

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет
имени К.И. Сатпаева

Институт Химических и биологических технологий
Кафедра Химической и биохимической инженерии

Нариманова Томирис Бериковна
Скачкова Лидия Михайловна

«Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода
термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы»

ДИПЛОМНАЯ РАБОТА

Специальность 5В070100 – Биотехнология

Алматы 2022

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет
имени К.И. Сатпаева

Институт Химических и биологических технологий
Кафедра Химической и биохимической инженерии

ДОПУЩЕНЫ К ЗАЩИТЕ

Заведующая кафедрой
«Химическая и биохимическая инженерия»
PhD, ассоциированный профессор
Амитова А.А.



«20» мая 2022 г.

ДИПЛОМНАЯ РАБОТА

На тему: «Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода
термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы»

По специальности 5В070100 – Биотехнология

Выполнили:

 Нариманова Томирис Бериковна
 Скачкова Лидия Михайловна

Рецензент

д.х.н, профессор
Умерзакова М.Б.



«20» мая 2022 г.

Научный руководитель

д.х.н, профессор
Искаков Р.М.

«20» мая 2022 г.

Алматы 2022

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет
имени К.И.Сатпаева

Институт Химических и биологических технологий
Кафедра «Химическая и биохимическая инженерия»

5B070100 – «Биотехнология»

УТВЕРЖДАЮ

Заведующая кафедрой
Химическая и биохимическая инженерия
PhD, ассоциированный профессор
Амитова А. А.



«24» декабря 2021 г.

ЗАДАНИЕ

на выполнение дипломного проекта

Обучающимся Наримановой Т. Б., Скачковой Л. М.

Тема: «Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы»

Утверждена приказом Ректора Университета №_489-П/Θ от "24" декабря 2021г.

Срок сдачи законченной работы: "10" июня 2022г.

Исходные данные к дипломной работе: производительность – 1,2 т/г, сырье – биомасса

Перечень подлежащих разработке в дипломном проекте вопросов:

а) поточная технологическая схема

б) расчет оборудования

в) выбор и оценка оборудования

г) расчет рентабельности предприятия

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей): схема получения зеленого водорода из биомассы, поточная технологическая схема получения биоводорода, энергетическая подсистема, размещение оборудования в цеху, график расчета точки безубыточности производства, представлены 12 слайдов презентации работы

Рекомендуемая основная литература: из 12 наименований

ГРАФИК
подготовки дипломной работы (проекта)

Наименование разделов, перечень разрабатываемых вопросов	Сроки представления научному руководителю	Примечание
Литературный обзор	27.11.2021	Выполнено
Поточная технологическая схема	25.12.2021	Выполнено
Энергетическая подсистема	15.01.2022	Выполнено
Расчет реактора	22.01.2022	Выполнено
Расчет основного оборудования	19.02.2022	Выполнено
Выбор и оценка оборудования, расчет капитальных затрат	19.03.2022	Выполнено
Расчет производственных затрат	02.04.2022	Выполнено

Подписи

консультантов и нормоконтролера на законченную дипломную работу (проект) с указанием относящихся к ним разделов работы (проекта)

Теоретическая часть	Искаков Р.М.	
Расчетная часть	Искаков Р.М.	
Аналитическая часть	Искаков Р.М.	
Экономическая часть	Искаков Р.М.	
Нормоконтролер	Искаков Р.М.	

Научный руководитель  Искаков Р. М.

Задание приняли к исполнению обучающиеся  Нариманова Т. Б.

 Скачкова Л. М.

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

Казахский национальный исследовательский технический университет
имени К.И. Сатпаева

Институт Химических и биологических технологий
Кафедра Химической и биохимической инженерии

Нариманова Томирис Бериковна
Скачкова Лидия Михайловна

«Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода
термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы»

ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА
К дипломному проекту

Специальность 5В070100 – Биотехнология

Алматы 2022

АНДАТПА

Дипломдық жұмыс 49 беттен, 5 суреттен, 8 кестенен, 38 қолданылған әдебиеттерден тұрады.

Түйінді сөздер: биосутек, биомасса, жылдам пиролиз.

