

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.02 «Энерго- ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии
и биотехнологии»

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА **(БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

на тему Оптимизация работы установки каталитического крекинга 43-102

Обучающийся

А.В. Абрамов

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень, ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2022



Росдистант

ВЫСШЕЕ ОБРАЗОВАНИЕ ДИСТАНЦИОННО

Аннотация

Тема бакалаврской работы: «Оптимизация работы установки каталитического крекинга 43-102».

Бакалаврская работа изложена на 69 листах, содержит 31 таблицу, 4 рисунка и 26 литературных источников.

Целью работы является повышение производительности установки каталитического крекинга 43-102

Бакалаврская работа состоит из введения, трех разделов, заключения, списка используемых источников.

Во введении обосновывая актуальность выбранной темы, сформулирована цель и задачи представленной работы.

В первом разделе описан химизм процесса крекинга, проанализирован опыт модернизации установок каталитического крекинга, сформулирована основная идея, положенная в основу оптимизации

Второй раздел посвящен анализу работы оборудования установки каталитического крекинга

В третьем разделе приведены проверочные конструктивные расчеты реакторного и теплообменного оборудования установки каталитического крекинга, подтверждающие возможность оптимизации ее работы

Заключение содержит основные выводы и результаты работы.

Содержание

Введение.....	4
1 Теоретические основы каталитического крекинга.....	6
1.1 Химизм реакций каталитического крекинга.....	6
1.2 Влияние основных параметров на получаемый продукт	7
1.3 Совершенствование основного оборудования установок каталитического крекинга 43-102	13
2 Технологический анализ работы установки каталитического крекинга.....	17
2.1 Технологическая схема установки и ее описание	17
2.2 Анализ работы установки	22
3 Расчеты основных параметров работы аппаратуры	30
3.1 Конструктивные расчеты основного оборудования	30
3.2 Проверочный расчет теплообменной аппаратуры	51
3.3 Прочностной расчет реактора	58
Заключение	64
Список используемой литературы	65

Введение

«Процесс каталитического крекинга в настоящее время является одним из наиболее распространённых крупнотоннажных процессов и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современного нефтеперерабатывающего предприятия топливного профиля.

Установка каталитического крекинга с циркулирующим крупногранулированным шариковым катализатором предназначена для получения высокооктанового бензина из вакуумного дистиллята. Получаемые при этом продукты используются: легкий газойль - как компонент дизельного и печного топлива; тяжелый газойль - как компонент мазута и сырья установок термического крекинга» [11] при получении термомасла, термосмолы; жирный газ - как сырье установки КАС (компрессия абсорбция стабилизация).

В настоящее время наметилась тенденция к увеличению объёмов переработки нефти, в связи с постоянно повышающимся спросом на топливо.

Установка принята в эксплуатацию 30 декабря 1960г. За период эксплуатации установки в проектную схему внесены изменения по рекомендациям научно-исследовательского института Гроз НИИ. Наиболее значительные работы:

- реконструкция дозера Р-6;
- реконструкция дозера Р-6а;
- реконструкция зон регенератора Р-2(замена коллекторов квадратного сечения и переоборудование ниппельных устройств у газовых коробов);
- наращивание 2-х зон в Р-2 и дополнительное экранирование П-2.
- монтаж схемы для регулирования работы пневмотранспотра в предпосадочном режиме;

Дооборудование реактора:

- создана кольцевая отстойно-сепарационная зона внутри реактора;
- смонтированы новые штуцера для вывода паров из реактора на 3 метра выше проектной отметки;

- смонтирован третий трубопровод для вывода паров из Р-1 в К-1 (диаметром 300 мм из стали Х18Н10Т);

- увеличен объем отпарной зоны реактора;

- реконструкция узла ввода катализатора, узла ввода сырья;

- монтаж грузоподъемных механизмов в горячей и холодной насосных.

Реконструкция установки (1995 г.): установка разгонных американских катушек на стволах Р-6а. Установка на Р-6 катушек Пермского производства с антиэрозионным слоем; модернизация узла ввода сырья в Р-1. Перевод обогрева топливного газа на печь и топки под давлением с острого пара на легкий газойль с монтажом дополнительного теплообменника.

Модернизация установки ведется непрерывно. При этом в основу технических решений положено увеличение производительности лимитирующих стадий. Опыт промышленной эксплуатации подобных установок показывает наличие потенциала для дальнейшего увеличения производственной мощности.

Цель работы: Повышение производительности установки каталитического крекинга 43-102

Задачи:

- проанализировать технологию каталитического крекинга;

- предложить и обосновать технологическое решение;

- провести расчеты технологического оборудования.

1 Теоретические основы каталитического крекинга

1.1 Химизм реакций каталитического крекинга

«Разработанный в 1936г. процесс каталитического крекинга в настоящее время является одним из основных процессов современных нефтеперерабатывающих заводов топливного профиля, обеспечивающих выработку больших количеств бензина из тяжелого сырья – дистиллятов вакуумной перегонки и коксования, деасфальтизата» [2].

К настоящему времени накоплены обширные литературные данные по каталитическому крекингу нефтяных фракций, по технологии и оборудованию промышленных установок. «Каталитический крекинг нефтяных фракций является одним из наиболее крупнотоннажных процессов и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современного нефтеперерабатывающего производства» [11]. В настоящей работе изложены основы и перспективы развития современного каталитического крекинга.

«Химизм реакций углеводородов при каталитическом крекинге в основном сводится к расщеплению молекул и перераспределению водорода. В итоге образуются: газ и бензин с небольшим содержанием олефинов, легкий газойль, тяжелый газойль и бедный водородом кокс. В газе каталитического крекинга преобладают пропан-пропиленовая и бутан-бутиленовая фракции; в жидких продуктах – изопарафины и ароматические углеводороды» [8].

Реакции каталитического крекинга подразделяют на первичные, относящиеся к превращению молекул исходного сырья, и вторичные, в которых участвуют продукты реакций:

- расщепление алканов до алкенов;
- дегидрогенизация алканов и алкенов;
- расщепление циклоалканов и нафтенов;
- реакции изомеризации.

Также одновременно протекают побочные реакции. Такие как:

- реакции диспропорционирования;
- конденсация и ароматизация алкенов;
- полимеризация;
- образование кокса.

1.2 Влияние основных параметров на получаемый продукт

Технологический процесс установки каталитического крекинга может быть оценен по таким показателям как состав продуктов, их выход и степень превращения исходного сырья. К параметрам, влияющим на эти показатели можно отнести давление и температуру процесса, качественный и количественный состав сырья, время контакта, состав катализатора и кратность его циркуляции. Рассмотрим их влияние по отдельности.

«Качество сырья. Химический и фракционный состав сырья оказывает большое влияние на результаты каталитического крекинга. Рассмотрим поведение отдельных углеводородных групп углеводородов в процессе каталитического крекинга.

Парафины. Низкомолекулярные парафины с числом углеродных атомов менее пяти мало изменяются в процессе каталитического крекинга при температуре 500-600°C. Скорость каталитического крекинга парафинов возрастает с увеличением их молекулярного веса. Крекинг изопарафинов при низком давлении происходит незначительно.

Олефины. Низкомолекулярные олефины мало изменяются при температуре 400°C. С увеличением температуры процесса, глубина превращения увеличивается. С увеличением молекулы олефина требуется меньшая температура для протекания реакций полимеризации и распада. В присутствии катализаторов превращение высокомолекулярных олефинов начинается при комнатной температуре. При сравнительно низкой температуре алкены превращаются в полимеры, а при высокой температуре

они распадаются. В процессе каталитического крекинга олефины весьма интенсивно изомеризуются, с увеличением молекулярного веса олефинов скорость изомеризации возрастает.

Нафтены. Каталитический крекинг нафтеновых углеводородов протекает с большими скоростями. В процессе каталитического крекинга нафтены распадаются по месту боковых групп и в цикле.

Ароматические углеводороды. Простейшие ароматические углеводороды в процессе каталитического крекинга не расщепляются. Алкилароматические углеводороды, особенно с длинными боковыми цепями, распадаются по месту боковой цепи в любом месте ее углеродного скелета. Способность к распаду ароматических углеводородов возрастает с увеличением длины и разветвленности цепи» [3].

Рассмотрим влияние фракционного состава на результаты каталитического крекинга. Основным сырьем установок каталитического крекинга 43-102 является вакуумный дистиллят. Увеличение отбора фракций дизельного топлива на установках АВТ приводит к значительному изменению качества сырья: снижается содержание фракций, выкипающих до 360 °С, с 20-40 до 0-0,5 % об., плотность повышается с 0,88 до 0,920 г/см³; повышается концентрация ароматических углеводородов, сернистых и азотистых соединений, металлов и других коксообразующих компонентов .

С целью изучения влияния содержания в вакуумном газойле фракций дизельного топлива на показатели работы установок каталитического крекинга, на одной из установок 43-102 Уфимского ОЛНПЗ были проведены промышленные испытания [3] по переработке вакуумных газойлей различного фракционного состава (таблица 1). В результате испытаний были получены следующие данные, представленные в таблице 2 и в таблице 3, которые позволяют сделать следующие выводы: исключение из вакуумного газойля фракций дизельного топлива снижает глубину крекинга сырья, усиливает газо- и коксообразование; эффективная переработка такого сырья

на уровне достигнутой установкой производительности возможна при повышении мощности регенератора по коксу выше 1800 кг/ч.

Таблица 1 – Характеристика вакуумных газойлей.

Показатели	Тип сырья	
	1	2
Плотность, г/см ³	0,903	0,906
Температура начала кипения., °С	235	324
Объемная доля выкипающая до 350 °С	15	1
Объемная доля выкипающая до 425 °С	62	79
Объемная доля выкипающая до 450 °С	83	92
Температура конца кипения, °С	470	472

Таблица 2 – Основные показатели процесса и материальный баланс

Показатели	Тип сырья	
	1	2
Объем реактора, м ³	40	40
Объемная скорость, ч ⁻¹	1,4	1,38
Кратность циркуляции катализатора, т/т сырья	1,67	1,68
Температура нагрева сырья, °С	490	492
Температура катализатора в бункере Р-1, °С	538	540
Температура середины Р-1, °С	468	469
Содержание кокса на катализаторе из Р-1, % масс	2,2	2,42
Содержание кокса на катализаторе из Р-2, % масс	0,1	0,2
Коксовая нагрузка Р-2, кг/ч	1650	1790
Расход катализатора, кг/т сырья	2,1	2,2

Таблица 3 – Состав продуктов

Наименование компонента	Тип сырья	
	1	2
Жирный газ, % масс	14,3	14,4
Нестабильный бензин, % масс	24,7	23
Легкий газойль, % масс	36,2	34,9
Тяжелый газойль, % масс	20,8	23,2
Кокс, % масс	3	3,5
Потери, % масс	1	1

В настоящее время в процесс каталитического крекинга вовлекаются более тяжелые нефтяные фракции, что предъявляет повышенные требования к эксплуатационным свойствам катализаторов. Рассмотрим влияние

содержания мазута в сырье каталитического крекинга [4] на выход продуктов крекинга (рисунок 1).

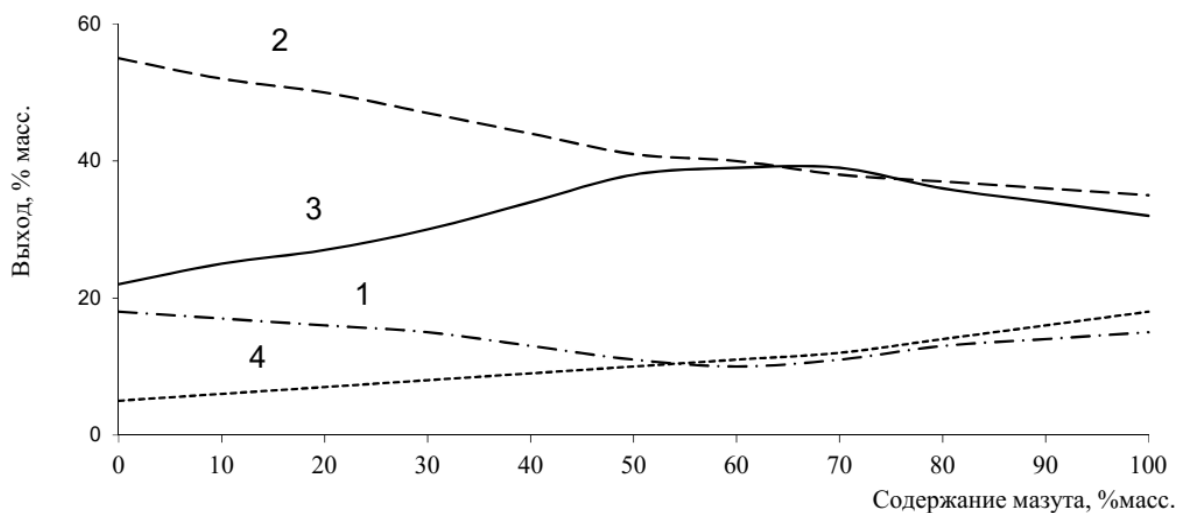


Рисунок 1 – Состав продуктов крекинга

Из (рис.1) видно, что выход бензина уменьшается с увеличением содержания мазута в сырье, а выход дизельного топлива проходит через максимум, который наблюдается при крекинге смеси содержащей 70 %масс. мазута. Добавление до 30 %масс. мазута позволяет на 5 %масс. увеличить выход светлых нефтепродуктов и снизить выход газа.

В качестве сырья каталитического крекинга могут наряду с традиционными прямогонными и гидроочищенными вакуумными дистиллятами использоваться различные нефтяные фракции. Перспективным является использование деасфальтизата пропан бутановой деасфальтизации, поскольку при добавлении его в гидроочищенный вакуумный дистиллят происходит увеличение выхода целевых продуктов, однако его использование ограничено высокой коксуемостью и содержанием металлов, с одной стороны, и высокими эксплуатационными затратами по его производству с другой [5].

Существуют различные способы подготовки сырья «каталитического крекинга, самые распространенные из них гидрогенизационная и селективная очистка.

