в химической промышленности в качестве теплообменников, конденсаторов, испарителей для чистых газов и жидкостей, в том числе высоковязких. Их применяют главным образом в крупных установках по разделению методом глубокого охлаждения воздуха, углеводородных газов, в установках для сжижения и ректификации водорода.

Назначение, принцип действия и классификация трубчатых печей. Трубчатая печь – высокотемпературное термотехнологическое устройство с рабочей камерой, огражденной от окружающей атмосферы.

Печь предназначена для нагрева углеводородного сырья теплоносителем, а также для нагрева и осуществления химических реакций за счет тепла выделенного при сжигании топлива непосредственно в этом аппарате. Трубчатые печи используются при необходимости нагрева среды (углеводородов) до температур более высоких, чем те, которых можно достичь с помощью пара, т. е. примерно свыше 230 °С. Несмотря на сравнительно большие первоначальные затраты, стоимость тепла, отданного среде при правильно спроектированной печи, дешевле, чем при всех других способах нагрева до высоких температур. В качестве топлива могут применяться продукты отходов

различных процессов, в результате чего не только используется тепло, получаемое при их сжигании, но часто устраняются и затруднения, связанные с обезвреживанием этих отходов.

Трубчатые печи получили широкое распространение в нефтехимической промышленности, где их используют для высокотемпературного нагрева и реакционных превращений жидких и газообразных нефтепродуктов (пиролиза, крекинга). Нашли они применение и в химической промышленности.

Трубчатая печь относится к аппаратам непрерывного действия с наружным огневым обогревом. Впервые трубчатые печи предложены русскими инженерами В. Г. Шуховым и С. П. Гавриловым. Сначала печи использовались на промыслах для деэмульгирования нефтей.

Современная печь представляет собой синхронно работающий печной комплекс, т. е. упорядоченную совокупность, состоящую из непосредственно печи, средств обеспечения печного процесса, а также систем автоматизированного регулирования и управления печным процессом и средствами его обеспечения.

Несмотря на большое многообразие типов и конструкций трубчатых печей, общими и основными элементами для них являются рабочая камера (радиация, конвекция), трубчатый змеевик, огнеупорная футеровка, оборудование для сжигания топлива (горелки), дымоход, дымовая труба.

По технологическому назначению различают печи нагревательные и реакционно-нагревательные.

По способу передачи тепла нагреваемому продукту печи подразделяются:

- на конвективные;
- радиационные;
- радиационно-конвективные.

Каждая трубчатая печь характеризуется тремя основными показателями:

- производительностью,

- полезной тепловой нагрузкой,
- коэффициентом полезного действия.

Производительность печи выражается количеством сырья, нагреваемого в трубных змеевиках в единицу времени (обычно в т/сутки). Она определяет пропускную способность печи, т. е. количество нагреваемого сырья, которое прокачивается через змеевики при установленных параметрах работы (температуре сырья на входе в печь и на выходе из нее, свойствах сырья и т. д.).

Полезная тепловая нагрузка – это количество тепла, переданного в печи сырью (МВт, Гкал/ч). Она зависит от тепловой мощности и размеров печи. Тепловая нагрузка большинства эксплуатируемых печей 8...16 МВт.

Перспективными являются более мощные печи с тепловой нагрузкой 40...100 МВт и более.

Коэффициент полезного действия печи характеризует экономичность ее эксплуатации и выражается отношением количества полезно используемого тепла $Q_{\text{пол}}$ к общему количеству тепла $Q_{\text{общ}}$, которое выделяется при полном сгорании топлива.

Резервуарами называются стационарные или передвижные сосуды. Резервуары являются наиболее ответственными сооружениями, в них хранятся в больших количествах жидкие углеводороды. В зависимости от материала, из которого они изготавливаются, резервуары делятся на металлические и неметаллические. Металлические сооружают преимущественно из стали, иногда из алюминия. К неметаллическим относятся железобетонные и пластмассовые резервуары. Резервуары бывают по форме: вертикальные цилиндрические, горизонтальные цилиндрические, прямоугольные, каплевидные и др.

По схеме установки резервуары делятся на наземные, у которых днище находится на уровне или выше планировочной отметки прилегающей площадки и подземные, когда наивысший уровень жидкости в резервуаре нахо-

дится ниже наинизшей планировочной отметки прилегающей площадки (в пределах 3 м) не менее чем на 0,2 м.

В зависимости от назначения хранимого продукта различают сырьевые, промежуточные и товарные резервуарные парки. Сырьевые и товарные парки сооружают обособленно, вдали от технологических установок, промышленных и бытовых зданий. Парк резервуаров для промежуточных продуктов размещают вблизи тех установок, в которых эти продукты используются. Сырую нефть хранят в крупных подземных или полуподземных железобетонных резервуарах с внутренней металлической облицовкой и без нее. В таких же резервуарах хранят готовые светлые нефтепродукты. Применение подземных железобетонных резервуаров позволяет экономить металл, сокращать потери сырья вследствие испарения легких фракций под действием солнечных лучей, а также обеспечивает противопожарные и маскировочные свойства.

Металлические емкости, как правило, расположены над землей, что упрощает их эксплуатацию. Число и объем устанавливаемых емкостей определяют с учетом суточной производительности завода по сырью и по каждому продукту, числа одновременно хранимых нефтепродуктов, а также нормы продолжительности хранения сырья и нефтепродуктов.

Общие сведения о трубопроводах. Промышленные трубопроводы, прокладываемые по заводским и межзаводским территориям, предназначены для транспортирования жидких и газообразных углеводородов, а также водяного пара, воздуха, доменного, коксового, природного и других газов и их смесей. Трубопроводы соединяют между собой агрегаты единого технологического цикла, расположенные в разных цехах, а также объединяют трубопроводную сеть предприятия в замкнутые системы.

Как правило, промышленные трубопроводы на заводских территориях прокладываются надземно. Это экономично, удобно при эксплуатации и ремонте, позволяет прокладывать дополнительные трубопроводы без выполнения существенной реконструкции.

Многие промышленные трубопроводы в зависимости от их назначения, наличия и типа футеровки имеют повышенную температуру стенки, достигающую до 150 °С, а в некоторых случаях — до 200 °С и более.

В связи с особыми условиями эксплуатации промышленных трубопроводов при их проектировании необходимо учитывать:

- возможность образования загазованной зоны (из-за неплотностей конструкций), представляющей опасность, особенно при прокладке газопроводов внутри помещений;
- корродирующее воздействие как наружной, так и внутренней сред, особенно при наличии в них серы и других агрессивных примесей;
- абразивное воздействие потока взвешенных в газе частиц;
- влияние на сооружение температурного режима (как технологического, так и атмосферного).

Трубопроводы совместно с опорами, оборудованием, устройствами для их обслуживания, лестницами, площадками составляют так называемую трубопроводную систему.

Применяемые в строительстве трубопроводные системы можно разделить на две группы: системы, состоящие из большого числа трубопроводов малых диаметров, для прокладки которых требуется устройство специальных пролетных строений – система эстакадной прокладки; системы, имеющие в своем составе трубопроводы больших диаметров, жесткость которых используется при работе на изгиб система балочной прокладки.

Технологические установки нефтеперерабатывающих заводов, резервуарное и трубопроводное хозяйство заводов снабжены разнообразной арматурой, предназначенной для разобщения оборудования или подключения его к работающей системе, регулирования количества проходящей через трубопровод среды (нефти, нефтепродукта, воды, пара, газа и т. д.) или поддержания в системе давления, не превышающего допустимого.

Классификация трубной арматуры. Арматура любого класса включает три основных элемента: корпус, привод и рабочий орган (запорный, регули-

рующий и др.), состоящий из седла и перемещающегося или поворачивающегося относительно него затвора (золотника).

Арматуру классифицируют по основным признакам:

- по функциональному назначению;
- по условиям работы — давление, температура, агрегатное состояние, химическая активность и токсичность транспортируемой среды, температура и особые свойства (например, взрывоопасность окружающей среды);
- по диаметру условного прохода (номинальный размер арматуры);
- по способу присоединения корпуса к трубопроводу;
- по конструкции корпуса;
- в зависимости от способа герметизации рабочего органа в корпусе;
- в зависимости от конструкции привода рабочего органа.

По назначению арматуру делят на следующие основные классы:

- запорная, предназначенная для полного перекрытия потока среды;
- предохранительная, обеспечивающая частичный выпуск или перепуск рабочей среды при повышении давления до значения, угрожающего прочности системы, а также предотвращающая недопустимый по технологическим соображениям обратный поток среды;
- регулирующая, назначение которой управлять рабочими параметрами потока среды (давлением, расходом, температурой) путем изменения проходного сечения;
- контрольная, определяющая уровень рабочей среды;
- прочая, предназначенная для различных конкретных операций (отвод конденсата, выпуск воздуха из трубопровода и впуск воздуха в него, приемораздаточные операции, выпуск подтоварной воды из резервуаров и т. п.).

По условиям работы к арматуре предъявляют следующие требования. Это прежде всего прочность, герметичность и надежность работы, взрывобезопасность и коррозионная стойкость. Требуемая прочность арматуры диктуется в основном рабочим давлением и температурой.

Рабочие давления и температуры практически могут иметь любые значения из довольно широких диапазонов в зависимости от технологии конкретных производств. Поэтому с целью стандартизации и унификации арматуры принята следующая система условных давлений.

По величине условного давления арматуру можно разделить на три основные группы:

- 1) низкого давления на P_y до 1,6 МПа;
- 2) среднего давления на P_y от 1,6 до 10 МПа;
- 3) высокого давления на P_y от 10 до 100 МПа.

На нефтеперерабатывающих заводах насосы служат для перекачивания нефти, нефтепродуктов, сжиженных газов, воды, щелочей, кислот и работают в широких диапазонах производительности, напора и температуры. Поэтому обычные требования, предъявляемые к насосам (надежность и долговечность в эксплуатации, герметичность соединений и безупречная работа сальниковых или торцовых уплотнений), в условиях указанных предприятий приобретают чрезвычайно важное значение, поскольку неисправности в насосах и их узлах приводят к нарушениям технологического режима установок, а иногда и к авариям. Требования надежности и долговечности насосов повышаются, особенно сейчас, когда в проектах новых технологических установок резко сокращается количество резервного насосного оборудования.

Из-за большого разнообразия конструкций, сфер использования, свойств перекачиваемой жидкости разработать единую классификацию для лопастных насосов до сих пор не представилось возможным. Поэтому классификация осуществляется по отдельным признакам.

Классификация по назначению имеет наибольшее значение для эксплуатационного персонала. Однако она важна и для конструктора, который должен учитывать особенности работы насоса в определенных условиях.

– Насосы общего назначения предназначены для перекачивания холодной, чистой, неагрессивной воды или сходных с ней по физико-химическим свой-

ствам жидкостей. Насосы общего назначения применяются в различных отраслях народного хозяйства.

– Насосы для транспортирования взвесей предназначены для перекачивания нейтральных или малоагрессивных жидкостей с твердыми частицами. Они применяются в горнодобывающей промышленности, строительстве, коммунальном хозяйстве и др. К этой группе относятся грунтовые, шламовые, фекальные, масляные и другие насосы.

– Энергетические насосы предназначены для работы в схемах тепловых и атомных электростанций. К ним относятся питательные, конденсатные, сетевые и специальные насосы.

– Химические насосы предназначены для перекачивания чистых и загрязненных агрессивных жидкостей в химической промышленности.

– Насосы для нефтяной и нефтехимической промышленности предназначены для сырой нефти и продуктов ее переработки в широком диапазоне температур. Это насосы для магистральных нефтепродуктов, законтурного заводнения нефтяных пластов, бензина, сжиженных газов и др.

Специфические условия работы технологической аппаратуры, характеризующиеся диапазоном давлений от глубокого разрежения (вакуума) до избыточных давлений порядка 250 МПа и выше, большим интервалом рабочих температур (от -254 до $+1000$ °С и выше) при агрессивном воздействии среды, предъявляют высокие требования к выбору конструкционных материалов проектируемой аппаратуры.

Наряду с обычными требованиями высокой коррозионной стойкости в определенных агрессивных средах к конструкционным материалам, применяемым в технологическом аппаратостроении, одновременно предъявляются также требования высокой механической прочности, жаростойкости и жаропрочности, сохранения удовлетворительных пластических свойств при высоких и низких температурах, устойчивости при знакопеременных или повторных однозначных нагрузках (циклической прочности), малой склонности к старению и др.

Для технологической аппаратуры химических и нефтехимических производств преимущественно применяются конструкционные материалы, стойкие и весьма стойкие в агрессивных средах. Материалы пониженной стойкости применяются в исключительных случаях, когда доказана целесообразность использования их вместо стойких, но более дорогих и дефицитных материалов. При выборе материалов для аппаратов, работающих под давлением при низких и высоких температурах, необходимо учитывать, что механические свойства материалов существенно изменяются в зависимости от температуры. Как правило, прочностные свойства металлов и сплавов повышаются при низких температурах и понижаются при высоких

В последнее время в конструировании технологической аппаратуры все большее применение находят композиционные материалы, которые по механической прочности превосходят даже качественные стали, а по коррозионной стойкости не уступают керамике, стеклу и эмалям.

Таким образом, при конструировании технологической аппаратуры к конструкционным материалам должны предъявлять следующие требования:

- 1) достаточная общая химическая и коррозионная стойкость материала в агрессивной среде с заданными концентрацией, температурой и давлением, при которых осуществляется технологический процесс, а также стойкость против других возможных видов коррозионного разрушения (межкристаллитная коррозия, электрохимическая коррозия сопряженных металлов в электролитах, коррозия под напряжением и др.);

- 2) достаточная механическая прочность при заданных давлении и температуре технологического процесса, с учетом специфических требований, предъявляемых при испытании аппаратов на прочность, герметичность и т. п. и в эксплуатационных условиях при действии на аппараты дополнительных нагрузок различного рода (ветровая нагрузка, прогиб от собственного веса и т. д.);

- 3) наилучшая способность материала свариваться с обеспечением высоких механических свойств сварных соединений и коррозионной стойкости

их в агрессивной среде, обрабатываться резанием, давлением, подвергаться сгибу и т. п.;

4) низкая стоимость материала, недефицитность и освоенность его промышленностью. Необходимо стремиться применять двухслойные стали, неметаллические материалы, стали с покрытиями из неметаллических материалов. Номенклатура применяемых материалов как по наименованию, маркам, так и по сортаменту должна быть минимальной с учетом ограничений, предусматриваемых ведомственными нормами и действующими на заводах-изготовителях инструкциями;

5) качество, химический состав и механические свойства материалов и полуфабрикатов должны удовлетворять требованиям соответствующих стандартов и ТУ и быть подтверждены сертификатами заводов-поставщиков. При отсутствии сертификатов все необходимые испытания должны быть проведены на заводе-изготовителе аппарата;

6) возможность простой утилизации при выработке сроков эксплуатации оборудования, узлов и деталей.

Обеспечение безопасного технического состояния оборудования. Гидравлическому испытанию подлежат все сосуды после их изготовления. Сосуды, изготовление которых заканчивается на месте установки, транспортируемые на место монтажа частями, подвергаются гидравлическому испытанию на месте монтажа. Сосуды, имеющие защитное покрытие или изоляцию, подвергаются гидравлическому испытанию до наложения покрытия или изоляции. Сосуды, имеющие наружный кожух, подвергаются гидравлическому испытанию до установки кожуха. Гидравлическое испытание трубопроводов должно производиться преимущественно в теплое время года при положительной температуре воздуха. Для гидравлических испытаний должна применяться, как правило, вода с температурой не ниже $+5\text{ }^{\circ}\text{C}$ и не выше $+40\text{ }^{\circ}\text{C}$ или специальные смеси (для трубопроводов высокого давления). Если гидравлическое испытание производится при температуре окружающего воздуха ниже $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, следует принять меры против замерзания воды и обеспечить

надежное опорожнение трубопровода. После окончания гидравлического испытания трубопровод следует полностью опорожнить и продуть до полного удаления воды.

Пневматическое испытание на прочность проводится для трубопроводов на P_y 10 МПа и ниже. Пневматическое испытание должно проводиться воздухом или инертным газом и только в светлое время суток. В случае установки на трубопроводе арматуры из серого чугуна величина давления испытания на прочность должна составлять не более 0,4 МПа. Пневматическое испытание трубопроводов на прочность в действующих цехах, а также на эстакадах и в каналах, где уложены трубопроводы, находящиеся в эксплуатации, допускается в обоснованных случаях безопасными методами, по документации, согласованной и утвержденной в установленном порядке.

При пневматическом испытании трубопроводов на прочность подъем давления следует производить плавно со скоростью, равной 5 % от $P_{пр}$ в мин, но не более 0,2 МПа в минуту с периодическим осмотром трубопровода на следующих этапах:

- при рабочем давлении до 0,2 МПа – осмотр производится при давлении 0,6 от пробного давления, и при рабочем давлении;
- при рабочем давлении выше 0,2 МПа – осмотр производится при давлении 0,3 и 0,6 от пробного давления и при рабочем давлении.

Во время осмотра подъем давления не допускается. При осмотре обстукивание молотком трубопровода, находящегося под давлением, не допускается. Места утечки определяются по звуку просачивающегося воздуха, а также по пузырям при покрытии сварных швов и фланцевых соединений мыльной эмульсией и другими методами.

Проведение неразрушающего контроля. Контролю неразрушающими методами следует подвергать сварные соединения и основной металл сосуда.

Контроль выполняет специализированная организация, имеющая опыт работ, обладающая методической документацией на контроль, аттестованными специалистами, технической базой. Контроль сварных соединений

предусматривает применение не менее двух неразрушающих методов, один из которых предназначен для обнаружения поверхностных дефектов, а другой – для выявления внутренних дефектов в сварных соединениях. Методы выбираются по усмотрению специалистов, проводящих техническое диагностирование.

Для выявления дефектов в сварных соединениях могут использоваться следующие неразрушающие методы контроля:

- визуально-измерительный;
- ультразвуковая дефектоскопия;
- радиографический контроль;
- капиллярная дефектоскопия или магнитопорошковый контроль;
- акустико-эмиссионный контроль;
- токовихревой метод контроля и другие, обеспечивающие требуемый объем контроля и точность выявления дефектов.

Определение остаточного ресурса сосудов и аппаратов. Остаточный ресурс сосуда определяется на основании анализа условий эксплуатации, результатов технического диагностирования и критериев предельного состояния. Когда остаточный ресурс определяется на основании рассмотрения нескольких критериев предельного состояния, то остаточный ресурс назначается по тому критерию, который определяет минимальный срок остаточного ресурса. Если полученный в результате расчетов остаточный ресурс превышает 10 лет, то его следует принять равным 10 годам.

Тема «Технологии и оборудование процессов первичной переработки нефти»

Нефть и нефтяные смеси как сырье для ректификации характеризуются рядом специфических свойств, обуславливающих некоторые особенности в технологии их переработки.

1. Нефть и особенно ее высококипящие фракции и остатки характеризуются невысокой термической стабильностью. Для большинства нефтей температура термической стабильности соответствует температурной грани-

це деления примерно между дизельным топливом и мазутом по кривой ИТК, то есть $\approx 350 \dots 360$ °С. Нагрев нефти до более высоких температур будет сопровождаться ее деструкцией и, следовательно, ухудшением качества отбираемых продуктов перегонки. В этой связи перегонку нефти и ее тяжелых фракций проводят с ограничением по температуре нагрева. В условиях такого ограничения для выделения дополнительных фракций нефти, выкипающих выше предельно допустимой температуры нагрева сырья, возможно использовать практически единственный способ повышения относительной летучести компонентов – перегонку под вакуумом. Так, перегонка мазута при остаточных давлениях в зоне питания вакуумной колонны ≈ 100 и ≈ 20 мм рт. ст. (≈ 133 и 30 гПа) позволяет отобрать газойлевые (масляные) фракции с температурой конца кипения соответственно до 500 и 600 °С. Обычно для повышения четкости разделения при вакуумной (а также и атмосферной) перегонке применяют подачу водяного пара для отпаривания более легких фракций. Следовательно, с позиций термической нестабильности нефти технология ее глубокой перегонки (то есть с отбором фракций до гудрона) должна включать как минимум 2 стадии: атмосферную перегонку до мазута с отбором топливных фракций и перегонку под вакуумом мазута с отбором газойлевых (масляных) фракций и в остатке гудрона.

2. Нефть представляет собой многокомпонентное сырье с непрерывным характером распределения фракционного состава и соответственно летучести компонентов. Расчеты показывают, что значение коэффициента относительной летучести непрерывно (экспоненциально) убывает по мере утяжеления фракций нефти, а также по мере сужения температурного интервала кипения фракций. Эта особенность нефтяного сырья обуславливает определенные ограничения как на четкость погоноразделения, особенно относительно высококипящих фракций, так и по отношению к «узости» фракций. С экономической точки зрения, нецелесообразно требовать от процессов перегонки выделить, например, индивидуальный чистый углеводород или сверхузкие фракции нефти. Поэтому в нефтепереработке довольствуются получением

следующих топливных и газойлевых фракций, выкипающих в достаточно широком интервале температур:

- бензиновые н. к. 140 °С (180 °С);
- керосиновые 140 (180)...240 °С;
- дизельные 240...350 °С;
- вакуумный дистиллят (вакуумный газойль) 350...400 °С, 400...450 °С и 450...500 °С;
- тяжелый остаток — гудрон > 490 °С (>500 °С).

Иногда ограничиваются неглубокой атмосферной перегонкой нефти с получением в остатке мазута > 350 °С, используемого в качестве котельного топлива.

3. Высококипящие и остаточные фракции нефти содержат значительное количество гетероорганических смолисто-асфальтеновых соединений и металлов, попадание которых при перегонке в дистилляты резко ухудшает их эксплуатационные характеристики и значительно усложняет последующую их переработку. Это обстоятельство обуславливает необходимость организации четкой сепарации фаз в секции питания атмосферной и особенно вакуумной колонн. Эффективная сепарация фаз в секции питания колонн достигается установкой специальных сепараторов (отбойных тарелок, насадок и т. д.), улавливающих мельчайшие капли (туман, пена, брызги) кубовой жидкости, а также промывкой потока паров стекающей жидкостью в специальной промывной тарелке. Для этого и с целью повышения разделительной способности нижних тарелок сепарационной секции колонны необходимо обеспечить некоторый избыток орошения, называемый избытком однократного испарения, путем незначительного перегрева сырья (но не выше предельно допустимой величины). Доля отгона при однократном испарении в секции питания колонны должна быть на 2...5 % больше выхода продуктов, отбираемых в виде дистиллята и боковых погонов.

Способы регулирования температурного режима ректификационных колонн. Нормальная работа ректификационных колонн и требуемое качество

продуктов перегонки обеспечиваются путем регулирования теплового режима – отводом тепла в концентрационной и подводом тепла в отгонной секциях колонн, а также нагревом сырья до оптимальной температуры.

Отвод тепла в концентрационной секции путем:

- а) использования парциального конденсатора;
- б) организации испаряющегося (холодного) орошения;
- в) организации неиспаряющегося (циркуляционного) орошения.

Подвод тепла в отгонной секции путем:

- а) нагрева остатка ректификации в кипятильнике с паровым пространством;
- б) циркуляции части остатка, нагретого в трубчатой печи.

При принятых значениях флегмового числа, числа и типа тарелок на экономические показатели процессов перегонки наибольшее влияние оказывают давление и температурный режим в колонне. Оба эти рабочих параметра тесно взаимосвязаны: нельзя оптимизировать, например, только давление без учета требуемого температурного режима и наоборот.

При оптимизации технологических параметров колонн ректификации целесообразно выбрать такие значения давления и температуры, которые:

- 1) обеспечивают состояние разделяемой системы, далекое от критического (иначе нельзя реализовать процесс ректификации), и возможно большее значение коэффициента относительной летучести;
- 2) исключают возможность термодеструктивного разложения сырья и продуктов перегонки или кристаллизации их в аппаратах и коммуникациях;
- 3) позволяют использовать дешевые и доступные хладагенты для конденсации паров ректификата (вода, воздух) и теплоносители для нагрева и испарения кубовой жидкости (например, водяной пар высокого давления), а также уменьшить требуемые поверхности холодильников, конденсаторов, теплообменников и кипятильников;
- 4) обеспечивают нормальную работу аппаратов и процессов, связанных с колонной ректификации с материальными и тепловыми потоками;

5) обеспечивают оптимальный уровень по удельной производительности, капитальным и эксплуатационным затратам.

По величине давления колонны ректификации, применяемые на промышленных установках перегонки нефтяного сырья, можно подразделить на следующие типы:

а) атмосферные, работающие при давлении несколько выше атмосферного (0,1...0,2 МПа), применяемые при перегонке стабилизированных или отбензиненных нефтей на топливные фракции и мазут;

При перегонке с водяным паром температура кубового остатка обычно ниже температуры нагрева сырья на 20... 30 °С, а фракций, уходящих из отпарных колонн, на 10...15 °С по сравнению с температурой, поступающей на отпаривание жидкости. При подводе тепла в низ колонны через кипятильник температура кубовой жидкости должна быть на соответствующее число градусов выше температуры поступающей жидкости.

Применяемые в нефте- и газопереработке ректификационные колонны подразделяются:

1) по назначению:

- для атмосферной и вакуумной перегонки нефти и мазута;
- вторичной перегонки бензина;
- стабилизации нефти, газоконденсатов, нестабильных бензинов;
- фракционирования нефтезаводских, нефтяных и природных газов;
- отгонки растворителей в процессах очистки масел;
- разделения продуктов термодеструктивных и каталитических процессов переработки нефтяного сырья и газов и т. д.;

2) по способу межступенчатой передачи жидкости:

- с переточными устройствами (с одним, двумя или более);
- без проточных устройств провального типа;

3) по способу организации контакта парогазовой и жидкой фаз:

- тарельчатые;
- насадочные;

– роторные.

По типу применяемых контактных устройств наибольшее распространение получили тарельчатые, а также насадочные ректификационные колонны.

В ректификационных колоннах применяются сотни различных конструкций контактных устройств, существенно различающихся по своим характеристикам и технико-экономическим показателям. При этом в эксплуатации находятся наряду с самыми современными конструкциями контактные устройства таких типов (например, желобчатые тарелки и др.), которые, хотя и обеспечивают получение целевых продуктов, но не могут быть рекомендованы для современных и перспективных производств.

При выборе типа контактных устройств обычно руководствуются следующими основными показателями:

- а) производительностью;
- б) гидравлическим сопротивлением;
- в) коэффициентом полезного действия;
- г) диапазоном рабочих нагрузок;
- д) возможностью работы на средах, склонных к образованию смолистых или других отложений;
- е) материалоемкостью;
- ж) простотой конструкции, удобством изготовления, монтажа и ремонта.

