

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)

18.03.01 Химическая технология  
(код и наименование направления подготовки, специальности)

Химическая технология органических и неорганических веществ  
(направленность (профиль) / специализация)

## **ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

на тему Оптимизация процесса низкотемпературной изомеризации на высокохлорированных Pt-содержащих катализаторах

Студент

Л.А. Лифанова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент И.В. Цветкова

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

Тольятти 2021

## Аннотация

Бакалаврская работа содержит 64 страницы, 6 рисунков, 35 таблиц, 3 приложения, 24 источника используемой литературы.

Ключевые слова: низкотемпературная изомеризация, изомеризат, высокооктановые компоненты бензина, каталитический процесс.

В бакалаврской работе объектом исследования является установка низкотемпературной изомеризации Сызранского НПЗ.

В рамках данной работы проведена расчетная работа по замене катализатора на установке низкотемпературной изомеризации Сызранского НПЗ.

В литературном обзоре изучены физико-химические закономерности его протекания и существующие каталитические системы изомеризации.

Рассчитаны материальные балансы для различных каталитических систем, на основании которых в качестве предлагаемого катализатора выбран СИ-2Б (Изомалк).

Рассчитаны тепловые балансы и выполнен конструктивный расчет реактора по существующему и предлагаемому способам.

В разделе «финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» проведен предпроектный анализ, определена структура проекта, выполнено планирование исследовательских работ и определение эффективности исследования.

В работе приведен обзор аналитического контроля производства, охарактеризованы безопасность и экологичность проекта.

Область применения: результаты исследования можно использовать на установке низкотемпературной изомеризации Сызранского НПЗ.

## Содержание

Введение.....	5
1 Теоретическая часть.....	7
1.1 Назначение процесса.....	7
1.2 Физико-химические закономерности процесса.....	8
1.3 Катализаторы процесса.....	12
2 Технологическая часть.....	17
2.1 Характеристики сырья и продуктов.....	17
2.2 Описание технологической схемы.....	21
3 Расчетная часть.....	24
3.1 Материальные балансы реакционного узла.....	24
3.2 Тепловые балансы реактора.....	32
3.3 Расчет реакторов.....	40
4 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	44
4.1 Предпроектный анализ.....	44
4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования.....	44
4.1.2 Анализ конкурентных технических решений.....	44
4.1.3 SWOT-анализ.....	45
4.2 Инициация и организационная структура проекта.....	46
4.3 Планирование научно-исследовательских работ: бюджет.....	46
4.4 Определение эффективности исследования.....	47
5 Аналитический контроль производства.....	48
6 Безопасность и экологичность проекта.....	50
6.1 Выбросы в атмосферу.....	50
6.2 Выбросы в водный бассейн.....	52
6.3 Твердые отходы.....	53
Заключение.....	54
Список используемой литературы и источников.....	55

Приложение А – Технологическая схема.....	58
Приложение Б – Расчет бюджета исследования.....	59
Приложение В – Расчет эффективности исследования.....	63

## Введение

Производство автомобильных бензинов является одной из важнейших составляющих нефтепереработки.

Долгое время в развитии производства высокооктановых компонентов автомобильных бензинов основной упор делался на процессы каталитического крекинга, риформинга и их модификации, позволяющие получать высокооктановые продукты. Но получаемые в ходе вышеприведенных процессов компоненты в зависимости от состава исходного сырья и применяемой технологии могут содержать до 70 %мас. ароматических углеводородов, в том числе до 8 % мас. бензола. Ароматические углеводороды ( $C_6 - C_8$ ) обладают большим октановым числом (106-100 пунктов), но высокое их содержание приводит к ухудшению других показателей качества бензинов - токсичность, нагарообразование.

Снижению доли ароматических углеводородов способствует компаундирование товарного бензина изопарафинами, один из процессов получения которых является изомеризация легких фракции. Этот процесс хотя и является самым распространенным и экономичным способом получения высокооктановых неароматических компонентов, тем не менее, требует постоянного совершенствования снижения капитальных и эксплуатационных затрат, повышения надежности эксплуатации и улучшения экологических характеристик установок изомеризации фракции  $C_5 - C_6$ .

Один из способов модернизации существующих установок – замена исходного катализатора наиболее эффективным с точки зрения увеличения выхода изомеризата, повышения октанового числа, возможности регенерации и другое.

В связи с этим, цель работы: модернизация установки низкотемпературной изомеризации путем замены катализатора на примере Сызранского НПЗ.

Для достижения цели ставятся следующие задачи:

- изучение физико-химических закономерностей протекания процесса;
- изучение существующих катализаторов для изомеризации фракции  $C_5$
- $C_6$ ;
- выбор наиболее эффективных каталитических систем;
- расчет материальных балансов установок, работающих на исходном и предлагаемых катализаторах, их сопоставление;
- расчет тепловых балансов по существующему и предлагаемому способам;
- конструктивный расчет реакторов;
- оценка ресурсоэффективности и ресурсосбережения работы;
- обзор аналитического контроля производства;
- характеристика проекта с точки зрения безопасности и экологичности.

# 1 Теоретическая часть

## 1.1 Назначение процесса

Получаемые в нефтепереработке легкие прямогонные бензиновые фракции обычно содержат в своем составе значительное количество нормальных алканов, обладающих низким октановым числом. Например, нормальный гексан обладает октановым числом 25 пунктов, в то время как октановые числа его структурных изомеров могут достигать 101 пункта (рисунок 1)[20].

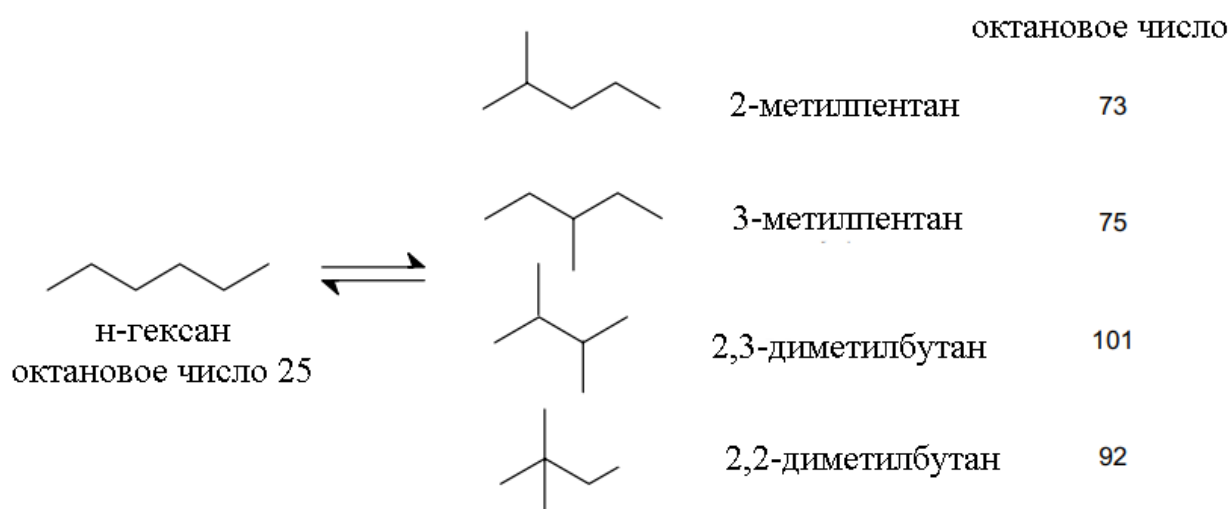


Рисунок 1 – Сравнение октановых чисел алканов C<sub>6</sub>

Другие компоненты легких прямогонных бензиновых фракций – ароматические соединения – снижают качество бензина путем повышения токсичности, нагарообразования и т.д.

Для решения данных проблем на производстве используют процесс изомеризации.

Изомеризат – ценнейший компонент товарного автобензина, так как не содержит бензола, ароматических углеводородов, сернистых соединений,

олефиновых углеводородов, имеет высокое октановое число ОЧ по исследовательскому и моторному методу. Изомеризат характеризуется минимальной разницей (2-3 пункта) между октановыми числами по исследовательскому и моторному методам, поскольку изопарафины, в отличие от ароматических и непредельных углеводородов, имеют почти одинаковое октановое число по каждому из этих методов.

Способы изомеризации разделяются на несколько типов:

а) высокотемпературная изомеризация (от 360 до 440°C) на фторированном алюмоплатиновом катализаторе;

б) среднетемпературная изомеризация (от 250 до 300°C) на цеолитных катализаторах;

в) низкотемпературная изомеризация на оксиде алюминия, промотированном хлором (от 120 до 160°C) и на сульфатированных оксидах металлов (от 130 до 180°C) [18].

## 1.2 Физико-химические закономерности процесса

Изомеризация n-алканов на твердых кислотных катализаторах, содержащих металл, протекает по классическому бифункциональному механизму. Согласно этому механизму молекулы n-алкана дегидрируются на частицах металла с образованием молекул n-алкена (рисунок 2) [6; 16].

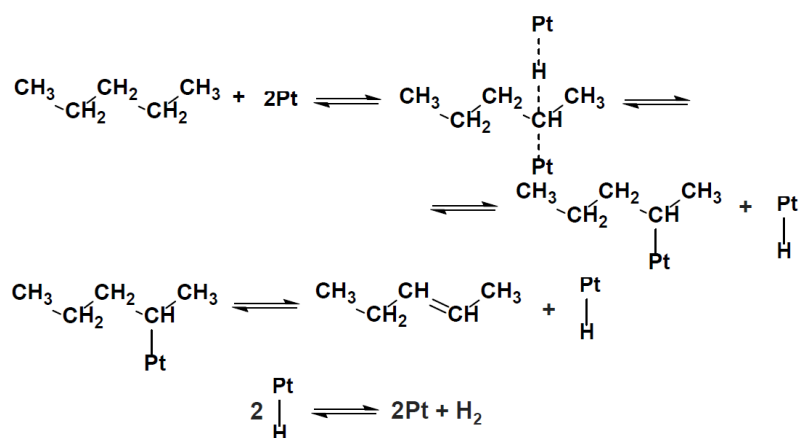


Рисунок 2 – Механизм гомолитического дегидрирования



Далее *n*-алкены мигрируют к кислотным центрам, где они протонируются с образованием ионов *n*-карбения. Ионы *n*-карбения перестраиваются с образованием изо-карбениевых ионов, которые превращаются в молекулы изоалкена (рисунок 3).

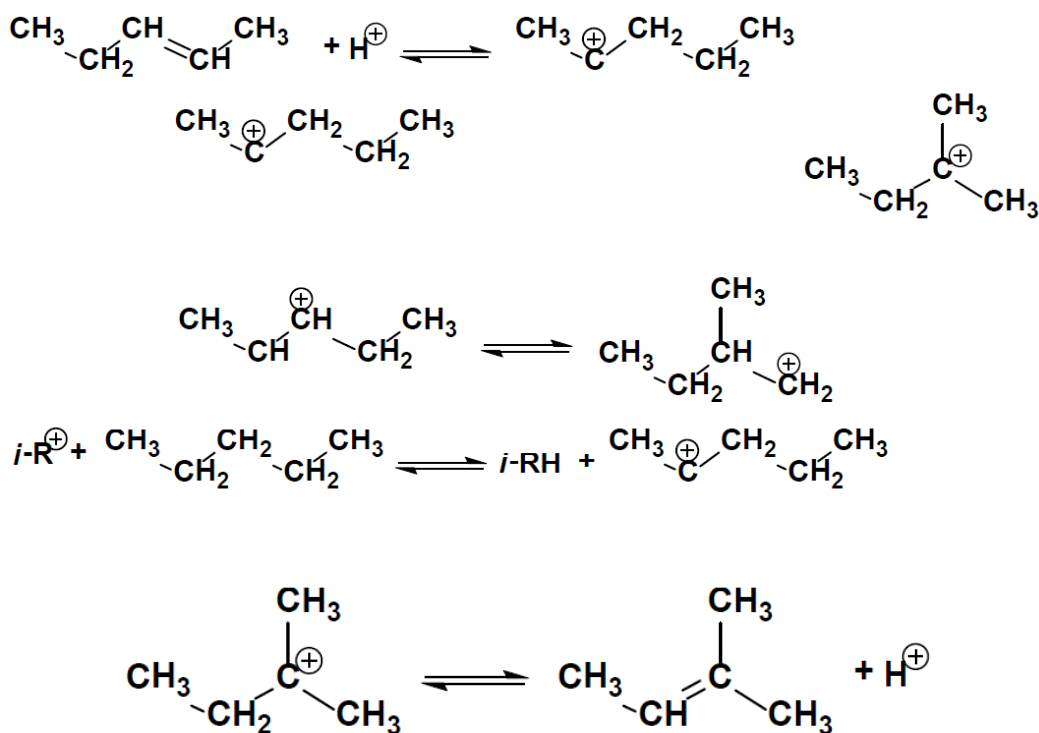


Рисунок 3 – Механизм изомеризации скелета

Молекулы изоалкена перемещаются обратно к металлическим центрам и гидрируются с образованием изоалканов (рисунок 4) [12; 23].