Жұмыс 10 бөлімнен тұрады: әдебиеттік шолу, технологиялық процестің схемасы, энергетикалық ішкі жүйесі, реактордың есептеуі, жылу алмасу процесінің есептеуі, масса алмасу процесінің есептеуі, жабдықтың таңдауы және бағалауы, өндіріс құнының калькуляциясы, амортизация және ақша қозғалысы, жоба рентабельділігін бағалауы және таза құнды есептеуі.

Жұмыстың мақсаты: биомассадан термохимиялық әдіспен биосутегі алу бойынша кәсіпорын жобасын әзірлеу.

Осы мақсатқа жету үшін келесі міндеттер қойылды:

- өнеркәсіпте қолданылатын биосутек алу технологиясын талдау;
- таңдалған әдіс үшін кәсіпорынның технологиялық, конструктивті және экономикалық есебін жүргізу.

Зерттеу пәні: термохимиялық әдіспен биомассадан биосутегін алу.

Жұмыста келесі есептеулер жүргізілді: материалдық баланс, оның негізінде құрылғылардың көлемі анықталды, көмекші реагенттердің шығынын анықтауға мүмкіндік беретін жылу балансы, негізгі жабдық таңдалған құрылымдық есептеу.

Жобаның нәтижелері: биомассадан жасыл сутегі алудың технологиялық схемасы ұсынылады, есептеледі және негізделеді.

АННОТАЦИЯ

Работа содержит 49 страниц, 5 рисунков, 8 таблиц, 38 использованных источников.

Ключевые слова: биоводород, биомасса, быстрый пиролиз.

Работа состоит из 10 разделов: литературный обзор, поточно технологическая схема, энергетическая подсистема, расчет ректоров, расчет теплообменных процессов, расчет массообменных процессов, выбор и оценка оборудования, расчет производственных затрат, амортизация и денежный поток, оценка рентабельности проекта и расчет чистой стоимости.

Цель работы: разработать проект предприятия по получению зеленого водорода термохимическим методом из биомассы.

Для достижения указанной цели были поставлены следующие задачи:

- проанализировать применяемые в промышленности технологии получения биоводорода;
- провести технологический, конструктивный и экономический расчет предприятия для выбранного метода.

Объект исследования: биоводород.

Предмет исследования: получение зеленого водорода из биомассы термохимическим методом.

В работе произведены следующие расчеты: материальный баланс, на основе которого определен объем аппаратов, тепловой баланс, позволивший определить расход вспомогательных реагентов, конструктивный расчет, по которому подобрано основное оборудование.

Результаты проекта: будет предложена, рассчитана и обоснована поточно технологическая схема получения зеленого водорода из биомассы.

ABSTRACT

The diploma thesis contains 49 pages, 5 figures, 8 tables. List of references includes 38 sources.

Keywords: biohydrogen, biomass, pyrolysis.

The work consists of 10 sections: literature review, flow diagram, energy subsystem, calculation of reactor's capacity, calculation of heat exchange processes, calculation of mass transfer processes, selection and evaluation of equipment, calculation of production costs, depreciation and cash flow, evaluation of project profitability and calculation of net value.

The purpose of the work: to develop a project of an enterprise for the production of green hydrogen by thermochemical method from biomass.

To achieve this goal, the following tasks were set:

- analyze the biohydrogen production technologies used in industry;
- to carry out a technological, constructive and economic calculation of the enterprise for the selected method.

Object of research: biohydrogen.

Subject of research: obtaining green hydrogen from biomass by thermochemical method.

The following calculations were made in the work: the calculations of material balance, on the basis of which the volume of devices was determined; the calculation of thermal balance, which made it possible to determine the consumption of auxiliary reagents; the constructive calculation, according to which the main equipment was selected.