Повышение или понижение давления в ректификационной колонне сопровождается, как правило, соответствующим повышением или понижением температурного режима. Так, для получения в качестве ректификата пропана требуемая температура верха колонны при давлениях 0,1 и 1,8 МПа составит соответственно -42 и $+55$ °С. Предпочтительность второго варианта ректификации очевидна, поскольку повышенное давление позволяет использовать для конденсации паров пропана воду, а не специальные хладагенты и дорогостоящие низкотемпературные системы охлаждения. Перегонка, например, под вакуумом позволяет осуществить отбор без заметного разложения фрак-

ций нефти, выкипающих при температурах, превышающих температуру нагрева сырья более чем на 100...150 °С.

Температурный режим, наряду с давлением, является одним из наиболее значимых параметров процесса, изменением которого регулируется качество продуктов ректификации. Важнейшими точками регулирования являются температуры поступающего сырья и выводимых из колонны продуктов ректификации.

Как показала практика эксплуатации промышленных установок, перегонка нефти при атмосферном давлении осуществляется при температуре в зоне питания ректификационной колонны 320... 360 °С, а вакуумная перегонка мазута – при температуре на выходе из печи не выше 430 °С.

Конденсационно-вакуумсоздающие системы вакуумных колонн. Заданная глубина вакуума в вакуумных колоннах создается с помощью конденсационно-вакуумсоздающих систем (КВС) установок АВТ путем конденсации паров, уходящих с верха колонн, и эжектирования неконденсирующихся газов и паров.

Конденсационно-вакуумсоздающая система современных установок АВТ состоит из системы конденсации, системы вакуумных насосов, барометрической трубы, газосепаратора и сборника конденсата.

Для конденсации паров на практике применяются следующие два способа:

1) конденсация с ректификацией в верхней секции вакуумной колонны посредством:

- верхнего циркуляционного орошения (ВЦО);
- острого орошения (ОО);

2) конденсация без ректификации вне колонны в выносных конденсаторах-холодильниках:

- поверхностного типа (ПКХ) теплообменом с водой или воздухом;
- барометрического типа (БКС) смешением с водой или газойлем, выполняющим роль хладагента и абсорбента;

– в межступенчатых конденсаторах, устанавливаемых непосредственно в парожеторных насосах (ПЭК), – водой.

Типы промышленных установок.

Технологические установки перегонки нефти предназначены для разделения нефти на фракции и последующей переработки или использования их как компонентов товарных нефтепродуктов. Они составляют основу всех НПЗ. На них вырабатываются практически все компоненты моторных топлив, смазочных масел, сырье для вторичных процессов и для нефтехимических производств. От их работы зависят ассортимент и качество получаемых компонентов и технико-экономические показатели последующих процессов переработки нефтяного сырья. Процессы перегонки нефти осуществляют на так называемых атмосферных трубчатых (АТ) и вакуумных трубчатых (ВТ) или атмосферно-вакуумных трубчатых (АВТ) установках.

В зависимости от направления использования фракций установки перегонки нефти принято именовать топливными, масляными или топливно-масляными и соответственно этому – варианты переработки нефти.

На установках АТ 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 последующей (вторичной) переработки их с получением топлив, смазочных масел, кокса, битумов и других нефтепродуктов.

Современные процессы перегонки нефти являются комбинированными с процессами обезвоживания и обессоливания, вторичной перегонки и стабилизации бензиновой фракции: ЭЛОУ-АТ, ЭЛОУ-АВТ, ЭЛОУ-АВТ-вторичная перегонка и т. д.

Диапазон мощностей отечественных установок перегонки нефти – от 0,5 до 8 млн т нефти в год. До 1950 г. максимальная мощность наиболее распространенных установок АТ и АВТ составляла 500...600 тыс. т/год.

Блок атмосферной перегонки нефти установки ЭЛОУ-АВТ-6. При выборе технологической схемы и режима атмосферной перегонки нефти руководствуются главным образом ее фракционным составом, и прежде всего содержанием в ней газов и бензиновых фракций.

Перегонку стабилизированных нефтей постоянного состава с небольшим количеством растворенных газов (до 1,2 % по C_4 включительно), относительно невысоким содержанием бензина (12...15 %) и выходом фракций до 350 °С не более 45 % энергетически наиболее выгодно осуществлять на установках (блоках) АТ по схеме с однократным испарением, то есть с одной сложной ректификационной колонной с боковыми отпарными секциями.

Установки такого типа широко применяются на зарубежных НПЗ. Они просты и компактны, благодаря осуществлению совместного испарения легких и тяжелых фракций требуют минимальной температуры нагрева нефти для обеспечения заданной доли отгона, характеризуются низкими энергетическими затратами и металлоемкостью. Основной их недостаток – меньшая технологическая гибкость и пониженный (на 2,5...3,0 %) отбор светлых нефтепродуктов, кроме того, по сравнению с двухколонной схемой, они требуют более качественной подготовки нефти.

Для перегонки легких нефтей с высоким содержанием растворимых газов (1,5... 2,2 %) и бензиновых фракций (до 20...30 %) и фракций до 350 °С (50...60 %) целесообразно применять атмосферную перегонку двухкратного испарения, то есть установки с предварительной отбензинивающей колонной и сложной ректификационной колонной с боковыми отпарными секциями для разделения частично отбензиненной нефти на топливные фракции и мазут.

Двухколонные установки атмосферной перегонки нефти получили в отечественной нефтепереработке наибольшее распространение. Они обладают достаточной технологической гибкостью, универсальностью и способностью перерабатывать нефти различного фракционного состава, так как первая колонна, в которой отбирается 50...60 % бензина от потенциала, выпол-

няет функции стабилизатора, сглаживает колебания в фракционном составе нефти и обеспечивает стабильную работу основной ректификационной колонны. Применение отбензинивающей колонны позволяет также снизить давление на сырьевом насосе, предохранить частично сложную колонну от коррозии, разгрузить печь от легких фракций, тем самым несколько уменьшить требуемую тепловую ее мощность.

Недостатками двухколонной АТ является более высокая температура нагрева отбензиненной нефти, необходимость поддержания температуры низа первой колонны горячей струей, на что требуются затраты дополнительной энергии. Кроме того, установка оборудована дополнительной аппаратурой: колонной, насосами, конденсаторами-холодильниками и т. д.

Блок атмосферной перегонки нефти высокопроизводительной, наиболее распространенной в нашей стране установки ЭЛОУ-АВТ-6 функционирует по схеме двукратного испарения и двукратной ректификации (рис. 1).

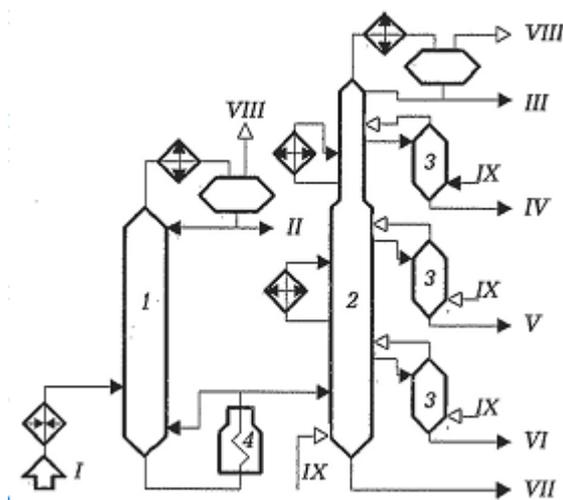


Рис. 1. Принципиальная схема блока атмосферной перегонки нефти установки ЭЛОУ-АВТ-6:

1 – отбензинивающая колонна; 2 – атмосферная колонна; 3 – отпарные колонны; 4 – атмосферная печь; I – нефть с ЭЛОУ; I – легкий бензин; III – тяжелый бензин; IV – фракция 180...220 °С; V – фракция 220...280 °С; VI – фракция 280...350 °С; VII – мазут; VIII – газ; IX – водяной пар

Обезвоженная и обессоленная на ЭЛОУ нефть дополнительно подогревается в теплообменниках и поступает на разделение в колонну частичного отбензинивания 1. Уходящие с верха этой колонны углеводородный газ и легкий бензин конденсируются и охлаждаются в аппаратах воздушного и водяного охлаждения и поступают в емкость орошения. Часть конденсата возвращается на верх колонны 1 в качестве острого орошения. Отбензиненная нефть с низа колонны 1 подается в трубчатую печь 4, где нагревается до требуемой температуры и поступает в атмосферную колонну 2. Часть отбензиненной нефти из печи 4 возвращается в низ колонны 1 в качестве горячей струи. С верха колонны 2 отбирается тяжелый бензин, а сбоку через отпарные колонны 3 выводятся топливные фракции 180...220 (230), 220(230)...280 и 280...350 °С. Атмосферная колонна кроме острого орошения имеет 2 циркуляционных орошения, которыми отводится тепло ниже тарелок отбора фракций 180...220 и 220...280 °С. В нижние части атмосферной и отпарных колонн подается перегретый водяной пар для отпарки легкокипящих фракций. С низа атмосферной колонны выводится мазут, который направляется на блок вакуумной перегонки. Ниже приведены материальный баланс, технологический режим и характеристика ректификационных колонн блока атмосферной перегонки нефти (типа самотлорской) 2.

Материальный баланс блока АТ

Поступило, %

Нефть 100

Получено, % на нефть,

Газ и нестабильный бензин (н. к. -180 °С) 19,1

Фракции:

180...220 °С 7,4

220...280 °С 11,0

280...350 °С 10,5

Мазут 52,0

Технологический режим работы блока АТ

Колонна частичного отбензинивания нефти

Температура, °С

питания 205

верха 155

низа 240

в емкости орошения 70

Давление, МПа 0,5

Кратность острого орошения, кг/кг 0,6 : 1

Атмосферная колонна

Температура, °С

питания 365

верха 146

вывода фракций:

180...220 °С 196

220...280 °С 246

280...350 °С 312

низа 342

Давление, МПа 0,25

Кратность острого орошения, кг/кг 1,4 : 1

Практикой эксплуатации промышленных установок АТ и АВТ были выявлены следующие недостатки схемы, показанной на рис. 1:

- не обеспечиваются проектные показатели по температуре подогрева нефти на входе в К-1, тем самым и по отбору легкого бензина в ней;
- способ регулирования температуры низа К-1 посредством горячей струи через печь требует повышенных энергозатрат на циркуляцию отбензиненной нефти.

Для интенсификации работы К-1 на ряде НПЗ были переобвязаны теплообменники по сырью и теплоносителю с целью повышения температуры подогрева нефти на входе в К-1. На одном НПЗ внедрена энергосберегающая технология отбензинивания нефти, которая отличается тем, что часть посту-

пающей в К-1 исходной обессоленной нефти нагревается в конвекционной камере печи (атмосферной или вакуумной) до 180 °С (вместо 205 °С) и подается вторым потоком в секцию питания, а в низ К-1 в качестве испаряющего агента подается водяной пар ($\approx 0,7$ % мас.).

Блок вакуумной перегонки мазута установки ЭЛОУ-АВТ-6. Основное назначение установки (блока) вакуумной перегонки мазута топливного профиля — получение вакуумного газойля широкого фракционного состава (350... 500 °С), используемого как сырье установок каталитического крекинга, гидрокрекинга или пиролиза и в некоторых случаях – термического крекинга с получением дистиллятного крекинг-остатка, направляемого далее на коксование с целью получения высококачественных нефтяных коксов. О четкости разделения мазута обычно судят по фракционному составу и цвету вакуумного газойля. Последний показатель косвенно характеризует содержание смолисто-асфальтеновых веществ, то есть коксуемость и содержание металлов. Металлы, особенно никель и ванадий, оказывают отрицательное влияние на активность, селективность и срок службы катализаторов процессов гидрооблагораживания и каталитической переработки газойлей. Поэтому при эксплуатации промышленных установок ВТ исключительно важно уменьшить унос жидкости (гудрона) в концентрационную секцию вакуумной колонны в виде брызг, пены, тумана и т. д. В этой связи вакуумные колонны по топливному варианту имеют при небольшом числе тарелок (или невысоком слое насадки) развитую питательную секцию: отбойники из сеток и промывные тарелки, где организуется рециркуляция затемненного продукта. Для предотвращения попадания металлоорганических соединений в вакуумный газойль иногда в сырье в небольших количествах вводят антипенную присадку типа силоксан.

В процессах вакуумной перегонки, помимо проблемы уноса жидкости, усиленное внимание уделяется обеспечению благоприятных условий для максимального отбора целевого продукта без заметного его разложения. Многолетним опытом эксплуатации промышленных установок ВТ установ-

лено, что нагрев мазута в печи выше 420...425 °С вызывает интенсивное образование газов разложения, закоксовывание и прогар труб печи, осмоление вакуумного газойля. При этом чем тяжелее нефть, тем более интенсивно идет газообразование и термодеструкция высокомолекулярных соединений сырья. Вследствие этого при нагреве мазута до максимально допустимой температуры уменьшают время его пребывания в печи, устраивая многопоточные змеевики (до четырех), применяют печи двустороннего облучения, в змеевик печи подают водяной пар и уменьшают длину трансферного трубопровода (между печью и вакуумной колонной). Для снижения температуры низа колонны организуют рецикл (квенчинг) частично охлажденного гудрона. С целью снижения давления на участке испарения печи концевые змеевики выполняют из труб большего диаметра и уменьшают перепад высоты между вводом мазута в колонну и выходом его из печи.

В вакуумной колонне применяют ограниченное количество тарелок с низким гидравлическим сопротивлением или насадку; используют вакуумсоздающие системы, обеспечивающие достаточно глубокий вакуум. Количество тарелок в отгонной секции также должно быть ограничено, чтобы обеспечить малое время пребывания нагретого гудрона. С этой целью одновременно уменьшают диаметр куба колонн.

В процессах вакуумной перегонки мазута по топливному варианту преимущественно используют схему однократного испарения, применяя одну сложную ректификационную колонну с выводом дистиллятных фракций через отпарные колонны или без них. При использовании отпарных колонн по высоте основной вакуумной колонны организуют несколько циркуляционных орошений.

Принципиальная схема блока вакуумной перегонки мазута установки ЭЛОУ-АВТ-6 приведена на рис. 2.

Мазут, отбираемый с низа атмосферной колонны блока АТ, прокачивается параллельными потоками через печь 2 в вакуумную колонну 1. Смесь нефтяных и водяных паров, газы разложения (и воздух, засасываемый через не-

плотности) с верха вакуумной колонны поступают в вакуумсоздающую систему.

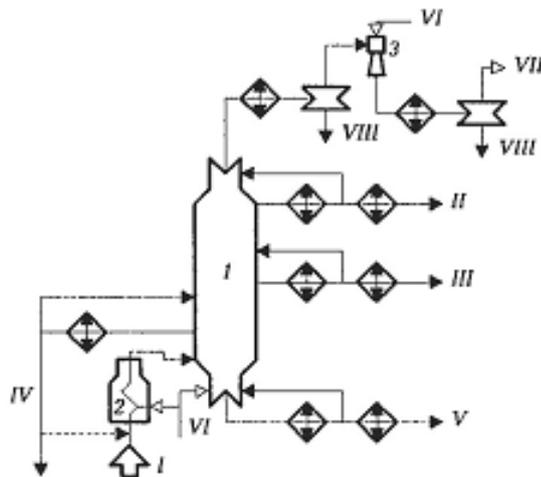


Рис. 2. Принципиальная схема блока вакуумной перегонки мазута установки ЭЛОУ-АВТ-6:

1 – вакуумная колонна; 2 – вакуумная печь; 3 – парожетторный вакуумный насос; I – мазут из АТ; II – легкий вакуумный газойль; III – вакуумный газойль; IV – затемненная фракция; V – гудрон; VI – водяной пар; VII – газы разложения; VIII – конденсат (вода или нефтепродукт)

После конденсации и охлаждения в конденсаторе-холодильнике она разделяется в газосепараторе на газовую и жидкую фазы. Газы отсасываются трехступенчатым парожетторным вакуумным насосом, а конденсаты поступают в отстойник для отделения нефтепродукта от водного конденсата. Верхним боковым погоном вакуумной колонны отбирают фракцию легкого вакуумного газойля (соляр). Часть его после охлаждения в теплообменниках возвращается на верх колонны в качестве верхнего циркуляционного орошения. Вторым боковым погоном отбирают широкую газойлевую (масляную) фракцию. Часть ее после охлаждения используется как среднее циркуляционное орошение вакуумной колонны. Балансовое количество целевого продукта вакуумного газойля после теплообменников и холодильников выводится с установки и направляется на дальнейшую переработку. С нижней та-

релки концентрационной части колонны выводится затемненная фракция, часть которой используется как нижнее циркуляционное орошение, часть – может выводиться с установки или использоваться как рецикл вместе с загрузкой вакуумной печи. С низа вакуумной колонны отбирается гудрон и после охлаждения направляется на дальнейшую переработку. Часть гудрона после охлаждения в теплообменнике возвращается в низ колонны в качестве квенчинга. В низ вакуумной колонны и змеевик печи подается водяной пар.

Материальный баланс блока вакуумной перегонки

Поступило, % на нефть:

Мазут 52

Получено, % на нефть:

Легкий вакуумный газойль

Вакуумный газойль

Гудрон

1,2

22,0

28,8

Технологический режим в вакуумной колонне

Температура, °С:

Питания 395

Верха 125

Низа 352

Вывода:

легкого вакуумного газойля 195

широкого вакуумного газойля 260

затемненной фракции 300

Давление наверху (абс.), кПа 8,0

Характеристика вакуумной колонны

Диаметр, м Число тарелок

5

Верхняя часть 6,4 4

Средняя часть 9,0 10

Нижняя часть 4,5 4

Тема «Технологии и оборудование процессов глубокой переработки нефти»

Типы и назначение термических процессов. Под термическими процессами подразумевают процессы химических превращений нефтяного сырья – совокупности реакций крекинга (распада) и уплотнения, осуществляемые термически, т. е. без применения катализаторов. Основные параметры термических процессов, влияющие на ассортимент, материальный баланс и качество получаемых продуктов, – качество сырья, давление, температура и продолжительность термолиза

В современной нефтепереработке применяются следующие типы термических процессов:

Термический крекинг высококипящего дистиллятного или остаточного сырья при повышенном давлении (2...4 МПа) и температуре 500...540 °С с получением газа и жидких продуктов. С начала возникновения и до середины XX в. основным назначением этого «знаменитого» в свое время процесса было получение из тяжелых нефтяных остатков дополнительного количества бензинов, обладающих, по сравнению с прямогонными, повышенной детонационной стойкостью, но низкой химической стабильностью. В связи с внедрением и развитием таких более эффективных каталитических процессов, как каталитический крекинг, каталитический риформинг, алкилирование и др., процесс термического крекинга остаточного сырья как бензинопроизводящий ныне утратил свое промышленное значение. В настоящее время термический крекинг применяется преимущественно как процесс термоподготовки дистиллятных видов сырья для установок коксования и производства термогазоля. Применительно к тяжелым нефтяным остаткам промышленное значение в современной нефтепереработке имеет лишь разновидность этого процесса, получившая название висбрекинга, – процесс легкого крекинга с

ограниченной глубиной термолиза, проводимый при пониженных давлении (1,5...3 МПа) и температуре с целевым назначением снижения вязкости котельного топлива.

Коксование – длительный процесс термолиза тяжелых остатков или ароматизированных высококипящих дистиллятов при невысоком давлении и температуре 470...540 °С. Основное целевое назначение коксования – производство нефтяных коксов различных марок в зависимости от качества перерабатываемого сырья. Побочные продукты коксования – малоценный газ, бензины низкого качества и газойли.

Пиролиз – высокотемпературный (750...800 °С) термолиз газообразного, легкого или среднестиллятного углеводородного сырья, проводимый при низком давлении и исключительно малой продолжительности. Основным целевым назначением пиролиза является производство олефинсодержащих газов. В качестве побочного продукта при пиролизе получают высокоароматизированную жидкость широкого фракционного состава с большим содержанием непредельных углеводородов.

Процесс получения технического углерода (сажи) – исключительно высокотемпературный (свыше 1200 °С) термолиз тяжелого высокоароматизированного дистиллятного сырья, проводимый при низком давлении и малой продолжительности. Этот процесс можно рассматривать как жесткий пиролиз, направленный не на получение олефинсодержащих газов, а на производство твердого высокодисперсного углерода – продукта глубокого термического разложения углеводородного сырья, по существу на составляющие элементы.

Процесс получения нефтяных пеков (пекование) – новый внедряемый в отечественную нефтепереработку процесс термолиза (карбонизации) тяжелого дистиллятного или остаточного сырья, проводимый при пониженном давлении, умеренной температуре (360...420 °С) и длительной продолжительности. Помимо целевого продукта – пека – в процессе получают газы и керосино-газойлевые фракции.

Процесс получения нефтяных битумов – среднетемпературный продолжительный процесс окислительной дегидроконденсации (карбонизации) тяжелых нефтяных остатков (гудронов, асфальтитов деасфальтизации), проводимый при атмосферном давлении и температуре 250...300 °С.

В качестве сырья термодеструктивных процессов нефтепереработки кроме пиролиза используются остатки прямой перегонки (мазуты, полугудроны, гудроны), термического крекинга, пиролиза (смолы), деасфальтизации (деасфальтизат или асфальтит) и высококипящие ароматизированные концентраты и газойли, получаемые на основе дистиллятных продуктов (экстракты масляного производства, тяжелые газойли каталитического крекинга, коксования, дистиллятные крекингостатки и др.).

В процессах пиролиза наилучшим видом сырья являются парафиновые углеводороды, дающие максимальный выход олефинов: газообразные (этан, пропан, бутан и их смеси) и жидкие (низкооктановые бензины и керосиногазойлевые фракции). Тяжелые нефтяные остатки (ТНО) представляют собой исключительно сложную многокомпонентную и полидисперсную по молекулярной массе смесь высокомолекулярных углеводородов и гетеросоединений, включающих кроме углерода и водорода серу, азот, кислород и такие металлы, как ванадий, никель, железо, молибден и др. Основными компонентами первичных (нативных) ТНО являются масла, смолы (мальтены) и асфальтены. Во вторичных ТНО, подвергнутых термодеструктивному воздействию, могут присутствовать кроме перечисленных компонентов, карбены и карбоиды.

На качество продуктов термолиза наиболее существенное влияние оказывает групповой углеводородный состав сырья, прежде всего содержание полициклических ароматических углеводородов. Групповой состав ТНО определяет свойства как дисперсионной среды, так и дисперсной фазы, а также агрегативную устойчивость сырья в условиях термолиза. При термолизе ароматизированного сырья образовавшиеся асфальтены более длительное время находятся в объеме без осаждения в отдельную фазу и претерпевают

более глубокие химические превращения (обрыв боковых цепочек, образование крупных блоков поликонденсированных ароматических структур и т. д.). В результате образуются более упорядоченные карбоиды и кокс с лучшей кристаллической структурой.

Нефтяные коксы с высокой упорядоченностью, в частности игольчатые, получают только из ароматизированных дистиллятных видов сырья с низким содержанием гетеросоединений (дистиллятные крекинг-остатки, смолы пиролиза, тяжелые газойли каталитического крекинга, экстракты масляного производства и др.). В связи с этим в последние годы значительное внимание как в России, так и за рубежом уделяется проблеме предварительной подготовки сырья для процесса коксования и термополиконденсации.

Поскольку значения энергии активации отдельных реакций термолиза различаются между собой весьма существенно, то температура как параметр управления процессом позволяет не только обеспечить требуемую скорость термолиза, но прежде всего регулировать соотношение между скоростями распада и уплотнения и, что особенно важно, между скоростями реакций поликонденсации, тем самым свойства фаз и условия кристаллизации мезофазы. При этом регулированием продолжительности термолиза представляется возможным обрывать на требуемой стадии «химическую эволюцию» в зависимости от целевого назначения процесса. С позиций получения кокса с лучшей упорядоченностью структуры коксование сырья целесообразно проводить при оптимальной температуре. При пониженной температуре ввиду малой скорости реакций деструкции в продуктах термолиза будут преобладать нафтено-ароматические структуры с короткими алкильными цепями, которые будут препятствовать дальнейшим реакциям уплотнения и формированию мезофазы. При температуре выше оптимальной скорость реакций деструкции и поликонденсации резко возрастают. Вследствие мгновенного образования большого числа центров кристаллизации коксующийся слой быстро теряет пластичность, в результате чего образуется дисперсная система с преобладанием мелких кристаллов. Возникающие при этом сшивки и

связи между соседними кристаллами затрудняют перемещение и рост ароматических структур. Более упорядоченная структура кокса получается при средней (оптимальной) температуре коксования (- 480 °С), когда скорость реакций деструкции и уплотнения соизмерима с кинетикой роста мезофазы. Коксующий слой при этом более длительное время остается пластичным, что способствует формированию крупных сфер мезофазы и более совершенных кристаллитов кокса.

Давление в термодеструктивных процессах следует рассматривать как параметр, оказывающий значительное влияние на скорость газофазных реакций, на фракционный и групповой углеводородный состав как газовой, так и жидкой фаз реакционной смеси, тем самым и дисперсионной среды. Последнее обстоятельство обуславливает, в свою очередь, соответствующее изменение скоростей образования и расходования, а также молекулярной структуры асфальтенов, карбенов и карбоидов. Анализ большого количества экспериментальных данных свидетельствует, что в процессе термолиза нефтяных остатков с повышением давления:

- почти пропорционально возрастают скорости радикально-цепных газофазных реакций распада с преимущественным образованием низкомолекулярных газов, в результате возрастает выход H_2 и газов C_{1-4} , а выход суммы летучих продуктов снижается;
- за счет повышения роли физической конденсации низкомолекулярной части продуктов термолиза в дисперсионной среде увеличивается содержание парафино-нафтеновых углеводородов – высадителей асфальтенов. При этом пороговая (соответственно и равновесная) концентрация асфальтенов снижается, они раньше выпадают во вторую фазу. В результате выход карбоидов возрастает почти пропорционально давлению. Увеличение выхода карбоидов возможно также за счет образования их, минуя стадию образования асфальтенов, например адсорбцией полициклических ароматических углеводородов на поверхности мезофазы;

- концентрации полициклических ароматических углеводородов, смол и асфальтенов с ростом давления термоллиза изменяются незначительно;
- при термоллизе нефтяных остатков с высоким содержанием полициклических ароматических углеводородов с ростом давления несколько улучшается кристаллическая структура карбоидов.

Термический крекинг дистиллятного сырья. Процесс термического крекинга тяжелых нефтяных остатков в последние годы в мировой нефтепереработке практически утратил свое «бензинопроизводящее» значение. В настоящее время этот процесс получил новое назначение – термоподготовка дистиллятных видов сырья для установок коксования и производства термогазойля — сырья для последующего получения технического углерода (сажи).

В качестве сырья установки термического крекинга дистиллятного сырья (ТКДС) предпочтительно используют ароматизированные высококипящие дистилляты: тяжелые газойли каталитического крекинга, тяжелую смолу пиролиза и экстракты селективной очистки масел. При ТКДС за счет преимущественного протекания реакций дегидроконденсации аренов, образующихся при крекинге парафино-нафтеновых углеводородов, а также содержащихся в исходном сырье, происходит дальнейшая ароматизация сырья.