В результате селективной очистки в сырье каталитического крекинга снижается содержание серы и ароматических компонентов, удаляются тяжелые металлы, что приводит к увеличению выхода и улучшению качества бензина, уменьшению эксплуатационных расходов, увеличению срока службы катализатора. Однако это достигается за счет дополнительных затрат на селективную очистку. Кроме того, при селективной очистке снижаются ресурсы сырья» [6]. Применение селективной очистки должно быть обоснованно технико-экономическими расчетами.

В последнее время сильно возросло внимание к гидроочистке сырья каталитического крекинга. Гидроочистка сырья позволяет повысить выход светлых продуктов нефтепродуктов или увеличить производительность установки, если она лимитируется мощностью регенератора по выжигу кокса. Кроме того, несколько улучшается качество продуктов каталитического крекинга. Углубление процесса гидроочистки вызывает улучшение показателей каталитического крекинга, и зависит от технико-экономических показателей работы комплекса установок гидроочистки и каталитического крекинга [6].

Выход газа, бензина и газойля, а также их качество определяются совокупным влиянием температуры в процессе каталитического крекинга. Для каждого вида сырья и катализатора это влияние будет различным.

«Температура. Температура каталитического крекинга зависит от степени нагрева сырья и катализатора, поступающего в реактор. Практически, поскольку катализатор загружают в реактор в количествах на много больших чем сырье, температуру процесса регулируют, изменяя температуру катализатора перед входом в реактор. Температуру сырья изменяют в пределах, обеспечивающих наиболее полное его испарение и минимальное разложение. Температуру в реакционной зоне поддерживают в пределах 450-

500 °С. Почти при всех видах сырья наибольший выход бензина наблюдается в интервале температур 450-485 °С. При температурах выше 500 °С усиливается газо- и коксообразование» [2].

Объемная скорость подачи сырья. Объемную скорость можно регулировать путем изменения количества катализатора в реакционной зоне или сырья, загружаемого в реактор. На промышленных установках применяют оба способа регулирования объемной скорости. Чем больше объемная скорость, тем меньше время контакта сырья и катализатора, и тем меньше глубина крекинга и выше пропускная способность реактора. На промышленных установках объемная скорость колеблется в пределах от 0,5 до 3,0 ч⁻¹. При низкой объемной скорости (0,5-1,0 ч⁻¹) перерабатывают сырье, содержащее много олефиновых и ароматических углеводородов. Тяжелые виды сырья крекируют при объемной скорости от 1,0 до 3,0 ч⁻¹ и малой длительности пребывания сырья в реакторе [2].

Кратность циркуляции катализатора. Изменяя кратность циркуляции катализатора, можно регулировать температуру в реакторе, длительность пребывания катализатора в реакционной зоне и регенераторе, а также содержание кокса на закоксованном и регенерированном катализаторе. При прочих равных условиях с увеличением кратности циркуляции катализатора глубина превращения сырья и выход кокса на сырье увеличивается, а закоксованность катализатора снижается. Кратность циркуляции катализатора влияет не только на другие параметры технологического режима, но и на мощность и размеры (при проектировании) основного оборудования. Увеличение кратности циркуляции катализатора (особенно сверх необходимой) вызывает удорожание процесса в связи с большими эксплуатационными затратами [6].

Технологический режим процесса выбирается таким образом, чтобы можно было обеспечить оптимальную глубину крекинга для получения необходимого ассортимента, выхода и качества продуктов. Глубина крекинга

зависит от назначения установки (топливный или нефтехимический уклон), типа применяемого катализатора и качества сырья.

1.3 Совершенствование основного оборудования установок каталитического крекинга 43-102

В настоящее время наметились два основных направления реконструкции установок каталитического крекинга 43-102: коренная реконструкция с заменой оборудования реакторного блока на совмещенный реактор-регенератор с однократным подъемом катализатора и реконструкция существующего оборудования без изменения основных решений схемы с сохранением двойного подъема катализатора. Все попытки реконструкции установок 43-102 по схеме РРС (реактор-регенератор совмещенный), как правило, были неудачными, поскольку расход катализатора не только не снижался, а наоборот – резко возрастал, а оптимального режима добиться не удавалось. Примером такой неудачной реконструкции может служить один из блоков Новокуйбышевского НПЗ, который был демонтирован. Второй путь не требует существенных капиталовложений, длительной остановки на переоборудование и, что не менее важно, может выполняться силами самих предприятий. Правда, при этом нельзя достигнуть значительного роста производительности и создать режимные условия, полностью отвечающие требованиям современных катализаторов. По этому пути ранее совершенствовалась одна из установок каталитического крекинга 43-102 Сызранского НПЗ: был увеличен объем регенератора на 40 м³, применено ниппельное соединение коробов регенератора с коллекторами, часть которых была вынесена за габариты регенератора; установлены дозеры с вторичным воздухом, дополнительная нагревательная печь и нагреватели воздуха [10]. Эти и некоторые другие мероприятия позволили, по сравнению с первоначальной, увеличить производительность установки в 1,6 раз. Однако, в связи с переработкой тяжелого газойля, возник ряд трудностей в

эксплуатации установки. За сравнительно короткий срок внутренние поверхности реактора стали покрываться толстым слоем коксовых отложений, кокс заносился в зону сепарации и в переточные устройства, препятствуя стоку катализатора и искажая плоскопараллельное движение катализатора и паров в реакционной зоне. Часть сырья, поступающая в реактор в жидкой фазе, не равномерно распределялась по гранулам катализатора, что приводило к чрезмерному отложению кокса на отдельных гранулах, их дезактивации, перегреву и разрушению. При повышении производительности происходил вынос катализатора в колонну. Все это приводило к весьма трудоемким работам внутри аппаратов.

Для нормализации работы установки и улучшения ее технико-экономических показателей были разработаны и внедрены следующие мероприятия, описанные ниже [10]. В реакторе установлен смеситель сырья и катализатора, рассчитанный на работу при сравнительно низкой циркуляции катализатора. Смеситель с падающей завесой гранул снабжен затворным паром, препятствующим проникновению паров нефтепродуктов в бункер катализатора. Двенадцать переточных труб фиксируют уровень катализатора в реакторе. Число колпачков на патрубках зоны сепарации уменьшено с 8 до 4; отверстия в патрубках, которые имели диаметр 10, 12, 16 и далее все по 20 мм, были уменьшены до значений от 7 до 12 мм. Таким образом, было увеличено сопротивление прохода паров в отверстиях патрубков до 500 Па, а общее сопротивление зоны сепарации до 15000 Па. При скорости у обреза всего 0,28 м/с, создаются условия равномерного распределения паров продуктов по уровням и по колпачкам данного уровня без выноса гранул. Переточные патрубки для катализатора под несущей сепарационной тарелкой удалены на 200 мм. Это уменьшает скорость паров в зоне вывода на 20 % и соответственно снижает вероятность выноса катализатора в колонну. Отверстия и непровальные колпачки на тарелке выравнивателя потока были удалены. Пар десорбции направляется в первые по ходу патрубки и воронки выравнивателя потока. В результате проведенной реконструкции кратность

циркуляции катализатора выросла в 1,2 - 1,3 раз; температуру середины реактора удалось поднять с 450-455 до 475 °С; расход пара на десорбцию снизился с 1400 до 1000 кг/час; расход катализатора снизился с 2,5 до 1,1 кг/т сырья.

К числу существенных недостатков установок каталитического крекинга 43-102 относится, как известно, малая грузоподъемность системы пневмотранспорта и высокий механический износ пневмотранспортного оборудования и катализаторопроводов. С целью устранения перечисленных недостатков на установках 43-102 Уфимского ОЛНПЗ была проведена реконструкция системы пневмотранспорта. Были установлены простые по устройству малогабаритные дозеры с верхней подачей основного потока транспортирующего воздуха, а пневмоподъемники заменены трубами малого размера с длинной участков труб, близкой к проектной [11]. По проекту реконструкции малогабаритная система пневмотранспорта рассчитана на циркуляцию катализатора до 150 т/ч с коэффициентом загрузки воздуха 15,5 м³/кг против 2,5 - 3 м³/кг в прежних подъемниках и давлением в дозерах до 1760 мм. рт. ст. Для обслуживания транспорта были установлены турбовоздуходувки ТВ-80-1,6.

Полностью исключены посадки дозеров, часто возникавшие из-за неисправности гильз, поступающим в дозеры катализатором. В случаях же завала дозеров катализатором, они способны самостоятельно возобновить работу, как только восстановится нормальная подача транспортирующего воздуха. Использование труб стандартных размеров для пневмоподъемников существенно упростило их ремонт. В ходе испытаний системы пневмотранспорта на максимально возможную грузоподъемность, циркуляция катализатора свободно доводилась до 96 т/ч, но при дальнейшем ее увеличении происходило резкое нарушение технологического режима – переполнение сепараторов Р-4 катализатором с последующим завалом дозеров и пневмоподъемников. Причина этого явления заключалась в ограниченной пропускной способности катализаторопроводов между сепараторами и

бункерами реактора и регенератора [11]. Следовательно, для более полного использования возможностей малогабаритной системы пневмотранспорта в дальнейшем необходимо внедрить на установке известные рекомендации по совершенствованию работы регенератора, провести ревизию и замену всех без исключения катализаторопроводов и перетоков, имеющих ограниченную пропускную способность. С целью снижения механического износа катализатора применяют два пневмоствола меньшего «диаметра и воздуходавки с соответствующим напором; специальные наплавки из эрозионно-стойких материалов для защиты дозеров и пневмостволов от эрозии» [14].

Анализ опыта промышленной модернизации установок каталитического крекинга на различных предприятиях позволяет сделать вывод о том, что основное технологическое оборудование имеет большой запас по производительности. Работа установки может быть интенсифицирована за счет модернизации вспомогательных систем (теплообменников, пневмотранспорта) и увеличению нагрузки по сырью.

2 Технологический анализ работы установки каталитического крекинга

2.1 Технологическая схема установки и ее описание

Установка каталитического крекинга включает две основные части:

- реакторно-регенераторный узел, в котором осуществляется непосредственно реакция и регенерация катализатора;
- теплообменно-разделительный узел, где основными являются тепловые и массообменные процессы, направленные на разделение продуктов реакции и нагрев сырья.

Технологическая схема установки крекинга представлена на рисунке 2

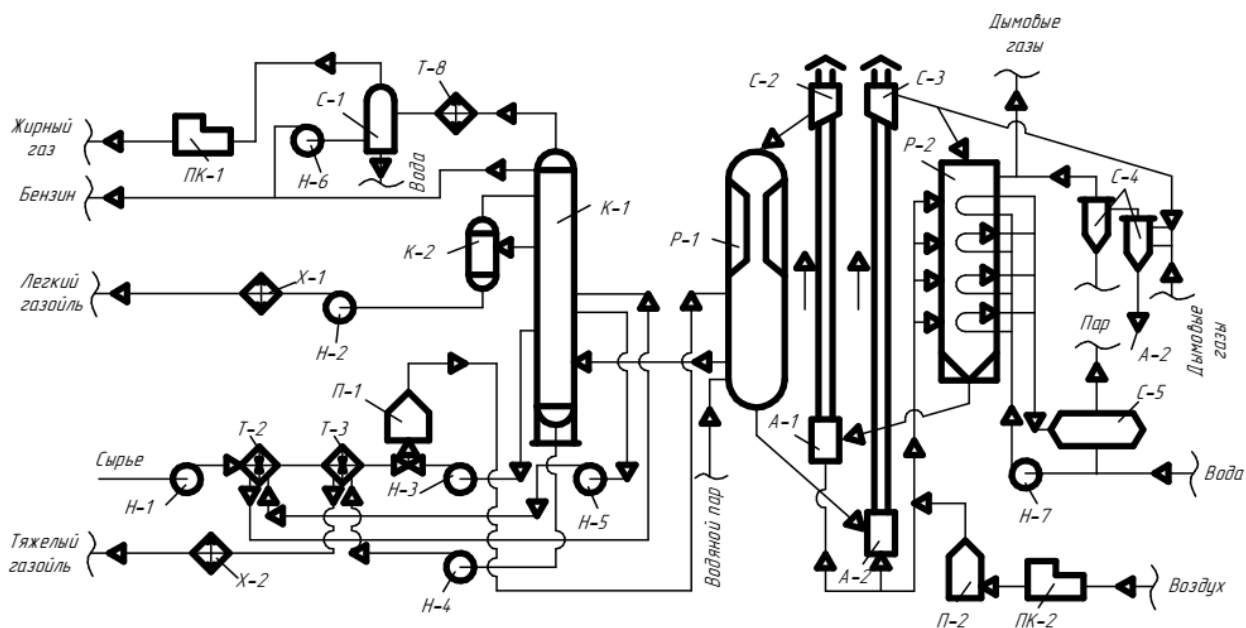


Рисунок 2 – Технологическая схема установки каталитического крекинга 43-102

Исходное сырьё при помощи насоса Н-1 полагается через группу теплообменного оборудования, в котором нагревается, в печь П-2 двумя потоками. В печи происходит нагрев до требуемой температуры 490°C. Далее подогретое сырьё поступает в узел смешения с катализатором реактор Р-1.

Непосредственно в реакторе в прямоточном режиме происходит процесс каталитического крекинга.

Реактор установки каталитического крекинга – вертикальный цилиндрический аппарат со сферическими днищами. «Реактор состоит из верхнего распределительного устройства, реакционной зоны, сепарационного устройства, зоны отпарки и нижнего сборного выравнивающего устройства» [15].

В реакторе установлен смеситель сырья и катализатора, рассчитанный на работу при сравнительно низкой циркуляции катализатора. Смеситель с падающей завесой гранул снабжен затворным паром, препятствующим проникновению паров нефтепродуктов в бункер катализатора. Двенадцать переточных труб фиксируют уровень катализатора в реакторе.