Project results: a flow technological scheme for producing green hydrogen from biomass will be proposed, calculated and justified.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	11
1 Литературный обзор	12
1.1 Методы получения биоводорода	12
1.2 Пиролиз биомассы	12
1.3 Биомасса – источник биоводорода	14
1.4 Водород как альтернативный источник энергии и его хранение	14
2 Поточно технологическая схема процесса	15
2.1 Технологическая схема процесса	15
2.2 Поточная схема процесса	16
3 Энергетическая подсистема	17
4 Расчет реакторов	18
4.1 Расчет реактора быстрого пиролиза R-101	18
4.2 Расчет реактора РИВН R-102	19
4.3 Расчет реактора РИВН R-103	21
5 Расчет теплообменных процессов	23
5.1 Расчет теплообменника E-101	23
5.2 Расчет теплообменника E-102	25
6 Расчет массообменных процессов	27
6.1 Расчет измельчителя С-101	27
6.2 Расчет промывочного аппарата V-101	28
6.3 Расчет сушильного аппарата D-101	28
6.4 Расчет осадительной центрифуги F-101	30
6.5 Расчет сепаратора S-101	30
6.6 Расчет абсорбера А-101	31
7 Выбор и оценка оборудования	34
7.1 Оценка капитальных затрат фактором Ланга	35
7.2 Модульная оценка капитальных затрат	35
7.3 Размещение оборудования в цеху	36

8 Расчет производственных затрат	37
8.1 Расчет стоимости исходных материалов	38
8.2 Расчет стоимости утилизации отходов	38
8.3 Расчет стоимости вспомогательных материалов	38
8.4 Расчет затрат на заработную плату операторов производства	39
8.5 Расчет производственных затрат	40
9 Амортизация и денежный поток (Depreciation & Cash-Flow)	41
9.1 Расчет амортизации производства	41
9.2 Расчет денежного потока	41
10 Оценка рентабельности проекта и расчет чистой приведенной стоимости (Net Present Value or NPV)	44
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	45
ПЕРЕЧЕНЬ ПРИНЯТЫХ СОКРАЩЕНИЙ И ТЕРМИНОВ	46
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	47

ВВЕДЕНИЕ

На данный момент основой для современной энергетики служат ископаемые топлива. Но так будет не всегда. Наряду с истощением и ежегодным удорожанием запасов невозобновляемых ресурсов растет энергопотребление. Главной мировой проблемой может стать энергетический кризис.

Беспокойство о энергетическом будущем планеты подталкивает ученых к нахождению решения этой проблемы. И этим решением может стать зеленый водород.

Водородная энергетика представляет взаимодействие технологий производства, перемещения, скопления и потребления универсального вторичного носителя – биоводорода. Зерном идеи водородной энергетики является использование биоводорода, как помощника и носителя электроэнергии. А его использование определяется способом его получения.

В настоящее время все больше и больше ученых склоняются к мнению, что благодаря неограниченным источникам получения, хорошей энергонасыщенности, технологической подвижности и экологической чистоте производств по преобразованию водородной энергии именно этот вид энергоносителя стоит считать наиболее перспективным для использования в будущем.

Биоводород получают многими способами, но самыми управляемыми и рентабельными считаются термохимические.

1 Литературный обзор

1.1 Методы получения биоводорода

Методы, с помощью которых можно произвести биоводород из биомассы, подразделяются на две группы: биохимические и термохимические [1].

Термические процессы – это химическое превращение сырья в результате реакций крекинга и уплотнения, которые осуществляются за счет повышенных температур и без участия катализаторов. Термохимическими методами называют газификацию угля, паровой риформинг природного газа, частичное окисление метана, пиролиз биомассы [1].

1.2 Пиролиз биомассы

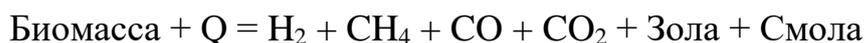
Пиролизом биомассы называют её анаэробное нагревание при давлении 0,1-0,5 МПа и температуре от 650 до 800 К [2]. В зависимости от повышения температуры реакции пиролиза подразделяются на три класса: медленный пиролиз, быстрый низкотемпературный пиролиз и быстрый высокотемпературный пиролиз [3]. Характеристики различных видов пиролиза биомассы представлена в [таблице 1](#).