Основными целевыми продуктами ТКДС являются термогазойль (фракция 200...480 °С) и дистиллятный крекинг-остаток – сырье установок замедленного коксования – с целью получения высококачественного кокса, например игольчатой структуры. В процессе получают также газ и бензиновую фракцию.

Наиболее важными показателями качества термогазойля являются индекс корреляции, содержание серы, коксумость, фракционный состав, вязкость и температура застывания.

Принципиальная технологическая схема установки термического крекинга дистиллятного сырья для производства вакуумного термогазойля представлена на рис. 3.

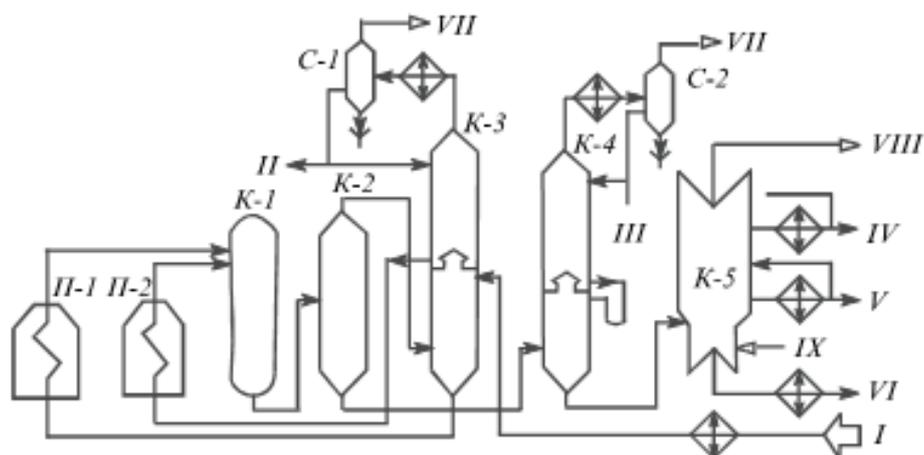


Рис. 3. Принципиальная технологическая схема установки термического крекинга дистиллятного сырья:

I – сырье; II – бензин на стабилизацию; III – тяжелый бензин из К-4; IV – вакуумный отгон; V – термогазойль; VI – крекинг-остаток; VII – газы на ГФУ; VIII – газы и водяной пар к вакуум-системе; IX – водяной пар

Установка состоит из следующих секций: реакторное отделение, включающее печи крекинга тяжелого (II-1) и легкого сырья (II-2) и выносную реакционную колонну (K-1); отделение разделения продуктов крекинга, которое включает испарители высокого (K-2) и низкого (K-4) давления для отделения крекинг-остатка, комбинированную ректификационную колонну высокого давления (K-3), вакуумную колонну (K-5) для отбора вакуумного термогазойля и тяжелого крекинг-остатка и газосепараторов (C-1 и C-2) для отделения газа от нестабильного бензина.

Исходное сырье после нагрева в теплообменниках подают в нижнюю секцию колонны K-3. Она разделена на две секции полуглухой тарелкой, которая позволяет перейти в верхнюю секцию только парам. Продукты конденсации паров крекинга в верхней секции накапливаются в аккумуляторе (кармане) внутри колонны. Потoki тяжелого и легкого сырья, отбираемые соответственно с низа и из аккумулятора K-3, подают в змеевики трубчатых печей II-1 и II-2, где нагревают до температуры соответственно 500 и 550 °С и далее направляют для углубления крекинга в выносную реакционную камеру

К-1. Продукты крекинга затем подают в испаритель высокого давления К-2, крекингостаток и термогазойль через редукционный клапан – в испаритель низкого давления К-4, а газы и пары бензино-керосиновых фракций – в колонну К-3.

Уходящие с верха К-3 и К-4 газы и пары бензиновой фракции охлаждаются в конденсаторе-холодильнике и подают в газосепараторы С-1 и С-2. Газы направляют на разделение на ГФУ, а балансовое количество бензинов – на стабилизацию. Крекинг-остаток, выводимый с низа К-4, подвергают вакуумной разгонке в колонне К-5 на вакуумный термогазойль и вакуум-отогнанный дистиллятный крекинг-остаток.

Установки висбрекинга тяжелого сырья. Наиболее распространенный прием углубления переработки нефти – это вакуумная перегонка мазута и раздельная переработка вакуумного газойля (каталитическим и гидрокрекингом) и гудрона. Получающийся гудрон, особенно в процессе глубоковакуумной перегонки, непосредственно не может быть использован как котельное топливо из-за высокой вязкости. Для получения товарного котельного топлива из таких гудронов без их переработки требуется большой расход дистиллятных разбавителей, что сводит практически на нет достигнутое вакуумной перегонкой углубление переработки нефти. Наиболее простой способ неглубокой переработки гудронов – это висбрекинг с целью снижения вязкости, что уменьшает расход разбавителя на 20...25 % мас., а также соответственно общее количество котельного топлива. Обычно сырьем для висбрекинга является гудрон, но возможна и переработка тяжелых нефтей, мазутов, даже асфальтов процессов деасфальтизации. Висбрекинг проводят при менее жестких условиях, чем термокрекинг, вследствие того, что, во-первых, перерабатывают более тяжелое, следовательно, легче крекируемое сырье; во-вторых, допускаемая глубина крекинга ограничивается началом коксообразования (температура 440...500 °С, давление 1,4...3,5 МПа). Эксплуатируемые отечественные установки висбрекинга несколько различаются между собой, поскольку были построены либо по типовому проекту, либо путем ре-

конструкции установок АТ или термического крекинга. Различаются они по числу и типу печей, колонн, наличием или отсутствием выносной реакционной камеры.

Принципиальная технологическая схема типовой установки печного висбрекинга производительностью 1 млн т гудрона приведена на рис. 4.

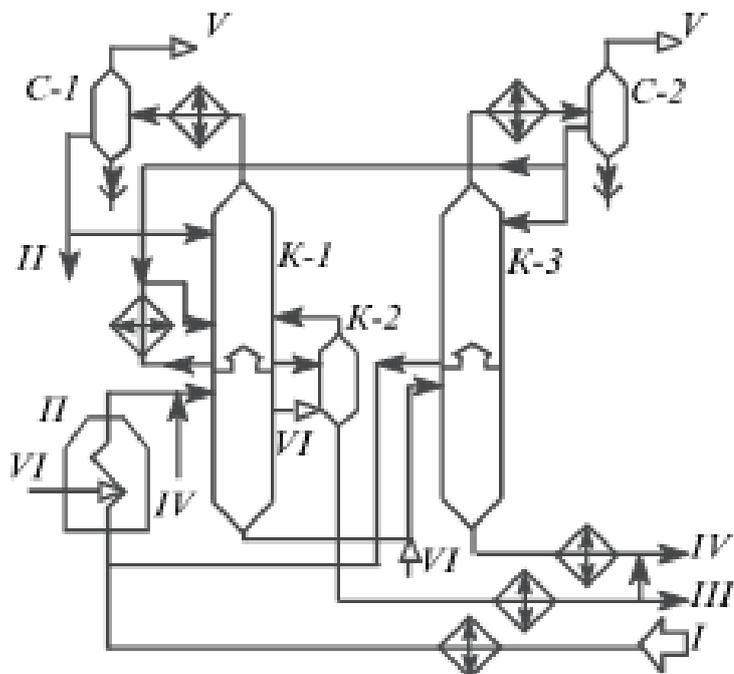


Рис. 4. Принципиальная технологическая схема установки висбрекинга гудрона:

I – сырье; II – бензин на стабилизацию; III – керосино-газойлевая фракция; IV – висбрекинг-остаток; V – газы ГФУ; VI – водяной пар

Остаточное сырье (гудрон) прокачивают через теплообменники, где нагревают за счет тепла отходящих продуктов до температуры 300 °С и направляют в нагревательно-реакционные змеевики параллельно работающих печей. Продукты висбрекинга выводят из печей при температуре 500 °С и охлаждают подачей квенчинга (висбрекинг остатка) до температуры 430 °С и направляют в нижнюю секцию ректификационной колонны К-1. С верха этой колонны отводят парогазовую смесь, которую после охлаждения и конденсации в конденсаторах-холодильниках подают в газосепаратор С-1, где разделяют на газ, воду и бензиновую фракцию. Часть бензина используют

для орошения верха К-1, а балансовое количество направляют на стабилизацию. Из аккумулятора К-1 через отпарную колонну К-2 выводят фракцию легкого газойля (200...350 °С) и после охлаждения в холодильниках направляют на смешение с висбрекинг-остатком или выводят с установки. Часть легкого газойля используют для создания промежуточного циркуляционного орошения колонны К-1.

Кубовая жидкость из К-1 поступает самотеком в колонну К-3. За счет снижения давления с 0,4 до 0,1...0,05 МПа и подачи водяного пара в переток из К-1 в К-3 происходит отпарка легких фракций. Парогазовая смесь, выводимая с верха К-3, после охлаждения и конденсации поступает в газосепаратор С-2. Газы из него направляют к форсункам печей, а легкую флегму возвращают в колонну К-1.

Из аккумулятора К-3 выводят тяжелую флегму, которую смешивают с исходным гудроном, направляемым в печи. Остаток висбрекинга с низа К-3 после охлаждения в теплообменниках и холодильниках выводят с установки. Для предотвращения закоксовывания реакционных змеевиков печей (объемно-настильного пламени) в них предусматривают подачу турбулизатора – водяного пара на участке, где температура потока достигает 430...450 °С.

Установки замедленного коксования. Среди термических процессов наиболее широкое распространение в нашей стране и за рубежом получил процесс замедленного коксования, который позволяет перерабатывать самые различные виды ТНО с выработкой продуктов, находящих достаточно квалифицированное применение в различных отраслях народного хозяйства. Другие разновидности процессов коксования ТНО – периодическое коксование в кубах и коксование в псевдооживленном слое порошкообразного кокса – нашли ограниченное применение. Здесь рассматриваются только установки замедленного коксования (УЗК).

Основное целевое назначение УЗК – производство крупно-кускового нефтяного кокса. Наиболее массовыми потребителями нефтяного кокса в мире и в нашей стране являются производства анодной массы и обожженных

анодов для алюминиевой промышленности и графитированных электродов для электросталеплавания. Широкое применение находит нефтяной кокс при изготовлении конструкционных материалов, в производстве цветных металлов, кремния, абразивных (карбидных) материалов, в химической и электротехнической промышленности, космонавтике, ядерной энергетике и др.

Кроме кокса на УЗК получают газы, бензиновую фракцию и коксовые (газойлевые) дистилляты. Газы коксования используют в качестве технологического топлива или направляют на ГФУ для извлечения пропан-бутановой фракции – ценного сырья для нефтехимического синтеза. Получающиеся в процессе коксования бензиновые фракции (5...16 % мас.) характеризуются невысокими октановыми числами (≈ 60 по ММ) и низкой химической стабильностью (> 100 г 12/100 г), повышенным содержанием серы (до 0,5 % мас.), и требуется их дополнительное гидрогенизационное и каталитическое облагораживание. Коксовые дистилляты могут быть использованы без или после гидрооблагораживания как компоненты дизельного, газотурбинного и судового топлив или в качестве сырья каталитического или гидрокрекинга, для производства малозольного электродного кокса, термогазойля и т. д.

Процесс ЗК на протяжении XX века являлся и в настоящее время остается одним из способов углубления переработки нефти, что обусловливается как большой потребностью в коксе, так и отсутствием дешевых каталитических методов переработки тяжелых нефтяных остатков из-за высокого содержания в них металлов-ядов катализаторов. Общая мировая мощность установок ЗК ныне составляет ~ 140 млн т/год, что эквивалентно выработке ~ 40 млн т/год кокса. При этом в США, нефтепереработка которых характеризуется наиболее высоким показателем в мире по глубине переработки нефти, сосредоточено 70 % от мировых мощностей ЗК.

На рис. 5 представлена принципиальная технологическая схема нагревательно-реакционно-фракционирующей секции двухблочной установки замедленного коксования.

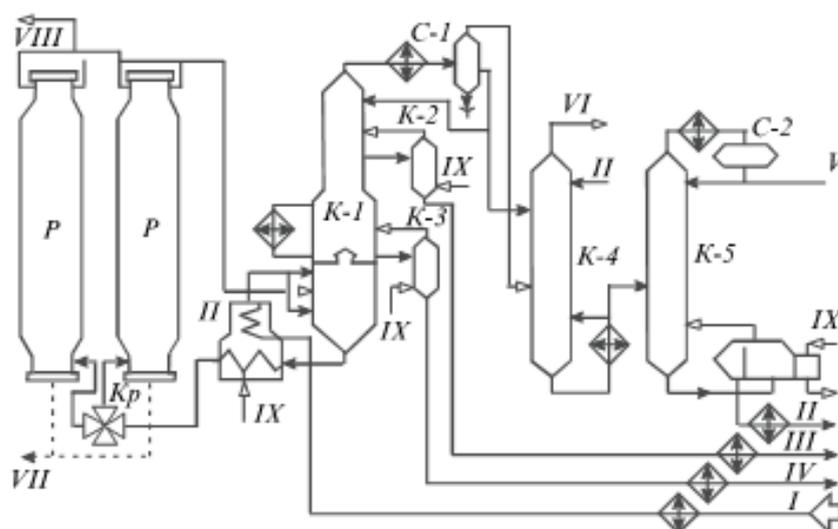


Рис. 5.5. Принципиальная технологическая схема двухблочной установки за-медленного коксования:

I – сырье; II – стабильный бензин; III – легкий газойль; IV – тяжелый газойль; V – головка стабилизации; VI – сухой газ; VII – кокс; VIII – пары отпарки камер; IX – водяной пар

Сырье – гудрон или крекинг-остаток (или их смесь) нагревают в теплообменниках и конвекционных змеевиках печи и направляют на верхнюю каскадную тарелку колонны К-1. Часть сырья подают на нижнюю каскадную тарелку для регулирования коэффициента рецикла, под нижнюю каскадную тарелку этой колонны – горячие газы и пары продуктов коксования из коксовых камер. В результате контакта сырья с восходящим потоком газов и паров продуктов коксования сырье нагревается (до температуры 390...405 °С), при этом низкокипящие его фракции испаряются, а тяжелые фракции паров конденсируются и смешиваются с сырьем, образуя так называемое вторичное сырье.

Вторичное сырье с низа колонны К-1 забирают печным насосом и направляют в реакционные змеевики печей (их две, работают параллельно), расположенные в радиантной их части. В печах вторичное сырье нагревается до 490...510 °С и поступает через четырехходовые краны двумя параллельными потоками в две работающие камеры; две другие камеры в это время находятся в цикле подготовки. Входя в низ камер, горячее сырье постепенно

заполняет их; так как объем камер большой, время пребывания сырья в них также значительно и там происходит крекинг сырья. Пары продуктов коксования непрерывно уходят из камер в колонну К-1, а утяжеленный остаток задерживается в камере. Жидкий остаток постепенно превращается в кокс.

Фракционирующая часть УЗК включает основную ректификационную колонну К-1, отпарные колонны К-2 и К-3, фракционирующий абсорбер К-4 для деэтанализации газов коксования и колонну стабилизации бензина К-5.

Колонну К-1 разделяют полуглухой тарелкой на две части: нижнюю, которая является как бы конденсатором смешения, а не отгонной секцией колонны; и верхнюю, выполняющую функцию концентрационной секции ректификационных колонн. В верхней части К-1 осуществляют разделение продуктов коксования на газ, бензин, легкий и тяжелые газойли. В колонне К-1 температурный режим регулируется верхним острым и промежуточным циркуляционными орошениями. Легкий и тяжелый газойли выводят через отпарные колонны соответственно К-2 и К-3.

Газы и нестабильный бензин из сепаратора С-1 направляют в фракционирующий абсорбер К-4. В верхнюю часть К-4 подают охлажденный стабильный бензин, в нижнюю часть подводят тепло посредством кипятильника с паровым пространством. С верха К-4 выводят сухой газ, а снизу – насыщенный нестабильный бензин, который подвергают стабилизации в колонне К-5, где от него отгоняют головку, состоящую из пропан-бутановой фракции. Стабильный бензин охлаждают, очищают от сернистых соединений щелочной промывкой и выводят с установки.

Коксовые камеры работают по циклическому графику. В них последовательно чередуются циклы: коксование, охлаждение кокса, выгрузка его и разогрев камер. Когда камера заполнится примерно на 70...80 % по высоте, поток сырья с помощью переключающих кранов переводят в другую камеру. Заполненную коксом камеру продувают водяным паром для удаления жидких продуктов и нефтяных паров. Удаляемые продукты поступают вначале в колонну К-1. После того как температура кокса понизится до 400...405 °С,

поток паров отключают от колонны и направляют в скруббер (на рисунке не показан). Водяным паром кокс охлаждают до 200 °С, после чего в камеру подают воду. После охлаждения кокс из камер выгружают. Для этой операции применяют гидравлический метод. Пласты кокса разрушают струей воды давлением 10...15 МПа. Над каждой камерой устанавливают буровые вышки высотой 40 м, предназначенные для подвешивания бурового оборудования. На вышке закрепляют гидродолото, с помощью которого в слое кокса пробуривают центральное отверстие. Затем гидродолото заменяют гидрорезаком, снабженным соплами, из которых подают сильные струи воды, направляемые к стенкам камеры. Гидрорезак перемещается по камере, полностью удаляя со стенок кокс. Далее кокс поступает в отделение внутриустановочной обработки и транспортировки, где осуществляется дробление, сортировка на три фракции и транспортировка в склады. Ниже приводим типичный цикл

Установки пиролиза нефтяного сырья. Назначением процессов пиролиза, получивших в современной мировой нефтехимии исключительно широкое распространение, является производство низших олефинов, преимущественно этилена, являющихся ценным сырьем (мономером) для синтеза важнейших нефтехимических продуктов.

Процесс пиролиза в зависимости от целевого назначения может быть направлен на максимальный выход этилена (этиленовые установки), пропилена или бутиленов и бутадиена. Наряду с газом, в процессе образуется некоторое количество жидкого продукта, содержащего значительные количества моноциклических (бензол, толуол, ксилолы и др.) и полициклических (нафталин, антрацен и др.) ароматических углеводородов.

Получаемый при пиролизе этилен используется для производства оксида этилена, этилового спирта, полимеров (полиэтилена), стирола, пластмасс и др.

Пропилен является исходным мономером для производства полипропилена, акрилонитрила и бутадиена.

Основные направления использования жидких продуктов пиролиза – получение бензола и других ароматических углеводородов, нефтеполимерных смол, как компонента автобензинов, котельных топлив, сырья для производства технического углерода, пеков, высококачественных коксов и др.

На современных высокопроизводительных этиленовых установках (ЭП-300 и ЭП-450 производительностью соответственно 300 и 450 тыс. т этилена в год) применяют мощные пиролизные печи, специально сконструированные для условий интенсивного высокотемпературного нагрева (до 870...920 °С) с временем пребывания сырья в реакционных змеевиках в пределах 0,01...0,1 с.

Они характеризуются вертикальным расположением труб радиантных змеевиков в виде однорядного экрана с двухсторонним облучением панельными горелками беспламенного горения (или факельными горелками с настильным пламенем). Проход по трубам радиантного змеевика организован в виде нескольких (от 4 до 12) параллельных потоков (секций). Каждая секция состоит из нескольких жаропрочных труб (от 3 до 12) длиной от 6 до 16 м и диаметром 75...150 мм. Мощность одной пиролизной печи достигает до 50 тыс. т этилена в год.

Следующий по значимости аппарат пиролиза – закалочный аппарат, предназначенный для осуществления быстрого охлаждения продуктов процесса. Ранее для этой цели применяли закалочные аппараты, в которых быстрое охлаждение достигалось за счет впрыскивания водного конденсата. На современных пиролизных установках применяют закалочно-испарительные аппараты (ЗИА), представляющие собой газотрубные котлы-утилизаторы. В результате высокой линейной скорости продуктов пиролиза, движущихся по трубам, предотвращается оседание твердых частиц на их стенках, увеличивается коэффициент теплопередачи и достигается быстрое (за 0,015...0,03 с) охлаждение до 350...400 °С. За счет этого тепла из водяного конденсата, поступающего в ЗИА, генерируется пар высокого давления (11...13 МПа), ко-

торый отделяется в паросборнике, перегревается до 450 °С в одной из секций пиролизной печи и затем используется для привода турбокомпрессоров. Принципиальная технологическая схема установки пиролиза ЭГТ-300 приведена на рис. 6.

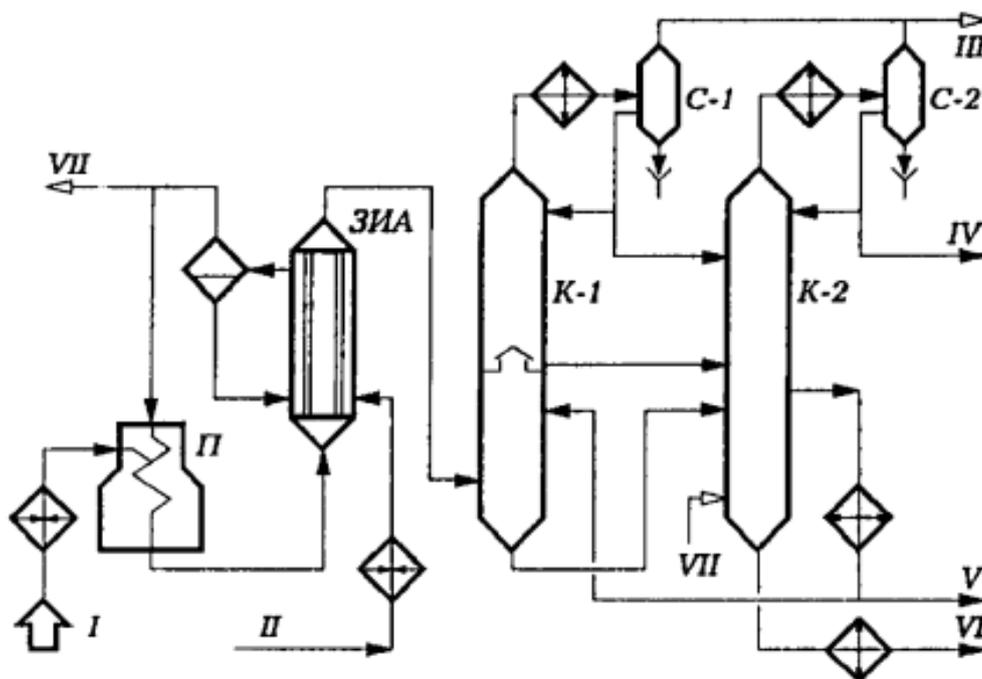


Рис. 6 Принципиальная схема установки пиролиза бензина:

I – сырье; II – конденсат; III – газы пиролиза; IV – бензиновая фракция (н. к. - 150 °С); V – легкая смола; VI – тяжелая смола; VII – водяной пар

Сырьем установки служит фракция 62...180°С прямогонного бензина и фракция 62...140 °С бензина-рафината каталитического риформинга. Предусмотрен также пиролиз этана и пропана, получаемых в процессе и с заводских ГФУ.

Бензин после нагрева в теплообменниках подается в девять параллельно работающих трубчатых печей (на схеме показана одна), а этанпропановая фракция – в десятую печь. На выходе из камеры конвекции в сырье вводится водяной пар в количестве 50 % мас. по бензину и 30 % мас. по этан-пропану. Температура на выходе из змеевиков печей 810...840 °С, продолжительность реакции 0,3...0,6 с. Продукты пиролиза далее поступают в трубы закалочных аппаратов ЗИА. Охлажденные до 400 °С пиропродукты затем направляются

в низ промывочной колонны К-1, где при контакте с охлажденным квенчингом (фракцией 150...250 °С) охлаждаются до 180 °С и отмываются от твердых частиц углерода. Тяжелый конденсат с низа К-1 подается на ректификацию в колонну К-2.

Газы и пары, поднимающиеся из нижней части К-1, проходят полуглухую тарелку и подвергаются ректификации на верхних тарелках колонны. Конденсат с аккумулятора К-1 подается также в колонну К-2. Выходящий с верха колонны К-1 пирогаз с парами легких фракций пироконденсата охлаждается в водяном холодильнике до 30 °С и поступает в газосепаратор С-1. Легкий конденсат подается на орошение верха К-1 и на ректификацию в К-2. Выводимый с верха С-1 пирогаз подается на моноэтаноламиновую очистку и далее на ГФУ. Из К-2 выводятся с установки пиробензин (фракция н. к. - 150°С), легкая смола (150...250 °С) и тяжелая смола (> 250 °С). Часть легкой смолы циркулирует в качестве квенчинга через колонну К-1.

Материальный баланс установки ЭП-300, % мас.

Продукты

Водород-метановая фракция 17,7

Этилен 25,5

Пропилен 16,2

Пропан 1,0

Бутан-бутилены 12,2

Фракция н. к. — 150 °С 19,9

150...250 °С 1,5

Остаток > 250 °С 3,3

Потери 2,7

Технология процесса каталитического крекинга. Процесс каталитического крекинга является одним из наиболее распространенных крупнотоннажных процессов углубленной переработки нефти и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современных и перспективных НПЗ топливного профиля.

Основное целевое назначение каталитического крекинга – 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 полициклических ароматических углеводородов – как сырье для производства технического углерода или высококачественного электродного кокса (например, игольчатого).

Процессы каталитического крекинга получили наибольшее развитие в США, где удельный вес их в 1999 г. составил 34,2 % от первичной переработки нефти, причем на некоторых НПЗ этот показатель составляет более 50 %. Доля этого процесса на НПЗ других развитых капиталистических стран составляет 10...15 % мас.

В качестве сырья в процессе каталитического крекинга в течение многих десятилетий традиционно использовали вакуумный дистиллят (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 °С. На специально запроектиС целью снижения содержания металлов и коксогенных компонентов в сырье до такой степени, чтобы его последующая каталитическая переработка была бы более экономична, т. е. при умеренных габаритах регенератора и без чрезмерного расхода дорогостоящего катализатора, осуществляется его подготовка.

Из процессов облагораживания сырья каталитического крекинга в настоящее время широко применяется каталитическая гидроочистка преимущественно вакуумных газойлей и более тяжелого сырья с ограниченным содержанием металлов.

К сырью гидрогенизационных процессов, по сравнению с каталитическим крекингом, не предъявляется столь жестких ограничений по коксуемости, поскольку скорости коксообразования в этих процессах несопоставимы. Однако по содержанию металлов к сырью обоих процессов предъявляются практически одинаковые ограничения, поскольку металлы сырья одинаково необратимо дезактивируют как металлические центры, так и кислотные центры катализаторов.