Катализатору свойственно закоксовывание вследствие реакций полимеризации и алкилирования на кислотных центрах, а также дегидрирования и ароматизации на металлических центрах. Для предотвращения образования продуктов уплотнения (смола и кокса) процесс проводят под повышенным давлением водорода [13].

Бензол, присутствующий во фракциях C<sub>5</sub> – C<sub>6</sub>, в условиях изомеризации на бифункциональном катализаторе превращается в циклогексан (рисунок 4),

но высокий экзотермический эффект этой реакции разогревает катализатор и затрудняет поддержание оптимальных условий процесса [17].

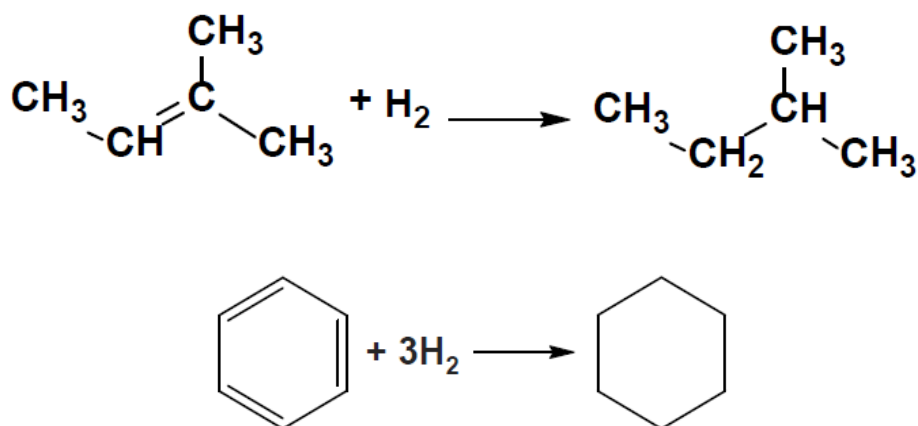


Рисунок 4 – Реакции гидрирования

С точки зрения термодинамики, реакции изомеризации парафинов – обратимые, протекают без изменения объема, с незначительным выделением тепла (2-20 кДж/моль) [5].

Температура в значительной мере влияет на процесс – с увеличением температуры равновесие смещается в сторону неразветвленных и малоразветвленных изомеров, более низкие температуры способствуют получению разветвленных структур, т.е. изомеризата с более высокими ОЧ. Но снижение температуры приводит к уменьшению скорости реакции изомеризации [11].

Давление не оказывает влияние на равновесие реакции изомеризации нормальных парафинов, но существенно влияет на равновесие реакций гидрирования/дегидрирования. В результате повышения давления при постоянном соотношении  $H_2$ :углеводород реакция гидрирования преобладает над дегидрированием вследствие смещения равновесия, при этом происходит снижение скорости изомеризации алканов.

При увеличении давления в постоянных условиях конверсия исходных соединений снижается, в то время как селективность образования изомеризата растет, особенно при повышении значения давления до 2,2 МПа. С дальнейшим ростом давления наблюдается незначительное снижение селективности по изомеризату вследствие протекания реакции гидрокрекинга на металлических центрах [7].

Водород в реакциях изомеризации используется не только в качестве гидрирующего/дегидрирующего агента, но и для снижения скорости коксообразования, т.к. его добавление к сырью позволяет снизить парциальное давление углеводородов. При этом наблюдается снижение скорости дезактивации катализатора и, соответственно, увеличение продолжительности работы катализатора [24].

В зависимости от свойств катализатора процесс проводится при 1,4-4 МПа и соотношение  $H_2$ :углеводород = 0,1-4.

Конверсия сырья изомеризации изменяется в зависимости от времени реакции, при этом практически не происходит изменения селективности (при максимальном термодинамическом выходе изомерных молекул) [8].

При постоянной степени превращения объемная скорость подачи сырья и температура оказывают противоположное друг другу влияние на скорость процессов изомеризации. Для увеличения объемной скорости более чем в два раза требуется повышение температуры проводимого процесса примерно на 7-11 °С.

С увеличением числа углеродных атомов в цепи молекулы углеводорода скорость изомеризации растет, а в случае карб-катиона повышается вероятность его распада. Поэтому алканы с числом углеводородных звеньев в цепи 7 и больше изомеризуются легче. Сочетание парафинов с более высокомолекулярными в сырье позволяет увеличить общую скорость изомеризации, но при этом не удастся получить индивидуальные изомерные алканы, для синтеза которых следует применять отдельные парафины.

В сравнении с соответствующими алканами, алкены обладают большей способностью к изомеризации при одинаковых условиях.

Стоит отметить, что при изомеризации олефинов состав продуктов соответствует изомеризату, полученному из соответствующих парафинов, однако, небольшая часть углеводородов с разветвленной структурой имеют большее число звеньев за счет протекания на кислотных центрах реакций алкилирования.

Еще один важный момент в процессе изомеризации алкенов на бифункциональных катализаторах, который следует осветить – в присутствии водорода и металлических активных центрах протекает гидрирование алкенов, при этом происходит выделение большого количества энергии, что приводит к резкому возрастанию температуры. Следовательно, если сырье содержит значительное количество олефинов, необходимо изначально подвергать его гидрированию [3].

### **1.3 Катализаторы процесса**

На установке изомеризации ПГИ-ДИГ/280 АО «Сызранский НПЗ» в настоящее время эксплуатируется высокохлорированный бифункциональный катализатор Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Cl (ATIS-2L) фирмы Axens. Хлорированный Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>-Cl обладает сильной кислотностью, что позволяет ему катализировать изомеризацию алканов при умеренных температурах (100-150 °С) [23], что способствует получению более разветвленных углеводородов, благодаря чему октановое число изомеризата увеличивается.

В таблице 1 приведена сравнительная характеристика существующих технологий изомеризации в присутствии различных типов каталитических систем [9; 14].

Таблица 1 – «Сравнительная характеристика существующих технологий изомеризации»

Катализаторы	Достоинства	Недостатки
Цеолитные Катализаторы (среднетемпературная изомеризация)	а) не требуется подача хлорорганического вещества; б) устойчивость к действию каталитических ядов; в) способность к полной регенерации; г) длительный срок службы.	а) низкое октановое число (ОЧ) изомеризата (ОЧ по исследовательскому методу (ИМ) от 76 до 78); б) необходимость поддержания высокого мольного соотношения $H_2 : CH$ (необходим компрессор циркуляции ВСГ и сепаратор для его отделения); в) высокая температура процесса (от 240 до 280 °С); г) большие капитальные и эксплуатационные затраты.
Pt-хлорсодержащие катализаторы (низкотемпературная изомеризация)	а) низкая температура процесса (от 120 до 180 °С); б) высокое октановое число (ОЧ по ИМ от 91 до 93); в) высокий выход изомеризата.	а) необходимость непрерывной подачи хлорагента; б) образование отходов; в) жесткие требования к сырью по содержанию примесей; г) высокая чувствительность к каталитическим ядам; д) полная потеря активности после проскока ядов; е) нерегенерируемость.
Циркониевые Катализаторы (низкотемпературная изомеризация)	а) низкая температура процесса; б) высокое октановое число (ОЧ по ИМ от 91 до 92); в) высокая устойчивость к каталитическим ядам; г) длительный срок службы; д) способность к регенерации; е) не требуют подачи хлорорганического вещества; ж) высокий выход изомеризата.	а) необходимость поддержания высокого мольного соотношения $H_2 : CH$ (необходим компрессор циркуляции ВСГ и сепаратор для его отделения)». [6]

При варианте осуществления технологической схемы «за проход» октановое число изокомпонентов достигает 81-84 пункта (по ИМ). Катализатор получают путем хлорирования  $Pt/Al_2O_3$  хлорсодержащим соединением, таким как  $Cl_2$ ,  $CHCl_3$  или  $CCl_4$ .

Однако хлорированный катализатор характеризуется такими недостатками, как необходимость непрерывной подачи хлорорганики, что приводит к появлению дополнительных отходов, отрицательно сказывающихся на экологической обстановке; высокие требования к сырью процесса по примесям (вода, азот- и серосодержащие соединения), которые вызывают дезактивацию катализатора и снижают срок его службы; невозможность регенерации катализатора. Срок службы ATIS-2L составляет около 4 лет в условиях отсутствия отравления. Из-за высокого содержания хлористого водорода газы крекинга перед выходом с установки подвергаются щелочной очистке. Октановое число изомеризата 83-85 пунктов (ИМ) [19].

В данной ВКР предлагается провести замену катализатора на каталитическую систему другого типа. Так как цеолиты используются в области среднетемпературной изомеризации, для сравнения с исходным катализатором выбраны две каталитические системы на основе оксида циркония.

PI-242 – катализатор процесса ParIsom фирмы UOP. Изготавливается на основе сульфированных оксидов металлов с добавлением благородных металлов [18].

Мольное отношение  $H_2$ :сырье выше 1, поэтому требуется циркуляционный компрессор. Катализатор регенерируется раз в 2 года путем выжигания кокса, срок службы – не менее 3 регенераций. Регенерация катализатора проводится путем выжигания кокса с последующим восстановлением водородом. Выход стабильного изомеризата составляет 97 – 98 % мас., октановое число 82-84 пункта (ИМ) «за проход» [22].

Катализатор СИ-2Б фирмы НПП Нефтехим[4] представляет собой платину, нанесенную на поверхность цирконий содержащего носителя (композиция оксидов металлов  $xFe_2O_3-yMnO_2-zTiO_2-nAl_2O_3-mZrO_2$  с введенными анионами серной кислоты) [1]. Катализатор СИ-2Б создан для

использования на установках, работающих по хлорированной системе, с помощью простой замены катализатора.

Состав СИ-2Б – металл 8А группы (0,1-0,8) %; сернокислотный ион (4-15) %; композиции металлов до 84,2 %. Композицию оксидов металлов получают смешением гидроксидов железа, марганца, титана, циркония и алюминия в определенном соотношении. Далее ее формуют, сушат и прокаливают при температуре от 500 до 900°C. Полученный носитель пропитывают раствором соли платины, содержащим серную кислоту. После пропитки, катализатор прокаливают при температуре от 400 до 700°C[21].

Более подробное сравнение описанных катализаторов приведено в таблице 2.

Таблица 2 – Сравнение катализаторов

Показатель	Катализатор		
	ATIS-2L (Axens)	СИ-2Б (НПП Нефтехим)	PI-242 (UOP)
Температура, °С	110-170	120-160	140-190
Давление, МПа	2	2,8-3,6	3,2
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	2	2,0-3,0	2,5
Мольное соотношение Н <sub>2</sub> :у/в	<1	<1	2:1
Примеси:			
– вода, ppm	0,1	≤20	≤20
– азот, ppm	0,1	1-2	1
– сера, ppm	0,1-0,5	2-5	1-5
ОЧ без рецикла	81-84	82-86	82
Содержание платины, % масс.	0,8	0,3	0,4
Содержание хлора, % масс.	5	–	–
Межрегенерационный период, лет	–	2	2
Срок службы, не менее лет	4	10	8

Высокая активность циркониевых катализаторов при меньшем содержании платины позволяет осуществлять процесс с более высокими объемными скоростями подачи сырья, чем на хлорсодержащем катализаторе, что позволяет уменьшить объем реакционной зоны и размеры реактора без снижения октановых чисел.

Для поддержания активности не требуется подача хлорсодержащих реагентов, что устраняет необходимость в щелочной промывке и позволяет избежать проблем, связанных с использованием и утилизацией щелочи, а способность к регенерации позволяет увеличить срок службы катализаторов.

Вывод: Представлен обзор каталитических систем процесса изомеризации и рассмотрены физико-химические закономерности этого процесса. Для сравнения с существующим способом выбраны два катализатора на основе сульфированного диоксида циркония, используемые в технологиях Изомалк и Par-Isom.



## 2 Технологическая часть

### 2.1 Характеристики сырья и продуктов

Сырьем процесса изомеризации является фракция НК-70°C установки ЭЛОУ-АВТ-6 и бензольная фракция из катализата установок каталитического риформинга. Соотношение фракции НК-70°C и бензол содержащей фракции составляет 1:1.

Содержание непредельных и ароматических углеводородов в сырье нежелательно – при гидрировании этих углеводородов выделяется много тепла, что приводит к увеличению температуры в реакционной зоне и, в итоге, дезактивации катализатора.

Другие примеси, которые присутствуют в сырье изомеризации, такие как S- и N-содержащие компоненты, металлы, O-содержащие соединения и H<sub>2</sub>O, должны отсутствовать в сырье изомеризации.

Так как использование хлорсодержащего катализатора обуславливает высокие требования к содержанию примесей, а в случае цирконий содержащего катализатора снижение количества примесей приводит к увеличению межрегенерационного пробега, сырье предварительно подвергают гидроочистке.

Характеристика сырья блока изомеризации представлена в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика сырья блока изомеризации

Наименование показателя	Величина показателя
Плотность при 20 °С, г/см <sup>3</sup>	0,638
Химический состав, %масс.:	
Изобутан	0,01
Н-бутан	0,71
Изопентан	17,48
Н-пентан	26,00
2,2-диметилбутан	0,41
2,3-диметилбутан	–
2-метилпентан	11,84
3-метилпентан	9,69
Н- гексан	18,19
Циклопентан	3,93
Метилциклопентан	4,76
Бензол	–
Циклогексан	0,72
Н- гептан	5,98
Метилциклогексан	0,28
Итого	100,00
Октановое число (ИМ)	69,30

Характеристика свежего водородсодержащего газа блока изомеризации представлена таблице 4.