Таблица 1 – Сравнительные характеристики различных видов пиролиза биомассы [1]

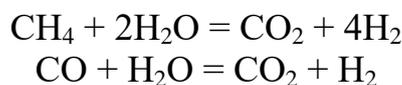
Параметр	Медленный пиролиз	Быстрый низкотемпературный пиролиз	Быстрый высокотемпературный пиролиз
Время процесса	5-30 мин	1-3 с	1-3 с
Размер сырья	Средний	Малый	Малый
Влажность сырья	Низкая	Очень низкая	Очень низкая
Температура, °С	500 - 700	450 - 600	600 - 900
Давление, кПа	100	100	10 - 100
Выход газа, %	До 40	До 30	До 75
Выход жидкости, %	До 30	До 80	До 20
Выход твердого остатка, %	До 30	До 15	До 20

После завершения реакции образуются твердые, жидкие и газообразные продукты. К газообразным продуктам относятся H_2 , CH_4 , CO , CO_2 . Смола составляет основу жидкого продукта. Твердые продукты включают легко воспламеняемые остатки и золу [4].

Сам процесс пиролиза предназначен для получения биотоплива, но при повышении температуры и регулировании времени, подходящем для устойчивости летучих газов, можно производить водород. Основная реакция выглядит так [5]:



После основной реакции метан и монооксид углерода подвергаются конвертированию с образованием водорода. Эти конвертирования представлены реакциями [6]:



Процесс производства водорода состоит из трёх стадий: подготовка сырья (биомассы), основная реакция в реакторе пиролиза, отделение/очистка готового продукта. Общая схема получения зеленого водорода методом пиролиза представлена на [рисунке 1](#) [3].

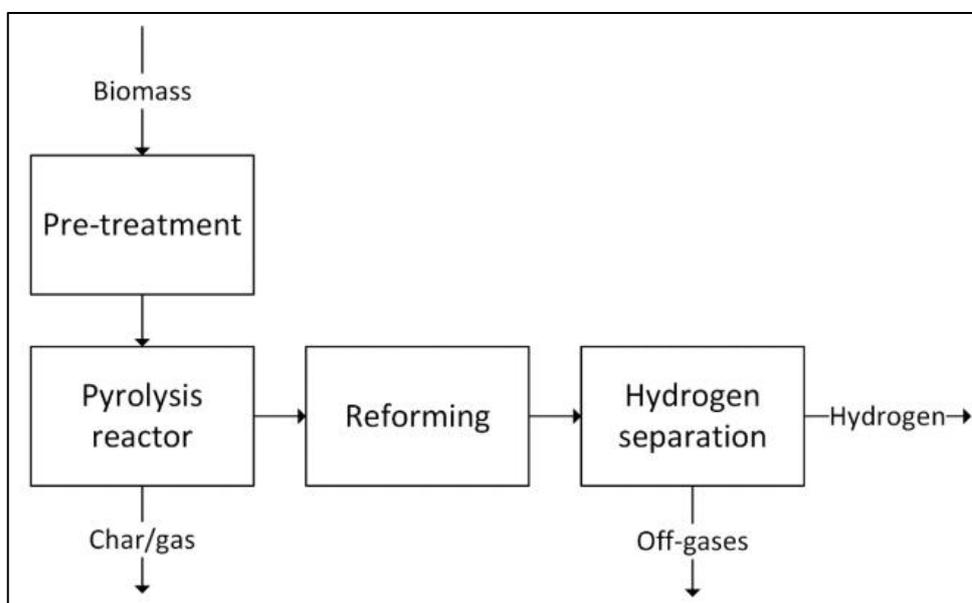


Рисунок 1 – Схема получения зеленого водорода из биомассы

Подготовка биомассы включает в себя её измельчение до необходимого размера и последующую обработку путём промывки или обработки горячим паром высокого давления [3].

1.3 Биомасса – источник биоводорода

Человечество издавна использовало биомассу, как основной источник энергии. До сих пор прямое сжигание биомассы используется как основной источник энергии в отдаленных частях мира [7].

Биомасса – это субстанция, содержащая органические компоненты. Под биомассой можно понимать древесину и отходы деревообрабатывающих производств, сельскохозяйственные культуры (преимущественно зерновые) и отходы с предприятий их переработки, твердые отходы городской жизни, отходы после обработки пищевых продуктов, кожура земляных орехов, водоросли и т.д. [1].

Этап очистки водорода от примесей и газов можно произвести следующими способами:

- адсорбцией прочих газов;
- абсорбцией углекислого газа;
- криогенным разделением;
- мембранной очисткой;
- селективной абсорбцией водорода.