Необходимо отметить следующие достоинства комбинированной каталитической переработки с предварительной гидроочисткой сырья крекинга:

- существенно снижается содержание сернистых и азотистых соединений во всех жидких продуктах каталитического крекинга и содержание оксидов серы в газах регенерации, в результате отпадает необходимость в их облагораживании и снижаются выбросы вредных газов в атмосферу;
- полициклические ароматические углеводороды и смолы сырья при гидроочистке подвергаются частичному гидрокрекингу с образованием алкилароматических углеводородов с меньшим числом колец, в результате снижается коксообразование в процессе каталитического крекинга;
- существенно снижается содержание металлов в гидроочищенном сырье, что снижает расход катализаторов крекинга;
- при каталитическом крекинге гидроочищенного сырья увеличивается выход целевых (более высокого качества) продуктов и снижается выход газойлей и кокса.

Результаты каталитического крекинга определяются в целом такими показателями, как глубина превращения (конверсии) сырья, выход целевых продуктов и их качество.

Под глубиной превращения сырья принято считать суммарный выход продуктов, отличающихся от исходного сырья фракционным составом. При крекинге традиционного сырья — вакуумного газойля (фракция 350...500 °С) — такими продуктами являются газ + бензин + дизельная фракция (легкий газойль) + кокс. Тяжелый газойль, выкипающий при тех же температурных пределах, что и сырье, обычно принимают как непревращенную часть сырья, хотя он отличается от последнего по химическому составу.

Целевыми продуктами процесса являются бензин и сжиженный газ. Кокс, хотя и фигурирует в материальном балансе процесса (вместе с потерями), но не выводится из установки и полностью сгорает в регенераторе, обеспечивая тепловой баланс реакторного блока.

Требуемая глубина конверсии сырья и качество целевых продуктов каталитического крекинга достигаются управлением технологическим процессом посредством регулирования его оперативными параметрами.

К нерегулируемым параметрам каталитического крекинга можно отнести качество сырья, качество катализатора, тип и конструкцию реакционных аппаратов, обеспечивающие заданный в соответствии с проектом технологический режим и производительность по сырью.

К оперативным, т. е. регулируемым, относят обычно те параметры, которые входят в кинетические уравнения (или математические модели) химико-технологических процессов, т. е. температура T , время контакта τ и концентрация реактантов. Применительно к рассматриваемому процессу каталитического крекинга оперативными параметрами реактора являются температура в зоне крекинга, время контакта сырья с катализатором, кратность циркуляции катализатора и коэффициент рециркуляции остатка крекинга.

На глубину конверсии сырья в значительной степени оказывает влияние газодинамический режим контактирования сырья с катализатором, осуществляемый в реакторах различных типов. В реакторах с движущимся слоем шарикового катализатора катализ, массо- и теплообмен осуществляют фильтрацией прямогоком в режиме, близком к идеальному вытеснению, т. е.

в реакторе интегрального типа. К недостаткам реакторов этого типа следует отнести:

- катализ проводят на поверхности крупнозернистого катализатора, что отдаляет процесс от чисто кинетической области реагирования;
- при прямотоке, в отличие от противотока, завершающую стадию крекинга осуществляют на поверхности закоксованного катализатора после потери им первоначальной активности;
- большое время контакта в реакторах этого типа (исчисляемое десятками минут) приводит к ухудшению селективности крекинга в результате интенсивного протекания вторичных реакций.

В реакторах с псевдоожиженным (кипящим) слоем микросферического катализатора катализ, тепло- и массообмен осуществляют при идеальном перемешивании реактантов с катализатором в режиме, характерном для безградиентных реакторов (т. е. дифференциального типа). Как наиболее значимые достоинства реакторов этого типа следует отметить:

- высокую их удельную производительность;
- легкость транспортирования микросферического катализатора и регулирования технологического режима;
- осуществление каталитического процесса в области, близкой к чисто кинетической;
- отсутствие байпасных участков и градиента температуры в кипящем слое и некоторые другие.

Из недостатков реакторов с кипящим слоем можно указать следующие:

- неравномерность времени пребывания сырья в зоне реакции, в результате некоторая часть сырья подвергается чрезмерному крекированию до газа и кокса, а другая часть – легкому крекингу;
- среднее фиктивное время контакта, хотя и меньше, чем в реакторах с движущимся слоем шарикового катализатора, но недостаточно малое (3...15 мин), чтобы обеспечить максимально высокую селективность крекинга.

Реакторы каталитического крекинга перечисленных выше двух типов в последние годы постепенно вытесняются более совершенными типами – прямоточными реакторами с восходящим потоком газокатализаторной смеси (лифт-реактор). По газодинамическим характеристикам этот реактор приближается к реакторам идеального вытеснения (т. е. интегрального типа), более эффективным для каталитического крекинга по сравнению с реакторами с псевдоожиженным слоем катализатора. При этом время контакта сырья с ЦСК благодаря высокой активности снижается в лифт-реакторе примерно на два порядка (до 2...6 с). Высокая термостабильность современных катализаторов (редкоземельных обменных форм цеолитов или бесцеолитных ультрастабильных и др.) позволяет проводить реакции крекинга при повышенных температурах и исключительно малом времени контакта, т. е. осуществить высокоинтенсивный («скоростной») жесткий крекинг (подобно процессам пиролиза).

Технологическая схема секций крекинга и ректификации установки Г-43-107 представлена на рис. 7.

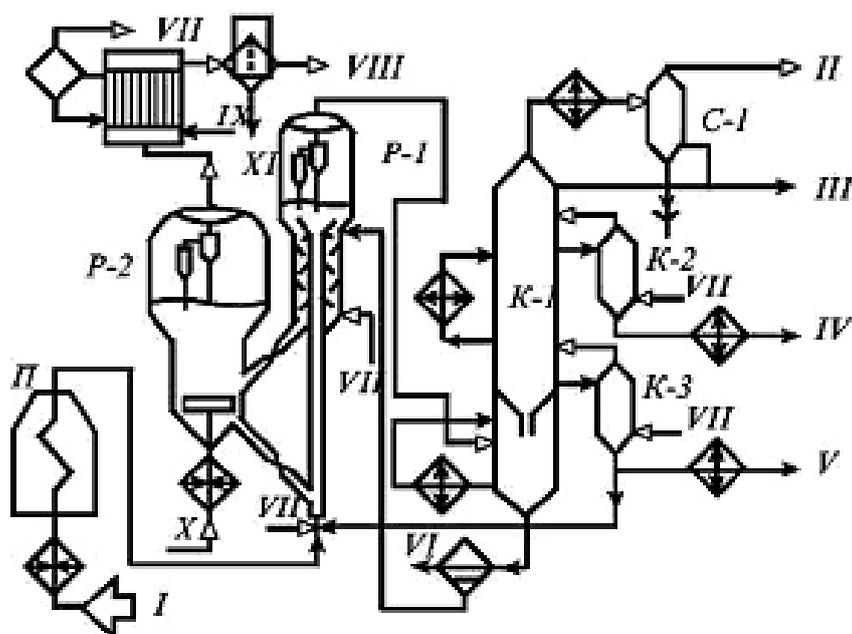


Рис. 7. Принципиальная технологическая схема установки каталитического крекинга Г-43-107:

I – гидроочищенное сырье; II – газы на АГФУ; III – нестабильный бензин на стабилизацию; IV – легкий газойль; V – тяжелый газойль; VI – декантат; VII – водяной пар; VIII – дымовые газы; IX – вода; X – воздух; XI – каталитическая пыль

Гидроочищенное сырье после подогрева в теплообменниках и печи II смешивают с рециркулятом и водяным паром и вводят в узел смешения прямооточного лифт-реактора Р-1. Контактруя с регенерированным горячим цеолитсодержащим катализатором, сырье испаряется, подвергается катализу в лифт-реакторе и далее поступает в зону форсированного кипящего слоя Р-1. Продукты реакции отделяют от каталитической пыли в двухступенчатых циклонах и направляют в нижнюю часть ректификационной колонны К-1 на разделение.

Закоксованный катализатор из отпарной зоны Р-1 по наклонному катализаторопроводу подают в зону кипящего слоя регенератора Р-2, где осуществляют 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 нагнетают воздуходувкой. При необходимости его можно нагревать в топке под давлением. Дымовые газы через внутренние двухступенчатые циклоны направляют на утилизацию теплоты (на электрофильтры и котел-утилизатор).

В К-1 для регулирования температурного режима предусмотрены верхнее острое и промежуточные циркуляционные (в средней и нижней частях) орошения. Отбор легкого и тяжелого газойля осуществляют через отпарные колонны К-2 и К-3. Нижняя часть колонны является отстойником (скруббером) каталитического шлама, который возвращают в отпарную зону Р-1. Часть тяжелого газойля подают в узел смешения лифт-реактора как рециркулят. С верха колонны выводят смесь паров бензина, воды и газов крекинга,

которую после охлаждения и конденсации разделяют в газосепараторе С-1 на газ, нестабильный бензин, направляемые в блок газофракционирования и стабилизации бензина. Водный конденсат после очистки от сернистых соединений выводят с установки.

Материальный баланс установки Г-43-107

Продукт крекинга Выход, % мас.

Сухой газ 1,96

Пропан-пропиленовая фракция 5,61

Бутан-бутиленовая фракция 9,04

-195 °С 43,04

195...350 °С 28

350 °С 8,35

Кокс + потери 4

Тема «Технологии и оборудование процессов очистки и разделения углеводородных газов»

Особенности технологий фракционирования газоконденсатов. Добыча и переработка газоконденсатного углеводородного сырья по сравнению с нефтью и природным газом является сравнительно новой отраслью нефтегазового комплекса страны. История открытия и эксплуатации ГК в бывшей СССР началась в 1955 г. с Карадагского месторождения в Азербайджане. Затем были открыты газоконденсатные месторождения в Краснодарском (Ахтырско-Бугундырское, Украинское и др.).

В последние годы в переработку стали широко вовлекать газовые конденсаты. Основные его запасы находятся в районах Западной Сибири, Европейского Севера и Прикаспийской низменности. В районах добычи выделенный газовый конденсат подвергается стабилизации, при этом из него удаляются фракции C_1 – C_4 и частично C_5 . Образующийся стабильный газовый конденсат содержит в основном (85 %) бензиновые и дизельные фракции (до 360 °С). Себестоимость добычи газоконденсата в 2...4 раза ниже себестоимости

добычи нефти, а при квалифицированном ведении процесса продукты его переработки оказываются примерно в 1,5 раза экономичнее нефтепродуктов.

Газовые конденсаты, по сравнению с традиционными нефтями, имеют еще то преимущество, что их переработка позволяет без значительных капитальных затрат существенно повысить глубину переработки нефти и выход моторных топливных фракций от исходного сырья. Основным способом получения топлив заключается в прямой перегонке газового конденсата на отдельные бензиновые и дизельные фракции.

В большинстве случаев бензиновые фракции обладают низкими октановыми числами и подвергаются дополнительному облагораживанию. Керосиновые и дизельные фракции газового конденсата Западной Сибири в основном соответствуют требованиям ГОСТа на товарную продукцию, а в случае получения зимних и арктических сортов топлива их подвергают процессу депарафинизации.

Поскольку ГК почти полностью состоят из светлых фракций, во многих случаях выгоднее их перерабатывать по упрощенной относительно НПЗ технологической схеме без вакуумной перегонки. По такой схеме производится переработка ГК на Астраханском газоперерабатывающем заводе (ГПЗ), Ново-Уренгойском заводе переработки ГК (ЗМГК) и Сургутском заводе стабилизации конденсата (ЗСК), где имеются установки по производству моторных топлив (бензина и дизтоплива) и безводородного каталитического риформинга «Петрофакс».

На перечисленных выше заводах по переработке ГК осуществляется вначале частичное испарение стабильного ГК в испарителе с последующим фракционированием остатка испарителя в основной ректификационной колонне с боковой отгонной секцией, а паровой фазы – в отбензинивающей колонне. Исключение составляет технология переработки Карачаганакского ГК на ОАО «Салаватнефтеоргсинтез», где фракционирование конденсата производят на установке ЭЛОУ-АВТ-4 с некоторыми отличительными от нефтеперегонки особенностями технологии.

Атмосферная перегонка в отбензинивающей колонне К-1. В верхнюю часть К-1 подают 10...14 % обессоленного ГК непосредственно с блока ЭЛОУ с температурой 70...80 °С, что способствует снижению расхода острого орошения. Остальное количество обессоленного ГК после подогрева в теплообменниках до 160...170 °С направляют в испаритель И-1, из которого газовую среду (8...10 %) подают в среднюю часть К-1, а остаток И-1 после дополнительного резерва в теплообменниках до 210...230 °С вводят в нижнюю часть К-1.

Атмосферная перегонка в сложной ректификационной колонне К-2. Нагрев остатка И-1 до температуры 385 °С осуществляют в печи П-1 с вертикальным расположением радиантных труб, тем самым обеспечивают равномерное распределение паровой и жидкой фаз по сечению трубы без образования эффекта «сухой стенки» с прогаром труб.

В К-2 боковыми погонями отбирают: керосиновую фракцию через отпарную колонну К-3/1; легкую дизельную фракцию через К-3/2, а тяжелую дизельную фракцию без отпарки. С верха К-2 выводят тяжелую бензиновую фракцию, которую подвергают совместно с легким бензином К-1 стабилизации в колонне К-4. Для более полной утилизации тепла выводимых потоков применяют циркуляционные орошения под отбором каждого бокового потока и над отбором тяжелой дизельной фракции. В отгонную секцию К-2 для отпарки мазута подают перегретый водяной пар.

Вакуумную перегонку мазута в колонне К-5 – осуществляют без применения водяного пара при давлении вверху 2,7 кПа (20 мм рт. ст.) и испарительной зоне 4,7 кПа (35 мм рт. ст.). К-5 запроектирована на перспективу как глубоковакуумная колонна с отбором вакуумного газойля с к. к. 540 °С (однако в настоящее время эксплуатируется в режиме обычной вакуумной перегонки). К-5 снабжена пятью модулями из ситчатой перекрестноточной насадки. Из К-5 боковыми погонями без отпарки отбирают дизельную фракцию н. к. – 360 °С и вакуумный газойль 360...500 (540) °С. В колонне применены два циркуляционных орошения – одно на вершине К-5, второе – в средней части

концентрационной зоны. Предусмотрены рециркуляция (либо отбор) затемненной фракции над эвапорационной частью и квенчинг охлажденного в теплообменниках мазута в низ колонны. Температура нагрева мазута в печи М-2 составляет 390...420 °С. Температуру верха К-5 поддерживают на уровне около 30 °С, что существенно облегчает работу конденсационно-вакуумсоздающей системы, состоящей из трех паровых эжекторов и емкости-сепаратора закрытого типа.

По результатам 15-суточного опытного пробега установки в режиме глубоковакуумной перегонки Карачаганакского ГК были получены следующие показатели по отборам фракций (% мас. на сырье):

Нестабильный бензин 39,4

Керосиновая фракция 12,9

Дизельная фракция 27,7

Сумма светлых 20,0

Глубоковакуумный газойль 15,2

Гудрон (> 540 °С) 4,3

Газ + потери 0,5

Качество глубоковакуумного газойля

Содержание фракций до 350 °С 2...3 %

Коксуемость 0,2...0,35 %

Содержание металлов, % мас.:

ванадия $6 \cdot 10^{-6}$

никеля $1 \cdot 10^{-5}$

По качеству глубоковакуумный газойль удовлетворяет требованиям, предъявляемым к сырью процессов каталитического крекинга и гидрокрекинга.

Фракционирование углеводородных газов нефтепереработки. Процессы газофракционирования предназначены для получения из нефтезаводских газов индивидуальных низкомолекулярных углеводородов C_1-C_6 (как предельных, так и непредельных, нормального или изостроения) или их фракций вы-

сокой 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 АТ, АВТ и образующиеся в термодеструктивных или каталитических процессах переработки нефтяного сырья, а также газы стабилизации нестабильных бензинов.

В зависимости от химического состава различают предельные и непредельные газы. Предельные углеводородные газы получают на установках перегонки нефти и гидрокаталитической переработки (каталитического риформинга, гидроочистки, гидрокрекинга) нефтяного сырья. В состав непредельных газов, получающихся при термодеструктивной и термокаталитической переработке нефтяного сырья (в процессах каталитического крекинга, пиролиза, коксования и др.), входят низкомолекулярные моно-, иногда диолефины как нормального, так и изостроения.

Как правило, предельные и непредельные углеводородные газы на НПЗ перерабатываются отдельно вследствие их различного назначения. При фракционировании предельных газов получают следующие узкие углеводородные фракции:

- метан-этановую (сухой газ), иногда этановую, которую используют как сырье пиролиза или в качестве хладагента на установках глубокой депарафинизации масел и т. д.;
- пропановую, используемую как сырье пиролиза, бытовой сжиженный газ и хладагент для производственных установок;
- изобутановую, являющуюся сырьем установок алкилирования, производств синтетического каучука;
- бутановую для получения бутадиена или используемую как бытовой сжиженный газ и как компонент автобензинов для регулирования их пусковых свойств;

– изопентановую, которая служит сырьем для производства изопренового каучука и высокооктановым компонентом автобензинов;

– пентановую фракцию – сырье для процессов пиролиза, изомеризации и т. д.

Получаемые на ГФУ фракции углеводородных газов должны по качеству соответствовать техническим условиям на эти нефтепродукты. До фракционирования углеводородные газы направляются вначале в блоки очистки от сероводорода и осушки.

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.

Компрессия и конденсация – процессы сжатия газа компрессорами и охлаждения его в холодильниках с образованием двухфазной системы газа и жидкости. С повышением давления и понижением температуры выход жидкой фазы возрастает, причем сконденсировавшиеся углеводороды облегчают переход легких компонентов в жидкое состояние, растворяя их. Обычно применяют многоступенчатые (2, 3 и более) системы компрессии и охлаждения, используя в качестве хладагентов воду, воздух, испаряющиеся аммиак, пропан или этан. Разделение сжатых и охлажденных газов осуществляют в газосепараторах, откуда конденсат и газ направляют на дальнейшее фракционирование методами ректификации или абсорбции.

Абсорбция – процесс разделения газовых смесей, основанный на избирательном поглощении отдельных компонентов сырья жидким поглотителем — абсорбентом. Растворимость углеводородов в абсорбенте возрастает с повышением давления, ростом молекулярной массы и понижением температуры процесса ниже критической температуры абсорбируемого газа.

Абсорбция – обратимый процесс, и на этом основано выделение поглощенного газа из жидкости – десорбция. Сочетание абсорбции с десорбци-

ей позволяет многократно применять поглотитель и выделять из него поглощенный компонент. Для десорбции благоприятны условия, противоположные тем, при которых проводят абсорбцию, то есть повышенная температура и низкое давление. Наилучшим абсорбентом для углеводородных газов являются близкие им по строению и молекулярной массе жидкие углеводороды, например бензиновая или керосиновая фракции.

Ректификация является завершающей стадией разделения углеводородных газов. Особенность ректификации сжиженных газов, по сравнению с ректификацией нефтяных фракций, – необходимость разделения очень близких по температуре кипения компонентов или фракций сырья при высокой четкости фракционирования. Так, разница между температурами кипения этана и этилена составляет 15 °С. Наиболее трудно разделить бутан-бутиленовую фракцию: температура кипения изобутана при нормальном давлении составляет 11,7 °С, изобутилена – 6,9, бутена – 1...6,29, а н-бутана – 0,5.

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.

Конкретный выбор схемы (последовательности) разделения, температуры, давления и числа тарелок в колоннах определяется составом исходной газовой смеси, требуемой чистотой и заданным ассортиментом получаемых продуктов.

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ

Расчет трубопровода. Подбор насоса

Цель занятия: изучить методику выполнения расчетов трубопроводов и выбора насосов.

Задание: научиться выполнять гидравлический расчет трубопровода и выбирать марку насоса.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Признаки классификации трубопроводных систем в химической промышленности.
- Свойства сред и технологических параметров, лежащих в основе присвоения трубопроводам определенной группы и категории.
- Выбор технологических параметров трубопровода

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- классификацию технологических трубопроводных систем;
- основные типы запорной арматуры в зависимости от характера работы затвора;

- требования при проектировании трубопровода;

Уметь:

- рассчитывать скорость движения среды в трубопроводе;
- рассчитывать диаметр трубопровода;
- рассчитывать гидравлическое сопротивление труб;
- определять работу насоса;
- подбирать по каталогу конкретную марку насоса.

Владеть:

Методикой расчета трубопровода и выбора марки насоса

Теоретическая часть.

Транспортировка жидкостей является одной из наиболее распростра-

ненных технологических операций. Чаще всего ее осуществляют по закрытым каналам – трубопроводам – в самых различных условиях и вариантах. Различают простые и сложные трубопроводы. Простым называется трубопровод, соединяющий источник жидкости с ее потребителем и не имеющий между ними никаких дополнительных приходов и уходов жидкости. Массовый поток Q без каких-либо количественных изменений доставляется по простому трубопроводу от источника к потребителю. Сложными называются трубопроводы с различными подводами или отводами жидкости по пути от источника к потребителю, составленные из каких-либо сочетаний трубопроводов.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать трубопровод и подобрать центробежный насос для подачи уксусной кислоты 70%-ной с начальной температурой 20°C при расходе $Q = 72\text{ м}^3/\text{ч}$ из емкости в колонну. Коэффициент сопротивления теплообменника $\xi_T = 28$. Разность уровней в сосудах $h = 18$ м, давление в колонне $P_{\text{изб}}^k p = 0,015\text{ МПа}$, в емкости $p_0 = 740$ мм.рт.ст. Трубопровод состоит из трех участков, длина которых $l_{\text{в}} = 12\text{ м}$, $l_{\text{Н1}} = 18\text{ м}$, $l_{\text{Н2}} = 50\text{ м}$. Коэффициент сопротивления обратного клапана с сеткой принять равным 7,0. Материал трубопровода – углеродистая сталь, относительная шероховатость трубы $\Delta = 0,5\text{ мм}$.

Решение. Расчет центробежного насоса ведется в следующей последовательности:

- гидравлический расчет трубопроводной сети,
- подбор насоса.

Расчет трубопроводов заключается в определении его диаметра и гидравлического сопротивления (потерь напора).

Диаметр d рассчитывается по уравнению расхода:

$$d = \left(\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v} \right)^{\square \square \square \square} \left(\frac{4 \cdot \frac{72}{3600}}{3,14 \cdot 1} \right)^{\square \square \square \square \square \square \square \square \square \square} \text{ м}$$

Найденное значение округляется до ближайшего в таблице сортамента

труб, после чего уточняется величина скорости

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2}$$

Ближайший по сортаменту 168×9 мм (т.е. внутренний диаметр трубопровода равен $168 - 2 \times 9 = 150$ мм = 0,15 м), поэтому

$$v = \frac{4 \cdot \frac{72}{3600}}{3,14 \cdot 0,15^2} = 1,1632 \text{ м/с}$$

Гидравлическое сопротивление трубопровода рассчитывается по выражению:

$$\Delta h_{\pi} = \sum \Delta h_L + \sum \Delta h_M$$

Потеря напора на прямых участках трубопровода Δh_L определяется по формуле Дарси - Вейсбаха:

$$\Delta h_L = \lambda \frac{1}{d} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

(в нашем случае диаметр принимается одинаковым на всей длине трубопровода).

Коэффициент сопротивления λ находится по соответствующим формулам в зависимости от величины критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости трубы Δ .

Критерий Рейнольдса Re рассчитывается по формуле

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu}$$

где ρ и μ - плотность (кг/м³) и вязкость (Па·с) перекачиваемой жидкости при заданной температуре (табличные величины).

$$Re = \frac{1068,5 \cdot 1,132 \cdot 0,15}{2,5 \cdot 10^{-3}} = 72560$$

1. Для ламинарного режима течения при $Re < 2320$:

$$\lambda = \frac{64}{Re}$$

2. Для турбулентного режима в области гидравлически гладких труб при $3000 < Re < \frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = \frac{0,3264}{Re^{0,25}}$$

3. В области частично шероховатых труб при $15 \frac{d}{\Delta} < Re < 300 \frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25}$$

4. Для шероховатых или области квадратичного сопротивления при $Re > 300 \frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d} \right)^{0,25}$$

Таким образом, при значениях $Re = 72560$ – это область частично шероховатых труб, следовательно

$$\lambda = 0,11 \cdot \left(\frac{0,5 \cdot 10^{-3}}{0,15} + \frac{68}{72560} \right)^{0,25} = 0,028$$

Величины коэффициентов местных сопротивлений даны в таблице. Сопротивление теплообменника задано в виде суммарного коэффициента сопротивления ξ_T и указано в задании.

Общая потеря напора трубопроводной сети

$$\begin{aligned} \Delta h_{\Pi} &= \left(\lambda \frac{1}{d} + \sum \xi \right) \frac{v^2}{2g} = \\ &= \left(0,028 \cdot \frac{12+18+50}{0,15} + 28 + 7 + 3 \cdot 0,1 + 3 \cdot 5 + 3 \cdot 0,5 + 3 \cdot 1 \right) \cdot \frac{1,132^2}{2 \cdot 9,81} = \\ &4,557 \text{ м} \end{aligned}$$

Следующим этапом решения задачи является подбор насоса для данной установки при требуемой подаче $Q_H = Q$. Решение этого вопроса сводится к вычислению потребного напора установки $H_{\text{ПОТР}}$ и, следовательно, напора насоса H_H . Величины Q_H и H_H являются исходными для подбора соответствующего насоса и его двигателя.

Потребный напор установки определяется по выражению

$$H_{\text{потр}} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g} + \Delta h_{\text{п}}$$

или

$$H_{\text{потр}} = H_{\text{ст}} + \Delta h_{\text{п}},$$

где $H_{\text{ст}} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g}$ – статистический напор;

h – высота подъема жидкости (разность уровней в сосудах), м;

p_k – давление в приемной колонне, Па;

p_0 – давление на свободной поверхности питающей емкости, Па

$\Delta h_{\text{п}}$ – суммарные потери напора в трубопроводе.

В задании дано избыточное давление в колонне, переводим его в абсолютное:

$$p_k = p_k^{\text{изб}} + p_{\text{атм}} = 0,015 \cdot 10^6 + 760 \cdot 133,3 = 116300 \text{ Па}$$

$$H_{\text{ст}} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g} = 18 + \frac{116300 - 740 \cdot 133,3}{1068,5 \cdot 9,81} = 19,685 \text{ м}$$

$$H_{\text{потр}} = H_{\text{ст}} + \Delta h_{\text{п}} = 19,685 + 4,557 = 24,242 \text{ м}$$

По значениям $Q_{\text{н}}$, $H_{\text{н}} = H_{\text{потр}}$ по таблице из каталога выбираем марку насоса. Насосы типа X предназначены для перекачивания химически активных и нейтральных жидкостей без включений или с твердыми включениями с размером частиц до 0,2 мм при их концентрации до 0,2%. Выбираем (округляя в сторону увеличения напора и производительности с небольшим запасом) центробежный насос типа X90/33 со следующими характеристиками: число оборотов $n = 48,3$ об/с; КПД насоса – 0,7; тип электродвигателя – АО2-62-2; мощность – 17 кВт; КПД электродвигателя – 0,88.