Таблица 4 – Характеристика водородсодержащего газа

Компонент	Содержание, %об.
H <sub>2</sub>	92,51
CH <sub>4</sub>	3,54
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,55
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,07
ΣC <sub>4</sub>	0,33
Итого	100,00

Характеристика сухого газа изомеризации представлена в таблице 5.

Таблица 5 – Характеристика углеводородного газа

Компонент	Величина, % об.
H <sub>2</sub>	34,80
CH <sub>4</sub>	21,30
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,80
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	11,70
Изо-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	9,60
Н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	12,00
Σ-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,80
Итого	100,00

Характеристика стабильного изомеризата для различных катализаторов представлена в таблицах 6-8.

Таблица 6 – Характеристика стабильного изомеризата, получаемого на катализаторе ATIS-2L

Наименование показателя	Величина показателя, % масс.
Плотность при 20 <sup>0</sup> С, г/см <sup>3</sup>	0,659
Химический состав, %масс.:	
Изобутан	0,62
Н- бутан	0,42
Изопентан	32,00
Н- пентан	10,61
2,2-диметилбутан	29,54
2,3-диметилбутан	2,89
2-метилпентан	3,69
3-метилпентан	0,42
Н- гексан	0,31
Циклопентан	3,21
Метилциклопентан	1,53
Циклогексан	7,72
Н-гептан	2,77
Метилциклогексан	2,04
1,1-диметилциклогексан	2,23
Итого	100,00
Октановое число, пункты (ИМ)	85

Таблица 7 – Характеристика стабильного изомеризата на катализаторе СИ-2Б

Наименование показателя	Величина показателя, % масс.
Плотность при 20 <sup>0</sup> С, г/см <sup>3</sup>	0,661
Химический состав, %масс.:	
Изобутан	0,59
Н- бутан	0,38
Изопентан	32,01
Н- пентан	11,06
2,2-диметилбутан	28,12
2,3-диметилбутан	2,93
2-метилпентан	3,78
3-метилпентан	0,59
Н- гексан	0,67
Циклопентан	3,69
Метилциклопентан	1,58
Циклогексан	6,84
Н-гептан	0,89
Метилциклогексан	2,28
1,1-диметилциклогексан	4,59
Итого	100,00
Октановое число, пункты (ИМ)	86

Таблица 8 – Характеристика стабильного изомеризата на катализаторе PI-242

Наименование показателя	Величина показателя, % масс.
Плотность при 20 <sup>0</sup> С, г/см <sup>3</sup>	0,659
Химический состав, %масс.:	
Изобутан	2,04
Н- бутан	1,56
Изопентан	30,24
Н- пентан	14,04
2,2-диметилбутан	24,21
2,3-диметилбутан	2,86
2-метилпентан	3,78
3-метилпентан	1,54
Н- гексан	3,41
Циклопентан	1,52
Метилциклопентан	1,32
Циклогексан	6,84
Н-гептан	1,92
Метилциклогексан	1,85
1,1-диметилциклогексан	2,87
Итого	100,00
Октановое число, пункты (ИМ)	82

## 2.2 Описание технологической схемы

Технологическая схема установки каталитической изомеризации представлена на рисунке А.1 в приложении А.

В технологической схеме установки предусмотрен блок гидроочистки сырья с отпаркой сероводорода и воды в колонне К-1 и блок изомеризации стабильного гидрогенизата со стабилизацией нестабильного изомеризата в колонне К-2.

Сырье установки – смесь легкой бензиновой фракции НК-70<sup>0</sup>С с ЭЛОУ-АВТ-6 и бензольной фракции катализата 62-85 <sup>0</sup>С с установок риформинга – из резервуарного парка поступает на прием насоса Н-1 А или Н-1 В, которым подается на смешивание с циркулирующим ВСГ гидроочистки.

Газосырьевая смесь нагревается до температуры 260 °С в теплообменниках Т-1/1 – Т-1/6 и до температуры 280-320 °С в трубчатой печи П-1 и поступает в реактор Р-1, где под давлением 3,0 МПа осуществляется гидрогенолиз S- и N-содержащих соединений.

Газопродуктовая смесь из Р-1 отдает свое тепло газосырьевой смеси в теплообменниках Т-1/6 – Т-1/1, дополнительно охлаждается в аппарате воздушного охлаждения ХВ-1 и в водяном конденсаторе-холодильнике Х-1 до температуры 40 °С. Нестабильный гидрогенизат отделяется от ВСГ в сепараторе Е-1.

ВСГ под давлением 2,1 МПа из сепаратора Е-1 поступает в компрессор Кц-1, предварительно смешиваясь с подпиточным ВСГ. После чего идет на смешивание с сырьем.

Жидкая фаза сепаратора Е-1 – нестабильный гидрогенизат – после нагрева в теплообменниках Т-2/1 и Т-2/2 стабильным гидрогенизатом поступает на тарелку 23 в колонну К-1.

Углеводородные газы, сероводород, аммиак и вода отпариваются из нестабильного гидрогенизата в колонне К-1, далее охлаждаются и

конденсируются в воздушном конденсаторе-холодильнике ХВ-2 и в водяном холодильнике Х-3, затем поступают в емкость Е-3 для орошения.

Несконденсировавшиеся углеводородные газы из емкости Е-3 направляются в линию неочищенного сухого газа на установку сероочистки. Жидкие углеводороды емкости Е-3 с помощью насоса Н-2А или Н-2В поступают в колонну К-1 в виде орошения, избыток жидких углеводородов отводится на ГФУ.

Стабильный гидрогенизат выводится с куба колонны К-1 и отдает тепло нестабильному гидрогенизату в теплообменниках Т-2/2 и Т-2/1, дополнительно охлаждается до температуры 40 °С в водяном холодильнике Х-2 и поступает в промежуточную емкость Е-4 блока изомеризации.

Гидроочищенное сырье из емкости Е-4 забирается насосом Н-3А или Н-3В и смешивается со СВСГ с установки КЦА. Далее газосырьевая смесь нагревается за счет тепла газопродуктовой смеси из реактора Р-3 в теплообменнике Т-4. Затем, при необходимости, полученная смесь дополнительно подогревается водяным паром в теплообменнике Т-5 за счет отвода парового конденсата из уравнительного сосуда Е-6 парового подогревателя Т-5 до температуры 116 °С и поступает в реактор гидрирования Р-2, где осуществляется гидрирование бензола до циклогексана.

Выходящий из реактора поток направляется через ХВ-3 для охлаждения продукта реактора гидрирования на вход в первый реактор изомеризации Р-3. Водород поступает от центробежного циркуляционного компрессора ЦК-2. В реакторе Р-3 начинается изомеризация нормальных парафиновых углеводородов С<sub>5</sub> и С<sub>6</sub> в соответствующие изопарафины. Далее газопродуктовая смесь из первого реактора изомеризации Р-3 проходит трубное пространство теплообменника Т-4, где отдает свое тепло ГСС реактора Р-2. Охлажденная ГПС поступает во второй реактор изомеризации Р-4, где завершаются реакции процесса.

Выходящая из реактора Р-4 ГСС охлаждается в воздушном холодильнике ХВ-4 и водяном конденсаторе-холодильнике Х-5, поступает в

сепаратор Е-7 с температурой 30 °С, где происходит разделение продуктов реакции на ВСГ и нестабильный изомеризат. ВСГ поступает в приемный сепаратор Е-5 компрессора ЦК-2. Нестабильный изомеризат нагревается за счет тепла продукта, уходящего с низа стабилизационной колонны К-2 в теплообменнике Т-6 и поступает на тарелку 18 стабилизационной колонны К-2. В стабилизационной колонне К-2 из нестабильного изомеризата отделяются углеводородные газы, которые после конденсации и охлаждения в воздушном холодильнике ХВ-5 и водяном холодильнике Х-6 поступают в рефлюксную емкость Е-9.

Несконденсировавшиеся углеводородные газы из емкости Е-4 поступают в установку ГФУ. Жидкие углеводороды из емкости Е-4 насосом Н-6 А или Н-6 В подаются в колонну К-2 в качестве орошения. Балансовый избыток выводится с установки на ГФУ.

Стабильный изомеризат выводится с низа колонны К-2 и отдает тепло нестабильному изомеризату в теплообменнике Т-6, далее выводится с установки предварительно охладившись в воздушном холодильнике ХВ-6 и водяном холодильнике Х-7 до 40 °С.

Вывод: Представлена технологическая схема процесса изомеризации на основе катализатора - сульфированного диоксида циркония, используемого в технологиях Изомалк и Par-Isom.

### 3 Расчетная часть

#### 3.1 Материальный баланс

Исходные данные для расчета приведены в таблице 9.

Таблица 9 – Исходные данные

Показатель	Значения		
	АТIS-2L (Axens) (обозначение индексом 1)	СИ-2Б (НПП Нефтехим) (обозначение индексом 2)	PI-242 (UOP) (обозначение индексом 3)
Производительность по изомеризату, т/год	60000		
Продолжительность работы установки, ч/год	8000		
Плотность сырья, кг/м <sup>3</sup>	638		
Мольное соотношение Н <sub>2</sub> :у/в	0,3:1	0,5:1	2:1
Выход изомеризата, % масс. на сырье	97,1	96,9	97,0
Плотность изомеризата, кг/м <sup>3</sup>	659	661	659
Температура, °С	T <sub>1</sub> =110 °С, T <sub>2</sub> =130 °С	T <sub>1</sub> =120 °С, T <sub>2</sub> =140 °С	T <sub>1</sub> =140 °С, T <sub>2</sub> =160 °С
Давление, МПа	2	3,0	3,2
Объемная скорость подачи сырья, ч <sup>-1</sup>	2	2,5	2,5

Рассчитаем материальный баланс за проход. Схема потоков приведена на рисунке 5.

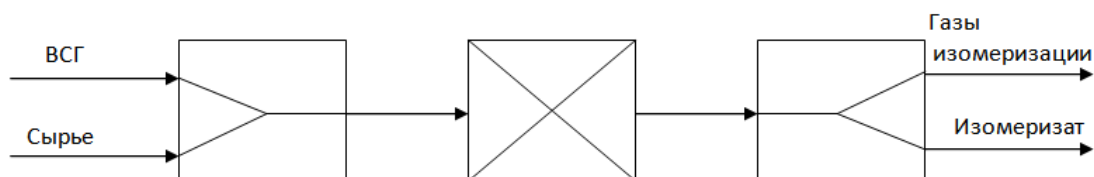


Рисунок 5 – Схема материальных потоков



Характеристика сырья блока изомеризации представлена в таблице 10.

Таблица 10 – Характеристика сырья и данные для расчета молекулярной массы

Компоненты	Содержание $\bar{y}_i$ масс. доли	$M_i$	$\bar{y}_i / M_i$
Изобутан	0,0001	58	0
Н-бутан	0,0071	58	0,0001
Изопентан	0,1748	72	0,0024
Н-пентан	0,26	72	0,0036
2,2-диметилбутан	0,0041	86	0
2-метилпентан	0,1184	86	0,0014
3-метилпентан	0,0969	86	0,0011
Н-гексан	0,1819	86	0,0021
Циклопентан	0,0393	70	0,0006
Метилциклопентан	0,0476	84	0,0006
Циклогексан	0,0072	84	0,0001
Н-гептан	0,0598	100	0,0006
Метилциклогексан	0,0028	98	0
Итого	1	–	0,0126

Молярная масса сырья (таблица 10):

$$M_c = \frac{1}{\sum \frac{\bar{y}_i}{M_i}}, \quad (1)$$

$$M_c = \frac{1}{0,0126} = 79,4 \text{ кг/кмоль.}$$

Характеристика сухого газа изомеризации представлена в таблице 11.

Таблица 11 – Характеристика газа изомеризации

Компонент	Величина $y_i$ , об. доли	$M_i$	$y_i * M_i$	$\bar{y}_i$
H <sub>2</sub>	0,348	2	0,7	0,027
CH <sub>4</sub>	0,213	16	3,4	0,132
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,088	30	2,6	0,101
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,117	44	5,1	0,199
Изо-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,096	58	5,6	0,218
Н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,120	58	7,0	0,272
Σ-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,018	72	1,3	0,051
Итого	1,000	–	25,7	1,000

Характеристика водородсодержащего газа приведена в таблице 12.

Таблица 12 – Характеристика водородсодержащего газа

Компоненты	$y_i$ , об. доли	$M_i$	$y_i \cdot M_i$	$\bar{y}_i$
H <sub>2</sub>	0,9251	2	1,9	0,4750
CH <sub>4</sub>	0,0354	16	0,6	0,1500
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0255	30	0,8	0,2000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0107	44	0,5	0,1250
ΣC <sub>4</sub>	0,0033	58	0,2	0,0500
Итого	1,000	–	4,0	1,0000

Характеристики стабильного изомеризата для разных катализаторов представлены в таблицах 13, 14, 15.