1.4 Водород как альтернативный источник энергии и его хранение

В сравнении с электричеством водород является источником химической энергии и его считают более подходящим средством накопления энергии, в частности для работы с энергосистемами возобновляемых энергий [8]. В настоящий момент производимый водород используют в пищевой промышленности при гидрировании масел и в химической промышленности при гидрокрекинге сырой нефти, а также в других отраслях. Это обусловлено способностью водорода вступать в каталитические реакции при повышенных температурах [9].

Но есть еще одна важная особенность водорода – это самое легкое топливо с наибольшей энергией на единицу массы. Данная энергия может быть превращена в механическую, химическую или электрическую. Таким образом водород является перспективным энергоносителем будущего [10].

У водорода, как источника энергии, есть два преимущества:

- экологически чистое получение электроэнергии;
- длительное хранение без потерь.

Существует две основные технологии крупномасштабного хранения водорода:

- PtP – Power to Power (электроэнергия в электроэнергию) технология хранения газа в летучем состоянии в подземных газохранилищах или в связанном состоянии, к примеру в гидридах металлов.
- PtG – Power to Gas (электроэнергия в газ) технология включения водорода в уже существующую смесь природного газа и создание из водорода синтетического метана [11].

2 Поточно технологическая схема процесса

2.1 Технологическая схема процесса

Поточная технологическая схема процесса получения биоводорода из биомассы представлена на [рисунке 2](#).

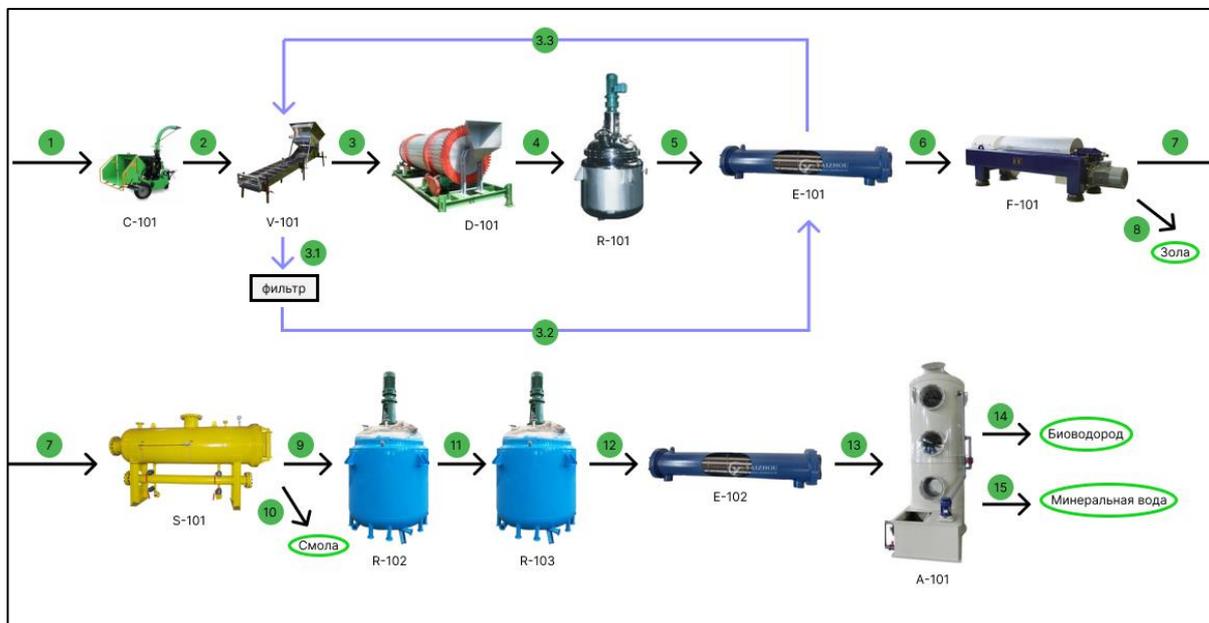


Рисунок 2 – Поточная технологическая схема получения биоводорода

Данный процесс состоит из трех блоков:

Подготовка исходных веществ, а именно измельчение поступающей биомассы (дерево, деревянные опилки, старая деревянная мебель и др.) в измельчителе С-101, промывка измельченной биомассы в промывочном аппарате V-101.