Контрольные вопросы

- Группы и категории насосов.
- Основные типы запорной арматуры.

- Основные типы арматуры.
- Классификация насосов и их основные характеристики.
- Устройство и принцип действия центробежных насосов.
- Совместная работа насосов. Параллельное и последовательное соединение.
- Конструкция осевых, вихревых и струйных насосов.
- Насосы для перекачивания загрязненных и химически агрессивных жидкостей. Их конструкция.
- Принцип действия и конструкция поршневого насоса. Насосы простого и двойного действия.
- Конструкция объемных роторных насосов. Шестеренные, пластинчатые и винтовые насосы.
- Сравнительный анализ работы насосов объемного и динамического действия.

Расчет отстойника

Цель занятия: изучить методику выполнения расчетов отстойника.

Задание: научиться определять основные габаритные размеры отстойника

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- скорость свободного осаждения частиц;
- скорость стесненного осаждения частиц;
- скорость коллективного (солидарного) осаждения частиц;
- условия равномерного осаждения частиц;
- устройство и принцип действия отстойников

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- классификацию отстойников;
- зависимость габаритных размеров аппарата от диспергированной фазы;

- основные размеры отстойника;

Уметь:

- рассчитывать площадь зоны осаждения отстойника;
- рассчитывать диаметр отстойника;
- рассчитывать общую площадь отстойника;
- определять высоту отстойника;
- период действия.

Владеть:

Методикой расчета основных габаритных размеров аппарата для отстаивания

Теоретическая часть.

Отстаивание применяют в промышленности для сгущения суспензий или классификации по фракциям частиц твердой фазы суспензии.

Конструктивно сгустители и классификаторы выполняют аналогично, однако при расчете сгустителей основываются на скорости осаждения самых мелких частиц суспензий, а при расчете классификаторов – на скорости осаждения тех частиц, которые должны быть преимущественно отделены на данной стадии.

Из непрерывно действующих отстойников наиболее распространены сгустители с вращающимися скребками. В промышленности широко применяют отстойники непрерывного действия с гребковой мешалкой.

Конструкции непрерывно действующих отстойников в основном отличаются системой удаления осадка, обеспечивающей непрерывное медленное перемещение сгущенного осадка по дну резервуара к расположенному в центре коллектору (обычно коническому) и разгрузку через отверстие (или откачку диафрагмовым насосом). Питание в сгуститель (цилиндрического сечения) поступает через центральную трубу. Осветленная жидкость переливается по периферии аппарата в кольцевой желоб.

Задача. Определить основные габаритные размеры вертикального отстойника с заданной производительностью.

Исходные данные:

1. Расход воды $Q = 2750 \text{ м}^3/\text{сутки}$
2. Расчетная скорость восходящего потока воды $V_p = 0,6 \text{ мм/с}$
3. Скорость потока воды в камере хлопьеобразования $V_x = 7,5 \text{ мм/с}$
4. Количество отстойников $N = 2$
5. Коэффициент для учета объемного использования отстойника $\beta = 1,5$
6. Объем конической осадочной части $W_{oc} = 62,9$
7. Концентрация уплотненного осадка $\rho = 50000 \text{ м}^3/\text{ч}$
8. Концентрация взвешенных веществ в воде, поступающих в отстойник, $C_{cp} = 409,5 \text{ мг/л}$.

Решение:

1. Расчетный расход воды

$$Q_{\text{час}} = \frac{Q}{24} = \frac{2750}{24} = 115 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}$$

2. Площадь зоны осаждения одного отстойника

$$F = \beta \frac{Q_{\text{час}}}{3,6V_p N} = 1,5 \frac{115}{3,6 \cdot 0,6 \cdot 2} \approx 39,93 \text{ м}^2$$

Округляем найденное значение в большую сторону до ближайшего целого числа. Принимаем $F=40 \text{ м}^2$.

3. Площадь камеры хлопьеобразования

$$f_{\text{к.х.}} = \beta \frac{Q_{\text{час}}}{3,6V_x N} = 1,5 \frac{115}{3,6 \cdot 7,5 \cdot 2} \approx 3,2 \text{ м}^2$$

4. Общая площадь отстойника с учетом площади камеры хлопьеобразования

$$F_{\text{отс}} = F + f_{\text{к.х.}}$$

5. Диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{F_{\text{отс}} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{43,2 \cdot 4}{3,14}} \approx 7,4 \text{ м}$$

6. Определяем высоту отстойника, используя формулу $\beta = \frac{D}{H}$,

$$H = \frac{D}{\beta} = 5 \text{ м}$$

7. Высота центральной трубы

$$h = 0,8H = 0,8 \cdot 5 = 4 \text{ м}$$

8. Принимаем длину трубопровода для сброса осадка $d=200$ мм

Определяем высоту конической осадочной части отстойника при угле наклона 50°

$$h_k = \frac{D - d}{2tg(90 - 50)} = \frac{7,4 - 0,2}{2 \cdot 0,84} = 4,29 \text{ м}$$

9. Объем конической осадочной части

$$W_{oc} = \frac{\pi}{3} \cdot h_k \left[\left(\frac{D^2}{2} \right) + \left(\frac{d^2}{2} \right) + \frac{D}{2} \cdot \frac{d}{2} \right] = \frac{3,14}{3} \cdot 4,29 (13,69 + 0,01 + 0,37) \\ = 62,9 \text{ м}$$

10. Период действия между сбросами осадка (не менее 6 ч)

$$T = \frac{W_{oc} \cdot N \cdot \delta}{Q_{\text{час}} \cdot C_{\text{ср}}} = \frac{62,9 \cdot 2 \cdot 50000}{115 \cdot 409,5} \approx 137 \text{ ч, или } 5,7 \text{ суток}$$

Контрольные вопросы

- Классификация жидких неоднородных систем.
- Способы разделения. Материальный баланс процессов разделения.
- Конструкция отстойников (с наклонными полками, конусный отстойник, коническими тарелками, со скребками).
- Устройство и принцип действия отстойника непрерывного действия.
- Устройство и принцип действия отстойника периодического действия.
- Устройство и принцип действия отстойника полунепрерывного действия.
- Одноярусные, двухъярусные и многоярусные отстойники.

Расчет и подбор фильтра

Цель занятия: изучение основ процесса фильтрования и аппаратного оформления.

Задание: научиться определять продолжительность процесса фильтрования и основные габаритные размеры фильтра

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы процесса фильтрования.
- Аппаратура процесса фильтрования.
- Физико-химические основы процесса фильтрования
- Интенсификация работы фильтров

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- устройство барабанного вакуум-фильтра;
- типы фильтрования;
- основные размеры вакуум-фильтра;

Уметь:

- рассчитывать концентрацию осадка;
- рассчитывать плотность осадка;
- рассчитывать сопротивление осадка;
- определять диаметр фильтра;
- определять длину фильтра;
- рассчитывать количество суспензии, подаваемой на фильтр

Владеть:

Методикой расчета основных габаритных размеров барабанного вакуум-фильтра

Теоретическая часть.

При разделении суспензий, в зависимости от их свойств и вида фильтровальной перегородки, фильтрование может происходить с образованием осадка на поверхности перегородки или с закупориванием ее пор. Кроме описанных двух случаев фильтрования имеется промежуточный, при котором имеет место как проникновение осадка в капилляры и их закупоривание, так и образование слоя осадка.

Фильтрация с закупориванием пор происходит, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки. Это явление наблюдается уже в начальный период процесса фильтрации, что снижает производительность фильтра.

Фильтрация с образованием осадка происходит в тех случаях, когда диаметр частиц больше диаметра пор перегородки, в результате чего только первые порции фильтрата уносят с собой небольшую часть твердой фазы, прошедшую через фильтр. В дальнейшем отверстия перекрываются сводами из частиц. Образуется осадок, толщина которого увеличивается по мере продолжения процесса фильтрации. И он начинает играть основную роль при задержании последующих частиц, размеры которых больше размеров капилляров осадка. По мере роста толщины слоя осадка увеличивается сопротивление фильтрованию и уменьшается его скорость, которая определяется перепадом давления перед и после фильтрующей перегородки, т.к. только при выполнении этого условия процесс будет осуществляться.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать барабанный вакуум-фильтр с наружной фильтрующей поверхностью для фильтрации данной суспензии при следующих параметрах:

G - массовая производительность подаваемой суспензии, $G = 152$ кг/мин;

P - давление фильтрации, $P = 700$ Па;

$P_{пр}$ - давление промывки, $P_{пр} = 700$ Па;

R_0' - константа удельного сопротивления фильтрующей ткани, $R_0' = 1,0655 \cdot 10^{10}$ 1/м;

r_m' - константа удельного сопротивления осадка, $r_m' = 8,44 \cdot 10^7$ 1/м;

μ - динамическая вязкость фильтрата, $\mu = 0,9 \cdot 10^{-6}$ кг мин/м²;

$\mu_{пр}$ - динамическая вязкость промывной жидкости, $\mu_{пр} = 0,915 \cdot 10^{-6}$ кг мин/м²;

h_2 - толщина влажного осадка при оптимальных условиях процесса, $h_2 = 0,004$ м;

ρ_{ϕ} - плотность жидкой фазы суспензии, $\rho_{\phi} = 1240 \text{ кг/м}^3$;

ρ_c - плотность твердой фазы суспензии, $\rho_c = 2400 \text{ кг/м}^3$;

α_0 - необходимое количество промывной жидкости на 1 кг влажного осадка, $\alpha_0 = 0,0006 \text{ м}^3/\text{кг}$;

c_1 - содержание твердой фазы в фильтруемой суспензии, $c_1 = 0,187 \text{ кг/кг}$;

c_2 - содержание твердой фазы во влажном осадке перед просушкой, $c_2 = 0,356 \text{ кг/кг}$;

γ_0 - удельный вес, $\gamma_0 = 11,96 \cdot 10^3 \text{ Н/м}^3$;

n_c - общее число секций, $n_c = 20$;

n_c' - число секций просушки, съема осадка и мертвых зон, $n_c' = 5$;

φ_1' - сектор зоны отдувки и съема осадка, $\varphi_1' = 45^\circ$;

φ_m - сектор мертвой зоны (от уровня жидкости до верхней границы зоны фильтрования), $\varphi_m = 30$;

ν - отношение действительной орошаемой форсунками площади $F_{\text{пр}}$ фильтра к теоретической площади $F_{\text{пр}}$ зоны промывки, $\nu = 1,05$

Решение. Расчет сводится к определению продолжительности процесса фильтрования и габаритных размеров фильтра. Для его осуществления необходимо рассчитать характеристики перерабатываемых сред: концентрацию, плотность, сопротивление.

1. Количество твердой фазы, отлагаемой на фильтре $1/\text{м}^3$ фильтрата

$$c = \frac{\rho_{\phi}}{\frac{1}{c_1} - \frac{1}{c_2}} = \frac{1240}{\frac{1}{0,187} - \frac{1}{0,356}} = 488,19 \text{ кг/м}^3$$

2. Объем влажного осадка, отлагаемого в 1 м^3 фильтрата

$$V = \frac{1 - c_2 \left(1 - \frac{\rho_{\phi}}{\rho_c}\right)}{\frac{c_2}{c_1} - 1} = \frac{1 - 0,356 \left(1 - \frac{1240}{2400}\right)}{\frac{0,356}{0,187} - 1} = 0,92 \text{ м}^3$$

3. Плотность влажного осадка

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{c_2}{\rho_c} + \frac{1 - c_2}{\rho_\phi}} = \frac{1}{\frac{0,356}{2400} + \frac{1 - 0,356}{1240}} = 1666,7 \text{ кг/м}^3$$

4. Константы уравнений фильтрации

$$b_1 = \frac{\mu \cdot r_m \cdot c}{2 \cdot P} = \frac{0,9 \cdot 10^{-6} \cdot 8,44 \cdot 10^7 \cdot 488,19}{2 \cdot 700} = 26,49$$

Условный объем фильтрата на единицу площади

$$V'_0 = \frac{R_0}{r_m \cdot c} = \frac{1,0655 \cdot 10^{10}}{8,44 \cdot 10^7 \cdot 488,19} = 0,26 \text{ м}^3$$

Объем фильтрата на единицу площади фильтрования

$$V' = \frac{h_2}{V} = \frac{0,004}{0,92} = 0,004 \text{ м}^3$$

5. Время фильтрации

$$T = \frac{b_1 \cdot h_2 \cdot (h_2 + 2V \cdot V'_0)}{V^2} = \frac{26,49 \cdot 0,004 \cdot (0,004 + 2 \cdot 0,92 \cdot 0,26)}{0,92^2} = 0,06 \text{ ч} \\ = 216 \text{ с}$$

6. Константа уравнения промывки

$$b'_2 = \frac{\alpha_0 \cdot \rho_0 \cdot \mu_{\text{пр}} \cdot c \cdot r_m}{P_{\text{пр}}} = \frac{0,0006 \cdot 1666,7 \cdot 0,915 \cdot 10^{-6} \cdot 8,44 \cdot 10^7}{700} = 0,11$$

7. Время промывки

$$T_{\text{пр}} = \frac{b'_2 \cdot h_2 \cdot (h_2 + v \cdot V'_0)}{v} = \frac{0,11 \cdot 0,004 \cdot (0,004 + 1,05 \cdot 0,26)}{1,05} = 0,0001 \text{ ч} \\ = 0,42 \text{ с}$$

8. Время просушки, съема осадка и пребывания в мертвых зонах

$$T' = \frac{(T + T_{\text{пр}}) \cdot n'_c}{n_c - n'_c} = \frac{(0,06 + 0,0001) \cdot 5}{20 - 5} = 0,02 \text{ ч} = 72 \text{ с}$$

9. Общая продолжительность работы цикла

$$T_0 = T + T_{\text{пр}} + T' = 0,06 + 0,0001 + 0,02 = 0,08 \text{ ч} = 288 \text{ с}$$

10. Полная поверхность фильтрации

$$F_0 = \frac{T_0 \cdot Q \cdot v}{h_2}; \quad Q' = \frac{G \cdot c_1}{c}$$

$$Q' = \frac{152 \cdot 0,187}{488,19} = 0,06 \text{ кг/мин}; \quad F_0 = \frac{4,8 \cdot 0,06 \cdot 1,05}{0,004} = 75,6 \text{ м}^2$$

11. Частота вращения барабана фильтра

$$n = \frac{1}{T_0} = \frac{1}{288} = 0,003 \text{ с}^{-1}$$

12. Угловая скорость барабана фильтра

$$\omega = 360 \cdot n = 360 \cdot 0,003 = 1,1 \text{ с}^{-1}$$

13. Для определения габаритных размеров фильтра задаемся диаметром барабана $D_6=2,6$ м, тогда его длина

$$l = \frac{F_0}{\pi \cdot D_6} = \frac{75,6}{3,14 \cdot 2,6} = 9,3 \text{ м}$$

14. Количество суспензии, подаваемой на фильтр

$$Q = G \cdot \frac{c}{c_1} = 152 \cdot \frac{488,19}{0,187} = 396817,5$$

Контрольные вопросы

- Дайте краткую характеристику неоднородным системам, их основным свойствам и способам их разделения.
- Перечислите и сравните основные методы разделения жидких неоднородных систем.
- Приведите схематично принципиальные конструкции основных аппаратов для разделения неоднородных систем осадением и фильтрованием.
- Схема фильтр-пресса, принцип его работы, область применения.
- Схема действия барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования.
- Ленточный вакуум-фильтр, принцип его работы.

Расчет и подбор циклона

Цель занятия: изучение основ процесса разделения газовых систем

(очистка газов).

Задание: выбрать и произвести расчет циклона для заданных условий

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы очистки газов.
- Способы очистки газов.
- Очистка газов под действием центробежных сил
- Устройство и принцип действия циклона

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- устройство и принцип действия циклонов;
- типы циклонов;
- основные параметры, определяющие выбор типа циклона.

Уметь:

- задавать тип циклона и определять оптимальную скорость газа;
- рассчитывать действительную скорость движения газа;
- определять гидравлическое сопротивление циклона;
- рассчитывать степень эффективности очистки газа в циклоне;
- делать вывод об обеспечении подобранным циклоном требуемой сте-

пени очистки газа;

Владеть:

Методикой расчета и подбора циклона для очистки газов

Теоретическая часть.

Очистка газов может осуществляться с помощью мокрых и сухих пылеуловителей. Широкое применение для сухой очистки газов получили циклоны различных типов. Принцип действия циклонов заключается в следующем. Газовый поток вводится в циклон через патрубок по касательной к внутренней поверхности корпуса и совершает вращательно-поступательное движение вдоль корпуса к конической части циклона. Под действием центробежной силы частицы пыли образуют на стенке циклона пылевой слой, который вместе с частью газа через патрубок выхода пыли попадает в бункер для

приема пыли. Отделение частицы газа от пыли, попавшего в бункер, происходит при повороте газового потока в бункере на 180°. Освободившись от пыли, газовый поток образует вихрь и выходит, давая начало вихрю газа, покидающему циклон через выходную трубу. Для нормальной работы циклона необходима герметичность бункера. Если бункер негерметичен, то из-за подсоса наружного воздуха происходит вынос пыли с потоком через выходную трубу.

Практическая часть.

Задача. Подобрать циклон, обеспечивающий степень эффективности очистки газа от пыли не менее η .

Исходные данные:

- количество очищаемого газа – $Q = 1,4 \text{ м}^3/\text{с}$;
- плотность газа при рабочих условиях – $\rho = 0,89 \text{ кг}/\text{м}^3$;
- вязкость газа – $\mu = 22,2 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$;
- плотность частиц пыли – $\rho_{\text{п}} = 1730 \text{ кг}/\text{м}^3$;
- дисперсный состав пыли – $d_{50} = 25 \text{ мкм}$;
- дисперсность пыли – $\lg \sigma_{\text{ч}} = 0,6$;
- входная концентрация пыли – $C_{\text{вх}} = 80 \text{ г}/\text{м}^3$;
- требуемая эффективность очистки газа $\eta = 0,74$.

Решение 1. Тип циклона ЦН-24, оптимальная скорость газа $\omega_{\text{опт}} = 4,5 \text{ м}/\text{с}$

2. Диаметр циклона

$$D = \left(\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega_{\text{опт}}} \right)^{0,5} = \left(\frac{4 \cdot 1,4}{3,14 \cdot 4,5} \right)^{0,5} = 0,6 \text{ м}$$

3. Действительная скорость в циклоне

$$\omega = \frac{4Q}{\pi \cdot n \cdot D^2},$$

где n – количество циклонов

$$\omega = \frac{4 \cdot 1,4}{3,14 \cdot 1 \cdot 0,6^2} = 4,52 \text{ м}/\text{с}$$

Действительная скорость в циклоне не должна отклоняться от оптимальной более чем на 15%.

4. Коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона:

$$\zeta = K_1 K_2 \zeta_{50},$$

где K_1 – поправочный коэффициент на диаметр циклона (табличные данные);

K_2 – поправочный коэффициент на запыленность газа (табличные данные);

ζ_{50} – коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона диаметром 500 мм (табличные данные).

$$\zeta = 1 \cdot 0,90 \cdot 75 = 67,5$$

5. Гидравлическое сопротивление циклона, Па:

$$\Delta P = \frac{\xi \cdot \rho \cdot \omega^2}{2} = \frac{67,5 \cdot 1750 \cdot 4,52^2}{2} = 1206670,5 \text{ Па}$$

6. Степень эффективности очистки газа в циклоне:

$$\eta = 0,5(1 + \Phi(x)),$$

где $\Phi(x)$ – табличная функция от параметра x , равного:

$$x = \frac{\log \frac{d_{50}}{d_{50}^T}}{(\log^2 \sigma_\eta + \log^2 \sigma_\chi)^{0,5}},$$

где d_{50}^T и $\lg \sigma_\eta$ соответствуют условиям работы типового циклона: $D_T = 0,6$ м

– диаметр циклона; $\rho_{пт} = 1930$ кг/м³ – плотность частиц пыли;

$\mu_T = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с – вязкость газа при рабочей температуре;

$\omega_T = 3,5$ м/с – скорость движения газа в циклоне.

Значения параметров пыли d_{50}^T и $\lg \sigma_\eta$ для каждого типа циклона приведены в таблице.

$d_{50} = 8,5 \cdot [(0,6/0,6)(1930/1750)(22,2/22,2)(3,5/4,52)]^{0,5} = 7,84$ дисперсный состав пыли.

Рассчитываем параметр X :

$$X = \log(7,84/8,5)(0,3082 + 0,62)^{0,5} = -0,0235$$

Табличная функция от параметра X :

$$\Phi(-0,0235) = 0,5$$

Определяем эффективность очистки газа в циклоне:

$$\eta = 0,5 \cdot (1 + 0,5) = 0,75$$

Если расчетное значение η окажется меньше необходимого по условиям допустимого выброса пыли в атмосферу, то нужно выбрать другой тип циклона с большим значением коэффициента гидравлического сопротивления. В случае недостижения требуемого значения очистки следует использовать предочистку газа перед подачей в циклон либо доочистку. Для этого на входе или на выходе циклона могут быть установлены фильтры.

Таким образом, выбранный циклон ЦН-24 обеспечивает требуемую степень очистки. Предочистки газа не требуется.

Контрольные вопросы

- Устройство и принцип действия циклона.
- Основные типы циклонов.
- Соотношение между действительной и оптимальной скоростью циклона.
- Область применения циклонов.
- Основной параметр, определяющий выбор типа циклона.
- Условия работы типового циклона.
- Отличительные особенности цилиндрических и конических циклонов.

Расчет процесса механического перемешивания

Цель занятия: изучение основ процесса механического перемешивания.

Задание: выбрать и произвести расчет циклона для заданных условий

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы перемешивания.
- Способы перемешивания.
- Характеристики перемешивающих устройств.
- Типы мешалок.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- способы перемешивания, их сравнительную экономическую оценку;
- классификацию мешалок

Уметь:

- определять расход энергии на перемешивании;
- выбор типа машин

Владеть:

Методикой расчета перемешивающего устройства и подбора электропривода

Теоретическая часть.

Все механические перемешивающие устройства можно разделить на две группы: тихоходные и быстроходные. Лопастные, рамные и якорные мешалки относятся к тихоходным: частота их вращения составляет от 0,5 до 1,5 с⁻¹.

Достоинствами лопастных мешалок являются простота устройства и не высокая стоимость. К недостаткам относится слабый осевой поток жидкости. Это не обеспечивает полного перемешивания во всем объёме смесителя.

Якорные мешалки имеют форму днища аппарата. Они применяются для перемешивания высоковязких жидких сред. Эти мешалки при перемешивании очищают стенки и дно смесителя от налипающих загрязнений.

К быстроходным относятся пропеллерные и турбинные мешалки: частота их вращения составляет от 2 до 50 с⁻¹.

Пропеллерные мешалки изготавливаются с двумя или с тремя лопастями. Они обладают насосным эффектом и используются для создания интенсивной циркуляции жидкости. Применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 2 Па·с.

Турбинные мешалки изготавливаются в форме колес-турбин с плоскими, наклонными и криволинейными лопатками. Они бывают открытого и закрытого типа. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости. Турбинные мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание во всем рабочем объёме аппарата. Турбинные мешалки применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 500 Па·с, а так же гру-

бых суспензий.

Практическая часть.

Методика расчета лопастных мешалок:

1. Определение диаметра мешалки (d_M).

Для лопастных мешалок

$$d_M = 0,7 \cdot D,$$

где D – диаметр аппарата.

Полученный диаметр округляют до стандартного значения.

2. Определение основных размеров мешалки.

По отраслевым нормам (ОН) определяют основные размеры мешалки соответствующие полученному диаметру.

3. Определение центробежного числа Рейнольдса.

$$Re_{ц} = \frac{\rho \cdot n \cdot d_M^2}{\mu},$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м³;

n – частота вращения мешалки, с⁻¹;

d_M – диаметр мешалки, м;

μ – вязкость, (Н · с)/м².

4. Определение номинальной мощности (Вт), потребляемой мешалкой

$$N_M = k_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_M^5,$$

где k_N – критерий мощности, величину которого выбирают по соответствующим таблицам и номограммам в зависимости от типа мешалки и центробежного числа Рейнольдса;

5. Определение мощности затрачиваемой на трение (Вт)

$$N_T = 0,18 \cdot N_M$$

6. Определение номинальной мощности электродвигателя (Вт)

$$N_э = \frac{N_M \cdot N_T}{\eta_{п}}$$

где $\eta_{п} = 0,90 \div 0,96$ – К.П.Д. привода.

7. По мощности N_3 и частоте вращения n выбираем тип и размеры привода

Задача. Определить основные размеры лопастной мешалки и выбрать тип и размеры электропривода.

Исходные данные:

- диаметр аппарата, $D = 2,4$ м;
- плотность перемешиваемой среды, $\rho = 1420$ кг/м³;
- динамическая вязкость перемешиваемой среды, $\mu = 0,0035$ Па·с;
- частота вращения мешалки, $n = 125$ 1/мин.

Решение. 1. Определение диаметра мешалки (d_M).

$$d_M = 0,7 \cdot 2,4 = 1,68 \text{ м}$$

Полученный диаметр округляем до стандартного значения $d_M = 1,7$ м

2. Определение основных размеров мешалки.

По отраслевым нормам (ОН) определяют основные размеры мешалки соответствующие полученному диаметру.

3. Определение центробежного числа Рейнольдса.

$$Re_{ц} = \frac{1420 \cdot 125 \cdot 1,7^2}{0,0035} = 1,4 \cdot 10^8$$

4. Определение номинальной мощности (Вт), потребляемой мешалкой

$$N_M = 1,19 \cdot 1420 \cdot 125^3 \cdot 1,7^5 = 2680 \text{ Вт,}$$

5. Определение мощности затрачиваемой на трение (Вт)

$$N_T = 0,18 \cdot 2680 = 482,4 \text{ Вт}$$

6. Определение номинальной мощности электродвигателя (Вт)

$$N_3 = \frac{2680 \cdot 482,4}{0,93} = 1390142 \text{ Вт}$$

где $\eta_{п} = 0,90 \div 0,96$ – К.П.Д. привода.

7. По мощности N_3 и частоте вращения n выбираем мотор-редуктор МР-1-500-21-250.

Контрольные вопросы

- Цель перемешивания.
- Способы перемешивания.
- Характеристики перемешивающих устройств положенные в основу их сравнительной оценки.
- Основные части механического перемешивающего устройства.
- Лопастные мешалки, область применения.
- Пропеллерные мешалки, область применения.
- Турбинные мешалки, область применения.
- Мешалки для вязких сред.
- Специальные мешалки (барабанные, дисковые, вибрационные).
- Мешалки для высоковязких сред.