Таблица 13 – Характеристика стабильного изомеризата и данные для расчета молекулярной массы для катализатора ATIS-2L (1)

Компоненты	$\bar{y}_i$	$M_i$	$\bar{y}_i / M_i$
Изобутан	0,0062	58	0,0001
Н-бутан	0,0042	58	0,0001
Изопентан	0,3200	72	0,0044
Н-пентан	0,1061	72	0,0015
2,2-диметилбутан	0,2954	86	0,0034
2,3-диметилбутан	0,0289	86	0,0003
2-метилпентан	0,0369	86	0,0004
3-метилпентан	0,0042	86	–
Н-гексан	0,0031	86	–
Циклопентан	0,0321	70	0,0005
Метилциклопентан	0,0153	84	0,0002
Циклогексан	0,0772	84	0,0009
Н-гептан	0,0277	100	0,0003
Метилциклогексан	0,0204	98	0,0002
1,1-диметиликлогексан	0,0223	112	0,0002
Итого	1,0000	–	0,0125

Молярная масса изомеризата (таблица 13) аналогично молярной массе сырья (формула 1):

$$M_{из1} = \frac{1}{0,0125} = 80,0 \text{ кг/кмоль.}$$

Таблица 14 – Характеристика стабильного изомеризата и данные для расчета молекулярной массы для катализатора СИ-2Б (2)

Компоненты	$\bar{y}_i$	$M_i$	$\bar{y}_i / M_i$
Изобутан	0,0059	58	0,0001
Н-бутан	0,0038	58	0,0001
Изопентан	0,3201	72	0,0044
Н-пентан	0,1106	72	0,0015
2,2-диметилбутан	0,2812	86	0,0033
2,3-диметилбутан	0,0293	86	0,0003
2-метилпентан	0,0378	86	0,0004
3-метилпентан	0,0059	86	0,0001
Н-гексан	0,0067	86	0,0001
Циклопентан	0,0369	70	0,0005
Метилциклопентан	0,0158	84	0,0002
Циклогексан	0,0684	84	0,0008
Н-гептан	0,0089	100	0,0001
Метилциклогексан	0,0228	98	0,0002
1,1-диметиликлогексан	0,0459	112	0,0004
Итого	1,0000	–	0,0125

Молярная масса изомеризата (таблица 14):

$$M_{из2} = \frac{1}{0,0125} = 80,0 \text{ кг/кмоль}$$

Таблица 15 – Характеристика стабильного изомеризата и данные для расчета молекулярной массы для катализатора PI-242 (3)

Компоненты	$\bar{y}_i$	$M_i$	$\bar{y}_i / M_i$
Изобутан	0,0204	58	0,0004
Н-бутан	0,0156	58	0,0003
Изопентан	0,3024	72	0,0042
Н-пентан	0,1404	72	0,002
2,2-диметилбутан	0,2421	86	0,0028
2,3-диметилбутан	0,0286	86	0,0003
2-метилпентан	0,0378	86	0,0004
3-метилпентан	0,0154	86	0,0002
Н-гексан	0,0341	86	0,0004
Циклопентан	0,0152	70	0,0002
Метилциклопентан	0,0132	84	0,0002
Циклогексан	0,0684	84	0,0008
Н-гептан	0,0192	100	0,0002
Метилциклогексан	0,0185	98	0,0002
1,1-диметиликлогексан	0,0287	112	0,0003
Итого	1,0000	–	0,0129

Молярная масса изомеризата (таблица 15):

$$M_{изз} = \frac{1}{0,0129} = 77,5 \text{ кг/кмоль.}$$

Часовую производительность определяем по уравнению:

$$G_C = \frac{G_{год}}{\tau}, \quad (2)$$

где  $G_C$  – часовая массовая производительность установки, кг/ч;

$\tau$  – продолжительность работы установки, ч/год;

$G_{год}$  – годовая массовая производительность установки, т/год;

$$G_C = \frac{60000 \cdot 1000}{8000} = 7500 \text{ кг/ч.}$$

Объемная часовая производительность установки:

$$W_C = \frac{G_C}{\rho_c}, \quad (3)$$

где  $W_C$  – объемная часовая производительность установки, м<sup>3</sup>;

$\rho_c$  – плотность сырья, кг/м<sup>3</sup>;

$$W_C = \frac{7500}{638} = 11,8 \text{ м}^3 / \text{ч.}$$

Расход водорода находим исходя из мольного соотношения водорода и сырья:

$$G_{H_2} = \frac{G_C}{M_C} \cdot n \cdot M_{H_2}, \quad (4)$$

где  $n$  – мольный избыток водорода для соответствующего катализатора;

$M_{H_2}$  – молекулярная масса водорода, 2 кг/кмоль.

$$G_{H_{21}} = \frac{7500}{80} \cdot 0,3 \cdot 2 = 56,25 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{H_{22}} = \frac{7500}{80} \cdot 0,5 \cdot 2 = 93,75 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{H_{23}} = \frac{7500}{77,5} \cdot 2 \cdot 2 = 387,10 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Расход водородсодержащего газа:

$$G_{\text{ВСГ}} = \frac{G_{H_2}}{\bar{y}_{H_2}}, \quad (5)$$

$$G_{\text{ВСГ1}} = \frac{56,25}{0,4750} = 118,42 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{\text{ВСГ2}} = \frac{93,75}{0,4750} = 197,37 \frac{\text{кг}}{\text{ч}};$$

$$G_{\text{ВСГ3}} = \frac{387,10}{0,4750} = 814,95 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}.$$

Материальные балансы реакторного блока приведены в таблицах 16, 17, 18. Сравнение материальных балансов приведено в таблице 19 (в таблице 20 более подробно).

Таблица 16 – Материальный баланс реакторного блока в присутствии катализатора ATIS-2L (1)

Статьи баланса	Расход	
	кг/ч	т/год
Взято:	–	–
Сырье	7500	60000
ВСГ	118,42	947
Итого	7618,42	60947
Получено:	–	–
Изомеризат	7283	58264
Газы изомеризации	335,42	2683
Итого	7618,42	60947

Таблица 17 – Материальный баланс реакторного блока в присутствии катализатора СИ-2Б (2)

Статьи баланса	Расход	
	кг/ч	т/год
Взято:	–	–
Сырье	7500	60000
ВСГ	197,37	1579
Итого	7697,37	61579
Получено:	–	–
Изомеризат	7268	58144
Газы изомеризации	429,37	3435
Итого	7697,37	61579

Таблица 18 – Материальный баланс реакторного блока в присутствии катализатора PI-242 (3)

Статьи баланса	Расход	
	кг/ч	т/год
Взято:	–	–
Сырье	7500	60000
ВСГ	814,95	6520
Итого	8314,95	66520
Получено:	–	–
Изомеризат	7275	58200
Газы изомеризации	1039,95	8320
Итого	8314,95	66520

Таблица 19 – Сравнение материальных балансов реакторного блока в присутствии разных катализаторов

Комп.	Приход			Статья	Расход		
	АТIS-2L (1) Кг/ч	СИ-2Б (2) Кг/ч	PI-242 (3) Кг/ч		АТIS-2L (1) Кг/ч	СИ-2Б (2) Кг/ч	PI-242 (3) Кг/ч
1Сырье	7500			1Изомеризат	7283,00	7268,00	7275,00
2ВСГ	118,42	197,37	814,95	2Газы изомеризации	335,42	429,37	1039,95
Итого	7618,42	7697,37	8314,95	Итого	7618,42	7697,37	8314,95

Таблица 20 – Сравнение материальных балансов реакторного блока в присутствии разных катализаторов

Приход				Расход			
Статья	АТIS-2L (1) Кг/ч	СИ-2Б (2) Кг/ч	PI-242 (3) Кг/ч	Статья	АТIS-2L (1) Кг/ч	СИ-2Б (2) Кг/ч	PI-242 (3) Кг/ч
1 Сырье, в т.ч.	7500,00			1 Изомеризат, в т.ч.	7283,00	7268,00	7275,00
Изобутан	0,75			Изобутан	45,15	42,88	148,39
Н-бутан	53,25			Н-бутан	30,59	27,62	113,49
Изопентан	1311			Изопентан	2330,56	2326,49	2199,96
Н-пентан	1950			Н-пентан	772,73	803,84	1021,41
2,2-диметилбутан	30,75			2,2-диметилбутан	2151,4	2043,76	1761,28
2-метилпентан	888			2,3-диметилбутан	210,48	212,95	208,07
3-метилпентан	726,75			2-метилпентан	268,74	274,73	275
Н-гексан	1364,25			3-метилпентан	30,59	42,88	112,04
Циклопентан	294,75			Н-гексан	22,58	48,7	248,08
Метилциклопентан	357			Циклопентан	233,78	268,19	110,58
Циклогексан	54			Метилциклопентан	111,43	114,83	96,03
Н-гептан	448,5			Циклогексан	562,25	497,13	497,61
Метилциклогексан	21			Н-гептан	201,74	64,69	139,68
2 ВСГ, в т.ч.	118,42	197,37	814,95	Метилциклогексан	148,57	165,71	134,59
Водород	56,26	93,75	387,1	1,1-диметиликлогексан	162,41	333,6	208,79
Метан	17,76	29,61	122,24	2 Газы изомеризации, в т.ч.	335,42	429,37	1039,95
Этан	23,68	39,47	162,99	H <sub>2</sub>	9,05	11,59	28,08
Пропан	14,80	24,67	101,87	CH <sub>4</sub>	44,28	56,68	137,27
ΣC <sub>4</sub>	5,92	9,87	40,75	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	33,88	43,37	105,03
				C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	66,75	85,44	206,95
				Изо-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	73,12	93,6	226,71
				Н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	91,23	116,79	282,87
				Σ-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	17,11	21,9	53,04
Итого	7618,42	7697,37	8314,95	Итого	7618,42	7697,37	8314,95

### 3.2 Тепловой баланс реактора

Рассчитываем тепловые балансы для исходного и выбранного катализаторов.

Рассчитываем относительную плотность сырья и изомеризата[10]:

$$d_{15сырье}^{15} = d_4^{20} + \frac{0,0035}{d_4^{20}} = 0,638 + \frac{0,0035}{0,638} = 0,643; \quad (6)$$

$$d_{15изом.1}^{15} = 0,659 + \frac{0,0035}{0,659} = 0,664;$$

$$d_{15изом.2}^{15} = 0,661 + \frac{0,0035}{0,661} = 0,666.$$

Определим энтальпию паров сырья при атмосферном давлении и температуре  $T = 110$  °С для исходного процесса (1) и  $T = 120$  °С предлагаемого (2):

$$(I_{110}^c)_0 = 165,67 - 86d_{15}^{15} + (0,5409 - 0,134d_{15}^{15})T + (0,00234 - 0,00059d_{15}^{15})T^2; \quad (7)$$

$$(I_{110}^c)_0 = 165,67 - 86 \cdot 0,643 + (0,5409 - 0,134 \cdot 0,643) \cdot (110 + 273) + (0,00234 - 0,00059 \cdot 0,643) \times \\ \times (110 + 273)^2 = 572,1.$$

$$(I_{120}^c)_0 = 165,67 - 86 \cdot 0,643 + (0,5409 - 0,134 \cdot 0,643) \cdot (120 + 273) + (0,00234 - 0,00059 \cdot 0,643) \times \\ \times (120 + 273)^2 = 591,9.$$

Аналогично для изомеризата:

$$(I_{130}^{u1})_0 = 165,67 - 86 \cdot 0,664 + (0,5409 - 0,134 \cdot 0,664) \cdot (130 + 273) + (0,00234 - 0,00059 \cdot 0,664) \times \\ \times (130 + 273)^2 = 607,1;$$

$$(I_{140}^{u2})_0 = 165,67 - 86 \cdot 0,666 + (0,5409 - 0,134 \cdot 0,666) \cdot (140 + 273) + (0,00234 - 0,00059 \cdot 0,666) \times \\ \times (140 + 273)^2 = 627,0.$$



Для расчета поправки энтальпии на давление необходимо определить приведенные параметры, которые находятся исходя из критических параметров.

Критическую температуру определяем по формуле Итона и Портера:

$$T_{кр} = 355 + 0,97a - 0,00049a^2 \quad (8)$$

где  $a = (1,8t_{ср.мол.} + 132)d_{15}^{15}$ ;

$$t_{ср.мол.} = \sum_i x_i t_i, \quad (9)$$

где  $x_i$  – мольная доля компонентов в смеси, мол. доли;

$t_i$  – значения температур кипения компонентов, °С.

Температуры кипения компонентов приведены в таблице 21.