«Под реакционной зоной установлено сепарационное устройство для отделения паров продуктов реакции от потока катализатора, представляющее собой тарелку с вмонтированными в нее трубами для вывода катализатора и паров продуктов реакции. Трубы расположены по вершинам равносторонних треугольников чередующимися рядами: для вывода катализатора и для вывода паров. Снизу тарелка укреплена ребрами жесткости. По периферии тарелка уплотнена асбестовым шнуром для исключения попадания катализатора в пространство под тарелкой через зазоры между тарелкой и корпусом. По высоте труб, выводящих пары из слоя катализатора, установлены конические сборники паров “колокольчики”. Под колокольчиками в трубах находятся отверстия для вывода паров. Для выравнивания гидравлического сопротивления при проходе потока паров и равномерного сбора паров по высоте труб в нижних рядах под колокольчиками сделаны отверстия большего диаметра чем в верхних.

Число колокольчиков на патрубках зоны сепарации составляет 4 - 5; отверстия в патрубках имеют диаметр от 7 до 12 мм. Таким образом, сопротивление прохода паров» [10] в отверстиях патрубков составляет 500 Па, а общее сопротивление зоны сепарации до 15000 Па. При скорости у обреза

колпачка всего 0,28 м/с, создаются условия равномерного распределения паров продуктов по уровням и по колпачкам данного уровня без выноса гранул.

«Пары продуктов крекинга из реактора выводятся по четырем штуцерам и отводятся в ректификационную колонну К-1 тремя потоками. Из труб сепарационного устройства катализатор попадает в зону отпарки, где продувается водяным паром. При этом часть водяного пара уходит вместе с катализатором в нижний выводной стояк, создавая гидрозатвор. Пар десорбции направляется в первые по ходу патрубки и воронки выравнивателя потока.

Для сбора катализатора в низу реактора имеется сборное выравнивающее устройство, при помощи которого обеспечивается равномерный вывод катализатора по всему поперечному сечению и создается равномерное движение катализатора в поперечных сечениях аппарата, расположенных выше сборного устройства. Сборное выравнивающее устройство состоит из трех ярусов воронок. В верхнем ярусе установлено 60 воронок, которые собирают катализатор в 16 воронок второго яруса. В третьем ярусе установлено четыре воронки. Каждая воронка верхнего яруса сверху накрыта листом, в котором выполнены четыре отверстия, следовательно, в сборное устройство катализатор поступает через большое число отверстий. Верхние воронки опираются на опорные балки и соединены одна с другой болтами» [17].

«Через специальное разделительное устройство из нижней части реактора Р-1 пары продуктов крекинга вместе с перегретым паром, подаваемым в зону отпарки реактора (через клапан регулятор расхода поз.8), отводятся в ректификационную колонну К-1 тремя потоками.

Для испарения тяжелой части сырья в печь П-2 подается пар.

С верха К-1 нестабильный бензин, газ, водяные пары поступают в конденсатор-холодильник Т-8 и далее в газосепаратор Е-1. Жирный газ из Е-1 направляется на установку КАС (имеется возможность сброса газа на факел).

Нестабильный бензин из Е-1 забирается насосом Н-5(5а) и подается на орошение колонны К-1 через клапан-регулятор поз.58, а избыток – на установку КАС через клапан регулятора уровня поз.53. При простое установки КАС бензин направляется в товарный парк, предварительно пройдя защелачивание в емкости Е-22. Возможна откачка бензина с установки на III секцию ГФУ. Для этого нестабильный бензин из Е-1 поступает на прием насоса Н-6 и далее по новой схеме откачивается по линии 2, через клапан регулятора уровня Е-1 поз.53 в линию сырья на III секцию ГФУ.

Поток легкого газойля [17] выводится из колонны К-1 в стриппинг-аппарат К-2. Далее направляется насосом Н-3 через теплообменную аппаратуру в складские ёмкости хранения. Поток тяжелого газойля из нижней части колонны К-1 насосом также «прокачивается» через группу теплообменников. Где отдает тепло процессу.

После теплообменников часть тяжелого газойля направляется на 4-ю тарелку К-1 в качестве орошения низа колонны, а избыток через холодильник Т-6 и в резервуары NN 107-109 или в мазутовые резервуары № 58-61.

Регенерированный катализатор из регенератора Р-2 с температурой 500-620°С вместе с дозагрузкой катализатора из Е-8а поступает в дозер Р-6а. Для транспортировки катализатора в дозер Р-6а подается горячий воздух из топки П-3а.

Потоком воздуха катализатор по пневмоподъемнику подается в сепаратор Р-4а, где происходит отделение пыли и мелочи.

Из Р-4а катализатор по катализаторопроводу самотеком поступает в бункер Р-1а, а откуда по напорному стояку через верхнее распределительное устройство в реакционную зону Р-1. Отработанный катализатор из реактора Р-1 с температурой 380-470°С через нижнее распределительное устройство поступает в дозер Р-6. Для предотвращения уноса нефтепродуктов с катализатором в нижнюю часть реактора Р-1 подается перегретый водяной пар в количестве 800-2000кг/час.

Из дозера Р-6 поток катализатора горячим воздухом от топки П-3 подается в сепаратор Р-4.

Освобожденный от мелочи и пыли катализатор по катализаторопроводу направляется в бункер Р-2а, откуда через верхнее распределительное устройство поступает в регенератор Р-2, где происходит выжиг кокса воздухом, поступающим из топки П-1. Избыток тепла регенерации снимается циркулирующей в змеевиках водой. Проходя регенератор, катализатор восстанавливает свою активность. Из регенератора Р-2 катализатор вновь поступает в дозер Р-6а.

Из катализаторопровода, связанного с бункером Р-1, часть катализатора отводится на циркуляцию в сепаратор Р-9, 9а для удаления из рабочего катализатора крошки. Из Р-9 катализатор возвращается в систему через дозер Р-6а. Система периодически пополняется свежим катализатором, предварительно нагретым в емкости Е-8а. Пыль из сепараторов [16] Р-4,4а и из Р-9а поступает в емкость пыли Е-9, откуда она периодически выгружается и вывозится с установки.

Химочищенная вода из емкости Е-3,3а забирается насосом Н-10(Н-10а) и через регулирующий клапан поз.11 подается в барабан котла Е-4. В охлаждающие змеевики Р-2 вода подается из Е-4 насосом Н-11(Н-11а). Паровая смесь из змеевиков Р-2 поступает в паровое пространство Е-4, откуда пар через клапан-регулятор давления поз.4 выводится в сеть 10 атм. пара.

«Система подачи топлива на печь П-2, и к топкам П-1, 3, 3а. Жидкое топливо из бачков Е-2,2а насосом Н-7(Н-8) подается для подогрева в теплообменник Т-1 и далее на форсунки П-2, П-1,3,3а. Избыток жидкого топлива возвращается в емкости Е-2,2а. В качестве жидкого топлива используется вакуумный дистиллят с установок АВТ (можно использовать легкий газойль установки).

Общезаводской топливный газ или сухой газ с установки КАС поступает в теплообменник Т-7 для подогрева газа, а из теплообменника Т-7 через

клапан-регулятор давления поз.61 поступает на форсунки печи П-2 (левую и правую сторону) через клапан регулятора температуры» [12].

2.2 Анализ работы установки

В качестве сырья на установке каталитического крекинга 43-102/ 1блок Сызранского НПЗ используется прямогонный вакуумный дистиллят, получаемый на установках АВТ. Сырье, перерабатываемое на установке, характеризуется высоким содержанием серы (1,61-1,84 % масс.); низким содержанием фракций, выкипающих до 360°C (7-11 % об.) и высоким концом кипения (495-512°C). В настоящее время на установках АВТ наблюдается тенденция к увеличению отбора фракций дизельного. Содержание фракций, выкипающих до 360°C в вакуумном дистилляте снизилось с 11 до 7 % об., а его конец кипения увеличился с 495 до 512 °С. Данные по технологическим показателям работы установки приведены в таблицах 4-17.

Таблица 4 – Качество сырья установки каталитического крекинга

Период	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав				Содержание серы, % масс.	Цвет, единиц ЦНТ
		Температура начала кипения, °С	Объемная доля выкипающая до 300 °С	Объемная доля выкипающая до 360 °С	Температура конца кипения, °С		
1 квартал	898	273	3	11	506	1,61	6,0
2 квартал	900	273	1	7	502	1,62	6,5
3 квартал	902	243	2	7	506	1,77	6,0
4 квартал	898	244	2	7	511	1,84	5,5
Год	900	258	2	8	506	1,71	6,0

Таблица 5 – Показатели качества сырья установки крекинга

Показатели	Сырье	
	1	2
Плотность, г/см ³	0,903	0,906
Температура начала кипения, °С	235	324
Объемная доля выкипающая до 350 °С	15	1
Объемная доля выкипающая до 425 °С	62	79
Объемная доля выкипающая до 450 °С	83	92
Температура конца кипения, °С	470	472

Таблица 6 – Характеристика свежего катализатора EMCAT-EXTRA.

Показатели	EMCAT-EXTRA (Engelhard)
Насыпная плотность, г/см ³	0,966
Прочность на раздавливание по торцу, кг/шар:	36,8
Прочность на раздавливание по образующей, кг/шар:	35,4
Прочность на разрушение в кольцевом эрлифте, через 1 час, % потерь:	7,2
Прочность на разрушение в кольцевом эрлифте, через 2 часа, % потерь:	12,2
Содержание Al ₂ O ₃ , % масс.	42,1
Содержание SiO ₂ , % масс.	56,1
Содержание ReO, % масс.	1,8
Содержание Na ₂ O, % масс.	0,31
Поверхность матрицы, м ² /г	43
Поверхность цеолита, м ² /г	63

Таблица 7 – Каталитическая активность по методу Гроз НИИ

Наименование компонента	Выход, % масс
Газ	10,0
Бензин	28,3
Легкий газойль	26,4
Тяжелый газойль	30,2
Кокс	5,1
Конверсия	43,4

Таблица 8 – Каталитическая активность по методу МАТ

Наименование компонента	Выход, % масс
Газ	12,0
Бензин	43,7
Легкий газойль	19,4
Тяжелый газойль	21,6
Кокс	3,3
Конверсия	59,0

Таблица 9 – Равновесный катализатор установки каталитического крекинга

Период	P-1			P-2		
	удельный вес, г/см ³	мелочь, % масс.	кокс, % масс.	удельный вес, г/см ³	мелочь, % масс.	кокс, % масс.
1 квартал	1,110	8,1	2,20	1,107	2,9	0,46
2 квартал	1,062	6,4	2,25	1,044	5,5	0,42
3 квартал	1,106	8,2	2,52	1,086	7,1	0,58
4 квартал	1,110	13,8	3,18	1,073	5,3	0,87
Год	1,097	9,1	2,54	1,078	5,2	0,58

Таблица 10 – Технологический режим Печь П-1 установки каталитического крекинга

Показатели	Период года			Среднегодовые	Норма технологического режима	
	начало	середина	конец		от	до
Расход сырья на выкиде Н-1, м ³ /час	52	51	42,5	48,5	30	63
Давление на выкиде Н-1, МПа	2,90	2,75	2,10	2,58	-	-
Загрузка левый поток, м ³ /час	26,5	26,5	21	24,7	15	36
Загрузка правый поток, м ³ /час	25,5	27,5	22	25	15	36
Температура, сырья на входе °С	197	198	190	195	150	250
Температура сырья на выходе, левый поток °С	485	485	483	484	460	490
Температура сырья на выходе, правый поток °С	485	485	483	484	460	490
Температура дымовых газов, левая сторона °С	722	737	658	706	-	810
Температура дымовых газов, правая сторона °С	686	719	671	692	-	810

Таблица 11 – Технологический режим колонны К-1 установки каталитического крекинга

Показатели	Период года			Среднегодовые	Норма технологического режима	
	начало	середина	конец		от	до
Давление, МПа	0,19	0,18	0,3	0,22	-	0,06
Расход квенчинга, м ³ /час	42	40	24	35	20	80
Расход острого орошения, м ³ /час	43	36	31	37	-	-
Температура в верхней части, °С	129	127	129	128	115	150
Температура 16 тарелки, °С	221	217	224	221	-	-
Температура 10 или 12 тарелки, °С	286	268	278	277	-	-
Температура в нижней части, °С	358	360	354	357	300	360

Таблица 12 – Технологический режим регенератора Р-1 установки каталитического крекинга

Показатели	Период года			Среднегодовые	Норма технологического режима	
	начало	середина	конец		от	до
Давление, МПа	0,043	0,047	0,052	0,047	0,02	0,069
Температура сырья на входе, °С	479	482	479	480	-	-
Температура вверху, °С	488	495	487	490	-	-
Температура в середине, °С	452	458	455	455	430	485
Температура катализатора на выходе, °С	441	440	440	440	380	470
Расход пара на отпарку, кг/час	876	1015	910	934	800	2000

Таблица 13 – Технологический режим регенератора Р-2 установки каталитического крекинга

Показатели	Период года			Среднегодовые	Норма технологического режима	
	начало	середина	конец		от	до
Температура 1 зоны, °С	397	402	420	406	-	720
Температура 2 зоны, °С	406	415	430	417	-	720
Температура 3 зоны, °С	455	448	463	455	-	720
Температура 4 зоны, °С	525	480	473	493	-	720
Температура 5 зоны, °С	552	543	528	541	-	720
Температура 6 зоны, °С	683	710	758	717	-	720
Температура 7 зоны, °С	620	600	630	617	-	720
Температура 8 зоны, °С	570	635	675	626	-	720
Температура 9 зоны, °С	695	670	700	688	-	720
Температура 10 зоны, °С	725	733	730	729	-	720
Температура 11 зоны, °С	713	710	680	701	-	720
Температура 12 зоны, °С	655	675	743	691	-	720
Температура 13 зоны, °С	643	653	600	632	-	720
Температура катализатора на выходе, °С	567	592	587	582	500	670
Температура воздуха на входе, °С	158	170	164	164	-	-
Температура дымовых газов, °С	495	415	440	450	-	400
Расход воздуха, тыс. нм ³ /час	20,8	21,8	22,2	21,6	8	30
Объем регенератора, м ³				260		