Расчет кожухотрубчатых теплообменников

Цель занятия: изучение методики расчета теплообменных аппаратов

Задание: рассчитать кожухотрубчатый теплообменник

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Теплопроводность, теплоотдача, теплопередача.
- Тепловой баланс.
- Основное уравнение теплопередачи.
- Конструкции теплообменных аппаратов.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы теории процесса теплопередачи;
- методику расчета теплообменных аппаратов;

Уметь:

- рассчитывать коэффициент теплопередачи, коэффициент теплопередачи;
- определять площадь поверхности теплообменника;
- в соответствии с проведенными расчетами подбирать тип теплооб-

менного аппарата.

Владеть:

Методами расчета основных коэффициентов процесса теплопередачи и подбора типа теплообменника.

Теоретическая часть. В большинстве случаев непосредственный контакт продуктов с другими теплоносителями недопустим, поэтому теплопередачу осуществляют в различных теплообменниках, где твердая стенка разделяет рабочие среды. Твердая стенка служит поверхностью нагрева и конструктивно выполняется в виде труб, рубашек и т.д.

Расчет теплообменной аппаратуры состоит из 2-х основных этапов:

1. Определение теплового потока (тепловой нагрузки аппарата), т.е. количества тепла Q , которое должно быть передано за определенное время τ от одного теплоносителя к другому. Тепловой поток вычисляется путем составления и решения тепловых балансов.

2. Определение поверхности теплообмена F , обеспечивающей передачу требуемого количества тепла в заданное время τ . Поверхность теплообмена находят из основного уравнения теплопередачи, вычислив предварительно значение средней разности температур между теплоносителями $\Delta t_{\text{ср}}$ и коэффициент теплопередачи K .

Теплообменниками называются аппараты, в которых происходит теплообмен между рабочими средами независимо от их технологического назначения.

В зависимости от способа передачи тепла различают две основные группы теплообменников:

1. Поверхностные, где перенос тепла между рабочими средами осуществляется через твердую стенку, разделяющую их. При этом непосредственный контакт между средами исключен.

2. Смешения, в которых тепло передается от одной среды к другой при их непосредственном соприкосновении.

Поверхностные теплообменники наиболее распространены. По кон-

струкции их можно подразделить на кожухотрубные, погружные, оросительные, теплообменники с плоскими поверхностями нагрева и типа «труба в трубе».

Практическая часть.

Задача. Рассчитать вертикальный кожухотрубный теплообменник для конденсации 7800 кг/ч насыщенного пара бензола под атмосферным давлением. Жидкий бензол отводится из конденсатора при температуре конденсации. Охлаждение производится водой, начальная температура которой $t_u = 10$ °С. Конечную температуру воды принять такой, что бы она обеспечивала движущую силу на выходе из теплообменника равная 20 °С ($\Delta t_k = 20$ °С).

Решение. Определяем среднюю разность температур Δt_{cp} .

Температура конденсации бензола под атмосферным давлением 80,2 °С (табличные данные). Температурная схема конденсатора:

$$\begin{array}{ccc} 80,2 \longleftarrow & & 80,2 \\ 10 \longrightarrow & & 60,2 \\ \Delta t_H=70,2 & & \Delta t_K=20 \end{array}$$

Так как $\Delta t_H/\Delta t_K > 2$, то средняя разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_H - \Delta t_K}{2,31 \log \frac{\Delta t_H}{\Delta t_K}} = \frac{70,2 - 20,2}{2,31 \log \frac{70,2}{20,2}} = 40 \text{ °С}$$

Средняя температура охлаждающей воды:

$$t_{cp.в} = t_{конд} - \Delta t_{cp} = 80,2 - 40 = 40,2 \text{ °С.}$$

Рассчитаем тепловой поток Q:

$$Q = G_1 r_1 = (7800/3600) \cdot 393,6 \cdot 10^3 = 848725,7 \text{ Вт,}$$

где $r_1 = 393,6 \cdot 10^3$ Дж/кг – теплота конденсации бензола при 80 °С (табличные данные)

Расход охлаждающей воды

$$G_B = \frac{Q}{c_B \cdot (t_K - t_H)} = \frac{848725,7}{4180 \cdot (60 - 10)} = 4,08 \text{ кг/с,}$$

где c_B – теплоемкость воды при температуре $t_{cp.в}$, Дж/кг К (табличные данные).

Определяем коэффициент теплопередачи.

Задаемся критерием Рейнольдса $Re=1000$, тогда

$$\omega_2 = \frac{10000 \cdot \mu_2}{d_{\text{вн}} \cdot \rho_2} = \frac{10000 \cdot 0,657 \cdot 10^{-3}}{0,021 \cdot 992} = 0,315 \text{ м/с}$$

$$n_p = \frac{4G_B}{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2 \cdot \omega_2 \cdot \rho_2} = \frac{4 \cdot 4,08}{3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 0,315 \cdot 992} = 37,7,$$

где $\rho_2 = 992 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды при $40,2 \text{ }^\circ\text{C}$ (табличные данные);

$\mu = 0,657 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ – динамический коэффициент вязкости воды при $40,2 \text{ }^\circ\text{C}$ (табличные данные);

$d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметр трубы $0,021 \text{ м}$.

Находим ориентировочное значение коэффициента теплопередачи от конденсирующегося пара жидкости органических веществ к воде $K_{op}=300\text{-}800 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$ (табличные данные). Тогда максимальная площадь поверхности теплообменника:

$$F_{\text{max}} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{848725,7}{300 \cdot 40} = 70,7 \text{ м}^2$$

Зная n_p и F_{max} , выбираем возможный вариант теплообменника при условии $n_T < n_p$, $F < F_{\text{max}}$.

Одноходовой теплообменник с диаметром кожуха 159 мм $n=13$, $F_{\text{max}}=3 \text{ м}^2$.

Двухходовой теплообменник с диаметром кожуха 325 мм $n=56/2=28$, $F_{\text{max}}=17,5 \text{ м}^2$.

Шестиходовой теплообменник с диаметром кожуха 600 мм $n=196/6=32,6$, $F_{\text{max}}=91 \text{ м}^2$.

При таком числе труб в одном ходу одноходовых теплообменников с площадью поверхности такого порядка нет (таблица), двухходовой имеет $F_{\text{max}}=17,5 \text{ м}^2$, следовательно проектируемый теплообменник будет шестиходовым ($n_T=32,6$; $n_{\text{общ}}=196$; $F=61 \text{ м}^2$, $L=4 \text{ м}$, $D=600 \text{ мм}$).

Определяем коэффициент теплоотдачи для воды α_2 .

Находим режим движения воды в выбранном теплообменнике.

$$Re_2 = 10000 \frac{n_p}{n_T} 10000 \frac{37,7}{2,6} = 11564$$

Турбулентному течению соответствует критериальное уравнение:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{cn}} \right)^{0,25} = 0,021 \cdot 11563^{0,8} \cdot 4,31^{0,43} \cdot 1^{0,25} = 69,7,$$

Полагая $\left(\frac{Pr}{Pr_{cn}} \right)^{0,25} = 1$.

Значение критерия Pr для воды при 40 °С находим из таблицы: Pr = 4,31.

Тогда

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_{вн}} = \frac{69,7 \cdot 0,634}{0,021} = 2107,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где λ – коэффициент теплопроводности воды при 40 °С.

Рассчитываем коэффициент теплоотдачи в вертикальном теплообменнике для конденсирующегося пара бензола α_1 по уравнению

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot \lambda_1 \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_1^2 \cdot d_{нар} \cdot n_{общ}}{\mu_1 \cdot G_1}}$$

Значения физико-химических констант жидкого бензола берём при температуре конденсации 80 °С:

$$\lambda_1 = 0,14 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$$

$$\rho_1 = 815 \text{ кг}/\text{м}^3$$

$$\mu_1 = 0,316 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\text{Расход бензола } G_1 = 7800/3600 = 2,16 \text{ кг}/\text{с}, d_{нар} = 0,025 \text{ м}.$$

Следовательно,

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot 0,14 \cdot \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0,025 \cdot 196}{0,316 \cdot 10^{-3} \cdot 2,16}} = 888 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Термическое сопротивление стальной стенки трубы:

$$\frac{\delta}{\lambda_{ст}} = \frac{0,002}{46,5} = 0,000043 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$$

где $\lambda_{ст} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ – коэффициент теплопроводности стали.

Тепловая проводимость загрязнения со стороны бензола:

$$\frac{1}{r_{\text{загр.б}}} = 1160 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Тепловая проводимость загрязнения со стороны воды:

$$\frac{1}{r_{\text{загр.в}}} = 2000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Суммарное термическое сопротивление стенки и загрязнений:

$$\sum r_{\text{ст}} = 0,00043 + \frac{1}{11630} + \frac{1}{2000} = 6,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$$

Определяем коэффициент теплопередачи К

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_б} + \sum r_{\text{ст}} + \frac{1}{\alpha_в}} = \frac{1}{\frac{1}{888} + 6,3 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2107,2}} = 449 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Требуемая площадь поверхности теплообменника F:

$$F_T = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{848725,7}{449} = 47,2 \text{ м}^2$$

Выбранная по ГОСТу поверхность теплообмена $F_T = 61 \text{ м}^2$. Запас площади поверхности теплообменника

$$\Delta = \frac{61 - 47,2}{61} \cdot 100\% = 22,6\% < 30\%$$

Тип теплообменника выбираем по $\Delta t = t_{\text{кож}} - t_{\text{тр}}$.

$$t_{\text{ст1}} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80,2 - \frac{449 \cdot 40}{888} = 59,97 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{ст2}} = t_{\text{ст1}} - q \sum r = 59,97 - 449 \cdot 40 \cdot 6,3 \cdot 10^{-4} = 48,66 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{тр}} = \frac{t_{\text{ст1}} + t_{\text{ст2}}}{2} = \frac{59,97 + 48,66}{2} = 54,31 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = t_{\text{кож}} - t_{\text{тр}} = 80,2 - 54,31 = 25,9 \text{ }^\circ\text{C}. \quad \Delta t < 40 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Выбираем теплообменник жесткой конструкции (тип ТН).

Контрольные вопросы

- Что называется теплообменным аппаратом?
- На какие группы делятся теплообменные аппараты?

- По каким схемам осуществляется движение жидкостей?
- Напишите основные уравнения теплопередачи и теплового баланса.
- Изобразите графики изменения температур рабочих жидкостей в аппаратах с прямотоком и противотоком.
- Напишите уравнения среднелогарифмического температурного напора для аппаратов с прямотоком и противотоком?

Расчет выпарной установки

Цель занятия: изучение методики расчета выпарных аппаратов и выпарных установок

Задание: рассчитать однокорпусную выпарную установку.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы процесса выпаривания.
- Выпаривание под вакуумом.
- Выпаривание под избыточным давлением.
- Выпаривание под атмосферным давлением.
- Методы выпаривания.
- Устройство и принцип действия выпарной установки.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основные величины, характеризующие работу выпарного аппарата;
- методику расчета выпарных установок;

Уметь:

- рассчитывать количество выпарной воды, количество упаренного раствора;
- рассчитывать давление и изменение температуры процесса выпаривания;
- определять расход греющего пара;
- определять коэффициенты теплоотдачи и поверхность теплообмена;
- на основании полученных данных выбирать выпарной аппарат и его основные характеристики.

Владеть:

Методами расчета основных параметров процесса выпаривания и подбора выпарного аппарата.

Теоретическая часть. Выпаривание – это процесс концентрирования растворов нелетучего вещества путем удаления жидкого летучего растворителя в виде пара. Сущность выпаривания заключается в переводе растворителя в парообразное состояние и отвод полученного пара от оставшегося сконцентрированного раствора.

Выпаривание проводят в выпарных аппаратах, работающих под вакуумом, при избыточном и атмосферном давлениях в зависимости от свойств раствора и возможности использования тепла вторичного пара.

В химических отраслях широко используют однократное выпаривание, осуществляемое периодически или непрерывно в однокорпусных выпарных аппаратах, и многократное, проводимое непрерывно в многокорпусных выпарных установках, составленных из нескольких выпарных аппаратов.

Выпарные аппараты с паровым обогревом состоят из двух основных частей:

- кипятильник (греющая камера) в котором расположена поверхность теплообмена и происходит выпаривание раствора;
- сепаратор – пространство, в котором вторичный пар отделяется от раствора.

Основными регулируемыми параметрами являются: концентрация готового продукта; температура исходного раствора после теплообменника перед подачей его в выпарной аппарат; уровень в выпарном аппарате.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать однокорпусную выпарную установку для концентрирования $G_n = 18\ 000$ кг/ч (5 кг/с) водного раствора нитрата аммония от начальной массовой концентрации $b_n = 10\ %$ до конечной $b_k = 60\ %$ при следующих условиях:

- обогрев осуществляется насыщенным водяным паром давлением $P_{г.п} =$

0,157 МПа; температура насыщения пара $t_{\text{н}} = 112,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

– абсолютное давление в паровом пространстве выпарного аппарата $P_{\text{б.к}} = 0,0196 \text{ МПа}$;

– температура раствора, поступающего на установку, $t_0 = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

– температура раствора, поступающего в выпарной аппарат, $t_{\text{н}} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

– начальная температура охлаждающей воды $t = 12 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

– температура смеси охлаждающей воды и конденсата, выходящей из барометрического конденсатора, ниже температуры конденсации на $\Delta t = 5 \text{ }^{\circ}\text{C}$;

– выпарной аппарат с выносной нагревательной камерой тип 1, исполнение 2.

Решение. Количество выпарной воды определяется по формуле:

$$W = \frac{5}{\left(1 - \frac{10}{60}\right)} = 4,165 \text{ кг/с}$$

Количество упаренного раствора:

$$G_{\text{к}} = G_{\text{н}} - W = 5 - 4,165 = 0,835 \text{ кг/с}$$

Температура вторичного пара, поступающего из выпарного аппарата в барометрический конденсатор, при $P = 0,0196 \text{ МПа}$, равна $59,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (табличные данные).

На основании практических рекомендаций принимаем гидравлическую депрессию $\Delta''' = 1 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Тогда температура вторичного пара в выпарном аппарате равна:

$$t'_{\text{п}} = \Delta''' + t_{\text{кип}} = 59,7 + 1 = 60,7 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Этой температуре соответствует давление $P'_n = 0,0207 \text{ МПа}$, теплота парообразования $r = 2355,54 \text{ кДж/кг}$ (табличные данные).

Гидростатическую депрессию Δ'' определяем следующим образом.

Для выбора значения высоты трубы H ориентировочно определяется площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата $F_{\text{ор}}$. При кипении водных растворов солей удельная тепловая нагрузка для аппаратов с есте-

ственной циркуляцией $q = 20\,000\text{--}50\,000 \text{ Вт/м}^2$. Принимаем $q = 30\,000 \text{ Вт/м}^2$. Тогда

$$F_{\text{оп}} = \frac{W \cdot r}{q} = \frac{4,165 \cdot 2355,54 \cdot 10^3}{30000} = 327 \text{ м}^2$$

По ГОСТ 11987–81 принимаем выпарной аппарат со следующей характеристикой: поверхность теплообмена 355 м^2 ; длина труб 5 м ; диаметр труб $38 \times 2 \text{ мм}$; шаг между трубами 48 мм ; материал труб – сталь X18H10T.

Ориентировочно принимаем температуру кипения раствора в аппарате на 20 °С больше температуры вторичного пара, т.е. $t_{\text{кип}} = 80 \text{ °С}$.

Следовательно,

$$H_{\text{опт}} = [0,26 + 0,0014 \cdot (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{воды}})] \cdot H = [0,26 + 0,0014 \cdot (1223 - 972)] \cdot 5 = 3,06 ,$$

где 1223 и 972 кг/м^3 - плотность соответственно раствора и воды при 80 °С .

Увеличение давления в среднем слое раствора:

$$\Delta P_r = \frac{\rho_n \cdot h_n \cdot g}{2} = \frac{1223 \cdot 9,81 \cdot 3,06}{2} = 18338 \text{ Па} = 0,0183 \text{ МПа}$$

Таким образом, давление в среднем слое кипяtilьных труб:

$$P_{\text{ср}} = 0,0207 + 0,0183 = 0,039 \text{ МПа.}$$

Этому давлению соответствует температура кипения воды $t = 75,4 \text{ °С}$ и теплота парообразования $r = 2320 \text{ кДж/кг}$.

Следовательно, гидростатическая депрессия равна:

$$\Delta'' = 75,4 - 60,7 = 14,7 \text{ °С}$$

Температурная депрессия определяется по формуле:

$$\Delta' = 0,01622 \cdot \frac{T^2}{r} \cdot \Delta_{\text{н}} = 11,5 \text{ °С}$$

Температура кипения раствора находится по уравнению:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{вп}} + \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 59,7 + 11,5 + 14,7 + 1 = 86,9 \text{ °С}$$

Полезная разность температур определяется по уравнению:

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{п}} - t_{\text{кип}} = 112,7 - 86,9 = 25,8 \text{ °С}$$

Расход греющего пара $D_{\text{г.п.}}$, определяется из уравнения теплового баланса

$$D_{г.п.} = \frac{G_H \cdot c_H(t_K - t_H) + W(h - c_B t_K)}{r_{п.} \cdot 0,95} =$$

$$= \frac{4,165 \cdot 2607 \cdot 10^3 + 0,835 \cdot 2618,1 \cdot 86,9 - 5 \cdot 3866 \cdot 60}{0,95 \cdot 2227 \cdot 10^3} = 5,77 \text{ кг/с}$$

где $h = 2607$ кДж/кг – энтальпия вторичного пара;

$c_H = 3866$ – удельная теплоемкость 10% раствора;

$c_K = 2618,1$ – удельная теплоемкость упаренного раствора;

$r_{п.} = 2227$ кДж/кг – удельная теплота парообразования воды при $P_{г.п.} = 0,157$ МПа;

0,95 – коэффициент, учитывающий 5 % потерь теплоты в окружающую среду.

Тепловая нагрузка греющей камеры:

$$Q = D(h_{п.} - h_K) = 5,77 \cdot 2227 \cdot 10^3 = 12849,8 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

Находится коэффициент теплоотдачи. Для этого определяется коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке α_1 методом последовательных приближений. В первом приближении примем $\Delta t_1 = 2$ °С.

$$\alpha_1 = 1,34 \sqrt[4]{\frac{\lambda^2 \cdot \rho^2 \cdot r}{\mu \cdot H \cdot \Delta t_1}} = 9252 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

По таблице свойств водяного пара при давлении 0,157 МПа и воды:

Удельная теплота конденсации $r = 2227$ кДж/кг

Плотность конденсата $\rho_{ж.} = 951$ кг/м³

Коэффициент теплопроводности $\lambda_{ж.} = 0,685$

Коэффициент динамической вязкости $\mu_{ж.} = 0,153$

Константы раствора при температуре кипения: $\rho = 1215,6$ кг/м³; $\mu = 0,782$; $\lambda = 0,4247$; $c = 2618,1$; $\sigma = 71,0$ Н/м

Свойства водяного пара при $p = 0,039$ МПа: $r = 2292,4$ Дж/кг; $\rho_{п.} = 0,38$ кг/м³.

Плотность водяного пара при $p = 0,1$ МПа $\rho_0 = 0,579$ кг/м³. Следовательно,

Полное термическое сопротивление теплоотдачи будет равно:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \sum \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}}} = \frac{0,002}{16,4} + \frac{1}{5000} + \frac{1}{5800} = 4,9 \cdot 10^{-4} (\text{м}^3 \cdot \text{К})/\text{Вт}$$

Удельный тепловой поток от пара к стенке будет равен:

$$q = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 9252 \cdot 2 = 18504 \text{ Вт/м}^2$$

Тогда $\alpha_2 = 5,634 \cdot (18504)^{0,6} = 2047 \text{ Вт/}(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

Находим коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{8360} + 4,9 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2457}} = 984 \text{ Вт/}(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Поверхность теплообмена будет равна:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{пол}}} = \frac{12849,8 \cdot 10^3}{984 \cdot 25,8} = 506 \text{ м}^2$$

По ГОСТ 11987-81 выбираем номинальную площадь поверхности теплообмена $F_n = 500 \text{ м}^2$.

Контрольные вопросы

- Поясните сущность процесса выпаривания и приведите схему выпарного аппарата и установки в целом.
- Что является движущей силой процесса выпаривания?
- С какой целью используется процесс выпаривания с тепловым насосом?
- Дайте классификацию выпарных аппаратов и сравните их между собой по признаку практического применения.

Расчет насадочного абсорбера

Цель занятия: изучение методики расчета массообменного процесса – абсорбции

Задание: научиться производить расчет абсорбера

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Общие сведения о процессе абсорбции.
- Закон Генри, закон Дальтона.
- Основные группы абсорбционных аппаратов.

- Устройство и принцип действия абсорберов.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы процесса абсорбции;
- движущую силу процесса;
- методику расчета процесса и применяемого аппарата.

Уметь:

- определять массу поглощаемого вещества и расход поглотителя;
- рассчитывать производительность абсорбера;
- рассчитывать движущую силу процесса абсорбции;
- определять основные характеристики аппарата: диаметр абсорбера,

поверхность массопередачи и высоту насадки.

Владеть:

Методикой расчета основных параметров массообменного процесса – абсорбции и габаритных размеров насадочного абсорбера.

Теоретическая часть. В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом

для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для их очистки от вредных примесей. Для проведения процессов абсорбции применяют абсорбенты, обладающие избирательной, селективной способностью.

Абсорбционные процессы обычно сопровождаются тепловыми явлениями. При этом в большинстве случаев наблюдается выделение тепла. Физическая сущность процесса заключается в растворении газов в жидкости. Зависимость между растворимостью газа и парциальным давлением выражается законом Генри, в соответствии с которым растворимость газа при данной температуре прямо пропорциональна парциальному давлению газа над жидкостью:

$$X = p \cdot \psi,$$

где X – количество растворенного газа, отнесенное к поглощающей жидкости, моль/м³;

ψ – коэффициент пропорциональности, зависящий от свойств абсорбента и температуры;

p – парциальное давление абсорбтива, Па.

Зависимость между концентрацией данного компонента в газовой смеси и в равновесной с ней жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей угол наклона. Численные значения зависят от температуры и давления: уменьшаются с увеличением давления и понижением температуры. Таким образом, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры.

Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность контакта фаз между жидкостью и газом.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать высоту насадки H насадочного абсорбера для поглощения паров этанола водой из воздуха при $t = 20^\circ\text{C}$ и $P = 760$ мм. рт. ст. от $y_H = 1,0$ (моль.%) до $y_K = 0,01$ (моль.%). Расход инертной части газовой смеси при нормальных условиях $V_0 = 4$ м³/с. Начальная концентрация абсорбтива в воде $X_H = 0$. Принять расход воды $L = 1,5 \cdot L_{\min}$; рабочую скорость газа в аппарате равной 80 % от скорости захлебывания. Коэффициент распределения $m = 1,08$. В качестве насадки использовать кольца Палля (стальные неупорядоченные) размером 25 x 25 x 0,6 (мм). Характеристики насадки: $\sigma = 235$ м²/м³; $V_{\text{св}} = 0,9$ м³/м³; $d_s = 0,015$ м. Доля активной поверхности насадки $\phi = 0,95$.

Решение. Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_x \cdot \Delta \bar{X}_{\text{ср}}} = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}},$$

где M – количество вещества, переходящее из газовой смеси в жидкую фазу в единицу времени, или нагрузка аппарата, кг/с;

K_x, K_y – коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, кг/(м²с);

$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}, \Delta \bar{X}_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила процесса абсорбции по жидкой и газовой фазам соответственно, кг/кг.

Определение массы поглощаемого вещества и расхода поглотителя.

Обозначим: А - абсорбтив, В – инертный газ, С – абсорбент. \bar{Y}_H – начальная относительная массовая концентрация абсорбтива в газовой фазе; \bar{Y}_K – конечная относительная массовая концентрация абсорбтива в газовой фазе; $\bar{X}_H = 0$ – начальная относительная массовая концентрация абсорбтива в жидкой фазе; \bar{X}_K – конечная относительная массовая концентрация абсорбтива в жидкой фазе.

Расход поглощаемого компонента (этанола) M переходящего из газовой смеси в поглотитель можно найти из уравнения материального баланса

$$M = G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = L \cdot (\bar{X}_K - \bar{X}_H),$$

где L, G – расходы, соответственно, чистого поглотителя (воды) и инертной части газа (воздуха), кг/с;

\bar{X}_H, \bar{X}_K – начальная и конечная относительные массовые концентрации этанола в воде, кг этанола/кг воды;

\bar{Y}_H, \bar{Y}_K – начальная и конечная относительные массовые концентрации этанола в воздухе, кг этанола/кг воздуха.

Пересчитаем мольные концентрации y_H, y_K в относительные массовые концентрации \bar{Y}_H, \bar{Y}_K по формуле:

$$\bar{Y} = \frac{y \cdot M_A}{(100 - y) M_B},$$

где y – концентрация, выраженная в мольных процентах;

M_A, M_B – мольные массы абсорбтива и инертного газа

$y_H = 1,0$ моль %; $y_K = 0,01$, моль %

$$\bar{Y}_H = \frac{y_H \cdot M_A}{(100 - y_H)M_B} = \frac{1,0 \cdot 46}{(100 - 1,0)29} = \frac{0,01}{0,99} = 0,016 \text{ кг/кг}$$

$$\bar{Y}_K = \frac{y_K \cdot M_A}{(100 - y_K)M_B} = \frac{0,01 \cdot 46}{(100 - 0,01)29} = \frac{0,0001}{0,9999} = 0,000159 \text{ кг/кг}$$

Начальная концентрация этанола в воде $\bar{X}_H = 0$.

Уравнение равновесной линии в относительных массовых концентрациях:

$$\bar{Y}^* = m\bar{X},$$

где m – коэффициент распределения;

$$m = m \frac{M_C}{M_B} = 1,08 \frac{18}{29} = 0,67,$$

где M_C – мольная масса абсорбента.

Определим L_{min} – минимальный расход абсорбента из уравнения:

$$L_{min} = \frac{G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K)}{\bar{X}_K^*},$$

где G – массовый расход инертного газа (воздуха):

$$G = V_0 \cdot \rho,$$

где ρ – плотность инертного газа (воздуха) при условиях в абсорбере;

V_0 – объемный расход инертного газа (воздуха) при условиях в абсорбере:

$$(t = 20 \text{ }^\circ\text{C}; P = 760 \text{ мм.рт.ст} = 0,1 \text{ МПа}).$$

Приведем объемный расход инертного газа (воздуха) к условиям в абсорбере:

$$V_0' = V_0 \cdot \frac{(T_0 + t)}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P} = 4,0 \cdot \frac{(293)}{273} \cdot \frac{0,1}{0,1} = 4,293 \text{ м}^3,$$

где V_0 – объемный расход воздуха, м³/с; $V_0 = 4 \text{ м}^3/\text{с}$ (по заданию); $T_0 = 273 \text{ }^\circ\text{C}$; $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.