Таблица 21 – Температура кипения компонентов сырья и изомеризата

Компонент	Температура кипения $t_i$ , °С	Сырье		Изомеризат АТIS-2L (1)		Изомеризат СИ-2Б (2)	
		Мол. доля $x_i$	$t_i \cdot x_i$	Мол. доля $x_i$	$t_i \cdot x_i$	Мол. доля $x_i$	$t_i \cdot x_i$
Изобутан	-11,85	0,000 1	-0,0012	0,008 5	-0,1007	0,008 1	-0,096
Н-бутан	-0,45	0,009 7	-0,0044	0,005 7	-0,0026	0,005 2	-0,0023
Изопентан	27,85	0,191 6	5,3361	0,352 7	9,8032	0,352 7	9,8227
Н-пентан	36,05	0,285	10,274 3	0,116 7	4,207	0,121 8	4,3909
2,2-диметилбутан	49,75	0,003 8	0,1891	0,272	13,532	0,259 4	12,905 2
2,3-диметилбутан	58,05	–	–	0,026 6	1,5441	0,027	1,5674
2-метилпентан	60,25	0,108 7	6,5492	0,034	2,0485	0,034 9	2,1027
3-метилпентан	63,25	0,088 9	5,6229	0,003 9	0,2467	0,005 4	0,3416
Н-гексан	68,75	0,166 9	11,474 4	0,002 9	0,1994	0,006 2	0,4263
Циклопентан	49,25	0,044 3	2,1818	0,036 3	1,7878	0,041 8	2,0587

Метилциклопентан	71,85	0,044 7	3,2117	0,014 4	1,0346	0,014 9	1,0706
Циклогексан	80,75	0,006 8	0,5491	0,072 8	5,8786	0,064 6	5,2165
Н-гептан	93,65	0,047 2	4,4203	0,021 9	2,0509	0,007 1	0,6649
Метилциклогексан	100,95	0,002 3	0,2322	0,016 5	1,6657	0,018 5	1,8676
1,1- диметиликлогекса н	119,55	–	–	0,015 8	1,8889	0,032 4	3,8734
Итого	–	1	50,035 5	1	45,784 1	1	46,210 2

$$t_{\text{ср.мол.сырья}} = 50,0355^{\circ}\text{C};$$

$$t_{\text{ср.мол.изом.1}} = 45,7841^{\circ}\text{C};$$

$$t_{\text{ср.мол.изом.2}} = 46,2102^{\circ}\text{C}.$$

$$T_{\text{кр.сырье}} = 355 + 0,97 \cdot (1,8 \cdot 50,0355 + 132)0,643 - \\ - 0,00049 \cdot ((1,8 \cdot 50,0355 + 132)0,643)^2 = 469^{\circ}\text{C}.$$

$$T_{\text{кр.изом.1}} = 355 + 0,97(1,8 \cdot 45,7841 + 132)0,664 - \\ - 0,00049 \cdot ((1,8 \cdot 45,7841 + 132)0,664)^2 = 471^{\circ}\text{C}.$$

$$T_{\text{кр.изом.2}} = 355 + 0,97(1,8 \cdot 46,2102 + 132)0,666 - \\ - 0,00049 \cdot ((1,8 \cdot 46,2102 + 132)0,666)^2 = 471^{\circ}\text{C}.$$

Критическое давление вычисляем по уравнению Льюиса:

$$P_{\text{кр.}} = 5,1 \cdot \frac{T_{\text{кр.}}}{M \cdot 10}; \quad (10)$$

$$P_{\text{кр.сырье}} = 5,1 \cdot \frac{469}{79,4 \cdot 10} = 3,1 \text{ МПа};$$

$$P_{\text{кр.изом.1}} = P_{\text{кр.изом.2}} = 5,1 \cdot \frac{471}{80,0 \cdot 10} = 3 \text{ МПа}.$$

Определяем приведенные параметры:

$$P_{\text{пр.}} = \frac{P}{P_{\text{кр.}}}; \quad (11)$$

$$P_{пр.сырье1} = \frac{2}{3,1} = 0,645;$$

$$P_{пр.сырье2} = \frac{3}{3,1} = 0,968;$$

$$P_{пр.изом.1} = \frac{1,9}{3,0} = 0,633;$$

$$P_{пр.изом.2} = \frac{2,9}{3,0} = 0,967.$$

(12)

$$T_{пр.} = \frac{T}{T_{кр.}};$$

$$T_{пр.сырье1} = \frac{110+273}{469} = 0,817;$$

$$T_{пр.сырье2} = \frac{120+273}{469} = 0,838;$$

$$T_{пр.изом.1} = \frac{130+273}{471} = 0,856;$$

$$T_{пр.изом.2} = \frac{140+273}{471} = 0,877.$$

Вычислим поправку:

$$\frac{\Delta I M}{T} = -4,4 \frac{P_{пр.}}{T_{пр.}^3}; \quad (13)$$

$$\frac{\Delta I_{сырье1} M}{T} = -4,4 \frac{0,645}{0,817^3} = -5,2;$$

$$\Delta I_{сырье1} = \frac{-5,2(110+273)}{79,4} = -25,1 \text{ кДж / кг};$$

$$\frac{\Delta I_{сырье2} M}{T} = -4,4 \frac{0,968}{0,838^3} = -7,2;$$

$$\Delta I_{сырье2} = \frac{-7,2(120+273)}{79,4} = -35,6 \text{ кДж / кг};$$

$$\frac{\Delta I_{изом.1} M}{T} = -4,4 \frac{0,633}{0,856^3} = -4,4;$$

$$\Delta I_{изом.1} = \frac{-4,4(130+273)}{80,0} = -22,2 \text{ кДж / кг};$$

$$\frac{\Delta I_{изом.2} M}{T} = -4,4 \frac{0,967}{0,877^3} = -6,3;$$

$$\Delta I_{\text{изом.2}} = \frac{-6,3(140+273)}{80,0} = -32,5 \text{ кДж/кг.}$$

Таким образом, энтальпия паров сырья и изомеризата:

$$I_{\text{сырье1}} = (I_{110}^c)_0 + \Delta I = 572,1 - 25,1 = 547,0 \text{ кДж/кг;} \quad (14)$$

$$I_{\text{сырье2}} = 591,9 - 35,6 = 556,3 \text{ кДж/кг;}$$

$$I_{\text{изом.1}} = 607,1 - 22,2 = 584,9 \text{ кДж/кг;}$$

$$I_{\text{изом.2}} = 627,0 - 32,5 = 594,5 \text{ кДж/кг.}$$

Определяем энтальпии водородсодержащего газа и газов реакции при соответствующей температуре (таблица 22).

Таблица 22 – Расчет энтальпии газов

Компоненты	Газы реакции					ВСГ				
	130°C			140°C		110°C			120°C	
	$\bar{y}_i$	$H_i$ , кДж кг	$H_i \cdot \bar{y}_i$ кДж кг	$H_i$ , кДж кг	$H_i \cdot \bar{y}_i$ кДж кг	$\bar{y}_i$	$H_i$ , кДж кг	$H_i \cdot \bar{y}_i$ кДж кг	$H_i$ , кДж кг	$H_i \cdot \bar{y}_i$ кДж кг
H <sub>2</sub>	0,027	1846	50	1988	54	0,475	1562	742	1846	877
CH <sub>4</sub>	0,132	731	96	755	100	0,150	632	102	731	110
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,101	642	65	666	67	0,200	594	119	642	128
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,199	649	129	670	133	0,125	607	76	649	81
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,218	611	133	635	138	–	–	–	–	–
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,272	630	171	660	180	–	–	–	–	–
ΣC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	–	–	–	–	–	0,050	564	28	611	31
ΣC <sub>5</sub>	0,051	650	33	663	34	–	–	–	–	–
Итого	1,000	–	677	–	706	1,000	–	1067	–	1227

Тепловой эффект реакции изомеризации невелик и составляет от 2 до 20 кДж/моль и мало меняется с изменением температуры. Принимаем тепловой эффект = 4 кДж/моль.

Тепловой эффект реакции:

$$q_p = \frac{3}{M_c} \cdot 1000, \quad ((15))$$

где  $M_c$  – молярная масса сырья, кг/кмоль, 79,4 кг/кмоль;

$$q_p = \frac{3}{79,4} \cdot 1000 = 38 \text{ кДж/кг.}$$

Потери тепла в окружающую среду:

$$\Delta Q = K \cdot F \cdot \Delta t, \quad (16)$$

где  $K$  – коэффициент теплопередачи, 17 кДж/(м<sup>2</sup>·°С·ч);

$F$  – поверхность (подробный расчет приведен в разделе 3.3);

$\Delta t$  – разность температур, °С.

Перепад температур:

$$\Delta t = t_{\text{ср}} - t_{\text{мин}}, \quad (17)$$

где  $t_{\text{ср}}$  – средняя температура в реакторе, °С;

$t_{\text{мин}}$  – средняя минимальная температура окружающей среды зимой, минус 9°С.

Находим величину  $t_{\text{ср}}$ :

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_{\text{вх}} + t_{\text{вых}}}{2}; \quad ((18))$$

где  $t_{\text{вх}}$  – температура входа газосырьевой смеси в реактор;

$t_{\text{вых}}$  – температура выхода газопродуктовой смеси из реактора.

$$t_{\text{ср1}} = \frac{110 + 130}{2} = 120 \text{ °С};$$

$$t_{\text{ср2}} = \frac{120 + 140}{2} = 130 \text{ °С};$$

$$\Delta t_1 = 120 - (-9) = 129 \text{ °С};$$

$$\Delta t_2 = 130 - (-9) = 139 \text{ °С};$$

$$\Delta Q_1 = 17 \cdot 27,0 \cdot 129 = 59211 \text{ кДж/ч.}$$

$$\Delta Q_2 = 17 \cdot 24,0 \cdot 139 = 56712 \text{ кДж/ч.}$$

Значения энтальпий и температур потоков для существующего способа приведены в таблице 23, предлагаемого – в таблице 24.

Таблица 23 – Значения энтальпий и температур потоков для существующего способа

Приход			Расход		
Компонент	t, °С	I, кДж/кг	Компонент	t, °С	I, кДж/кг
1 Сырье	110	547	1 Изомеризат	130	584,9
2 ВСГ	110	1067	2 Газы изомеризации	130	677

Таблица 24 – Значения энтальпий и температур потоков для предлагаемого способа

Приход			Расход		
Компонент	t, °С	I, кДж/кг	Компонент	t, °С	I, кДж/кг
1 Сырье	120	556,3	1 Изомеризат	140	594,5
2 ВСГ	120	1227	2 Газы изомеризации	140	706

Значение тепловых потоков определяем по формуле:

$$Q_i = I_i \cdot G_i, \quad (19)$$

где  $I_i$  – энтальпия  $i$ -го потока;

$G_i$  – расход  $i$ -го потока.

Тепловой баланс реакторов изомеризации по существующему способу приведен в таблице 25.

Таблица 25 – Тепловой баланс реакторов изомеризации по существующему способу

Приход		Расход	
Статья прихода	кДж	Статья расхода	кДж
$Q_{сырье1}$	4102500	$Q_{изом.1}$	4251053
$Q_{ВСГ1}$	210594	$Q_{газы1}$	287830
$Q_{реакции}$	285000	$\Delta Q_I$	59211

Итого	4598094	Итого	4598094
-------	---------	-------	---------

Тепловой баланс реакторов изомеризации по предлагаемому способу приведен в таблице 26.

Таблица 26 – Тепловой баланс реакторов изомеризации по предлагаемому способу

Приход		Расход	
Статья прихода	кДж	Статья расхода	кДж
$Q_{сырье2}$	4172250	$Q_{изом.2}$	4320826
$Q_{ВСГ2}$	242173	$Q_{газы2}$	321885
$Q_{реакции}$	285000	$\Delta Q_2$	56712
Итого	4699423	Итого	4699423

Подвод тепла не требуется, т.к. реактор адиабатический. Энергетический баланс реакторов изомеризации по существующему способу приведен в таблице 27, по предлагаемому – в таблице 28.

Таблица 27 – Энергетический баланс реакторов изомеризации по существующему способу

Приход		Расход	
Статья прихода	кВт	Статья расхода	кВт
$Q_{сырье1}$	1139,58	$Q_{изом.1}$	1180,85
$Q_{ВСГ1}$	58,50	$Q_{газы1}$	79,95
$Q_{реакции}$	79,17	$\Delta Q_1$	16,45
Итого	1277,25	Итого	1277,25

Таблица 28 – Энергетический баланс реакторов изомеризации по предлагаемому способу

Приход		Расход	
Статья прихода	кВт	Статья расхода	кВт
$Q_{сырье2}$	1158,96	$Q_{изом.2}$	1200,23
$Q_{ВСГ2}$	67,27	$Q_{газы2}$	89,41
$Q_{реакции}$	79,17	$\Delta Q_2$	15,75
Итого	1305,40	Итого	1305,40

### 3.3 Расчет реактора

На рисунке 6 приведен эскиз реактора. Реактор изомеризации представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат с адиабатическим тепловым режимом. По способу организации процесса – непрерывный, по фазовому составу реакционной смеси – гетерогенный.