Основная реакция. Биомасса поступает в реактор быстрого пиролиза R-101, где она нагревается до 700°C и на выходе получаем смесь из жидких (смола), газообразных (водород, метан, угарный и углекислый газы) и твердых веществ (зола).

Разделение продуктов. Смесь после реактора охлаждаем в теплообменнике E-101 до 180°C. Охлажденная смесь поступает в осадительную центрифугу F-101 с целью отделения золы от газовой-жидкостной смеси. Газово-жидкостную смесь пропускаем через сепаратор S-101, где отделяем газы.

Газовая смесь, состоящая из H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , поступает в реактор идеального вытеснения непрерывный R-102, где происходит реакция взаимодействия монооксида углерода с водой с образованием углекислого газа и водорода. Далее газовая смесь, состоящая из H_2 , CO_2 , CH_4 поступает в РИВН R-103, где происходит реакция взаимодействия метана с водой с образованием углекислого газа и водорода.

В завершении процесса, после работы двух реакторов получаем смесь, состоящую из двух газов – H_2 и CO_2 . Так как углекислый газ в воде растворим, а водород нет, то подключаем абсорбер и получаем конечный продукт – биоводород и минеральную воду.

Таким образом, для производства биоводорода термохимическим методом нам потребуется следующее оборудование:

- С-101 – измельчитель,
- V-101 – промывочный аппарат,
- R-101 – реактор быстрого пиролиза,
- E-101, E-102 – теплообменники для охлаждения потоков,
- F-101 – осадительная центрифуга,
- S-101 – газовый сепаратор,
- R-102, R-103 – реакторы РИВН для преобразования газовой смеси в водород,
- А-101 – абсорбер для разделения конечных газов.

2.2 Поточная схема процесса

На технологической схеме ([рисунок 2](#)) представлены следующие потоки:

- 1 – поступающая биомасса при $20^{\circ}C$;
- 2 – измельченная биомасса при $20^{\circ}C$;
- 3 – очищенная измельченная биомасса при $20-30^{\circ}C$;
- 3.1 – загрязненная вода после промывочного аппарата;
- 3.2 – очищенная вода, прошедшая через фильтр, и далее повторно используемая для охлаждения смеси в теплообменнике E-101;
- 3.3 – вода, нагретая после теплообменника, повторно используемая в промывочном аппарате V-101;
- 4 – очищенная измельченная просушенная биомасса при $30^{\circ}C$;
- 5 – смесь из жидких (смола), газообразных (H_2 , CH_4 , CO , CO_2) и твердых (зола) веществ при $700^{\circ}C$;
- 6 – охлажденная смесь из жидких (смола), газообразных (H_2 , CH_4 , CO , CO_2) и твердых (зола) веществ при $180^{\circ}C$;
- 7 – газожидкостная смесь при $150^{\circ}C$;
- 8 – отделенная зола при $150^{\circ}C$;
- 9 – газовая смесь при $150^{\circ}C$;
- 10 – отделенная смола при $150^{\circ}C$;
- 11 – газовая смесь, состоящая из H_2 , CO_2 , CH_4 при $400^{\circ}C$;
- 12 – газовая смесь, состоящая из H_2 , CO_2 при $750^{\circ}C$;
- 13 – газовая смесь, состоящая из H_2 , CO_2 при $100^{\circ}C$;
- 14 – биоводород при $30^{\circ}C$;
- 15 – минеральная вода при $30^{\circ}C$.

3 Энергетическая подсистема

В качестве энергетической подсистемы используются 2 установки, представленные на [рисунке 3](#):

- теплообменник E-101 используется для охлаждения реакционной смеси до 180°C путем подвода холодной воды.
- теплообменник E-102 используется для охлаждения смеси газов до 100°C путем подвода холодной воды.

Основным энергетическим носителем для работы энергетической подсистемы является – вода при температуре 100°C (для E-101) и 50°C (для E-102).