Таблица 14 – Качество нестабильного бензина установки каталитического крекинга

Период	Плотность кг/м ³	Фракционный состав, °С					Выход, % масс.	Октановое число,	Содержание серы, % масс.
		Температура начала кипения	10 %	50 %	90 %	к. к.			
1 квартал	754	55	92	133	167	186	97	73,0	0,20
2 квартал	763	57	95	137	171	186	97	75,9	0,30
3 квартал	758	61	95	137	174	192	97	74,3	0,24
4 квартал	771	61	97	142	178	195	97	75,5	0,19
Год	762	58	94	137	173	190	97	74,8	0,23

Таблица 15 – Качество легкого газойля установки каталитического крекинга

Период	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав, °С					Температура, °С		Содержание серы, % масс.
		Температура начала кипения °С	10 %	50 %	90 %	до 360 °С выкипает, % об.	вспышки	застывания	
1 квартал	875	215	233	282	343	96	>90	-9	1,23
2 квартал	886	207	228	276	339	96	>90	-11	1,28
3 квартал	883	213	235	275	341	96	>90	-10	1,42
4 квартал	896	209	238	283	343	95	>90	-6	1,57
Год	883	211	234	279	342	96	>90	-9	1,38

Таблица 16 – Качество тяжелого газойля установки каталитического крекинга

Период	Плотность, кг/м ³	Фракционный состав			Температура, °С		Цвет, единиц ЦНТ
		Температура начала кипения °С	Выкипает до 300 °С, % об.	Выкипает до 325 °С, % об.	вспышки	Застывания	
1 квартал	915	274	1	3	176	32	8,0
2 квартал	921	292	-	1	180	33	8,0
3 квартал	920	279	-	3	165	30	8,0
4 квартал	928	290	-	2	178	34	8,0
Год	921	284	<1	2	175	32	8,0

Таблица 17 – Качество жирного газа установки каталитического крекинга 43-102

Период	Плотность, кг/м ³	Состав, % масс.									
		H ₂	CH ₄	C ₂ H ₄₋₆	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	>C ₅	H ₂ S
1 квартал	1,6	1,8	5,2	7,90	8,93	8,7	8,3	12,1	6,5	34,4	2,6
2 квартал	1,7	1,3	5,5	6,70	8,42	7,9	8	9,2	7,7	39,7	2,6
3 квартал	1,7	1,5	5	6,34	9,63	9	9,7	11,3	6,8	34,8	3,3
4 квартал	1,5	1,9	6,6	7,45	10,9	10,6	7,6	10,7	6,5	32	2,2
Год	1,6	1,6	5,6	7,11	9,31	9	8,4	10,8	6,9	35,3	2,7

Получаемый на установке нестабильный бензин (таблица 14), не смотря на современные мировые тенденции к выпуску экологически чистых моторных топлив, после его стабилизации на установке КАС (компрессия абсорбция стабилизация) направляется в товарный парк с содержанием серы 0,23 % масс. в качестве компонента автомобильного бензина. Переход с прямогонного сырья на гидроочищенное позволит существенно понизить содержание серы в целевых продуктах, а также уменьшить экологическую нагрузку.

Жирный газ (таблица 17) характеризуется высоким содержанием пропан бутановой фракции (более 45 % масс.). Высокое содержание бензиновых фракций (более 35 % масс.) в жирном газе обусловлено неэффективной работой конденсатора-холодильника Т-8 (температура в газосепараторе 50-55 °С), вызванной сильной загрязненностью поверхности теплообмена и с одной стороны и значительным количеством конденсируемого водяного пара (более 1200 кг/час), подаваемого в отпарную зону реактора и стриппинг К-2 с другой.

Легкий газойль характеризуется высокой плотностью (875 - 896 кг/м³), низкой температурой застывания (от -11 до -6 °С) и высокой температурой вспышки (более 90°С), что отвечает нормам СТП 010303-401021. Содержание серы в легком газойле – высокое и составляет 1,23 - 1,57 % масс. Прежде чем использовать легкий газойль в качестве компонента дизельного топлива, его направляют на гидроочистку.

Качество тяжелого газойля отвечает межцеховым нормам СТП 010303

Анализ работы установки позволяет сделать вывод о неэффективной работе теплообменника Т-8. Именно его работа лимитирует работу установки в целом. Также конструктивное исполнение теплообменника Т-8 не оптимально. Для снятия ограничения по производительности предлагается заменить его на кожухотрубчатый конденсатор с большей поверхностью теплообмена.

3 Расчеты основных параметров работы аппаратуры

3.1 Конструктивные расчеты основного оборудования

3.1.1 Материальный баланс установки

В качестве исходных данных для технологического расчета принимаем среднегодовые данные о работе установки каталитического крекинга 43-102/1 блок Сызранского НПЗ, представленные в таблицах 4-17.

Данные по составу и количеству входящего в установку сырья потоков приведены в таблице 18. Данные по составу и количеству продуктов, получаемых на установке приведены в таблице 19. Расчет велся исходя из количества рабочих часов оборудования установки 7792.

Таблица 18 – Поток входящего в установку сырья

Показатели	% масс.	Количество, тонн	кг/час
Вакуумный дистиллят	100,00	322475	41385
Итого	100,00	322475	41385

Таблица 19 – Поток выходящего с установки продукта

Показатели	% масс.	Количество, тонн	кг/час
Газ жирный	11,55	37249	4780
Бензин нестабильный	27,17	87601	11242
Легкий газойль	34,42	110995	14245
Тяжелый газойль	22,88	73791	9470
Кокс	3,50	11287	1449
Потери	0,48	1552	199
Итого	100,00	322475	41385

Потоки реактора с учетом повышения производительности до 50 тонн/час приведены в таблице 20 и таблице 21

Определим на сколько увеличивается производительность по формуле 1:

$$W = \frac{G_n}{G_c} \cdot 100, \quad (1)$$

где G_n – проектируемая производительность по сырью; по проекту составляет 50 т./час;

G_c – производительность по сырью, т/час; она составляет 41,4 т/ч.

$$W = \frac{50}{41} \cdot 100 = 22\%.$$

Таким образом производительность установки повышается на 22%.

Таблица 20 – Поток входящего в установку сырья с учетом повышения производительности

Показатели	% масс.	Количество, тонн	кг/час
Вакуумный дистиллят	100,00	393420	50000
Итого	100,00	393420	50000
Получено из переработки:			

Таблица 21 – Поток выходящего из установки продукции с учетом повышения производительности

Показатели	% масс.	Количество, тонн	кг/час
Газ жирный	11,55	45442	5831
Бензин нестабильный	27,17	106873	13526
Легкий газойль	34,42	135414	17179
Тяжелый газойль	22,88	90025	11453
кокс	3,50	13773	1768
потери	0,48	1893	243
Итого	100,00	393420	50000

3.1.2 Расчет реактора

Определим объемную [14] загрузку реактора, м³/час, по формуле 2:

$$V_3 = \frac{G_c}{\rho_c} \quad (2)$$

где G_c – производительность по сырью, т/час; она составляет 41,4 т/ч;

ρ_c – плотность т/м³, по данным таблицы 5 ее значение составляет 0,900 т/м³.

$$V_3 = \frac{50}{0,900} = 55,6 \text{ м}^3/\text{час}$$

Объемную скорость подачи сырья определим по формуле 3:

$$v_0 = \frac{V_3}{V_{\text{кат}}}, \quad (3)$$

где $V_{\text{кат}}$ – объем катализатора, находящегося в реакционной зоне, м^3 , по заводским данным он составляет $34,1 \text{ м}^3$.

$$V_0 = \frac{55,6}{34,1} = 1,63 \text{ ч}^{-1}.$$

Определим количество катализатора входящее и уходящее из реактора. Количество регенерированного катализатора, поступающего в реактор с содержанием кокса $0,58 \%$ масс. (табл. 2.3.), складывается из количества «чистого» катализатора $G_{\text{ч}}$ и кокса $G_{\text{к}}$, находящегося на его поверхности (4):

$$G_p = G_{\text{ч}} + G_{\text{к}}, \quad (4)$$

$$\frac{G_{\text{к}}}{G_{\text{ч}} + G_{\text{к}}} = 0,0058,$$

$$G_{\text{ч}} = G_{\text{к}} \cdot \frac{(1 - 0,0058)}{0,0058}, \text{ кг/час.}$$

Количество закоксованного катализатора, выносимого из реактора с содержанием кокса $2,54 \%$ масс. складывается из количества «чистого» катализатора $G_{\text{ч}}$ и кокса $G'_{\text{к}}$, находящегося на его поверхности по формуле 5:

$$G'_p = G_{\text{ч}} + G'_{\text{к}} \quad (5)$$

Количество кокса, находящегося на поверхности закоксованного катализатора, складывается из количества кокса, образующегося в реакторе (по данным оно составляет 1775 кг/час) и количества кокса, внесенного с регенерированным катализатором G_k , тогда, количество закоксованного катализатора по формулам 6-7 составит:

$$G_3 = G_{\text{ч}} + G_k + 1775, \quad (6)$$

$$\frac{G_k + 1775}{G_{\text{ч}} + G_k + 1768} = 0,0254, \quad (7)$$

$$G_{\text{ч}} = (G_k + 1775) \cdot \frac{(1-0,0254)}{0,0254}, \quad (8)$$

$$G_k = 512 \text{ кг/час},$$

$$G'_{\text{к}} = 512 + 1775 = 2287 \text{ кг/час},$$

$$G_p = \frac{512}{0,58} \cdot 100 = 72441 \text{ кг/час},$$

$$G_3 = \frac{2287}{2,54} \cdot 100 = 73804 \text{ кг/час},$$

$$G_{\text{ч}} = 72441 - 512 = 71929 \text{ кг/час}.$$

Таким образом, имеем по регенерированному катализатору:

$$G_p = 72441 \text{ кг/час}$$

$$G_{\text{ч}} = 71929 \text{ кг/час}$$

$$G_k = 512 \text{ кг/час}$$

По закоксованному катализатору:

$$G_3 = 73804 \text{ кг/час}$$

$$G_{\text{ч}} = 71929 \text{ кг/час}$$

$$G'_{\text{к}} = 1875 \text{ кг/час}$$

Определим весовую кратность циркуляции катализатора по формуле 9:

$$n = \frac{G_p}{G_c} \quad (9)$$

где n – весовая кратность циркуляции катализатора, т/т;

G_p – количество регенерированного катализатора, поступающего в реактор, т/час;

G_c – количество сырья, поступающего в реактор, т/час.

$$n = \frac{72,3}{41,4} = 1,75 \text{ т/т}$$

Тепловой баланс реактора. Из теплового баланса реактора определим температуру регенерированного катализатора, входящего в реактор, и температуру продуктов крекинга на выходе из реактора.

По данным (табл. 2.4) температура паров сырья на входе в реактор составляет 480 °С; по соответствующим таблицам источника [15] определим энтальпию сырья (табл. 2.1) на входе в реактор; она составляет 1436,99 кДж/кг.

Сырье, контактируя с катализатором в верхней части реактора, нагревается до 490 °С (табл. 2.4), его энтальпия при данной температуре составляет 1468,69 кДж/кг. По данным источника [14] теплоемкости катализатора и кокса составляют 1,09 и 1,34 кДж/кг·°С соответственно, тогда энтальпии катализатора и кокса при температуре 490 °С составят

$$h_{\text{катал}} = 1,09 \cdot 490 = 534,610 \text{ кДж/кг}$$

$$h_{\text{кокса}} = 1,34 \cdot 490 = 656,60 \text{ кДж/кг}$$

Определим температуру катализатора на входе в реактор из теплового баланса смешения паров сырья и катализатора в верхней части реактора по формуле 11:

$$\begin{aligned}
 h_c^{480} \cdot G_c + h_{\text{катал}}^t \cdot G_{\text{ч}} + h_{\text{кокса}}^t \cdot G_{\text{к}} &= h_c^{490} \cdot G_c + h_{\text{катал}}^{490} \cdot G_{\text{ч}} + h_{\text{кокса}}^{490} \cdot G_{\text{к}} \quad (11) \\
 1436,99 \cdot 41385 + t \cdot 1,09 \cdot 71929 + t \cdot 1,34 \cdot 420 &= \\
 &= 1468,69 \cdot 41385 + 534,10 \cdot 41929 + 656,60 \cdot 420
 \end{aligned}$$

Температура катализатора t на входе в реактор составляет 507°C .

Температура катализатора и продуктов реакции на выходе из реактора колеблется в пределах $440\text{-}450^\circ\text{C}$; определим энтальпию продуктов реакции и катализатора при 440 и 450°C .

$$\begin{aligned}
 h_{\text{катал}}^{440} &= 1,09 \cdot 440 = 479,60 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}; \\
 h_{\text{катал}}^{450} &= 1,09 \cdot 450 = 490,50 \text{ кДж/кг}; \\
 h_{\text{кокса}}^{440} &= 1,34 \cdot 440 = 589,60 \text{ кДж/кг}; \\
 h_{\text{кокса}}^{450} &= 1,34 \cdot 450 = 603,00 \text{ кДж/кг}.
 \end{aligned}$$

По соответствующим графикам источника [15] находим значения энтальпии бензина, легкого и тяжелого газойлей в зависимости от их плотности:

$$\begin{aligned}
 h_6^{440} &= 1385,70 \text{ кДж/кг}, \\
 h_6^{450} &= 1417,30 \text{ кДж/кг}, \\
 h_{\text{ЛГ}}^{440} &= 1321,17 \text{ кДж/кг}, \\
 h_{\text{ЛГ}}^{450} &= 1351,52 \text{ кДж/кг}, \\
 h_{\text{ТГ}}^{440} &= 1302,80 \text{ кДж/кг}, \\
 h_{\text{ТГ}}^{450} &= 1332,81 \text{ кДж/кг}.
 \end{aligned}$$

Энтальпию жирного газа определим по формуле 12:

$$h_{\text{см}} = h_0^{\text{г}} - \Delta h_{\text{см}} \quad (12)$$

где $h_0^{\text{г}}$ - энтальпия смеси идеальных газов;

$\Delta h_{\text{см}}$ - поправка энтальпии на давление (ввиду невысокого давления в реакторе поправку на давление не учитываем).