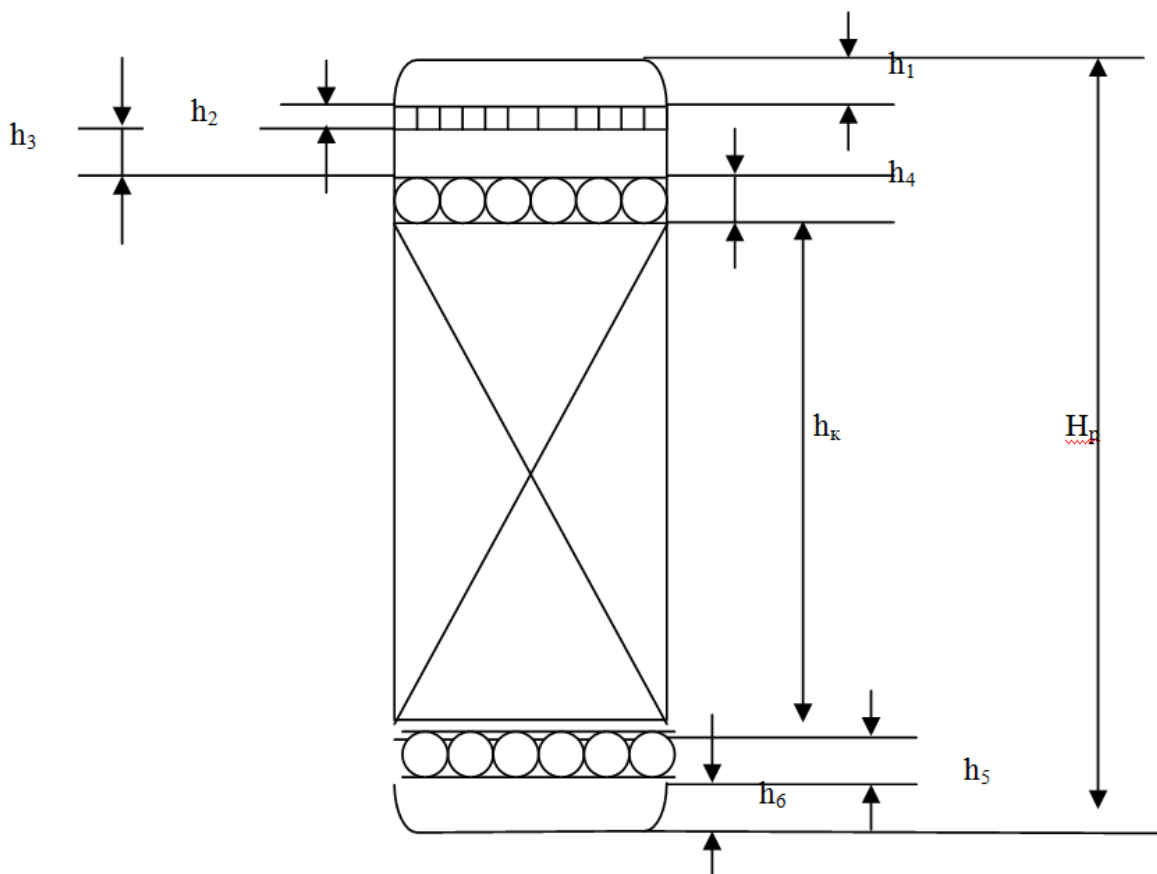


Рисунок 6 – Эскиз реактора

Рассчитаем реактор для исходного варианта. Объем катализатора в реакторах:

$$V_{кат} = \frac{Wc}{v}, \quad (20)$$

где  $v$  – объемная скорость подачи сырья;

$$V_{кат} = \frac{11,8}{2,0} = 5,9 \text{ м}^3.$$



Рассчитаем размеры реактора и его поверхность. Поверхность реактора определяем по формуле:

$$F = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot H_{\text{ц}} + 2 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot \mathcal{G}, \quad (21)$$

где  $R$  – наружный радиус реактора, м;

$H_{\text{ц}}$  – высота цилиндрической части реактора, м;

$\mathcal{G}$  – коэффициент для стандартных днищ, 1,384.

Высоту реактора изомеризации определяем по формуле

$$H_p = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_{\text{к}}, \quad (22)$$

где  $h_1$  – высота между верхним днищем реактора и верхней распределительной тарелкой, м,

$h_1 = 0,5 \cdot D$  ( $D$  – диаметр реактора);

$h_2$  – высота распределительной тарелки принимается равной 0,15 м;

$h_3$  – высота от нижней части распределительной тарелки до верхней части слоя фарфоровых шариков, принимается равной 0,3 м;

$h_4$  и  $h_5$  – высота слоя фарфоровых шариков, принимается  $h_4 = h_5 = 0,3$  м;

$h_6$  – высота между нижним днищем реактора и нижней части слоя фарфоровых шариков, м.

$h_6 = 0,5 \cdot D$ .

$h_{\text{к}}$  – высота слоя катализатора

$$h_{\text{к}} = \frac{V_p}{\pi \cdot r^2}, \quad ((23))$$

где  $V_p$  – необходимый реакционный объем, м<sup>3</sup>;

$r$  – внутренний радиус реактора, м.

Методом подбора определяем радиус реактора изомеризации с условием, что  $2 < \frac{h_k}{D} < 3$ .

Принимаем внутренний диаметр реактора изомеризации равным 1,5 м.

Общую высоту слоя катализатора – высоту реакционной зоны – определяем по формуле:

$$h_k = \frac{V_{кат}}{0,785 \cdot D^2}, \quad (24)$$

$$h_k = \frac{5,9}{0,785 \cdot 1,5^2} = 3,3 \text{ м};$$

$$\frac{h_k}{D} = \frac{3,3}{1,5} = 2,2.$$

$2 < 2,2 < 3$  условие соблюдается.

$$h_o = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 1,5 = 0,75 \text{ м}.$$

Тогда общая высота реактора будет равна:

$$H_p = 0,75 + 0,15 + 0,3 + 0,3 + 0,3 + 0,75 + 3,3 = 5,85 \text{ м}.$$

Внутренний радиус реактора равен:

$$r = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 1,5 = 0,75 \text{ м}.$$

Согласно паспорту реактора толщина стенки днища и толщина стенки обечайки составляет 40 мм, поэтому внешний радиус реактора  $R = 0,79$  м.

Высота цилиндрической части реактора будет равна:

$$H_u = 5,85 - 1,5 = 4,35 \text{ м};$$

$$F_l = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,79 \cdot 4,35 + 2 \cdot 3,14 \cdot 0,79^2 \cdot 1,384 = 27,0 \text{ м}^2.$$

Аналогично для предлагаемого катализатора:

$$V_{кат} = \frac{11,8}{2,5} = 4,72 \text{ м}^3.$$

Принимаем внутренний диаметр реактора изомеризации равным 1,4 м.

$$h_k = \frac{4,72}{0,785 \cdot 1,4^2} = 3,1 \text{ м};$$

$$\frac{h_k}{D} = \frac{3,1}{1,4} = 2,2;$$

$2 < 2,2 < 3$  условие соблюдается.

$$h_o = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 1,4 = 0,7 \text{ м};$$

$$H_p = 0,7 + 0,15 + 0,3 + 0,3 + 0,3 + 0,7 + 3,1 = 5,55 \text{ м};$$

$$r = 0,5 \cdot D = 0,5 \cdot 1,4 = 0,7 \text{ м};$$

$$R = 0,74 \text{ м}.$$

$$H_u = 5,55 - 1,4 = 4,15 \text{ м};$$

$$F_2 = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,74 \cdot 4,15 + 2 \cdot 3,14 \cdot 0,74^2 \cdot 1,384 = 24,0 \text{ м}^2.$$

Вывод: Рассчитан материальный баланс для различных каталитических систем, на основании которых в качестве предлагаемого катализатора выбран отечественный СИ-2Б (Изомалк), который характеризуется большим сроком службы и объемной скоростью подачи, а также малым расходом ВСГ. Вычислен тепловой баланс и выполнен конструктивный расчет реактора по существующему и предлагаемому способам.

## 4 Финансовый менеджмент ресурсоэффективность и ресурсосбережение

### 4.1 Предпроектный анализ

#### 4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

В данной выпускной квалификационной работе продуктом является изомеризат для компаундирования, для которого потенциальными потребителями (сегмент рынка) являются промышленные нефтеперерабатывающие предприятия.

#### 4.1.2 Анализ конкурентных технических решений

Для определения направления развития разработок важно оценивать сильные и слабые стороны разработок конкурентов. Одними из наиболее влиятельных конкурентов являются такие предприятия, как ОАО «Уфанефтехим» и ЛУКОЙЛ-Нижегороднефтеоргсинтез.

Сравнение конкурентных решений в получении изомеризата приведено в оценочной карте (таблица 29).

Таблица 29 – Оценочная карта

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность		
		Б <sub>ф</sub>	Б <sub>к1</sub>	Б <sub>к2</sub>	К <sub>ф</sub>	К <sub>к1</sub>	К <sub>к2</sub>
Технические критерии оценки ресурсоэффективности							
1. Выход продукта	0,3	4	5	3	1,2	1,5	0,9
2. Качество продукта	0,3	5	4	4	1,5	1,2	1,2
3. Энергоемкость процессов	0,1	5	3	4	0,5	0,3	0,4
Экономические критерии оценки эффективности							
4. Цена	0,1	5	4	4	0,5	0,4	0,4
5. Конкурентоспособность продукта	0,1	5	4	4	0,5	0,4	0,4
6. Финансирование научной разработки	0,1	4	3	5	0,4	0,3	0,5
Итого	1	–	–	–	4,6	4,1	3,8
Примечание – Б <sub>ф</sub> – продукт предлагаемого способа; Б <sub>к1</sub> – ОАО «Уфанефтехим»; Б <sub>к2</sub> – ЛУКОЙЛ-Нижегороднефтеоргсинтез.							

### 4.1.3 SWOT-анализ

SWOT-анализ – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – позволяет проанализировать проект с точки зрения возможностей и угроз в реализации [15].

При проведении SWOT-анализа обозначают сильные и слабые стороны проекта, анализируют возможности и угрозы (таблица 30).

Таблица 30 – «Матрица SWOT»

Внутренняя среда	Внешняя среда	
–	<p><b>Сильные стороны:</b>            «1. Систематическое повышение уровня квалификации.            2. Наличие квалифицированного персонала, имеющего опыт работы в данной области.            3. Наличие постоянных поставщиков.            4. Высокое качество продукции, соответствующее мировым стандартам.            5. Внедрение новых узлов оборудования и совершенствования технологических процессов.»</p>	<p><b>Слабые стороны:</b>            1. Низкий уровень заработной платы для молодых специалистов.            2. Устаревшее оборудование.            3. Высокая степень износа оборудования.            4. Повышение цен у поставщиков.            5. Высокий уровень цен на выпускаемую продукцию.</p>
<p><b>Возможности:</b>            1. Спрос на выпуск нефтепродуктов в России достаточно высок            2. Высокое качество поставляемых ресурсов.</p>	<p><b>Сильные стороны и возможности:</b>            1 Эффективное использование ресурсов производства.            2 Оптимизация количества посредников за счет постоянных и проверенных поставщиков (пользоваться услугами постоянных поставщиков).            3 Поддержание увеличения спроса и выхода на новые рынки сбыта товара за счет высокого качества продукции.</p>	<p><b>Слабые стороны и возможности:</b>            1 Создание эффективной системы мотивации и стимулирования для сотрудников.            2 Нарботка и укрепление конкурентных преимуществ продукта.            3 Модернизация оборудования.            4 Внедрение технологии            5 Выбор оптимального поставщика и заключение договорных отношений</p>

## Продолжение таблицы 30

Угрозы: 1 Увеличение уровня налогов. 2 Повышение требований к качеству продукции. 3 Несвоевременные поставки сырья и оборудования.	Сильные стороны и угрозы: 1 Применение оптимальной налоговой политики. 2 Внедрение менеджмента качества. 3 Выбор оптимального поставщика и заключение договорных отношений.	Слабые стороны и угрозы: 1 Повышение цен на выпускаемую продукцию. 2 Выбор оптимального поставщика и заключение договорных отношений». [15]
---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

### 4.2 Инициация и организационная структура проекта

В ходе инициации устанавливаются цели и содержание проекта, а также финансовые ресурсы (таблица 31). В качестве заинтересованной стороны проекта выступают промышленные нефтеперерабатывающие предприятия.

Таблица 31 – Цели и содержание проекта

Цели	Получение изомеризата на установке производительностью 60000 тыс. т/год в присутствии новой каталитической системы
Результаты	Получение результатов расчетов в присутствии новой каталитической системы
Критерии принятия результатов	Адекватность результатов
Требования к результату	Стандартизация готового продукта

### 4.3 Планирование научно-исследовательских работ: бюджет

Бюджет исследования можно представить в виде нескольких сгруппированных статей:

- материальные расходы;
- специальное оборудование;
- основная заработная плата;
- дополнительная заработная плата;
- страховые отчисления;
- накладные расходы.

Бюджет затрат сформирован и приведен в таблице 32 для трех разных исполнений. Расчет бюджета приведен в приложении Б.

Таблица 32 – Бюджет проекта

Статья	Сумма, руб.			Примечание
	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3	
1 Материальные расходы	820	800	730	Таблица Б.1
2 Специальное оборудование	50000	50000	50000	Таблица Б.2
3 Основная заработная плата	43395+10584= =53979	53979	53979	Таблица Б.4
4 Дополнительная заработная плата	6509	6509	6509	Таблица Б.4
5 Страховые отчисления	18146	18146	18146	–
6 Накладные расходы	20713	20709	20698	0,16 от ст. 1+2+3+4+5
Бюджет затрат	150167	150143	150062	Ст. 1+2+3+4+5+6

#### 4.4 Определение эффективности исследования

Расчеты для выявления эффективности исследования приведены в приложении В. Результаты сведены в таблицу 33.