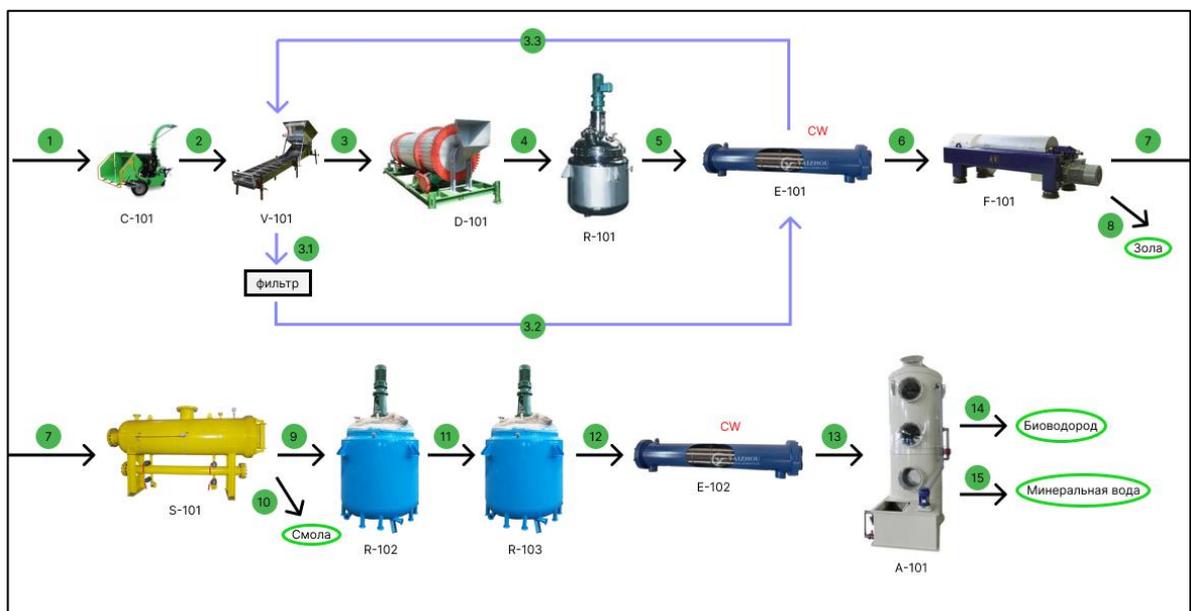


Рисунок 3 – Энергетическая подсистема

4 Расчет реакторов

4.1 Расчет реактора быстрого пиролиза R-101

Для проведения реакции пиролиза биомассы (древесины и отходов древесных производств) был выбран реактор высокотемпературного быстрого пиролиза. Температура реакции в аппарате составляет 700 °С, давление – 100 Кпа. Среднюю скорость реакции для данного процесса – $1,5 \cdot 10^{-1}$ моль/м³с.

В процессе высокотемпературного пиролиза используется реактор пиролиза по типу РИВ (реактор идеального вытеснения).

Объем реакционной зоны рассчитаем по формуле (1):

$$V = G_v * \tau * 10^3 \quad (1)$$

где τ — время реакции;

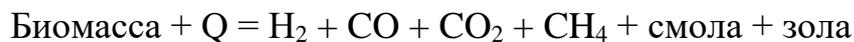
G_v — объемный расход сырья, м³/с [12].

Далее производится расчёт объема расхода сырья. За год необходимо получить 1,2 тонны биоводорода из биомассы. При высокотемпературном пиролизе из биомассы, состоящей из опилок и отходов деревоперерабатывающих предприятий, образуются газы – 70% (H₂, CO, CO₂, CH₄), жидкие продукты – 10% (смола), твердый остаток – 20% (зола).

Один год составляет 315 операционных дней, каждый из которых включает в себя 9 часов работы. Тогда за 1 день мы получаем 3,8 кг, за 1 час – 0,42 кг биоводорода. Таким образом:

$$\begin{aligned} 1200 \text{ кг} / 315 \text{ д} &= 3,8 \text{ кг/день} \\ 3,8 \text{ кг/день} / 9 \text{ часов} &= 0,42 \text{ кг/час} \\ 0,42 \text{ кг/час} / 3600 &= 0,000116 \text{ кг/сек} \quad (1,16 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с}) \end{aligned}$$

Процесс представляет собой общую реакцию:



Образующаяся смесь газов состоит на 60% из H₂, 20% из CO, 15% из CO₂, 5% из CH₄. Следовательно, рассчитываем массу каждого компонента методом пропорции:

$$\begin{aligned} 1200 \text{ кг} &- 60\% \\ x &- 100\% \end{aligned}$$

Тогда, масса смеси газов:

$$x = 1200 \text{ кг} * 100 \% / 60 \% = 2000 \text{ кг} \quad (\text{масса образующейся смеси газов})$$

Масса исходного сырья:

$$2000 \text{ кг} - 70\%$$

$$x \text{ кг} - 100\%$$

$$x = 2000 \text{ кг} * 100\% / 70\% = 2860 \text{ кг (масса биомассы)}$$

2860 кг/год – это 9,08 кг/день, или 1 кг/час, или 0,00028 кг/с.