Энтальпию смеси идеальных газов определим по формуле 13:

$$h_0^r = \sum_1^n h_{0_i}^r \cdot \bar{y}_i \quad (13)$$

где \bar{y}_i - содержание i -го компонента в смеси, масс. доля;

$h_{0_i}^r$ - энтальпия i -го компонента смеси, кДж/кг.

Энтальпию идеального газа (кДж/кг) определим по формуле 14:

$$h_{0_i}^r = A \cdot \frac{T}{100} + B \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^2 + C \cdot \left(\frac{T}{100}\right)^3 + D \cdot \left(\frac{T}{100}\right) \quad (14)$$

где A, B, C, D – коэффициенты [15];

T – температура, К.

Результаты расчета энтальпии жирного газа представлен в таблице 22

Таблица 22 – Результаты расчета энтальпии жирного газа.

Компонент смеси	Содержание компонента в смеси \bar{y}_i масс. доля	Температура, °C			
		440		450	
		$h_{0_i}^r$ кДж/кг	$h_{0_i}^r \cdot \bar{y}_i$	$h_{0_i}^r$ кДж/кг	$h_{0_i}^r \cdot \bar{y}_i$
H ₂	0,0160	759,4	12,2	771,9	12,4
CH ₄	0,0559	1894,9	105,9	1932,7	108,0
C ₂ H ₆	0,0711	1777,5	126,4	1823,6	129,7
C ₃ H ₆	0,0931	1574,9	146,6	1617,3	150,6
C ₃ H ₈	0,0904	1777,4	160,7	1826,8	165,1
i-C ₄ H ₈	0,0327	1611	52,7	1655,3	54,1
n-C ₄ H ₈	0,0838	1611	135,0	1655,3	138,7
n-C ₄ H ₁₀	0,0689	1776,6	122,4	1828,9	126,0
i-C ₄ H ₁₀	0,1083	1783,2	193,1	1833,9	198,6
C ₅ H ₁₂	0,3528	1764,3	622,4	1814,2	640,0
H ₂ S	0,0270	10214,2	275,8	10360,5	279,7
Итого	1,0000		1953,2		2003,0

Таким образом, энтальпия жирного газа при 440 и 450 °С составляет 1953,2 и 2003,0 кДж/кг соответственно. Определим энтальпию продуктов реакции (ввиду невысокого давления поправкой энтальпии на давление пренебрегаем) по формуле 15:

$$h_{\text{пр}} = \sum_1^n \bar{y}_i \cdot h_i \quad (15)$$

где y_i - массовая доля компонента в смеси;

h_i - энтальпия i -го компонента смеси, кДж/кг.

Результаты расчета энтальпии продуктов реакции представлено в таблице 23.

Таблица 23 –Результаты расчета энтальпии продуктов реакции

Компонент смеси	Содержание компонента в смеси \bar{y}_i масс. доля	Температура, °С			
		440		450	
		h_i кДж/кг	$h_i \cdot \bar{y}_i$	h_i кДж/кг	$h_{0i}^r \cdot \bar{y}_i$
Жирный газ	0,1203	1953,19	235,01	2003,01	241,01
Нестабильный бензин	0,2829	1385,70	392,06	1417,30	401,00
Легкий газойль	0,3585	1321,17	473,62	1351,52	484,50
Тяжелый газойль	0,2383	1302,80	310,41	1332,81	317,56
Итого	1,0000		1411,10		1444,06

Таким образом, энтальпия продуктов реакции при 440 и 450 °С составляет 1411,10 и 1444,06 кДж/кг соответственно.

Количество тепла, выводимое из реактора с продуктами реакции и катализатором, определим по разнице между теплом, вносимым в реактор с парами сырья и катализатором, и тепловым эффектом реакции, а также потерями тепла в атмосферу.

Тепловой эффект реакции находим по графику [13] в зависимости от глубины превращения сырья (по данным (табл. 2.14) ее значение составляет 77,01 % масс.). Тепловой эффект реакции составляет 130 кДж/кг.

Потери тепла в атмосферу определим по формуле 16:

$$Q_{\text{пот}} = F \cdot k \cdot \Delta t \quad (16)$$

где $Q_{\text{пот}}$ - потери тепла, кДж/час;

Δt - средняя разница температур, °С;

k - коэффициент теплопередачи, $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°С}}$, принимаем равным $51 \frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°С}}$

[16];

F - поверхность реактора, м².

$$Q_{\text{пот}} = \frac{(3,9 \cdot 3,14 \cdot 2,85) \cdot 51 \cdot (470 - (-20))}{1000} = 872 \text{ МДж/час}$$

Количество тепла, выводимое из реактора с продуктами реакции и катализатором, составляет:

$$Q_{\text{ВЫВ}}^{t_x} = h_c^{480} \cdot G_c + h_{\text{катал}}^{507} \cdot G_{\text{ч}} + h_{\text{кокса}}^{507} \cdot G_{\text{к}} - Q_{\text{пот}} - Q_{\text{реакции}} \quad (17)$$

$$\begin{aligned} & Q_{\text{ВЫВ}}^{t_x} = \\ & = \frac{1436,99 \cdot 41385 + 522,63 \cdot 71929 + 679,38 \cdot 420 - 872000 - 130 \cdot 41385}{1000} \\ & = 91095 \text{ МДж/час} \end{aligned}$$

Таким образом, количество тепла, выводимое из реактора при температуре выхода должно составлять 91095 МДж/час.

Количество тепла, выводимое из реактора с продуктами реакции и катализатором при температуре 440 и 450 °С, по формулам 18-19 составляет:

$$Q_{\text{ВЫВ}}^{440} = G_{\text{пр}} \cdot h_{\text{пр}}^{440} + G_{\text{ч}} \cdot h_{\text{кат}}^{440} + G'_{\text{к}} \cdot h_{\text{кокса}}^{507}, \quad (18)$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{ВЫВ}}^{440} & = \frac{39930 \cdot 1411,10 + 71929 \cdot 479,60 + 1875 \cdot 589,60}{1000} = \\ & = 91958 \frac{\text{МДж}}{\text{час}}, \end{aligned}$$

$$Q_{\text{ВЫВ}}^{450} = G_{\text{пр}} \cdot h_{\text{пр}}^{450} + G_{\text{ч}} \cdot h_{\text{кат}}^{450} + G'_{\text{к}} \cdot h_{\text{кокса}}^{507}, \quad (19)$$

$$Q_{\text{ВЫВ}}^{450} = \frac{39930 \cdot 1411,06 + 71929 \cdot 490,50 + 1875 \cdot 603,00}{1000} =$$

$$= 94073 \text{ МДж/час}$$

Для того чтобы определить температуру, с которой продукты реакции и катализатор покидают реактор, построим график зависимости количества тепла, выносимого из реактора с продуктами реакции и катализатором от температуры в рисунке 3.

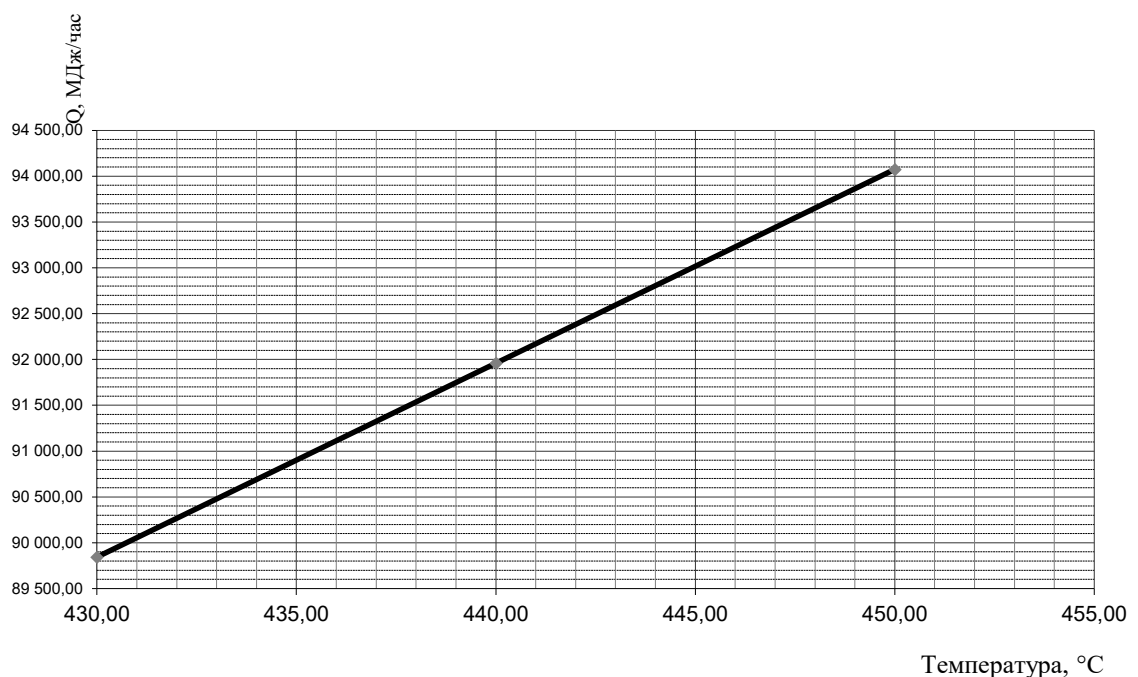


Рисунок 3 – Зависимость количества тепла от температуры

Таким образом, температура вывода продуктов реакции и катализатора из реактора составляет 436 °C. Тепловой баланс реактора представлен в таблице 24 и таблице 25.

Таблица 24 – Параметры входящих в реактор материально-тепловых потоков

Наименование потока	Состояние	Температура, °С	кг/час	Энтальпия, кДж/кг	Q, МДж/час
Сырье	П	480	50000	1436,99	59470
Катализатор	Т	507	71929	522,63	37592
Кокс	Т	507	512	679,38	285
Итого			122441		97347

Таблица 25 –Параметры выходящих из реактора материально-тепловых потоков

Наименование потока	Состояние	Температура, °С	кг/час	Энтальпия, кДж/кг	Q, МДж/час
Катализатор	Т	436	71929	475,2	34181
Продукты крекинга:	-	-	50512	1397,92	55819
Газ	П	436	5860	1933,262	9285
Бензином	П	436	13695	1373,06	15514
Легкий газойлем	П	436	17262	1309,03	18736
Тяжелый газойль	П	436	11408	1290,796	12284
Кокс	Т	436	2287	584,24	1095
Тепловой эффект реакции	-	-	-	130	5380
Потери тепла	-	-	-	-	872
Итого	-	-	122441	-	97347

Определим время пребывания катализатора в зоне реакции по формуле 20:

$$\tau_{\text{кат}} = \frac{V_{\text{кат}} \cdot \gamma_{\text{кат}}}{G_p} \cdot 60 \quad (20)$$

где $\tau_{\text{кат}}$ – время пребывания катализатора в реакционной зоне, мин; $\gamma_{\text{кат}}$ – плотность катализатора, т/м³; ее значение составляет 1,078 т/м³;

$V_{\text{кат}}$ – объем катализатора в зоне реакции, м³, равный объему реакционной зона, объем которой составляет 34,1 м³;

G_p – количество регенерированного катализатора, поступающего в реактор, т/час.

$$\tau_{\text{кат}} = \frac{34,1 \cdot 1,078}{72,349} \cdot 60 = 30,5 \text{ мин}$$

Линейную скорость движения катализатора в реакторе определим по формуле 21:

$$w_{\text{кат}} = \frac{h_p}{\tau_{\text{кат}} \cdot 60} \quad (21)$$

где $w_{\text{кат}}$ - скорость движения катализатора в реакторе, м/с; h_p – высота реакционной зоны, м.

$$h_p = \frac{V_p}{\pi \cdot 0,25 \cdot d_p^2} \quad (22)$$

где d_p – диаметр реактора, м;

V_p – объем реакционной зоны, м³.

$$h_p = \frac{34,1}{3,14 \cdot 0,25 \cdot 3,9^2} = 2,85$$

$$w_{\text{кат}} = \frac{2,85}{30,5 \cdot 60}$$

Таким образом, линейная скорость движения катализатора в реакторе составляет 0,16 см/с. По данным источника линейная скорость должна находиться в пределах от 0,1 до 0,3 см/с, а по данным [17] от 0,15 до 0,5 см/с. Линейная скорость движения катализатора находится в допустимых пределах, а время пребывания катализатора в зоне реакции среднее. Следовательно, реактор справляется с заданной производительностью.

3.1.3 Расчет регенератора

Определим состав воздуха на входе в регенератор. Топливом, сжигаемым в топке П-1, является мазут, по данным источника [15] его элементарный состав следующий: С – 88,35 % масс., Н - 11,22 % масс., S - 0,42 % масс; плотность – 0,922 т/м³; низшая теплота сгорания – 41242 кДж/кг.

Расчет процесса горения. Определим количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании 1 кг топлива:

$$m_{CO_2} = \frac{44}{12} \cdot 0,8835 = 3,240 \text{ кг/кг}$$

$$m_{H_2O} = \frac{18}{2} \cdot 0,1122 = 1,010 \text{ кг/кг}$$

$$m_{SO_2} = \frac{64}{32} \cdot 0,0042 = 0,008 \text{ кг/кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания

$$m = 3,240 + 1,010 + 0,008 = 4,258 \text{ кг/кг}$$

Количество кислорода, необходимое для окисления 1 кг топлива:

$$m_{O_2} = 4,258 - 1 = 3,258 \text{ кг/кг}$$

Соответствующее количество азота воздуха:

$$m_{N_2} = \frac{m_{O_2} \cdot 0,77}{0,23} = \frac{3,258 \cdot 0,77}{0,23} = 10,907 \text{ кг/кг}$$

Теоретический расход воздуха на сжигание 1 кг топлива:

$$L_0 = 10,907 + 3,258 = 14,165 \text{ кг/кг}$$

Определим расход топлива на нагрев воздуха, поступающего в регенератор по формуле

$$B = \frac{G_{\text{воз}}' \cdot C_B \cdot (t_2 - t_1)}{Q_p^H \cdot \eta_T} \quad (23)$$

где $G_{\text{воз}}$ – расход воздуха, кг/час;

C_v – теплоемкость воздуха, кДж/кг; по данным источника [17] она составляет $1,013 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$;

η_T – КПД топки, принимаем равным 0,93 [15.];

t_1 – температура атмосферного воздуха, принимаем равной 20°C ;

t_2 – температура воздуха на входе в регенератор, она составляет 164°C (табл. 2.4);

Q_p^H – низшая теплота сгорания топлива, кДж/кг.