Таблица 33 – Сравнительная эффективность разных исполнений проекта

Показатель	Исп.1	Исп.2	Исп.3
Интегральный финансовый показатель	1	0,9998	0,9993
Интегральный показатель ресурсоэффективности	3,70	4,85	3,45
Интегральный показатель эффективности	3,70	4,85	3,45
Сравнительная эффективность	1,07	1,41	1

Вывод: Проведен предпроектный анализ, в котором определены потенциальные потребители результатов исследования, совершен анализ конкурентных технических решений в получении изомеризата, S.W.O.T.-анализ, инициация и организационная структура проекта, заложено бюджетное планирование научно-исследовательских работ, определена эффективность исследования.

## 5 Аналитический контроль производства

Аналитический контроль производства представляет собой анализ сырья, промежуточных продуктов и готовой продукции с целью качественного или количественного анализа (таблица 34).

Таблица 34 – Аналитический контроль производства

Наименование	Анализируемые вещества или свойства	Норма	Частота анализа	Методика анализа, ГОСТ
1	2	3	4	5
Гидроочищенное сырье	1. Углеводородный состав, %масс. 2. Содержание общей серы, ppm 3. Содержание олефинов, %масс.	Не нормируется Не более 0,5  Не более 1	1 раз в неделю  По требованию По требованию	ГОСТ Р 52714  ГОСТ 13380  ЕНИСО 22854*
Углеводородные газы отпарной колонны	1. Плотность, кг/м <sup>3</sup> 2. Содержание сероводорода, %об.	Не нормируется Не нормируется	По требованию По требованию	ГОСТ 31369  ГОСТ 22387.2
Стабильный изомеризат	1. Углеводородный состав, %масс. 2. Октановое число по ИМ  3. Давление насыщенных паров, мм РТ.ст. 4. Плотность при 20°C, кг/м <sup>3</sup>	Не нормируется Не менее 84  Не более 700  Не нормируется	1 раз в неделю  По требованию 1 раз в декаду  1 раз в сутки	ГОСТ 52714 ЕН ИСО 22854 ГОСТ 8226  ГОСТ 1756  ГОСТ 3900
Циркулирующий ВСГ изомеризации	1. Содержание сероводорода, ppm 2. Содержание влаги, ppm  3. Содержание водорода, %об. 4. Углеводородный состав, %масс.	отсутствие  Не более 20  Не менее 90  Содержание C <sub>1</sub> –C <sub>5</sub>	1 раз в сутки  По требованию По требованию По требованию	Индикаторные трубки Индикаторные трубки ТУ 38.301-29-59-99 ГОСТ 14920-79*
Газы регенерации катализатора изомеризации	1. Содержание кислорода, %об. 2. Содержание диоксида углерода, %об.	Нормируются согласно руководству по эксплуатации катализатора	1 раз в час при регенерации	ГОСТ 22387.3 ГОСТ 5439
Инертный газ для продувки системы	1. Содержание, %об. углеводородов кислорода	0,5-2,0 Не более 0,5	По требованию	ГОСТ 5439 ГОСТ 22387.3



Продолжение таблицы 34

1	2	3	4	5
Азот	1.Содержание кислорода, %об. 2.Содержание диоксида углерода, оксида углерода, углеводов	Не более 0,5  Отсутствие	По требованию По требованию	ГОСТ 22387.3  ГОСТ 14920-79* ГОСТ 5439
Химически загрязненная вода	1. Массовая доля бензола, %,не более  2. Хлориды 3. Реакция среды, ед. рН, не менее  4. Массовая концентрация взвешенных веществ, мг/дм <sup>3</sup> , не более	1 раза в 8часов  3 раза в сутки  1 раз в сутки	0,1  Не норм. 8,0  300	Титриметрический, ПНДФ 14.1:2.111-97  ПНДФ14.1:2:3:4.121-97 Гравиметрический, ПНДФ 14.1:2.110-97
Воздух рабочей зоны производственных помещений	Бензол, мг/м <sup>3</sup> , не более	1 раз в сутки	5	Хроматографический

Вывод: Приведен обзор аналитического контроля производства, включающий анализ сырья, промежуточных продуктов и готовой продукции с целью качественного или количественного анализа.

## **6 Безопасность и экологичность проекта**

К факторам негативного воздействия на окружающую среду при производстве основных органических химических веществ относятся:

- выбросы в атмосферу;
- сточные воды;
- твердые отходы;
- прочие факторы негативного воздействия.

Охрана окружающей среды и экологическая безопасность обеспечивается выбором сырья и химических стадий его переработки, реализация которых позволяет минимизировать образование побочных продуктов, и их низкой токсичностью, а также наличием специальных технологических стадий по обезвреживанию отходов.

### **6.1 Выбросы в атмосферу**

При работе установки возможны выбросы вредных веществ в атмосферу.

Выбросы подразделяются на организованные и неорганизованные. Организованными выбросами являются выбросы дымовых газов из трубчатых печей, вентиляционные выбросы из насосной и компрессорной, а также периодические сбросы газов при проведении регенерации катализатора изомеризации через свечи.

Наряду с организованными выбросами в ходе эксплуатации возможны неорганизованные выбросы через неплотности технологической аппаратуры, запорно-регулирующей и предохранительной арматуры, фланцевых соединений, уплотнений вращающихся валов и т.д.

Количество и характеристика выбросов в атмосферу загрязняющих веществ установки изомеризации легких бензиновых фракций приводятся в таблице 35.

Таблица 35 – Количество и характеристика выбросов в атмосферу

Источник выделения загрязняющего вещества	Наименование загрязняющего вещества	Класс опасности	ПДК р.з., мг/м <sup>3</sup>	Установленная норма содержания загрязнений в выбросах, г/с	Продолжительность выброса, ч/год	Периодичность выброса
Вентиляционные системы производственных помещений: – компрессорная  – насосная	H <sub>2</sub> S	2	300	0,0013	8000	Постоянно
	Углеводороды C <sub>1</sub> – C <sub>4</sub>	4	10	0,025	8000	Постоянно
	H <sub>2</sub> S	2	300	0,0013	8000	Постоянно
	Углеводороды C <sub>1</sub> – C <sub>7</sub>	4	10	0,025	8000	Постоянно
	H <sub>2</sub> S	2	300	0,0013	8000	Постоянно
Печь гидроочистки	NO	2	2	0,02	8000	Постоянно
	NO <sub>2</sub>	2	2	0,17	8000	Постоянно
	SO <sub>2</sub>	3	10	3,14	8000	Постоянно
	CO	4	20	0,13	8000	Постоянно
	Летучая зола	3	10	0,007	8000	Постоянно
Неорганизованные выбросы	Суммарн. Углеводороды C <sub>1</sub> – C <sub>7</sub>	4	300	6,2	8000	Постоянно
	бензол	3	5	0,07	8000	Постоянно
	H <sub>2</sub> S	2	10	0,002	8000	Постоянно

«Загрязнение атмосферного воздуха в процессе изомеризации легких бензиновых фракций в основном происходит оксидами азота (NO и NO<sub>2</sub>), диоксидом серы (SO<sub>2</sub>) и оксидом углерода (CO). Загрязнение атмосферы этими веществами является значительным и наносит урон окружающей среде. Выбросы сероводорода (H<sub>2</sub>S), углеводородов (C<sub>1</sub>-C<sub>7</sub>) в атмосферу воздуха являются незначительными и не превышают ПДК рабочей зоны.

Основными источниками выбросов углеводородов и сероводорода являются вентиляционные системы производственных помещений». [10]

«С целью уменьшения неорганизованных выбросов вредных веществ, связанных с неплотностями аппаратуры, арматуры, фланцевых соединений, уплотнений на установке предусматриваются следующие мероприятия:

– весь технологический процесс осуществляется в герметичной аппаратуре;

- выбор запорно-регулирующей арматуры и технологического оборудования соответствует рабочим параметрам и коррозионной активности среды;
- предусмотрена автоматизация технологического процесса, предупреждающая возникновение аварийных ситуаций;
- сбросы от предохранительных клапанов осуществляется в закрытую факельную систему;
- постоянные сбросы газов и паров на факел и в атмосферу отсутствуют;
- освобождение системы от газообразных продуктов при сбросе давления осуществляется в закрытую факельную систему;
- используются насосы с двойным торцевым уплотнением;
- рассеивание вредных выбросов, образующихся в результате сгорания топлива, производится через дымовую трубу высотой 25 м ». [13]
- рассеивание вредных выбросов, образующихся при выжиге кокса из катализатора изомеризации, производится через свечу высотой 20 м.

Предусмотренные вышеперечисленные мероприятия позволяют обеспечить минимальные выбросы вредных веществ в атмосферу [2].

## **6.2 Выбросы в водный бассейн**

«Основными источниками загрязнения воды нефтепродуктами являются неплотности в различных соединениях технологических цепочек, утечки из сальников насосов, технологические конденсаты, атмосферные осадки, контактирующие с проливами на технологических площадках». [15]

«Принятые в настоящее время стандарты на сброс производственных сточных вод, содержащих нефть и нефтепродукты, должны соответствовать следующим качественным показателям:

- при сбросе в водоем рыбохозяйственного использования – содержание нефтепродуктов нормируется не выше 0,05 мг/л;

– при сбросе в систему городской хозяйственно-бытовой канализации – содержание нефтепродуктов нормируется не выше 4 мг/л (в перспективе – до 0,2 мг/л);

– для морских сбросов – 25 мг/л.» [15]

Производственные стоки установки изомеризации оказывают небольшую нагрузку на окружающую среду, т.к. подвергаются механической и биологической очистке. Очищенные производственные стоки сбрасываются в реку Волгу. Контроль за состоянием сточных вод производится службой охраны природы.

### **6.3 Твердые отходы**

Углеводороды, попадая в почву, вызывают загрязнение поверхностных и грунтовых вод. Это может происходить при их хранении, транспортировке, производстве и применении. Важным условием защиты почвы от загрязнения углеводородами является правильное их хранение.

Потенциальные отходы включают загрязненные молекулярные сита и катализатор, хлорид кальция (или другие влагопоглотители). Катализатор, используемый в этих процессах, обычно регенерируется изготовителями катализатора. Платина затем восстанавливается из использованного катализатора за пределами объекта [2].

Вывод: Представлены мероприятия, позволяющие обеспечить минимальные выбросы вредных веществ в атмосферу и в водный бассейн.

## Заключение

В представленной бакалаврской работе обоснована замена катализатора на установке низкотемпературной изомеризации Сызранского НПЗ.

В литературном обзоре изучены назначение процесса, физико-химические закономерности его протекания и существующие каталитические системы, на которых осуществляется изомеризация. Для сравнения с существующим способом выбраны два катализатора на основе сульфированного диоксида циркония, используемые в технологиях Изомалк и Par-Isom. В работе описаны характеристики сырья и продуктов, а также дана технологическая схема процесса изомеризации.

Рассчитаны материальные балансы для различных каталитических систем, на основании которых в качестве предлагаемого катализатора выбран отечественный СИ-2Б (Изомалк), который характеризуется большим сроком службы и объемной скоростью подачи, а также малым расходом ВСТ. Вычислены тепловые балансы и выполнен конструктивный расчет реактора по существующему и предлагаемому способам.

В разделе «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» произведен предпроектный анализ, в котором определены потенциальные потребители результатов исследования, совершен анализ конкурентных технических решений в получении изомеризата, S.W.O.T.-анализ, инициация и организационная структура проекта, заложено бюджетное планирование научно-исследовательских работ, определена эффективность исследования.

В работе приведен обзор аналитического контроля производства, охарактеризованы безопасность и экологичность проекта, перечислены мероприятия, позволяющие обеспечить минимальные выбросы вредных веществ в атмосферу и в водный бассейн.

## Список используемой литературы и используемых источников

1. АЗКОС: катализаторы изомеризации [Электронный ресурс]: Ангарский завод катализаторов и органического синтеза. URL: <http://www.kataliz.ru/product.files/isomer.htm> (дата обращения: 25.04.2021).
2. Безопасность жизнедеятельности: Учебник / ред. Э.А. Арустамов. М: Издательско-торговая корпорация «Дашков и К», 2006. 476 с.
3. Бурсиан, Н.Р. Технология изомеризации парафиновых углеводородов / Н.Р. Бурсиан. Л.: Химия, 1985. 192 с.
4. ИЗОМАЛК-2 технология изомеризации // ООО «НПП Нефтехим» [Электронный ресурс]. URL: <https://nefthim.ru/razrabotki/tehnologii-izomerizatsii/> (дата обращения: 05.04.2020).
5. Краткий справочник физико-химических величин / под ред. К.П. Мищенко, А.А. Равделя. Л.: Химия, 1974 г. 200 с.
6. Кузнецов, П.Н. Каталитическая изомеризация низкомолекулярных парафиновых углеводородов в производстве экологически чистых высокооктановых бензинов / П.Н. Кузнецов, Л.И. Кузнецова, В.П. Твердохлебов, А.Л. Санников // Технологии нефти и газа. 2005. № 3. С. 20–31.
7. Кузьмина, Р.И. Изомеризация - процесс получения экологически чистых бензинов / Р.И. Кузьмина, М.П. Фролов, В.Т. Ливенцев. Саратов: Издательство Саратовского университета, 2008. 66 с.
8. Магарил, Р. З. Теоретические основы химических процессов переработки нефти: Учебное пособие для вузов /Р.З. Магарил. Л: Химия, 1985. 280 с.
9. Мириманян, А.А. Промышленный опыт работы установок изомеризации пентан-гексановой фракции / А.А. Мириманян, А.Г. Вихман , А.Л. Мкртычев // Нефтепереработка и нефтехимия. 2006. №4. С. 22–31.
10. Расчетные методы определения физико-химических свойств углеводородных систем, нефтей и нефтепродуктов: Примеры и задачи : учеб.