Пересчитаем плотность инертного газа (воздуха) на условия в абсорбере:

$$\rho_T = \rho_{0T} \cdot \frac{T_0}{(T_0 + t)} \cdot \frac{P}{P_0},$$

где ρ_{0r} – плотность воздуха при нормальных условиях (0°C , 760 мм.рт.ст = $0,1$ МПа);

t – температура в абсорбере, $^\circ\text{C}$;

P_0 – нормальное давление (760 мм рт. ст. = $0,1$ МПа);

P – давление в абсорбере, МПа;

$\rho_{0r} = 1,293$ кг/м³ – плотность воздуха при нормальных условиях; $T_0 = 273$ $^\circ\text{C}$; $t = 20$ $^\circ\text{C}$; $P_0 = 0,1$ МПа; $P = 0,1$ МПа

$$\rho_r = 1,293 \cdot \frac{273}{(273+20)} \cdot \frac{0,1}{0,1} = 1,293 \cdot 0,93 \cdot 1 = 1,205 \text{ кг/м}^3,$$

Определим массовый расход инертного газа (воздуха) по формуле:

$$G = V_0 \cdot \rho = 4,293 \cdot 1,205 = 5,173 \text{ кг/с.}$$

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту (этанолу):

$$M = G \cdot (\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = 5,173 \cdot (0,016 - 0,000159) = 0,0819 \text{ кг/с.}$$

$$\text{Определим } \bar{X}_K^* = \frac{\bar{Y}_H}{\bar{m}} = \frac{0,016}{0,67} = 0,0239 \text{ кг/с.}$$

Определим L_{\min} – минимальный расход абсорбента.

Расход абсорбента (воды) принимаем из условия: $L = 1,5$
 $L_{\min} = 1,5 \cdot 3,429 = 5,143$ кг/с

Конечную относительную массовую концентрацию \bar{X}_K определяем из уравнения материального баланса:

$$M = L_{\min}(\bar{X}_K^* - \bar{X}_H) = 1,5L_{\min}(\bar{X}_K - \bar{X}_H),$$

Откуда конечная концентрация \bar{X}_K :

$$\bar{X}_K = \frac{\bar{X}_K^* + 0,5\bar{X}_H}{1,5} = \frac{0,0239}{1,5} = 0,0159 \text{ кг/кг,}$$

где \bar{X}_K^* – относительная массовая концентрация этанола в жидкой фазе (воде), равновесная с рацией этанола в газе;

\bar{X}_H – начальная относительная массовая концентрация этанола в воде.

Удельный расход поглотителя равен:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{5,143}{5,173} = 0,994$$

Расчет движущей силы процесса. В насадочных абсорберах жидкая и газовая фаза движутся противотоком. Движущую силу процесса определяем по уравнению

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}} - \Delta \bar{Y}_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{к}}}},$$

где $\Delta \bar{Y}_{\text{н}}$ и $\Delta \bar{Y}_{\text{к}}$ – большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кг /кг.

Значение \bar{Y}^* найдем по уравнению равновесной линии:

$$\bar{Y}^* = \bar{m}\bar{X} = 0,67 \cdot 0,0159 = 0,1065 \text{ кг/кг}$$

Движущая сила абсорбции внизу колонны:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{н}} = \bar{Y}_{\text{н}} - \bar{Y}_{\text{н}}^* = 0,016 - 0,01065 = 0,00535 \text{ кг/кг}$$

Движущая сила наверху колонны:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{к}} = \bar{Y}_{\text{к}} - \bar{Y}_{\text{к}}^* = 0,000159 - 0 = 0,000159 \text{ кг/кг}$$

Средняя движущая сила процесса абсорбции:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}} - \Delta \bar{Y}_{\text{к}}}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{к}}}} = \frac{0,00519}{3,52} = 0,00147 \text{ кг/кг}$$

Расчет скорости газа и диаметра абсорбера. Определим скорость в точке захлебывания или предельную скорость газа в насадочном абсорбере:

$$\lg \left[\frac{W_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_{\text{г}}}{g \cdot V_{\text{св}}^3 \cdot \rho_{\text{ж}}} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right] = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125},$$

где W_3 – скорость газа в точке захлебывания, м/с;

σ – удельная поверхность насадки, м²/м³;

$V_{\text{св}}$ – доля свободного объема, м³/м³;

$\rho_{\text{г}}$, $\rho_{\text{ж}}$ – плотность газа и жидкости соответственно, кг/м³;

$\mu_{\text{ж}}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с;

A , B – коэффициенты, зависящие от типа насадки;

L , G – массовые расход жидкости и газа соответственно, кг/с.

В рассматриваемом примере в качестве насадки используются кольца Палля (стальные неупорядоченные).

Возьмем наиболее используемые кольца Палля с размером 25x25x0,6 (мм) . Насадка из таких колец имеет следующие характеристики: $\sigma = 235 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $V_{\text{св}} = 0,9 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $d_3 = 0,015 \text{ м}$.
 $\rho_{\text{г}} = 1,205 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{ж}} = 998 \text{ кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}} = 1,0 \text{ мПа}\cdot\text{с}$; $A = 0,022$ (для насадок из колец и спиралей); $B = 1,75$.

$$\lg \left[\frac{W_3^2 \cdot 235 \cdot 1,205}{9,81 \cdot 0,9^3 \cdot 998} \cdot 1^{0,16} \right] = 0,022 - 1,75 \left(\frac{5,143}{5,173} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,205}{998} \right)^{0,125}$$

Откуда $W_3 = 2,17 \text{ м}/\text{с}$.

Рабочая скорость газа в насадочном абсорбере:

$$W = (0,6 - 0,85) \cdot W_3. \quad W = 0,85 \cdot W_3 = 0,85 \cdot 2,17 = 1,84 \text{ м}/\text{с}$$

Диаметр абсорбера находим по уравнению объемного расхода:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0}{\pi \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,293}{3,14 \cdot 1,84}} = 1,72 \text{ м},$$

где V_0 – объемный расход воздуха при условиях в абсорбере, $\text{м}^3/\text{с}$.

Принимаем стандартный диаметр абсорбера 1,8 м и пересчитываем W с учетом стандартного диаметра

$$W = \frac{4V_0}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 4,293}{3,14 \cdot 1,8^2} = 1,687 \text{ м}/\text{с}$$

Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера. В соответствии с основным уравнением массопередачи поверхность массопередачи в абсорбере можно определить по формуле:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{ср}}},$$

где M – производительность абсорбера по поглощаемому компоненту, $\text{кг}/\text{с}$;

K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе, $\text{кг}/\text{м}^2\cdot\text{с}$;

$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила процесса абсорбции, $\text{кг}/\text{кг}$.

$$F = \frac{0,0819}{0,022 \cdot 0,00147} = 2532,47 \text{ м}^2$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности массообмена, рассчитаем по формуле:

$$H = \frac{F}{\sigma \cdot S \cdot \varphi} = \frac{2532,47}{2,54 \cdot 235 \cdot 0,95} = 4,47 \text{ м,}$$

где σ – удельная поверхность насадки;

S – площадь поперечного сечения колонны.

Контрольные вопросы:

- Назовите преимущества насадочного абсорбера.
- Что такое абсорбент и абсорбат?
- Применение абсорбции в химической технологии.
- Основные группы абсорберов.

Расчет тарельчатой ректификационной колонны

Цель занятия: изучение методики расчета процесса ректификации

Задание: научиться производить расчет тарельчатой ректификационной колонны.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Общие сведения о процессе ректификации.
- Классификация бинарных смесей.
- Основные законы перегонки.
- Устройство и принцип действия ректификационных колонн.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы процесса ректификации;
- движущую силу процесса;
- методику расчета ректификационной колонны.

Уметь:

- определять расход греющего пара;
- определять расход охлаждающей воды;
- рассчитывать диаметр и высоту аппарата;
- рассчитывать число реальных тарелок.

Владеть:

Методикой расчета тарельчатой колонны непрерывного действия

Теоретическая часть. Целью расчета колонны является определение параметров технологического режима (рабочего давления, температур входящих и выходящих материальных потоков, количества тепла на испарение остатка, расхода холода на конденсацию дистиллята) и размеров колонны (высоты, диаметра колонны и штуцеров).

Сначала выбирают давление в колонне. При выборе давления исходят из технологических соображений. Ректификацию при повышенном давлении проводят при отделении компонентов с низкими температурами кипения (например, пропана, бутана). При повышении давления повышается температура конденсации паров дистиллята, что позволяет использовать в конденсаторе недорогие и доступные хладагенты – воду и воздух. Однако при повышенном давлении уменьшается относительная летучесть разделяемых компонентов, затрудняется ректификация, увеличивается толщина стенки колонны, в то же время уменьшается объем паров и объем аппарата. При повышенном давлении увеличивается температура кипения остатка, поэтому для внесения тепла в низ колонны необходим более высококипящий теплоноситель или потребуется больше топлива.

При разделении высококипящих и термически нестабильных компонентов ректификацию проводят при пониженном давлении (в вакууме). Остаточное давление в верхней части вакуумных колонн поддерживают в пределах 4-10 кПа, а иногда и ниже. В остальных случаях ректификация проводится при давлении, близком к атмосферному. В этом случае в рефлюксной емкости принимается давление 0,1 МПа, а на верху колонны на 0,015 - 0,03 МПа выше.

Температурный режим колонны (температуру верха, низа, входа сырья и вывода боковых погонов) устанавливают по данным о составе внешних потоков.

Важнейшие параметры, влияющие на заданное разделение в процессе ректификации – флегмовое число (кратность орошения) и число тарелок в колонне. Флегмовое число – отношение количества орошения, вводимого в колонну, к количеству дистиллята. Увеличение флегмового числа снижает количество тарелок и наоборот. При минимальном флегмовом числе R требуемое число тарелок будет бесконечным.

Располагая материальным балансом и данными о температурном режиме и кратности орошения, составляют тепловой баланс колонны. Тепловой баланс колонны учитывает все тепло, вносимое в колонну и выносимое из неё. Базируется тепловой баланс на законе сохранения энергии. Без учета потерь тепла в окружающую среду.

Дальнейшим этапом расчета колонны является определение её высоты и диаметра. Высота колонны зависит от числа и типа тарелок в колонне, расстояния между ними. Расстояние между тарелками следует принимать таким, чтобы не было уноса жидкости с нижележащей тарелки на вышележащую. Чаще всего это расстояние принимают равным 0,5 - 0,7 м, хотя минимальное значение может достигать 0,3 м, а максимальное - 0,9 м.

Диаметр колонны определяют в зависимости от максимального расхода паров и их допустимой скорости в свободном сечении колонны.

Если рассчитанный диаметр не совпадает со значениями, приведенными в нормальном ряду диаметров, то принимают ближайший больший диаметр.

Практическая часть. В методических указаниях приведен пример расчета некоторых характеристик ректификационной колонны. Полный расчет выносится как тема курсового проекта.

Задача. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения под атмосферным давлением, $F=13000$ кг/ч, жидкой смеси, содержащей 50 % (масс.) бензола и 50 % (масс.) хлороформа. Требуемое содержание хлороформа в дистилляте $\bar{x}_D = 97$ % (масс.), требуемое содержание бензола в кубовом остатке 98 % (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения.

ния. Греющий пар имеет давление $P_{изб}=3$ кгс/см² (0,3 МПа). В расчет входит определение расходов греющего пара, охлаждающей воды, определение диаметра и высоты аппарат, числа тарелок.

Решение. Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды

Теплота конденсации греющего водяного пара $r_{гп}=2171$ кДж/кг.

Рассчитывается расход греющего водяного пара заданного давления:

а) в кубе испарителя:

$$G_{гп1} = \frac{Q_k}{r_{гп}} = \frac{3351,8}{2171} = 1,54 \text{ кг/с},$$

где Q_k – количество теплоты, получаемое в кубе испарителе от греющего пара ($Q_k = 3351,8$ кВт)

б) в подогревателе исходной смеси:

$$G_{гп2} = \frac{\dot{Q}_F}{r_{гп}} = \frac{329,4}{2171} = 0,151 \text{ кг/с}$$

где \dot{Q}_F – расход теплоты в подогревателе исходной смеси ($\dot{Q}_F = 329,4$ кВт)

Находится расход охлаждающей воды:

а) в дефлегматоре:

$$V_{B1} = \frac{Q_D}{C_B(t_{кон} - t_{нач})\rho_B} = \frac{3277782,19}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,156 \text{ м}^3/\text{с},$$

где Q_D – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе ($Q_D = 3277782,19$ Вт);

ρ_B – плотность воды при 20 °С, $\rho_B = 1000$ кг/м³; $t_{кон}-t_{нач}=5$ °С; теплоемкость воды $C_B = 4190$ Дж/(кг · К).

б) в водяном холодильнике дистиллята:

$$V_{B2} = \frac{\dot{Q}_D}{C_B(t_{кон} - t_{нач})\rho_B} = \frac{79500}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,0038 \text{ м}^3/\text{с},$$

где \dot{Q}_D – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике ($\dot{Q}_D = 79,5$ кВт).

в) в водяном холодильнике кубового остатка:

$$V_{B3} = \frac{\dot{Q}_W}{C_B(t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}})\rho_B} = \frac{187400}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0,090 \text{ м}^3/\text{с},$$

где \dot{Q}_W – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка ($\dot{Q}_W = 187,4$ кВт).

Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

а) расход греющего пара:

$$G_{\text{гп}} = 3600(G_{\text{гп1}} + G_{\text{гп2}}) = 3600(1,54 + 0,151) = 6087,6 \text{ кг/ч}$$

б) расход охлаждающей воды при нагреве на 5 °С:

$$V_B = 3600(V_{B1} + V_{B2} + V_{B3}) = 3600(0,156 + 0,0038 + 0,0090) = 607,7 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки и оценки ее энергетической эффективности.

Определение диаметра аппарата

По значению ω_{max} (максимальный расход пара) рассчитываются диаметры А и Б – секций колонны

$$\text{а) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,98}} = 1,77 \text{ м},$$

$$\text{б) } D_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{\text{max}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,2}} = 1,78 \text{ м}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D_{\text{к}}=1,8$ м (табличные данные)

По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны:

$$\text{а) } \omega_{\text{п}} = \frac{4V}{3600\pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,95 \text{ м/с}$$

$$\text{б) } \omega_{\text{п}} = \frac{4V}{3600\pi D_{\text{к}}^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,175 \text{ м/с}$$

Определяются конструктивные параметры ситчатой тарелки диаметром 1,8 м (табличные данные). Высота сливного порога принимается равной 40 мм.

Расчет числа реальных тарелок

По справочным данным или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента v_1 , см³/моль.

Мольный объем хлороформа составляет 90,3 см³/моль.

Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе, м/с

$$D_{\text{ж}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta \cdot M_1)^{\frac{1}{2}}(t + 273)}{\mu \cdot v_1^{0,6}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{\frac{1}{2}}(71,4 + 273)}{0,322 \cdot 90,3^{0,6}} \\ = 5,8 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

Рассчитывается средний КПД ситчатой тарелки по эмпирическому выражению:

$$\eta_0 = 0,068 \cdot K_1^{0,1} \cdot K_2^{0,115}$$

Безразмерные комплексы K_1 , K_2 находятся по уравнению:

$$K_1 = \frac{\omega_{\text{п}} \cdot h_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{п}}}{F_{\text{св}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}; \quad K_2 = \frac{\sigma}{\omega_{\text{п}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot D_{\text{ж}}}$$

а) для верхней секции:

$$K_1 = \frac{0,95 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,08 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 3,31 \cdot 10^5$$

$$K_2 = \frac{0,0208}{0,95 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,4 \cdot 10^4$$

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (3,31 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,4 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,629$$

б) для нижней секции

$$K_1 = \frac{1,175 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,08 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 2,57 \cdot 10^5$$

$$K_2 = \frac{0,0212}{1,175 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,256 \cdot 10^4$$

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (2,57 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,256 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,58.$$

Для сравнения приведем расчет КПД клапанной тарелки по А и Б секциям с использованием диаграммы для приближенного определения среднего КПД тарелок.

Определяем относительную летучесть компонентов:

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} = \frac{1246,6}{671,2} = 1,857,$$

где P_1 и P_2 – давления паров более летучего компонента (хлороформа) и менее летучего компонента (бензола) при средней температуре в колонне, соответственно (табличные данные).

Для А секции: $\mu = 0,32$ мПа·с $\alpha\mu = 1,857 \cdot 0,32 = 0,594$.

Из рисунка $\eta \approx 0,53$.

Для Б секции: $\mu = 0,34$ мПа·с $\alpha\mu = 1,857 \cdot 0,39 = 0,613$.

Из рисунка $\eta \approx 0,55$.

Из полученных результатов с учетом запаса выбираем меньшее КПД.

Рассчитывается число реальных тарелок:

$$n = \frac{n_T}{\eta_0}$$

а) в верхней секции: $n = \frac{8}{0,53} = 15,09$

б) для нижней секции $n = \frac{8}{0,55} = 30,91$

Число тарелок с резервом 20 % составит 18 и 37. Всего в колонне 55 тарелок.

Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{об}$:

$$H_{об} = (n - 1)H = (55 - 1)0,45 = 24,3 \text{ м,}$$

где H – межтарельчатое расстояние.

Контрольные вопросы:

- Что такое ректификация?
- Что такое флегма?
- Устройство тарельчатых колонн.
- Принцип действия тарельчатых колонн.
- Типы тарелок.
- Определение основных конструктивных размеров колонных аппаратов.

Расчет конвективной сушилки

Цель занятия: изучение методики расчета конвективной сушилки бара-

банного типа

Задание: научиться рассчитывать основные характеристики и габаритные размеры сушильного аппарата.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Общие сведения о процессе сушки.
- Классификация сушильных аппаратов.
- Классификация и свойства влажного материала.
- Методы сушки.
- Конструкции конвективных сушильных установок.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы процесса сушки;
- движущую силу процесса;
- основные характеристики массообменного процесса – сушка.

Уметь:

- определять количество испаряемой влаги в процессе сушки;
- определять расход теплоты;
- рассчитывать диаметр и длину барабана сушилки;
- проводить расчет на соответствие рассчитанных размеров нормализованным размерам.

Владеть:

Методикой расчета конвективной сушилки барабанного типа

Теоретическая часть. Наибольшее распространение в промышленности для обезвоживания материалов получили конвективные сушильные установки. Теплота для сушки материалов в них передается конвекцией от горячего газообразного сушильного агента к влажному материалу. Сушильный агент одновременно служит не только теплоносителем, но и влагопоглотителем, поскольку уносит из сушильной установки образовавшиеся, в процессе сушки пары влаги. В качестве сушильного агента используют воздух, топочные и другие инертные по отношению к высушиваемому материалу газы (азот, ге-

лий, диоксид углерода и др.), перегретый водяной пар или пар удаляемого из материала растворителя.

При выборе сушильного агента следует учитывать, прежде всего, технологические особенности сушки. Использовать инертный сушильный агент следует, если пары удаляемой из материала жидкости взрыво- или пожароопасны и т. д. В случае возможности использования нескольких сушильных агентов следует руководствоваться технико-экономическими соображениями.

Воздух – наиболее дешевый и широко используемый сушильный агент. Его применение особенно эффективно, если сушимый материал не ухудшает свои свойства в присутствии кислорода и не подвержен разложению при высоких температурах. Экономически оправдано нагревание воздуха до 500 °С в теплообменниках из жаропрочной стали и до 800-1000 °С в регенеративных теплообменниках.

Топочные (дымовые) газы целесообразно использовать при сушке термостойких материалов, не изменяющих качественные показатели при соприкосновении с продуктами горения топлива. Чем выше температура используемых топочных газов, тем интенсивнее процесс сушки, тем компактнее сушильная установка. Диапазон температур топочных газов 250-1200°С. Для сушки используют дымовые газы из топок производственных котельных, из котлов ТЭЦ, нагревательных, плавильных и обжиговых печей или сооружают специальные топочные устройства, в которых сжигают топливо и отходы технологического производства.

Сушилки, применяемые в различных отраслях промышленности, отличаются разнообразием конструкций и подразделяются:

- 1) по способу подвода тепла (конвективные, контактные и т.д.);
- 2) по виду используемого теплоносителя (воздух, газ, пар, топочные газы);
- 3) по величине давления в сушилке (атмосферные и вакуумные);

4) по способу организации процесса (периодического и непрерывного действия);

5) по схеме взаимодействия потоков (прямоточные, противоточные, перекрестного и смешанного тока).

Практическая часть.

Задача. Рассчитать и выбрать нормализованную конвективную сушилку барабанного типа с подъемно-лопастным перевалочным устройством для высушивания селитры производительностью $G_{\text{сух}} = 1500$ кг/ч (по абсолютно сухому материалу) с начальной влажностью $W_{\text{н}} = 8\%$ мас., конечной – $W_{\text{к}} = 0,2\%$ мас. Температура материала на входе в сушилку – $\theta_{\text{н}} = 15^{\circ}\text{C}$, на выходе – $\theta_{\text{к}} = 40^{\circ}\text{C}$. Характеристика состояния воздуха: на входе в калорифер $t_0 = 20^{\circ}\text{C}$, $\varphi_0 = 0,8$; на входе в сушилку – $t_1 = 100^{\circ}\text{C}$, на выходе из сушилки – $t_2 = 50^{\circ}\text{C}$. Напряжение по влаге $A = 20$ кг/м³ч. Удельная теплоемкость высушенного материала $C_{\text{м}} = 1$ кДж / кг К. Размер частиц материала $\delta = 0,3$ мм. Насыпная плотность материала $\rho_{\text{н}} = 900$ кг/м³.

Решение.

Определяем количество испаряемой влаги в процессе сушки:

$$W = G_{\text{сух}} \cdot \left(\frac{W_{\text{н}} - W_{\text{к}}}{100} \right) = 1500 \cdot \frac{8 - 0,2}{100} = 117 \text{ кг/ч}$$

Строим сушильный процесс в теоретической сушилке по диаграмме Рамзина (рис. 9): т.А ($t_0 = 20$, $\varphi_0 = 80\%$); т.В ($t_1 = 100^{\circ}\text{C}$, $x_0 = 0,012$); т.С ($I_1 = 135$ кДж/кг, $t_2 = 50^{\circ}\text{C}$); $I_0 = 60$ кДж/кг, $x_2^{\text{T}} = 0,032$ кг/кг .

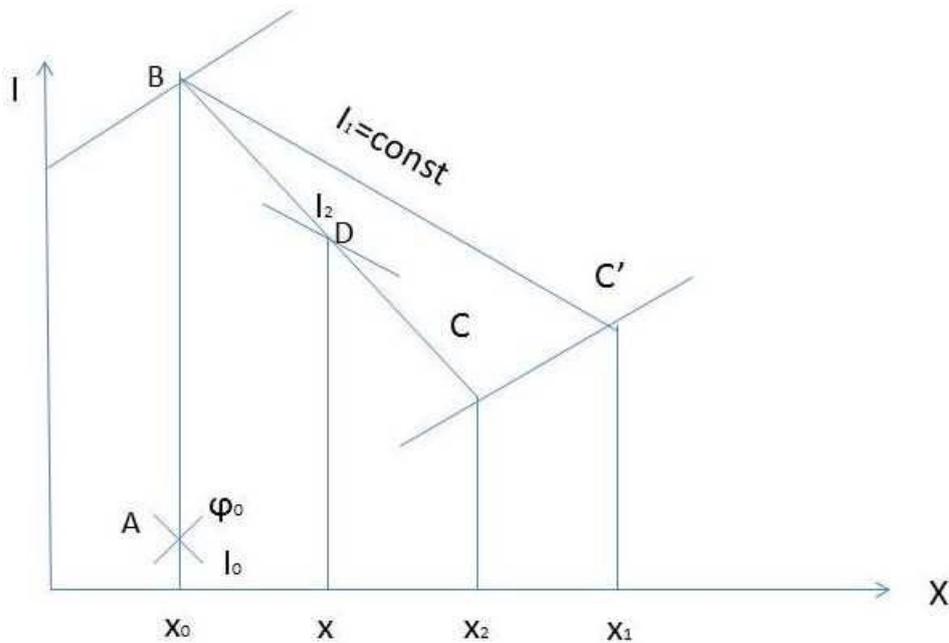


Рисунок – 9 Процесс сушки

Определяем удельный расход теплоты в теоретической сушилке

$$q_T = \frac{I_1 - I_0}{x_2^T - x_0} = \frac{135 - 60}{0,032 - 0,012} = 3750 \text{ кДж/кг}$$

Разность между приходом и расходом тепла в самой сушильной камере барабанной сушилки при отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере и транспортирующих средств имеет вид:

$$\Delta = \frac{\sum Q}{W} = q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c_B \Theta_H,$$

где $q_{\text{мат}} = (G_{\text{сух}}/W)c_{\text{мат}}(\Theta_K - \Theta_H) = (1500/117) \cdot 10^3 \cdot (40 - 15) = 320,5 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$,

удельные потери тепла сушилкой в окружающую среду

$$q_{\text{пот}} = \frac{Q_{\text{пот}}}{W},$$

c_B – удельная теплоемкость воды при Θ_H , кДж/кг К.

Удельные потери теплоты принимаем

$$q_{\text{пот}} = (4 \div 6)\%q_T = 0,04 \cdot 3750 = 150 \text{ кДж/кг}$$

$$\Delta = q_{\text{мат}} + q_{\text{пот}} - c_B \Theta_H = 320,5 - 150 - 4,19 \cdot 15 = 407,65 \text{ кДж/кг}$$

Определим значение энтальпии для реальной сушилки при принятом значении x , выбранном произвольно при условии $x_0 < x < x_2$. Принимаем $x = 0,025$ кг/кг.

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0) = 135 - 407,65 \cdot (0,025 - 0,012) = 129,7 \text{ кДж/кг}$$

Строим точку D с координатами (x, I) . Соединяем точки B и D и проводим линию до пересечения с изотермой t_2 получаем т. C с координатами $x_2 = 0,028$ кг/кг, $t_2 = 50$ °C

Расход сухого воздуха на сушку:

$$L_c = \frac{W}{(x_2 - x_0)} = \frac{117}{(0,028 - 0,012)} = 7313 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} = 2,03 \text{ кг/с}$$

Расход теплоты, передаваемого воздуху в калорифере:

$$Q = L_c(I_1 - I_0) = 2,03 \cdot (135 - 60) = 152,3 \text{ кВт}$$

Рассчитываем диаметр сушилки

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot L_c \cdot V_{уд}}{\pi(1 - \beta)W_{вых}}}$$

где $V_{уд}$ – удельный объем влажного газа, м³/кг

$W_{вых}$ – скорость газа на выходе из барабана, м/с;

β – коэффициент заполнения барабана материалом, зависящий от типа перевалочного устройства (для подъемно-лопастного $\beta = 12\%$).

$$V_{уд} = \frac{R_B T}{P - \varphi_B \cdot P_{нас}}$$

где $R_B = 287$ Дж/кг К – газовая постоянная для воздуха;

T – температура воздуха на выходе из сушилки, К;

P – общее давление в паровоздушной смеси, Па;

φ_B – относительная влажность воздуха;

$P_{нас}$ – давление насыщенного водяного пара при t_2 , Па.

$$V_{уд} = \frac{287 \cdot (273 + 50)}{10^5 - 0,8 \cdot 12580} = 1,03 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,03 \cdot 1,03}{3,14(1 - 0,12)2,5}} = 1,1 \text{ м}$$

Округляем до ближайшего нормализованного размера: $D = 1200 \text{ мм}$.