Расход воздуха на регенерацию составляет 21,6 тыс. $\text{нм}^3/\text{час}$. Плотность воздуха при нормальных условиях составляет $1,293 \text{ кг/м}^3$, следовательно, расход воздуха (кг/час) равен:

$$G'_{\text{воз}} = 21600 \cdot 1,293 = 27900 \text{ кг/час}$$

$$B = \frac{27900 \cdot 1,013 \cdot (164 - 20)}{41242 \cdot 0,93} = 106 \text{ кг/час}$$

Теоретический расход воздуха на сжигание топлива в топке составляет:

$$G_{\text{воз}}^T = 106 \cdot 14,165 = 1500 \text{ кг/час}$$

Результаты расчета состава воздуха на входе в регенератор представлены в таблице 26.

Таблица 26 – Результаты расчета состава воздуха на входе в регенератор

Компонент	Mi	Количество, кг/час	% масс.	Кмоль/час	Мольная доля
CO	44	343	1,225	7,80	0,008
H ₂ O	18	107	0,382	5,94	0,006
SO ₂	64	1	0,003	0,02	0,000
N ₂	28	21483	76,709	767,25	0,790
O ₂	32	6072	21,681	189,75	0,196
Итого		28006	100,000	970,76	1,000

Расчет процесса горения кокса. По заводским данным принимаем отношение CO_2 к CO в дымовых газах регенерации равным 1, определим количество углерода, сгоревшего до окиси углерода, если по данным источника [14] кокс содержит 91 % масс углерода, 5,5 % масс. водорода, 3,5 ; масс. серы по формуле 24.

$$\begin{cases} C_{CO_2} + C_{CO} = 0,91 \\ C_{CO_2} \div C_{CO} = 1 \end{cases} \quad (24)$$

$$C_{CO} = 0,455 \text{ кг/кг}$$

$$C_{CO_2} = 0,455 \text{ кг/кг}$$

Из уравнений 25-28:



И элементарного состава кокса определим количество продуктов сгорания, полученных при сжигании 1 кг кокса по формулам 29-32:

$$m_{CO} = \frac{28}{12} \cdot C_{CO} \quad (29)$$

$$m_{CO_2} = \frac{44}{12} \cdot C_{CO_2} \quad (30)$$

$$m_{H_2O} = \frac{18}{2} \cdot H \quad (31)$$

$$m_{SO_2} = \frac{64}{32} \cdot S \quad (32)$$

$$m_{CO} = \frac{28}{12} \cdot 0,455 = 1,062 \text{ кг/кг}$$

$$m_{CO_2} = \frac{44}{12} \cdot 0,455 = 1,668 \text{ кг/кг}$$

$$m_{H_2O} = \frac{18}{2} \cdot 0,055 = 0,495 \text{ кг/кг}$$

$$m_{SO_2} = \frac{64}{32} \cdot 0,035 = 0,070 \text{ кг/кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания

$$m' = 1,062 + 1,668 + 0,456 + 0,070 = 3,295 \text{ кг/кг}$$

Количество кислорода, необходимое для окисления 1 кг кокса по формуле 33:

$$m'_{O_2} = m' - 1 \quad (33)$$

$$m'_{O_2} = 3,295 - 1 = 2,295 \text{ кг/кг}$$

Соответствующее количество азота воздуха

$$m'_{N_2} = \frac{m'_{O_2} \cdot 0,77}{0,23} = \frac{2,295 \cdot 0,77}{0,23} = 7,683 \text{ кг/кг}$$

Теоретический расход воздуха на выжиг 1 кг кокса по формуле 34:

$$L_0 = m'_{O_2} + m'_{N_2} \quad (34)$$

$$L_0 = 2,295 + 7,683 = 9,978 \text{ кг/кг}$$

Теоретический расход воздуха на выжиг кокса в регенераторе по формуле 35:

$$G''_{\text{воз}} = G_{\text{кокса}} \cdot L_0 \quad (35)$$

$$G''_{\text{воз}} = 1455 \cdot 9,978 = 14518 \text{ кг/час}$$

Действительный расход воздуха на регенерацию составляет:

$$G_{\text{воз}} = G'_{\text{воз}} - G^T_{\text{воз}} = 27900 - 1500 = 26400 \text{ кг/час}$$

Тогда коэффициент избытка воздуха составит:

$$\alpha = \frac{G'_{\text{воз}} - G^T_{\text{воз}}}{G''_{\text{воз}}} = \frac{27900 - 1500}{14518} = 1,82$$

Результаты расчета состава дымовых газов на выходе из регенератора представлены в таблице 27

Таблица 27 – Результаты расчета состава дымовых газов на выходе из регенератора.

Компонент	M_i	Количество, кг/час	% масс.	Кмоль/час	Мольная доля
CO	28	1545	5,244	55,18	0,054
CO ₂	44	2770	9,402	62,95	0,062
H ₂ O	18	827	2,807	45,94	0,045
N ₂	28	21483	72,920	767,25	0,753
O ₂	32	2733	9,277	85,41	0,084
SO ₂	64	103	0,350	1,61	0,002
Итого	-	29461	100,000	1018,34	1,000

Определим теплоту сгорания кокса по формуле 36:

$$Q_P^H = 0,455 \cdot Q_{CO_2} + Q_{CO} + 0,055 \cdot Q_{H_2O} + 0,035 \cdot Q_{SO_2} \quad (36)$$

Согласно данным источника

$$Q_{CO_2} = 34070 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{CO} = 10269 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{H_2O} = 121034 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_{SO_2} = 9132 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_p^H = 0,455 \cdot 34070 + 0,455 \cdot 10269 + 0,055 \cdot 121034 + 0,035 \cdot 9132 \\ = 27151 \text{ кДж/кг}$$

Результаты расчета средней массовой теплоемкости и энтальпии газов на входе в регенератор и на выходе из него, составленный на основании данных источника [13], представлены в таблице 28.

Таблица 28 – Результаты расчета входящих и выходящих тепловых потоков регенератора

Компонент	Вход	Выход
	Количество тепла, кДж/час	Количество тепла, кДж/час
CO ₂	50160	1242899
CO	0	743300
H ₂ O	33143	730489
N ₂	3644763	10172201
O ₂	928193	1195414
SO ₂	107	33166
Итого	4656366	14117468

Определим потери тепла в атмосферу по формуле:

$$Q_{\text{пот}} = F \cdot k \cdot \Delta t \quad (37)$$

где $Q_{\text{пот}}$ - потери тепла, кДж/час;

Δt - средняя разница температур, °С; средняя температура в регенераторе составляет 593 °С;

k - коэффициент теплопередачи, $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°С}}$, принимаем равным $31 \frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°С}}$

[16];

F - поверхность регенератора, м².

$$Q_{\text{пот}} = \frac{(3,55 \cdot 4 \cdot 27,1) \cdot 31 \cdot (593 - 20)}{1000} = 6835,6 \text{ МДж/час}$$

Составим тепловой баланс регенератора и определим избыточное тепло, снимаемое охлаждающими змеевиками, по разности между статьями входа и выхода.

$$Q_{\text{изб}} = 77012,7 - (45630,3 + 377,6 + 14117,5 + 6835,6) \\ = 10051,7 \text{ МДж/час}$$

Определим требуемую поверхность охлаждающих змеевиков по формуле

$$F_3 = \frac{Q_{\text{изб}}}{q} \quad (38)$$

где q – теплонапряженность змеевика, $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}$; принимаем равной 64000

$\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}$

$$F_3 = \frac{10051700}{64000} 157,1 \text{ м}^2$$

Данные по параметрам входящих потоков сведены в таблицу 29. По параметрам выходящих потоков в таблицу 30.

Таблица 29 – Параметры материально-тепловых потоков, входящих в регенератор

Потоки	Температура, °С	кг/час	Энтальпия, кДж/кг	Q, МДж/час
Катализатор	406	71929	442,5	31831,5
Кокс	406	2287	544,1	1020,1
Воздух	164	28006	166,3	4656,4
Теплота сгорания	-	-	-	39504,7
Итого		102222	-	77012,7

Таблица 30 – Параметры материально-тепловых потоков выходящих из регенератора

Потоки	Температура, °С	кг/час	Энтальпия, кДж/кг	Q, МДж/час
Катализатор	582	71929	634,4	45630,3
Кокс	582	512	899,0	377,6
Дымовые газы	450	29781	479,2	14117,5
Тепловые потери	-	-	-	6835,6
Избыточное тепло	-	-	-	10051,7
Итого	-	102222	-	77012,7

Поверхность одной секции змеевика составляет (по заводским данным) 12,3 м², следовательно, внутри регенератора должно находиться 13 секций:

$$n_3 = \frac{157,1}{12,3} = 13 \text{ секций}$$

Фактическое количество установленных змеевиков составляет 14 штук.

Определим количество вырабатываемого водяного пара по формуле 39:

$$G_{\text{ВП}} = \frac{Q_{\text{изб}}}{q_{t_{\text{нас}}}^{\text{п}} - q_{t_{\text{нас}}}^{\text{ж}}} \quad (39)$$

где $q_{t_{\text{нас}}}^{\text{п}}$ – энтальпия, водяного пара при температуре насыщения кДж/кг

$q_{t_{\text{нас}}}^{\text{ж}}$ – энтальпия воды при температуре насыщения кДж/кг.

Температура воды в котле-утилизаторе составляет 190 °С, давление 1,30 МПа; энтальпия воды и пара при данных условиях составляет 810,6 и 2786,9 кДж/кг соответственно .

$$G_{\text{ВП}} = \frac{10051700}{2786,9 - 810,6} = 5086 \text{ кг/час}$$

Определим величину удельного коксобъема в регенераторе по формуле 40:

$$K_B = \frac{G_{\text{кокса}}}{V_{\text{рег}}} \quad (40)$$

где K_B – удельный коксобъем, $\frac{\text{кг}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3}$;

$G_{\text{кокса}}$ – количество кокса, выжигаемое в регенераторе, кг/час;

$V_{\text{рег}}$ – объем регенератора, м^3 .

$$K_B = \frac{1455}{260} = 5,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3}$$

По данным источника [14] средняя величина удельного коксобъема составляет $12-13 \frac{\text{кг}}{\text{ч} \cdot \text{м}^3}$, следовательно, имеется запас по повышению коксовой нагрузки регенератора.

Определим скорость движения катализатора в регенераторе по формуле 41:

$$W_K = \frac{R_K}{3600 \cdot F_p \cdot \gamma_K} \quad (41)$$

где R_K – количество циркулирующего катализатора, т/час;

γ_K – плотность катализатора, $\text{т}/\text{м}^3$; по данным (табл. 2.3.) ее величина составляет $1,097 \text{ т}/\text{м}^3$;

F_p – площадь поперечного сечения регенератора, м^2 .

$$w_K = \frac{73,8}{3600 \cdot 3,55^2 \cdot 1,097} = 0,00273 \text{ м/с}$$

Время пребывания катализатора в регенераторе составляет

$$\tau_{\text{рег}} = \frac{260}{60 \cdot 0,00273 \cdot 3,55^2} = 232,4 \text{ мин}$$

Таким образом, линейная скорость движения катализатора в регенераторе составляет 0,27 м/с, а время пребывания в регенераторе составляет 232 мин. По данным источника [14] линейная скорость движения катализатора в регенераторе должна находиться в пределах от 0,2 до 0,6 см/с. Следовательно, регенератор с заданной производительностью справляется.

3.2 Проверочный расчет теплообменной аппаратуры

3.2.1 Расчет конденсатора-холодильника Т-8

Определим требуемую поверхность конденсатора-холодильника по формуле 42 [18]:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} \quad (42)$$

где Q – количество тепла, снимаемое в конденсаторе-холодильнике, кДж/час;

$\Delta t_{\text{ср}}$ – средний температурный напор, °С;

k – коэффициент теплопередачи, $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{°С}}$.

Количество тепла, снимаемое в конденсаторе-холодильнике, определим по формуле 43:

$$Q = G \cdot (i_2 - i_1) \quad (43)$$

где G – количество паров, кг/час;

i_2 – энтальпия смеси паров жирного газа, нестабильного бензина и водяного пара на входе в конденсатор-холодильник, кДж/кг;

i_1 – энтальпия смеси жирного газа, нестабильного бензина и воды на выходе из конденсатора-холодильника, кДж/кг.

Количество паров, поступающих в конденсатор-холодильник, по формуле 44 составляет:

$$G = G_{\text{жг}} + G_{\text{вп}} + G_{\text{нб}} + G_{\text{оо}} \quad (44)$$

где $G_{\text{жг}}$ – количество жирного газа, выводимое с установки, кг/час; его значение составляет 5860 кг/час;

$G_{\text{вп}}$ – количество водяного пара, кг/час; расход водяного пара на отпарку в Р-1 составляет 800кг/час, кроме того, в стриппинг К-2 подается 200-300 кг/час водяного пара, следовательно – общее количество водяного пара, конденсируемого в Т-8, составляет 1100 кг/час;

$G_{\text{нб}}$ – количество нестабильного бензина, выводимое с установки, кг/час; его значение составляет 13695 кг/час;

$G_{\text{оо}}$ – количество острого орошения, кг/час; но составляет 37 м³/час.