пособие / А. В. Моисеев. Комсомольск-на-Амуре : ГОУВПО «КНАГТУ», 2010. 179 с.

11. Сарданашвили, А.Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А.Г. Сарданашвили, А.И. Львова . 2-е изд., пер. и доп. М.: Химия, 1980. 256 с.

12. Смолякова, А.В. Анализ процесса изомеризации. Выбор наиболее эффективного катализатора процесса / А.В. Смолякова, В.О. Егорова // LXXVIII международная студенческая научно-практическая конференция «Научное сообщество студентов XXI столетия. Технические науки». Новосибирск, 2019. Т. 6. С. 77.

13. Строкин А.В. Основные тенденции процесса изомеризации / А.В. Строкин, Е.И. Черкасова // Вестник Казанского Технологического Университета. 2014. Т. 17. № 8. С. 57–62.

14. Федоров, Ю.А. Подбор эффективного катализатора для процесса изомеризации фракций  $C_5-C_6$  / Ю.А. Федоров, Ю.К. Дмитриев // Сборник статей Булатовские чтения. 2018. С. 307-309.

15. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение: учебно-методическое пособие / И.Г. Видяев, Г.Н. Серикова, Н.А. Гаврикова, Н.В. Шаповалова, Л.Р. Тухватулина, З.В. Криницына; Томский политехнический университет. Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2014. 36 с.

16. Хаимова, Т.Г. Изомеризация как эффективный путь производства высокооктановых компонентов бензина / Т.Г. Хаимова, Д.А. Мхитарова // Информационно-аналитический обзор. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2005. 80 с.

17. Чеканцев, Н.В. Формализованный механизм превращений углеводородов пентан-гексановой фракции на поверхности бифункциональных Pt-катализаторов изомеризации / Н.В. Чеканцев, А.В. Кравцов, Т.В. Дуброва // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. 2008. Т. 312. № 3.



18. Ясакова, Е.А. Тенденции развития процесса изомеризации в России и за рубежом / Е.А. Ясакова, А.В. Ситдикова, А.Ф. Ахметов // Электронный научный журнал Нефтегазовое дело. 2010. № 1. С. 24–42.
19. ATIS-2L [Электронный ресурс]: Isomerization Catalysts. URL: <https://www.axens.net/product/catalysts-a-adsorbents/119/atis-2l.html> (дата обращения: 25.04.2021).
20. Belloum M. Isomérisation des paraffines de C<sub>4</sub> à C<sub>7</sub> sur catalyseurs zéolithiques. Revue bibliographique / M. Belloum, C. Travers, J.P. Bournonville // Revue de l'Institut Français du Pétrole. 1991. T. 46. № 1. С. 89-107.
21. Shakun A.N. Method for isomerising light gasoline fractions / A.N. Shakun, M.L. Fedorova. 2008. 57 p.
22. Catalytic Upgrading of Light Naphtha to Gasoline Blending Components: A Mini Review / A. Aitani [et al.] // Energy & Fuels. 2019. Vol. 33. Catalytic Upgrading of Light Naphtha to Gasoline Blending Components. № 5. PP. 3828-3843.
23. Chu H.Y. Isomerization of *n*-Hexane over Chlorinated Pt/ $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalysts / H.Y. Chu, M.P. Rosynek, J.H. Lunsford // Journal of the Chinese Chemical Society. 1998. Vol. 45. № 4. PP. 481-489.
24. Sullivan D. Isomerization in Petroleum Processing / D. Sullivan, S. Metro, P.R. Pujadó // Handbook of Petroleum Processing / eds. S.A. Treese, P.R. Pujadó, D.S.J. Jones. Cham: Springer International Publishing, 2015. PP. 479-497.

# Приложение А

## Технологическая схема

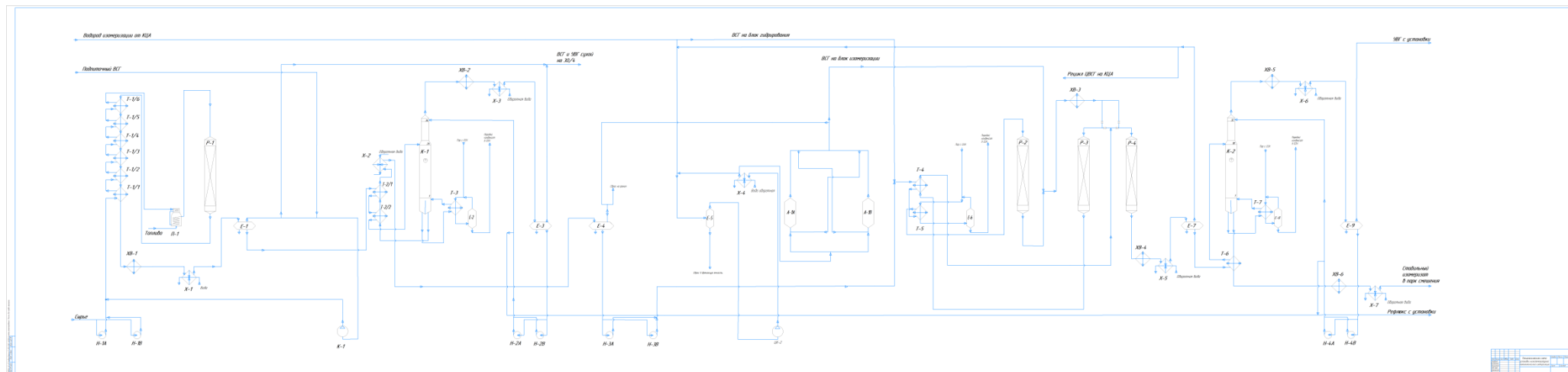


Рисунок А.1 – Технологическая схема

## Приложение Б

### Расчет бюджета исследования

Расчет материальных затрат осуществляется по следующей формуле:

$$Z_m = \sum_{i=1}^m C_i N_{\text{расх.}i}, \quad (\text{Б.1})$$

где  $m$  – количество категорий материальных ресурсов;

$N_{\text{расх.}i}$  – количество материальных ресурсов  $i$ -й категории;

$C_i$  – цена материальных ресурсов  $i$ -й категории.

В ходе данного исследования выполняется только теоретический анализ, поэтому в составе материальных затрат фигурируют только канцелярские принадлежности (таблица Б.1). Материальные затраты приведены для трех исполнений.

Таблица Б.1 – Материальные затраты

Материал	Единица	Цена единицы, руб.			Кол-во			Затраты $Z_m$ , руб.		
		Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3	Исп. 1	Исп. 2	Исп. 3
Ручки	Шт.	40	70	14	4	2	5	160	140	70
Бумага	Упаковка	300	300	300	1	1	1	300	300	300
Флеш-карта	Шт.	360	360	360	1	1	1	360	360	360
Итого								820	800	730

В статью «специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ» входят затраты на приобретение специального оборудования, в данном случае электронно-вычислительной техники (таблица Б.2).

## Продолжение Приложения Б

Таблица Б.2 – Расчет затрат по статье «Спецоборудование для научных работ»

Оборудование	Кол-во единиц	Цена единицы, руб.	Затраты, руб.
Персональный компьютер (ПК)	1	50000	50000
Итого			50000

Заработная плата исполнителей состоит из основной и дополнительной (15 % от основной):

$$Z_{\text{ЗП}} = Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}, \quad (\text{Б.2})$$

где  $Z_{\text{осн}}$  – основная заработная плата;  
 $Z_{\text{доп}}$  – дополнительная заработная плата;

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{дн}} \cdot T_{\text{р}}, \quad (\text{Б.3})$$

где  $Z_{\text{дн}}$  – среднедневная заработная плата работника;  
 $T_{\text{р}}$  – продолжительность работ (этапа);

Среднедневная заработная плата:

$$Z_{\text{дн}} = \frac{Z_{\text{м}} \cdot M}{F_{\text{д}}}, \quad (\text{Б.4})$$

где  $Z_{\text{м}}$  – месячный оклад работника;  
 $M$  – число месяцев без отпуска в году;  
 $F_{\text{д}}$  – действительный годовой фонд рабочего времени.  
 Годовой фонд рабочего времени приведен в таблице Б.3.

Продолжение Приложения Б

Таблица Б.3 – Годовой фонд рабочего времени

Показатель	Участники	
	Руководитель	Студент
Календарное число дней	365	365
Количество нерабочих дней	118	118
Потери рабочего времени отпуск:	28	28
невыходы по болезни:	0	0
Действительный годовой фонд рабочего времени	219	219

Результаты расчета основной заработной платы приведены в таблице Б.4.

Таблица Б.4 – Расчёт основной заработной платы

Показатель	Участники	
	Руководитель	Студент
$Z_m$ , руб	26000	2500
M, месяц	11,08	11,08
$F_{\phi}$ , дни	219	219
$Z_{дн}$ , дни	1315	126
$T_p$ , раб. дни	33	84
$Z_{осн}$ , руб.	43395	10584
$Z_{доп}$ , руб.	6509	-
$Z_{зп}$ , руб.	49904	10584

Страховые отчисления принимаем 30 % от основной заработной платы:

$$Z_{внеб} = 0,3 \cdot Z_{зп}; \quad (Б.5)$$

$$Z_{внеб}^{рук.} = 0,3 \cdot 49904 = 14971 \text{ руб.};$$

$$Z_{внеб}^{ст.} = 0,3 \cdot 10584 = 3175 \text{ руб};$$

$$Z_{внеб} = 14971 + 3175 = 18146 \text{ руб.}$$

В состав накладных расходов входит печать, ксерокопирование, услуги связи, электроэнергия и пр., что определяется как:

$$Z_{накл} = (\text{сумма статей}) \cdot k_{нр}, \quad (\text{Б.6})$$

где  $k_{нр}$  – коэффициент, учитывающий накладные расходы (принимаем 0,16).

## Приложение В

### Расчет эффективности исследования

Чтобы выявить эффективность исследования рассчитываем «интегральный показатель эффективности» для каждого исполнения:

$$I_{\text{исп.}i} = \frac{I_{\text{р-исп}i}}{I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}}, \quad (\text{В.1})$$

где  $I_{\text{р-исп}i}$  – интегральный показатель ресурсоэффективности;  
 $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$  – интегральный финансовый показатель  $i$ -го исполнения разработки.

Первую величину находим по формуле:

$$I_{\text{р-исп}i} = \sum a_i \cdot b_i, \quad (\text{В.2})$$

где  $a_i$  – весовой коэффициент  $i$ -го исполнения разработки;  
 $b_i$  – балл  $i$ -го исполнения разработки.

В таблице В.1 представлена оценка характеристик вариантов исполнения проекта.

Таблица В.1 – Оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерий	Весовой коэффициент	Исп.1	Исп.2	Исп.3
1 Способствует росту производительности труда пользователя	0,10	4	5	3
2 Экономическая эффективность	0,15	3	4	5
3 Материалоемкость	0,30	4	5	3
4 Надежность	0,30	4	5	3
5 Экологичность	0,15	3	5	4
Итого	1			

$$I_{\text{р-исп}1} = 3,70;$$

$$I_{\text{р-исп}2} = 4,85;$$

## Продолжение Приложения В

$$I_{p-исп3} = 3,45.$$

Интегральный финансовый показатель:

$$I_{финр}^{исп.i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{max}}, \quad (B.3)$$

где  $\Phi_{pi}$  – стоимость  $i$ -го исполнения разработки (таблица 35);

$\Phi_{max}$  – максимальная стоимость исполнения.

$$I_{финр}^{исп.1} = \frac{150167}{150167} = 1;$$

$$I_{финр}^{исп.2} = \frac{150143}{150167} = 0,9998;$$

$$I_{финр}^{исп.3} = \frac{150062}{150167} = 0,9993;$$

$$I_{исп.1} = \frac{3,70}{1} = 3,70;$$

$$I_{исп.2} = \frac{4,85}{0,9998} = 4,85;$$

$$I_{исп.3} = \frac{3,45}{0,9993} = 3,45.$$

Сравнение интегральных показателей эффективности проведем с помощью сравнительной эффективности:

$$\mathcal{E}_{ср} = \frac{I_{исп.1}}{I_{исп.2}}. \quad (B.4)$$

Результаты расчетов представлены в таблице 32.