Общий объем барабана $V_{\text{барабана}} = W/A = 117/20 = 5,85 \text{ м}^3$.

Определяем длину барабана:

$$L = \frac{4V_{\text{барабана}}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 5,85}{3,14 \cdot 1,2^2} = 5,173 \text{ м}$$

Округляем до ближайшего нормализованного размера: $L = 6000 \text{ мм}$.

Отношение $L/D = 6/1,2 = 5$, что соответствует рекомендованному пределу.

Если рассчитанные размеры D и L не соответствуют нормализованным размерам барабанной сушилки, приведенным в таблице, то рекомендуется изменять значения x и скорости газа в указанных пределах.

Контрольные вопросы.

- Цель процесса сушки и назначение сушильного оборудования.
- Область применения контактных сушилок.
- Устройство и принцип действия контактных сушилок.
- Методика расчета процесса сушки.
- Расчет кинетических характеристик процесса сушки.

Расчет реактора

Цель занятия: изучение методики расчета каталитических реакторов.

Задание: рассчитать основные технологические параметры реактора

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Кинетика химико-технологических процессов.
- Реакторы идеального смешения (РИС).
- Реакторы идеального вытеснения (РИВ)
- Особенности расчетов каталитических реакторов.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы теории процесса в химическом реакторе, физическую сущность процессов, протекающих в химических реакторах способы перемешивания, их сравнительную экономическую оценку;
- методику выбора реактора и расчета процесса в нем;
- основные реакционные процессы и реакторы химической и нефтехимической технологии.

Уметь:

- производить расчет основных показателей протекания химико-технологических процессов в реакторе;
- определить параметры наилучшей организации процесса в химическом реакторе

Владеть:

Методами определения технологических показателей процесса и методами технологических расчетов отдельных узлов и деталей реактора.

Теоретическая часть. Расчеты каталитических процессов и реакторов основаны на общих уравнениях кинетики.

Основные технологические параметры гетерогенно-каталитических процессов, которые задаются или определяются расчетом – это степень превращения x , активность катализатора $A_{\text{кат}}$, селективность $S_{\text{кат}}$, константа скорости процесса k , время контакта реагентов с катализатором τ , объемная скорость газа в слое катализатора $V_{\text{г}}$, производительность катализатора $\Pi_{\text{кат}}$, интенсивность катализатора i , его отравляемость α , оптимальная температура процесса $T_{\text{опт}}$ и др.

Помимо этих характеристик для расчета каталитических реакторов требуется определять основные размеры реактора, в том числе высоту слоя катализатора, гидравлическое сопротивление и т.п.

Практическая часть.

Задача 1. Произвести расчет реактора установки производства полипропилена мощностью 550 тыс. тонн в год.

Основные характеристики реактора:

- Вместимость: 141 м³;
- Длина аппарата: 19680 мм;
- Длина реакторной зоны: 17070 мм;
- Диаметр: 3048 мм;
- Расчётная температура среды: 175°С.

Решение. Для нормальной работы данного вида реактора необходимо, чтобы объём порошка заполнял 50 – 65% объёма реактора. Это необходимо, чтобы обеспечивать хорошее перемешивание порошка мешалкой. Примем для расчёта значение 60 %. Тогда определим объём, занимаемый порошком:

$$0,6 \cdot 141 = 84,6 \text{ м}^3$$

В среднем фактическое время пребывания варьируется от 30 до 60 минут. Произведём расчёт при 55 мин, Объём, который будет занимать порошок при данном времени пребывания и заданной производительности по полимеру 68887,57 кг/ч рассчитывается по формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho},$$

где G – массовый расход сополимера, кг/ч;

ρ – плотность порошка в реакторе. Насыпная плотность полимера составляет 400-500 кг/м³. В реакторе в силу вспенивания порошка рециркулирующим газом и мешалкой плотность выше. Примем значение 400 кг/м³;

τ – время пребывания порошка в реакторе, ч.

$$V = \frac{68887,57 \cdot 55}{400 \cdot 60} = 157,87 \text{ м}^3$$

Таким образом, объёма одного реактора не хватит, чтобы обеспечить требуемого времени пребывания порошка для получения полимера нужной характеристики. Зная объём, который может занимать порошок для нормальной работы реактора, определим количество необходимых реакторов:

$$N = \frac{157,87}{84,6} = 1,87$$

Принимаем два реактора. Тогда реактор будет заполнен порошком на следующий объём:

$$V = \frac{157,87}{2} = 78,93 \text{ м}^3$$

Что соответствует следующей загрузке реактора:

$$A = \frac{78,93}{141} \cdot 100 = 55,98 \%$$

Данное значение соответствует оптимальной работе реактора.

Недостаточное перемешивание слоя порошка может привести к ухудшению контроля температуры и образованию полимерных комков. Мешалка реактора предназначена для обеспечения однородного перемешивания слоя порошка, чтобы избежать этих проблем. Лопасти мешалки представляют собой плоские лопасти около 368 мм. Каждая лопасть имеет опорную часть для обеспечения прочности и обеспечивая Т-образное поперечное сечение. В каждой определенной точке вдоль вала мешалки предусмотрены две лопасти напротив друг друга. Схема расположения лопастей состоит из четырех пар, образующих одну группу, и такие группы повторяются вдоль всего вала. Если первая пара лопастей находится под углом 0° , тогда следующая пара лопастей поворачивается по часовой стрелке под углом 90° , если смотреть со стороны зоны разгрузки в конце реактора. Третья пара лопастей расположена по часовой стрелке под углом 45° от второй пары, и четвертая пара расположена под углом 90° по отношению к третьей паре. Вал мешалки и лопасти выполнены из низкотемпературной углеродистой стали. Мешалка имеет двигатель с фиксированной скоростью и вращением 15 об/мин. Устанавливается двигатель мощностью 750 кВт.

Диаметры штуцеров определяются из уравнения расхода по допустимой скорости потока:

$$d_{\text{шт}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot w}},$$

где G – массовый расход, кг/с;

ρ – плотность среды, кг/м³;

w – скорость потока, м/с.

Для подачи квенча сверху реактора используется 16 форсунок по длине

реактора, также необходимо часть жидкого пропилена подавать через 2 форсунки подачи сокатализатора с донором и 2 форсунки подачи катализатора. Итого: 20 форсунок для распределения массового потока квенча, катализатора и сокатализатора с донором.

Массовый поток квенча для одного реактора составляет:

$$\frac{(123670,28 + 72112,72)}{2} = 97891,50 \text{ кг/ч} = 27,19 \text{ кг/с.}$$

Тогда массовый поток квенча в одну форсунку составляет:

$$G_{\text{кв1}} = \frac{27,19}{20} = 1,36 \text{ кг/с}$$

Также в форсунки подачи катализатора необходимо добавить поток катализатора:

$$G_{\text{кат1}} = 1,36 + \frac{2}{3600} = 1,36 \text{ кг/с}$$

Расход практически не увеличивается, поэтому можно принять форсунки одинакового диаметра. Также поступаем и с форсунками сокатализатора с донором, т.к. расход каталитической системы незначителен.

Плотность жидкого пропилена при данных условиях (66 °С) составляет 476,42 кг/м³, плотностью каталитической системы ввиду её малого расхода можно пренебречь. Скорость потока примем, 2 м/с. Тогда диаметр штуцеров:

$$d_{\text{шт}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{1,36}{476,42 \cdot 2}} = 0,0427 \text{ м}$$

По рассчитанному значению диаметра принимаем нормализованный диаметр по ГОСТ 16045-70.

Оставляем $d_{\text{шт}} = 50 \text{ мм}$.

Подача газа рецикла осуществляется равномерно через 11 форсунок в низ реактора. Расход газа рецикла для одного реактора составляет 16500 кг/ч или 4,58 кг/с. Массовый расход газа в одну форсунку:

$$G_{\text{рец1}} = \frac{4,58}{11} = 0,42 \text{ кг/с}$$

Плотность пропилена при 2,7 МПа и 64,5 °С составляет 40,43 кг/м³. Такие параметры после сжатия компрессором имеет газа рецикла.

Допустимую скорость примем 10 м/с. Тогда диаметр штуцеров:

$$d_{\text{ш}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{0,42}{40,43 \cdot 10}} = 0,046 \text{ м}$$

Оставляем стандартизованное значение $d_{\text{трш}} = 50 \text{ мм}$.

Массовый расход отходящих газов реактора составляет 159935,33 кг/ч. Для одного реактора:

$$\frac{159935,33}{2} = 79967,67 \text{ кг/ч} = 22,21 \text{ кг/с}$$

Можно считать, что газ состоит полностью из пропилена, так как малое содержание других газов не повлияет на размер штуцера. Плотность пропилена при данных условиях (2,2 МПа; 66°С) составляет 32,80 кг/м³. Скорость газа принимаем 10 м/с. Отходящие газы выходят из двух штуцеров, расположенных в куполах, тогда массовый расход газа для одного штуцера будет составлять:

$$\frac{22,21}{2} = 11,105 \text{ кг/с}$$

Определяем диаметр штуцера:

$$d_{\text{ш}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{11,105}{32,80 \cdot 10}} = 0,208 \text{ м}$$

Оставляем стандартизованное значение $d_{\text{трш}} = 250 \text{ мм}$.

Порошок выгружается из реактора периодически, поддерживая необходимый уровень заполнения. Из-за разницы давления в реакторе (2,2 МПа и атм.) порошок транспортируется с мгновенной скоростью. Выдерживается определённое время открытого клапана, чтобы обеспечить необходимую подачу порошка в рукавный фильтр Ф-1. Расход порошка составляет 68887,57 кг/ч или 19,14 кг/с. Примем скорость 20 м/с. Насыпную плотность примем 440 кг/м³,

тогда:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{19,14}{440 \cdot 20}} = 0,052 \text{ м}$$

На случай аварийной выгрузки порошка примем диаметр 100 мм. На выгрузку устанавливается два трубопровода – один на случай неисправности основного коллектора.

Задача 2.

Определить производительность 1 м^3 катализатора синтеза аммиака при следующих условиях: концентрация аммиака в конечном газе (на выходе из реактора) $C_{\text{кон}} = 26.5\%$ (об), в начальном газе (на входе в реактор) $C_{\text{нач}} = 2.7\%$ (об), объемная скорость газа $V_{\text{об}} = 45000 \text{ м}^3 / (\text{ч} \cdot \text{м}^3)$ катализатора.

Решение. Синтез аммиака основан на экзотермической обратимой реакции, идущей с уменьшением объема $\text{N}_2 + 3\text{H}_2 \leftrightarrow 2\text{NH}_3 + q$

Реакция синтеза аммиака требует большой энергии активации. Процесс ведут в промышленности в присутствии катализатора при высоком давлении, повышающем равновесную степень превращения, и при высокой температуре, обеспечивающей достаточно большую скорость процесса, но в известной мере смещающей равновесие в сторону исходных продуктов. Катализатором синтеза аммиака служит железо с активаторами K_2O , SiO_2 , Al_2O_3 , CaO . Однако в оптимальных условиях проведения процесса фактический выход аммиака невелик ($x=18-22\%$) поэтому процесс ведут по циклической схеме.

В колонну синтеза подается циркуляционный газ, содержащий несконденсировавшийся в холодильнике аммиака и свежая азото-водородная смесь, в количестве, компенсирующем полученный продукт и потери.

Выход аммиака x отвечает содержанию его в азото-водородная смеси, выходящей из реактора. В нашем случае

$$x = C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}}/100 + C_{\text{кон}} = 26,5 - 2,7/102,7 = 23,2 \%$$

или 0,232 мольных доли NH_3 .

Производительность катализатора в колонне синтеза аммиака при дан-

ном давлении и составе азото-водородная смеси определяют по формуле, аналогичной формуле:

$$\Pi = 0,771 \cdot V_{об} \beta,$$

где 0,771 – масса $1\text{ м}^3 \text{ NH}_3$;

β – коэффициент, характеризующий уменьшение объема газа в результате реакции синтеза аммиака, определяемый по формуле:

$$\begin{aligned} \beta &= 100 + C_{нач} / 100 + C_{кон} = 100 + 2,7 / 100 + 26,5 = 0,81 \quad \Pi = \\ &= 0,771 \cdot 0.232 \cdot 45000 \cdot 0,81 = 6500 \text{ кг}/(\text{ч} \cdot \text{м}^3 \text{ катализатора}). \end{aligned}$$

Контрольные вопросы

- Назначение химических реакторов.
- Классификация химических реакторов и режимов их работы.
- Основные технологические характеристики работы реактора.
- Основные технологические характеристики работы реактора.
- Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора.
- Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора.
- Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора.

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ РАБОТЕ

Основными целями и задачами самостоятельной работы студентов являются:

– формирование у студентов компетенции в области самостоятельной подготовки, включая навыки работы с литературой, поиска необходимых данных в сети Internet, умение выбирать из предложенного материала наиболее важную информацию и способности к оперированию знаниями, полученными в ходе аудиторных занятий, для решения задач и выполнения занятий, что способствует уровню компетентностного подхода в решении профессиональных задач;

– расширение общего кругозора студентов за счёт приобретения знаний не входящих в программу аудиторных занятий;

– повышение и углубление качества знаний, приобретаемых студентом при изучении конкретной дисциплины.

Структура самостоятельной работы

Самостоятельная работа включает: изучение лекционного теоретического материала, т. е. *проработка конспектов лекций*. Также студенты самостоятельно разбирают теоретический материал, не вошедший в состав лекционного курса с использованием учебной и методической литературы, указанной в библиографическом списке по дисциплине; темы данного материала выдаются преподавателем в конце лекций.

Подготовку к практическим занятиям, которая заключается в разборе и анализе уже решенных задач и примеров по текущей теме, а также в решении задач, предложенных преподавателем. Так как большинство задач носит практический характер, используя приобретенные теоретические знания, желательно заранее оценить хотя бы порядок величин, которые нужно рассчитать в задаче. При анализе полученных расчетов, по возможности, сравнить их с известными данными из справочников или интернет – ресурса.

Подготовка к выполнению тестирования или контрольной работы на аудиторных и внеаудиторных занятиях по изученным темам.

После изучения темы теоретического материала и выполнения лабораторной работы студентам предлагается выполнить либо письменную проверочную или контрольную работу, либо тест. Для успешной подготовки к текущему контролю студентам предлагаются вопросы для изучения.

Современное состояние и актуальные проблемы нефтегазопереработки

Вопросы для изучения:

1. Краткая характеристика и классификация НПЗ.
2. Основные принципы проектирования НПЗ.
3. Современные проблемы технологии переработки нефтяных остатков в моторные топлива.
4. Основные принципы углубления переработки нефти и поточные схемы нефтеперерабатывающих заводов топливного профиля.
5. Проблемы экологизации технологии в нефтепереработке.

Физико-химические свойства нефти и нефтепродуктов

Вопросы для изучения:

1. Химический состав и распределение групповых углеводородных компонентов по фракциям нефти.
2. Классификация нефтей.
3. Основные требования к качеству товарных нефтепродуктов. Автомобильные и авиационные бензины.
4. Основные требования к качеству товарных нефтепродуктов. Дизельные топлива.
5. Основные требования к качеству товарных нефтепродуктов. Реактивные топлива.
6. Основные требования к качеству товарных нефтепродуктов. Газотурбинные топлива.

7. Основные требования к качеству товарных нефтепродуктов. Котельные топлива.

8. Основные химмотологические требования к нефтяным маслам.

9. Основные требования к некоторым нетопливным нефтепродуктам

Аппаратурное оснащение процессов нефтегазопереработки

Вопросы для изучения:

1. Кожухотрубчатые теплообменные аппараты, их типы и конструктивное исполнение.

2. Теплообменные аппараты типа «труба в трубе».

3. Погружные аппараты.

4. Оросительные аппараты.

5. Пластинчатые теплообменники.

6. Нагревающие и охлаждающие агенты.

7. Особенности конструкций печей для различных технологических процессов.

8. Назначение и классификация трубной арматуры: запорная, регулирующая и предохранительные устройства.

9. Классификация трубной арматуры.

10. Условные обозначения трубной арматуры.

11. Способы присоединения арматуры к трубопроводу.

12. Конструкционные материалы, применяемые для изготовления оборудования нефтегазопереработки.

13. Определение остаточного ресурса сосудов и аппаратов.

Технологии и оборудование процессов первичной переработки нефти

Вопросы для изучения:

1. Сбор и подготовка нефти на промыслах.

2. Обессоливание нефтей на НПЗ.

3. Подготовка горючих газов к переработке.

4. Общие сведения о перегонке и ректификации нефти и газов.

5. Особенности нефти как сырья процессов перегонки.
6. Особенности перегонки с водяным паром.
7. Классификация ректификационных колонн и их контактных устройств.
8. Конденсационно-вакуумсоздающие системы вакуумных колонн.
9. Перекрестноточные насадочные колонны для четкого фракционирования мазута с получением масляных дистиллятов.
10. Вакуумная (глубоковакуумная) перегонка мазута в насадочных колоннах.

Технологии и оборудование процессов глубокой переработки нефти

Вопросы для изучения:

1. Теоретические основы экстракционных процессов очистки масел.
2. Технология процесса пропановой деасфальтизации гудрона.
3. Технология процессов селективной очистки масляных фракций и деасфальтизаторов.
4. Технология процессов депарафинизации рафинатов кристаллизацией.
5. Краткие сведения о прочих процессах депарафинизации.
6. Краткие сведения о прочих физико-химических процессах очистки масел.
7. Оборудование производств смазочных масел.
8. Основы химической термодинамики термических реакций углеводородов.
9. Основные положения механизма термических реакций нефтяного сырья.
10. Химизм газофазного термолиза нефтяного сырья.
11. Основные закономерности жидкофазного термолиза нефтяных остатков.
12. Особенности технологии производства игольчатого кокса.
13. Процессы получения нефтяных пеков термоконденсацией остатков.
14. Производство технического углерода.

15. Производство нефтяных битумов.

16. Особенности эксплуатации оборудования термических процессов.

Технологии и оборудование процессов очистки и разделения углеводородных газов

Вопросы для изучения:

1. Область применения и классификация компрессоров.

2. Особенности технологий фракционирования газоконденсатов.

3. Фракционирование углеводородных газов нефтепереработки.

4. Очистка газов от механических примесей.

5. Осушка природных углеводородных газов.

6. Очистка газов от диоксида углерода.

7. Очистка газов от сероводорода.

8. Очистка газов от меркаптанов.

9. Извлечение жидких углеводородных компонентов из природных газов.

10. Получение ацетиленов из природного газа.

11. Новые виды пиролиза.

12. Технология производства технического углерода (сажи).

13. Синтез-газ и химические продукты на его основе.

14. Производство спиртов.

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОЙ РАБОТЫ

Целью выполнения курсовой работы (КР) является закрепление и систематизация теоретических знаний посредством решения конкретных расчетно-конструкторских задач по заданной теме. Курсовая работа является заключительным этапом изучения дисциплины.

В курсовой работе студент с помощью программного обеспечения должен выполнить моделирование технологической установки или процесса переработки нефти и газа, составить технологическую схему установки, осуществить расчет и подбор основного технологического оборудования, составить материальные балансы.

Работая над проектом, студент изучает действующие нормативные документы, справочную литературу, приобретает навыки расчета и выбора из числа стандартных аппаратов и оборудования, приобретает опыт составления технико-экономических обоснований, оформления технической документации.

В целом курсовая работа должна представлять собой законченную проектную разработку установки. За результаты расчетов ответственность несет студент – автор работы. Преподаватель – руководитель работы – направляет работу студента, обеспечивает систематические консультации, на которых студент получает ответы на все возникающие у него вопросы и рекомендации по основным разделам разрабатываемой курсовой работы.

Курсовой проект состоит из расчетно-пояснительной записки и приложения, содержащего полученную модель и технологическую схему.

1. Расчетно-пояснительная записка должна быть выполнена в соответствии со стандартом организации и содержать разделы в следующей последовательности:

- Титульный лист.
- Задание на курсовую работу.

- Реферат
- Содержание
- Определения, обозначения, сокращения (при необходимости)
- Введение
- Основная часть:
 1. Технологическая часть:
 - теоретические основы процесса;
 - описание технологической схемы и основных единиц оборудования.
 2. Расчетная часть:
 - моделирование установки;
 - технологическая схема установки и ее описание;
 - материальный баланс;
 - конструктивный расчет основного аппарата;
- Заключение.
- Список использованной литературы.

Титульный лист служит источником информации, необходимой для определения принадлежности и поиска документа. На титульном листе приводятся следующие сведения:

- а) наименование и подчинённость образовательной организации, в которой выполнена работа;
- б) грифы согласования;
- в) наименование темы КР (строго в соответствии с приказом по университету об утверждении темы);
- г) должности, учёные степени, фамилии и инициалы руководителя, студента (разработчика), ответственного за нормоконтроль и заведующего выпускающей кафедрой;
- д) место и дата выполнения КР (город, год).

Задание на курсовую работу составляется руководителем, утверждается заведующим кафедрой и выдается студенту. Задание размещается после титульного листа и переплетается вместе с основной частью записки.

Реферат – краткое точное изложение содержания КР, включающее основные фактические сведения и выводы, без дополнительной интерпретации или критических замечаний автора реферата.

Реферат должен содержать:

а) сведения об объёме пояснительной записки КР, количестве иллюстраций, таблиц, приложений, использованных источников, количества приложений;

б) перечень ключевых слов, включающий от пяти до 15 слов или словосочетаний из текста пояснительной записки КР, которые в наибольшей мере характеризуют ее содержание и раскрывают сущность работы. Ключевые слова приводятся в именительном падеже и записываются строчными буквами через запятые.

Текст реферата должен отражать:

- 1) предмет, тему, цель и задачи работы;
- 2) методики или методологию проведения работы;
- 3) полученные результаты;
- 4) область применения результатов
- 5) выводы;
- 6) дополнительную информацию.

Слово «РЕФЕРАТ» записывают в виде заголовка в середине строки симметрично относительно текста прописными буквами. Объём реферата не должен превышать одной страницы. Текст реферата помещается перед структурным элементом «Содержание» и переплетается вместе с запиской. Сквозная нумерация записки на реферате не ставится.

Структурный элемент «Содержание» размещается после реферата, начиная с новой страницы. В содержании приводится перечень структурных элементов, разделов, подразделов, пунктов, подпунктов с указанием номеров страниц с которых начинаются эти элементы. Титульный лист, задание на КР и реферат в содержании не указываются.

Во *введении* к КР рекомендуется обосновать необходимость совершенствования технологических процессов, рационального использования материальных и энергетических ресурсов. Сюда относятся:

- а) характеристика современного состояния решаемой технологической проблемы в России и за рубежом;
- б) формулировка цели проекта, ее актуальности и пути решения поставленной задачи.

Введение не должно содержать рисунков, формул и таблиц.

Основная часть работы должна содержать систематизированный материал по технологии производства или способам получения данного продукта, путям его использования. Необходимо рассмотреть физико-химические основы процесса, влияние основных параметров, химизм, механизм и кинетику реакций. Содержит информацию по теоретическим основам процесса; описание технологической схемы, при котором следует проанализировать различные ее варианты, позволяющие интенсифицировать основной процесс и повысить технико-экономические показатели; описание всех аппаратов, изображённые на схеме; расчет материального баланса, при составлении в качестве исходных данных могут быть использованы:

- а) мощность производства по готовому продукту или по сырью в млн т/год или тыс. т/год;
- б) фактическое число часов работы установки в году с учётом продолжительности текущих и капитальных ремонтов;
- в) основные технологические показатели процесса: расходные нормы реагентов на единицу целевого продукта, соотношение между исходными реагентами, температура, давление, конверсия и селективность. Конверсию и селективность можно принять на основе литературных или производственных данных;
- г) технологические потери, которые принимают по литературным или производственным данным.

Материальный баланс оформляется в виде сводной таблицы.

Расчеты в записке должны сопровождаться пояснениями. Все расчетные формулы приводятся сначала в общем виде, нумеруются, затем дается наименование обозначений и указываются размерности всех входящих в формулу величин. Численные значения величин в формулу подставляют в том порядке, в каком они в ней записаны, и приводят результат расчета. Все расчеты должны быть выполнены в международной системе единиц СИ.

В *заключении* необходимо дать краткие выводы и предложения по результатам решения поставленных задач, возможность использования результатов КР на практике.

Список использованной литературы записывают в виде заголовка в середине строки прописными буквами. Список должен содержать перечень только тех источников, которые фактически использовались при выполнении проекта. Источники следует располагать в порядке появления ссылок в тексте записки. Сведения об источниках, включенных в список, необходимо давать в соответствии с требованиями ГОСТ 7.82-2001 и ГОСТ 7.1-2003 (или ГОСТ Р 7.0.5-2008)

Тема курсовой работы выбирается студентом самостоятельно из предлагаемого *примерного* перечня тем:

1. Моделирование установки производства олефинов из метанола
2. Моделирование процесса Syntroeuim для переработки природного газа в углеводороды высокой частоты
3. Моделирование процесса синтеза средних дистиллятов
4. Моделирование процесса изомеризации олефинов
5. Моделирование установки замедленного коксования
6. Моделирование установки обессеривания бензина
7. Моделирование технологии S Zorb удаления серы из бензинов
8. Моделирование процесса IsoSiv для производства нормальных парафинов из керосинов
9. Моделирование установки гидроочистки для получения моторных топлив из остаточного сырья

10. Моделирование процесса крекинга с псевдооживленным слоем катализатора

После завершения расчетов студент обсуждает полученные результаты с руководителем и далее оформляет курсовую работу. После оформления, проект сдается для прохождения нормоконтроля руководителю и при выполнении всех требований допускается к защите. Курсовая работа выполняется в сроки, предусмотренные учебным планом. Защита курсовых работ проходит до начала экзаменационной сессии. КР защищается публично на заседании комиссии в составе не менее двух преподавателей, назначаемой заведующим кафедрой. Студент готовит доклад по исследуемой теме, с оформлением табличного или графического материала, если это необходимо. По окончании защиты выставляется оценка за курсовую работы.