Плотность нестабильного бензина при температуре 20 °С составляет 0,762 т/м³, тогда, при температуре 50 °С ее значение составит

$$\rho_4^{50} = 0,762 - 0,0008 \cdot (50 - 20) = 0,737$$

$$G_{\text{оо}} = 37 \cdot 737 = 27269 \text{ кг/час}$$

$$G = 5860 + 1100 + 13695 + 27269 = 47924 \text{ кг/час}$$

По данным соответствующих таблиц источника [15] значение энтальпии нестабильного бензина при 128 и 50 °С составляет 586,7 и 101,5 кДж/кг соответственно.

Расчет энтальпии жирного газа представлен в (табл. 2.20) (расчеты проводятся так же, как и в разделе 2.3.3).

Энтальпия водяного пара и воды при температуре 128 и 50 °С составляет 27000 и 209,4 кДж/кг соответственно .

$$Q = 4308(735,2 - 533,6) + 1100(27000 - 209,4) + (11299 + 27269) \times \\ \times (586,7 - 101,5) = 49151000 \text{ кДж/час}$$

По заводским данным начальная и конечная температуры блокоборотной охлаждающей воды составляют 25 и 45 °С соответственно (для Т-8), следовательно средняя разность температур составляет:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(128 - 45) - (50 - 25)}{2,3 \cdot I_g \frac{126 - 45}{50 - 25}} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Таблица 31 – Результаты расчета энтальпии жирного газа

Компонент смеси	Содержание компонента в смеси \bar{y}_i масс. доля	Температура, °С			
		128		50	
		$h_{0_i}^r$ кДж/кг	$h_{0_i}^r \cdot \bar{y}_i$	$h_{0_i}^r$ кДж/кг	$h_{0_i}^r \cdot \bar{y}_i$
H ₂	0,0160	395,7	6,3	315,8	5,1
CH ₄	0,0559	874	48,9	674,4	37,7
C ₂ H ₆	0,0711	650,6	46,3	467	33,2
C ₃ H ₆	0,0931	552,8	51,5	391,1	36,4
C ₃ H ₈	0,0904	596,2	53,9	412,2	37,3
i-C ₄ H ₈	0,0327	547,4	17,9	398,5	13,0
n-C ₄ H ₈	0,0838	547,4	45,9	398,5	33,4
n-C ₄ H ₁₀	0,0689	598,2	41,2	414,7	28,6
i-C ₄ H ₁₀	0,1083	577,2	62,5	391	42,3
C ₅ H ₁₂	0,3528	589,9	208,1	407,7	143,8
H ₂ S	0,0270	5659,6	152,8	4546,8	122,8
Итого	1,0000		735,2		533,6

Значение коэффициентов теплопередачи для конденсаторов-холодильников погружного типа находится в пределах от 418 до 828 $\frac{\text{кДж}}{\text{ч} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$ [18]. Принимая значение коэффициента передачи равным 500 $\frac{\text{кДж}}{\text{ч} \cdot \text{м}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$, определим требуемую поверхность теплообмена

$$F = \frac{49151000}{40 \cdot 500} = 2458 \text{ м}^2$$

Действительное значение поверхности теплообмена в погружном конденсаторе-холодильнике составляет 2498 м². Расчетная и фактическая

поверхность практически совпадают, что свидетельствует о максимальной загрузке аппарата. Также стоит отметить что значения коэффициентов теплопередачи для кожухотрубчатых конденсаторов находятся в пределах 500-800Вт/(м²*К). Следовательно, данный теплообменник не может работать в нормальном режиме при новой задаваемой производительности

Расход воды на охлаждение определим по формуле 45:

$$G_{\text{вод}} = \frac{Q}{C_{\text{в}} \cdot (t_1 - t_2)} \quad (45)$$

где $C_{\text{в}}$ – теплоемкость воды, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$, ее значение составляет $4,187 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}}$;

t_2 и t_1 – конечная и начальная температура воды, $^\circ\text{C}$.

$$G_{\text{вод}} = \frac{49151000}{4,187 \cdot (45 - 25) \cdot 1000} = 469,6 \text{ м}^3/\text{час}$$

3.2.2 Расчет сырьевых теплообменников

Поверхность теплообмена определяется по формуле 46:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} \quad (46)$$

где Q – количество тепла, кДж/час;

$\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур, $^\circ\text{C}$;

k – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²*К) [16].

Количество тепла, воспринятое сырьем, а также температуру сырья на выходе из теплообменников легкого газойля определим из теплового баланса по формуле 47:

$$Q = G_{\text{с}} \cdot (h'_{\text{с}t_{\text{ВЫХ}}} - h'_{\text{с}t_{\text{ВХ}}}) = G_{\text{с}} \cdot (h_{\text{ЛГ}t_{\text{ВХ}}} - h_{\text{ЛГ}t_{\text{ВЫХ}}}) \cdot \eta \quad (47)$$

где $G_{\text{с}}$ – количество сырья, кг/час;

$G_{\text{ЛГ}}$ – количество легкого газойля, кг/час;

η - КПД теплообменника, принимаем равным 0,95 [16];

$h'_{ct_{\text{ВХ}}}$ - энтальпия сырья при температуре входа, кДж/кг;

$h'_{ct_{\text{ВЫХ}}}$ - энтальпия сырья при температуре выхода, кДж/кг;

$h_{\text{ЛГ}t_{\text{ВХ}}}$ - энтальпия легкого газойля при температуре входа, кДж/кг;

$h_{\text{ЛГ}t_{\text{ВЫХ}}}$ - энтальпия легкого газойля на выходе из аппарата, кДж/кг;

$$Q = 41385 \cdot (h'_{ct_{\text{ВЫХ}}} - 93,41) = 14313 \cdot (319,39 - 172,04) \cdot 0,95$$

$$Q = 41385 \cdot (h'_{ct_{\text{ВЫХ}}} - 93,41) = 2003569 \text{ кДж/час}$$

$$h'_{ct_{\text{ВЫХ}}} = 141,82 \text{ кДж/кг}$$

Таким образом из теплового баланса находим: количество тепла, воспринятое сырьем в теплообменниках легкого газойля составляет 2003600 кДж/час; энтальпия сырья на выходе из теплообменников Т-2 составляет 141,82 кДж/кг, следовательно температура сырья на выходе составляет 74 °С.

Теплообменник противоточный. Следовательно, большая и меньшая разности температур будут $\Delta t_{\text{max}}=80^\circ\text{C}$ и $\Delta t_{\text{min}}=38^\circ\text{C}$. Определим среднюю разность температур определим по формуле 48:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} - \Delta t_{\text{min}}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}}} = \frac{80 - 38}{2,3 \cdot \frac{80}{38}} 56^\circ\text{C} \quad (48)$$

Таким образом требуемая поверхность теплообмена составляет 170м²; фактически эта величина составляет 242м², следовательно, имеется запас поверхности теплообмена в случае дальнейшего повышения производительности установки.

Расчет теплообменников тяжелого газойля Т-3. Определим требуемую поверхность теплообмена по формуле 49:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} \quad (49)$$

$$F = \frac{2003600}{56 \cdot 210} = 170 \text{ м}^2$$

где Q – количество тепла потока тяжелого газойля, кДж/час;

$\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур, °С;

k – коэффициент теплопередачи, $\frac{\text{кДж}}{\text{ч} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{°С}}$, принимаем равным $210 \frac{\text{кДж}}{\text{ч} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{°С}}$

Количество тепла, воспринятое сырьем, а также температуру тяжелого газойля на выходе из теплообменников Т-3 определим из теплового баланса по формуле 50:

$$Q = G_c \cdot (h_{c_{t_{\text{ВЫХ}}}} - h_{c_{t_{\text{ВХ}}}}) = G_{\text{ТГ}} \cdot (h_{\text{ТГ}_{t_{\text{ВХ}}}} - h_{\text{ТГ}_{t_{\text{ВЫХ}}}}) \cdot \eta \quad (50)$$

где $G_{\text{ТГ}}$ – количество легкого газойля, кг/час;

η - КПД теплообменника, принимаем равным 0,95 [16];

$h_{c_{t_{\text{ВХ}}}}$ - энтальпия сырья при температуре входа, кДж/кг;

$h_{c_{t_{\text{ВЫХ}}}}$ - энтальпия сырья при температуре выхода, кДж/кг;

$h_{\text{ТГ}_{t_{\text{ВХ}}}}$ - энтальпия тяжелого газойля при температуре входа, кДж/кг;

$h_{\text{ТГ}_{t_{\text{ВЫХ}}}}$ - энтальпия тяжелого газойля при температуре выхода, кДж/кг.

Количество тяжелого газойля, поступающее в сырьевые теплообменники Т-3, определим по формуле

$$G_{\text{ТГ}} = G_{\text{ТГ}}' + G_{\text{КВ}} \quad (51)$$

где $G_{\text{ТГ}}'$ - количество тяжелого газойля, выводимое с установки, кг/час;

оно составляет 9515 кг/час;

$G_{\text{КВ}}$ - количество квенчинга, кг/час.

Количество квенчинга составляет 35 м³/час; температура квенчинга – 79 °С. Плотность тяжелого газойля при нормальных условиях составляет 0,921 т/м³, определим плотность тяжелого газойля по формуле

$$\rho_4^{79} = \rho_4^{20} - \alpha \cdot (t - 20) \quad (52)$$

где α - средняя температурная поправка, согласно данным источника [17] она составляет 0,000607.

$$\rho_4^{79} = 0,921 - 0,000607 \cdot (79 - 20) = 0,885$$

$$G_{\text{ТГ}} = 9515 + 35 \cdot 885 = 40490 \text{ кг/час}$$

$$Q = 41385 \cdot (417,79 - 141,82) = 40490 \cdot (823 - h_{\text{ТГ}t_{\text{ВЫХ}}}) \cdot 0,95$$

$$Q = 40490 \cdot (823,56 - h_{\text{ТГ}t_{\text{ВЫХ}}}) \cdot 0,95 = 1142108 \text{ кДж/час}$$

$$h_{\text{ТГ}t_{\text{ВЫХ}}} = 526,64 \text{ кДж/кг}$$

Таким образом из теплового баланса находим: количество тепла, воспринятое сырьем в теплообменниках тяжелого газойля составляет 11421000 кДж/час; энтальпия тяжелого газойля на выходе из теплообменников Т-3 составляет 526,64 кДж/кг, следовательно температура тяжелого газойля на выходе составляет 241 °С .

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} - \Delta t_{\text{min}}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}}} = \frac{(241 - 74) - (357 - 195)}{2,3 \cdot \lg \frac{241 - 74}{357 - 195}} = 165 \text{ °С}$$

$$F = \frac{11421000}{210 \cdot 165} = 330 \text{ м}^2$$

Таким образом требуемая поверхность теплообмена составляет 330 м²; фактически эта величина составляет 430 м², следовательно, имеется запас поверхности теплообмена в случае дальнейшего повышения производительности установки.

3.3 Прочностной расчет реактора

3.3.1 Исходные данные для расчета

Произведем проверочный расчет реактора исходя из условий прочности при измененной нагрузке.

Внутренний диаметр корпуса аппарата составляет 3900 мм. Температура ввода катализатора в реактор составляет 530°C. Среда в реакционной зоне – нефтяные пары с содержанием серы. В связи с этим корпус реактора, а также внутренняя начинка, выполнены из легированной стали 12X18H10T. Давление в реакционной зоне составляет 0,1 МПа.

3.3.2. Определение толщины стенки

Толщину стенки корпуса S_k рассчитаем по формуле 53:

$$S_k = \frac{P_p \cdot D_{вн}}{2,3 \cdot \varphi \cdot \sigma / -P_p} + C \quad (53)$$

где P_p - избыточное давление, МПа;

$D_{вн}$ - внутренний диаметр аппарата, м;

σ - допустимое напряжение для стали 12X18H10T, МПа; для данной стали его значение составляет 111 МПа [19, с. 34];

φ - коэффициент прочности сварного шва; для стыковых соединений с подваркой корня шва и тавровых соединений с двухсторонним сплошным подваром его значение составляет 0,95[19];

C - прибавка на коррозию, м; принимаем равной 0,002м.

$$S_k = \frac{0,1 \cdot 3,9}{2,3 \cdot 0,95 \cdot 111 - 0,1} + 0,002 = 0,004 \text{ м}$$

Расчетная толщина стенки корпуса составляет 4 мм. Фактически эта величина равна 14 мм. В связи с тем, что цилиндрический корпус аппарата работает под одновременным воздействием наружного давления, осевой сжимающей силы (в результате воздействия давления и весовых нагрузок) и

изгибающего момента (например, от ветровых сил) корпус аппарата может потерять устойчивость и деформироваться. Для укрепления аппарата применены кольца жесткости.

3.3.3 Расчет толщины днища

Расчетную толщину днища определим по формуле

$$S' = \frac{P_p \cdot R}{2,3 \cdot \varphi \cdot \sigma / -0,5 \cdot P_p} \quad (54)$$

где R- радиус кривизны выпуклого днища, м.

Принимаем радиус кривизны выпуклого днища равным внутреннему диаметру аппарата.

$$S' = \frac{0,1 \cdot 3,9}{2 \cdot 0,95 \cdot 111 - 0,5 \cdot 0,1} = 0,002 \text{ м}$$

Принятая толщина днища

$$S = S' + C + C_1 + C_2 \quad (55)$$

где C = 0,002 м – прибавка на коррозию;

C₁ = 0,007 м – технологическая прибавка на уплотнение днища при изготовлении;

C₂ = 0,001 м – прибавка на минусовой допуск листа.

$$S = 0,002 + 0,002 + 0,007 = 0,011 \text{ м} = 11 \text{ мм}$$

Итак, толщина днища реактора составляет 11 мм.

3.3.4 Расчет укрепления отверстия в стенке корпуса под люк

Для отверстий (в стенке корпуса аппарата), имеющих диаметр более 50 мм применяют укрепления:

- за счет накладного кольца;

- за счет увеличения толщины стенки штуцера.

В данном случае для люка диаметром 450 мм применяется накладное кольцо (рис. 3.1.).

Условие прочности укрепления выреза состоит в следующем: расчетная площадь поперечного сечения металла стенки F_0 удаленного вырезом, должна компенсироваться за счет площади сечения избыточного над расчетным металла стенки корпуса F , патрубка F_1 и площади поперечного сечения металла укрепляющего кольца F_2 . Условие прочности укрепления выреза в этом случае имеет вид уравнения 56:

$$F_0 - F \leq +F_1 + F_2 \quad (56)$$

Укрепление отверстия может быть эффективным только при расположении металла укрепления вблизи отверстия, поэтому существует определенная зона $NMPQ$, вне которой металл нельзя рассматривать как укрепление. Схема представлена на рисунке 4. Протяженность зоны, в которой действует укрепление, связана с распределением краевого эффекта у отверстия и определяется величиной L .

Поскольку вырез под люк диаметром 0,450 м выполнен вне продольного сварного шва, то площадь поперечного сечения металла стенки F_0 удаленного вырезом определим по формуле 57:

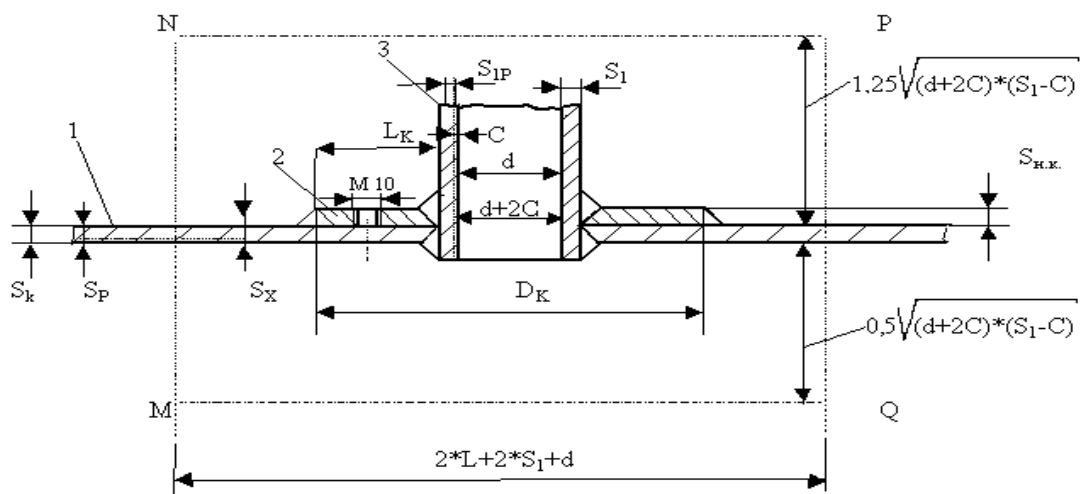
$$F_0 = [(d + 2 \cdot C) - 0,25 \cdot \sqrt{D_P \cdot (S_K - C) \cdot S_P \cdot \varphi}] \quad (57)$$

где S_P – расчетная толщина стенки корпуса, равная 0,004 м;

D_P – диаметр обечайки, равный 3,9 м.

$$\begin{aligned} F_0 &= [(0,450 + 2 \cdot 0,002) - 0,25 \cdot \sqrt{3,9 \cdot (0,014 - 0,002) \cdot 0,004 \cdot 0,95}] \\ &= 0,00152 \text{ м}^2 \end{aligned}$$

Укрепление отверстия в стенке корпуса за счет накладного кольца.



1 – корпус; 2 – укрепляющее кольцо; 3 – патрубок

Рисунок 4 – Укрепление отверстия

Поскольку диаметр укрепляющего кольца D_K , равный 0,760 м, меньше величины X , равной 1,07 м, то площадь сечения избыточного над расчетным металла стенки корпуса F определим по формуле 58:

$$F = 2 \cdot [\sqrt{D_P \cdot S_x} + (S_1 - C)] \cdot (S_K - C - S_P) \quad (58)$$

$$L = \sqrt{D_P \cdot S_x} \quad (59)$$

$$X = 2 \cdot \sqrt{D_P \cdot (S_K - C + S_{HK})} + 2 \cdot S_1 + d \quad (60)$$

$$X = 2 \cdot \sqrt{3,9 \cdot (0,014 - 0,002 + 0,014)} + 2 \cdot 0,010 + 0,450 = 1,107$$

при этом определим подбором из уравнения 61:

$$L_K \cdot S_{HK} = \sqrt{D_P \cdot S_x} \cdot [(S_x - (S_K - C))] \quad (61)$$

где L_K – ширина укрепляющего кольца.

Методом подбора находим S_x , ее значение составляет 0,019 м.

$$F = 2 \cdot [\sqrt{3,9 \cdot 0,019} + (0,010 - 0,002)] \cdot [0,014 - (0,002 + 0,004)] = \\ = 0,00453 \text{ м}^2$$

$$L = \sqrt{3,9 \cdot 0,019}$$

Площадь поперечного сечения люка, которую можно рассматривать как укрепление, представленного на рисунке 4 определим по формуле:

$$F_1 = 2 \cdot 1,25 \cdot \sqrt{(d + 2 \cdot C)(S_1 - C)} \cdot [(S_1 - C) - S_{1P}] \quad (62)$$

где S_1 и S_{1P} – соответственно действительная и расчетная толщина стенки патрубка (0,010 и 0,004 м соответственно).

$$F_1 = 2 \cdot 1,25 \cdot \sqrt{(0,450 + 2 \cdot 0,002)(0,010 - 0,002)} \times \\ \times [(0,010 - 0,002) - 0,004] = 0,00060 \text{ м}^2$$

Площадь поперечного сечения кольца F_2 толщиной S_{HK} , равной 0,014 м, определим по формуле 63:

$$F_2 = [D_K - (d + 2 \cdot C)] \cdot S_{HK} \quad (63)$$

$$F_2 = [0,760 - (0,450 + 2 \cdot 0,002)] \cdot 0,014 = 0,00431 \text{ м}^2$$

$$F_2 = [0,760 - (0,750 + 2 \cdot 0,002)] \cdot 0,014 = 0,00431 \text{ м}^2$$

Таким образом, условие прочности укрепления выреза выполняется:

$$0,00152 < 0,00453 + 0,00060 + 0,00431$$

$$MQ = 2 \cdot L + 2 \cdot S_1 + d \quad (64)$$

$$MN = 0,5 \sqrt{(d + 2 \cdot C) \cdot (S_1 - 2 \cdot C)} + S_K + S_{HK} + 1,25 \sqrt{(d + 2 \cdot C) \cdot (S_1 - C)} \quad (65)$$

$$MQ = 2 \cdot 0,275 + 2 \cdot 0,010 + 0,450 = 1,002$$

$$MN = 0,5 \sqrt{(0,450 + 2 \cdot 0,002) \cdot (0,010 - 0,002)} + 0,014 + 0,014$$

$$+ 1,25 \sqrt{(0,450 + 2 \cdot 0,002) \cdot (0,010 - 0,002)} = 0,133 \text{ м}$$

В расчетной части был произведен расчет основного оборудования установки 43-102 1 блок.

Данные по расчёту показывают, что при повышении производительности по сырью до 55м³/час, реактор, регенератор, печь, сырьевые теплообменники - с заданной мощностью справляются.

Конденсатор-холодильник Т-8 работает на пределе тепловой мощности, поэтому, для нормальной работы установки с повышенной производительностью, предлагается его заменить на кожухотрубный теплообменник 529-16-70-2-Т1 с плавающей головкой, одинарный, поверхность теплообмена 3000м².

Заключение

Анализ опыта промышленной модернизации установок каталитического крекинга на различных предприятиях позволяет сделать вывод о том, что основное технологическое оборудование (реактора, регенераторы, колонны) имеет большой запас по производительности. Работа установки может быть интенсифицирована за счет модернизации вспомогательных систем (теплообменников, пневмотранспорта) и увеличению нагрузки по сырью.

Анализ работы установки позволяет сделать вывод о неэффективной работе теплообменника Т-8. Именно его работа лимитирует работу установки в целом. Также конструктивное исполнение теплообменника Т-8 не оптимально. Для снятия ограничения по производительности предлагается заменить на кожухотрубчатый конденсатор с большей поверхностью теплообмена.

В расчетной части был произведен расчет основного оборудования установки 43-102. Показано, что увеличение производительности не приведет к выходу скорости подачи реакционной смеси за пределы оптимального диапазона работы. Процесс регенерации катализатора в регенераторе также будет проходить в допустимых условиях. Сырьевые теплообменники Т-2, Т-3 имеют большой запас по поверхности теплообмена. Конденсатор-холодильник Т-8 работает на пределе тепловой мощности, поэтому, для нормальной работы установки с повышенной производительностью, предлагается его заменить на кожухотрубный конденсатор с плавающей головкой.

Таким образом доказано ограничение производительности установки каталитического крекинга производительностью теплообменного оборудования. Предложенная замена теплообменника позволит нарастить производственную мощность на 22%. Что подтверждается проверочными расчетами основного технологического оборудования.

Список используемой литературы

1. Абугри А.Н. Крекинг смеси керосиногазойлевой фракции и мазута в присутствии магнийсиликатного цеолитсодержащего катализатора/ Абугри А., Колесников И. М., Мельшков В. Б. / Нефтепереработка нефтехимия. – 1986. № 6. – С.14-25.
2. Адельсон С. В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. – М.: Государственное научно-техническое издательство нефтяной и горно-топливной литературы, 1963. – 145с.
3. Ахметшин М. И. Промышленный опыт переработки утяжеленного вакуумного газойля на установке 43-102/ Прокопюк С. Г. и др. / Нефтепереработка нефтехимия. – 1980. - № 12.- С.14-17.
4. Вихман Г. Л. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов/ Г. Л. Вихман, С. А. Круглов – М.: Машиностроение, 1978. – 314с.
5. Визиров Р. Р. Перспективы процесса каталитического крекинга для уфимской группы НПЗ/ Визиров Р. Р., Явгильдин И. Р. и др. / Нефтепереработка нефтехимия. – 1996. - № 7-8. - С.45-57.
6. Галимов Ж. Ф. Реконструкция системы пневмотранспорта шарикового катализатора на установках 43-102/ Галимов Ж. Ф., Ахметшин М. И. и др. / Нефтепереработка нефтехимия. – 1981. - № 6. - С. – 47-53.
7. Дуплякин В. К. Руководство к проектированию установок каталитического крекинга с шариковым катализатором/ Сост. Дуплякин В. К. – Куйбышев: КПТИ, 1974. – 217с.
8. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности/ А. А.Кузнецов, С. М. Когерманов, Е. Н. Судаков – М.: Химия, 1974. – 215с.
9. Зиновьев В. Р. Интенсификация каталитического крекинга на промотированном шариковом катализаторе/ Зиновьев В. Р., Левинбук М. И.,

Шапиева Х. К. / Химическая технология топлив и масел. – 1993. - № 2. - С.21-24.

10. Зиновьев В. Р. Промотированная регенерация шарикового катализатора на установках 43-102/ Левинбук М. И., Варшавер В. Е. / Химическая технология топлив и масел. – 1993. - № 4. - С.-21-36.

11. Масагутов Р.М. Промышленные установки каталитического крекинга/ С.Г. Прокопюк, Р.М. Масагутов. – М.: Химия, 1974. - 272с.

12. Поезд Д. Ф., Полуфункциональный промотор для катализаторов крекинга/ Поезд Д. Ф., Коновальчиков О. Д. и др / Нефтепереработка нефтехимия. – 1997. - № 4.С.-193.

13. Судакова Е. Н. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник./ Под ред. Е. Н. Судакова. – М.: Химия, 1989. – 136с.

14. Скобло А. И. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности/ А. И.Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов – М.: Химия, 1982. – 234с.

15. Сарданашвилли А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа/ А. Г.Сарданашвилли, А. И. Львова – М.: Химия, 1973. – 187с.

16. Суханов В. П. Каталитические процессы в нефтепереработке. – М.: Химия, 1979. – 135с.

17. Сайфулин Н. Р. Опыт применения катализатора ЕМСАТ-EXTRA на установках каталитического крекинга 43-102/, Махов А. Ф. и др. / Нефтепереработка нефтехимия. – 1996. - № 7-8. - С.78-95.

18. Соскинд Д. М. Реконструкция установок 43-102 Сызранского НПЗ/ Соскинд Д. М. Барков И. И. и др. / Нефтепереработка нефтехимия. – 1981. - № 3. - С. 52-58.

19. Технологический регламент установки каталитического крекинга 43-102/ 1блок Сызранского НПЗ. – Сызрань: НПЗ, 2007. – 187с.

20. Хаджиев С. Н. Крекинг нефтяных фракций на цеолитсодержащих катализаторах. – М.: Химия, 1982. - 320с.
21. Morgan P Carbon fibers and their composites. London/Taylor and Francis. 2005. 1166 p.
22. Ooi Y.S., Zakaria R., Mohamed A.R., Bhatia S. Hydrothermal stability and catalytic activity of mesoporous aluminum-containing SBA-15. *Catalysis Communications* 2004;5(8):441-5.
23. Eng C.N., Kang S.C., Choi S., Oh S.H., Park Y.S.K. A Catalytic Cracking Process For Ethylene And Propylene From Paraffin Streams. The Advanced Catalytic Olefins (Aco) Process. Spring National Meeting - Houston. Texas. 2007.
24. G.Y. Nazarova. The quantity and amorphicity determination of oxidable coke on the zeolite-containing catalysts of cracking / G.Y. Nazarova, E.N. Ivashkina, A.A. Oreshina, G.R. Burumbaeva, E.K. Vymyatnin, G.Z. Seytenova, T.V. Artcer // *Petroleum and Coal*. – 2019. – № 5(61). – С. 1209-1213.
25. Akifumi Ueno. Processing of High-Performance Catalysts / Akifumi Ueno// *Handbook of Sol-Gel Science and Technology*. – 2017. – P. 1-12
26. Dos Santos, N. New insight on competitive reactions during deep HDS of FCC gasoline / Dos Santos, N., Dulot, H., Marchal, N., Vrinat, M. // *Applied Catalysis A: General*. – 2009. – №352(1-2). – P. 114–123