Далее рассчитывается необходимый объем реактора:

При учете, что 120 кг опилок занимает объем равный 1 м³ [13]. Значит 2,8*10⁻⁴ кг опилок занимает объем 2,33 *10⁻⁶ м³.

Тогда объем реактора:

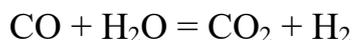
$$V = 2,33*10^{-6} \text{ м}^3/\text{с} * 10^3 * 3 \text{ с} = 6,99*10^{-3} \text{ м}^3 \text{ (или 7 литров.)}$$

Итак, необходимый для высокотемпературного пиролиза реактор должен обладать объемом 7 л.

4.2 Расчет реактора РИВН R-102

После отделения жидкой фазы в сепараторе в реактор R-102 поступает смесь газов, состоящая из CH₄, CO, CO₂ и H₂.

Здесь проходит реакция взаимодействия монооксида углерода с водой с образованием углекислого газа и водорода.



Для проведения реакции был выбран реактор вытеснения с неподвижным слоем (РИВН) катализатора оксида кобальта средняя скорость химической реакции которого при температуре 400°С равна 1,5 моль/м³*с [14].

Массы исходных реагентов:

$$m(\text{H}_2) = 0,42 \text{ кг/ч} = 0,12 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CO}) = 0,14 \text{ кг/ч} = 0,039 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CO}_2) = 0,105 \text{ кг/ч} = 0,029 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CH}_4) = 0,035 \text{ кг/ч} = 0,097 \text{ г/сек}$$

Проводим расчёт по уравнению реакции.

$$n(\text{CO}) = 0,039 \text{ г/сек} / 28 \text{ г/моль} = 0,0014 \text{ моль/сек}$$

$$n(\text{CO}) = n(\text{H}_2\text{O}) = n(\text{CO}_2) = n(\text{H}_2) = 0,0014 \text{ моль/сек}$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = 0,0014 \text{ моль/сек} * 18 \text{ г/моль} = 0,0252 \text{ г/сек} (1,512*10^{-3} \text{ л/мин})$$

$$m(\text{CO}_2) = 0,0014 \text{ моль/сек} * 44 \text{ г/моль} = 0,062 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{H}_2) = 0,0014 \text{ моль/сек} * 2 \text{ г/моль} = 0,0028 \text{ г/сек}$$

Конечные массы потоков компонентов:

$$m(\text{CO}_2) = 0,062 \text{ г/сек} + 0,029 \text{ г/сек} = 0,091 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{H}_2) = 0,0028 \text{ г/сек} + 0,12 \text{ г/сек} = 0,1228 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CH}_4) = 0,097 \text{ г/сек}$$

В реакторе находятся 5 веществ, 2 из них реагируют, 3 не реагируют. Реагирующие вещества могут быть рассчитаны по уравнению реакций. Исходя из расчета, определяется объем реактора, но должны быть учтены и непрореагировавшие вещества.

Для этого к реакции добавляются непрореагировавшие вещества:



$$m(\text{H}_2) = 0,42 \text{ кг/ч} = 0,12 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CO}) = 0,14 \text{ кг/ч} = 0,039 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CH}_4) = 0,097 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CO}_2) = 0,105 \text{ кг/ч} = 0,029 \text{ г/сек}$$

$$F_{\text{AOI}} = \text{H}_2 + \text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4 = 0,12 \text{ г/сек} + 0,039 \text{ г/сек} + 0,029 \text{ г/сек} + 0,097 \text{ г/сек} = 0,285 \text{ г/сек}$$

Теперь высчитывается конверсия. Если представить смесь реагирующих и нереагирующих газов как одно вещество, то нереагирующий газ будет непрореагировавшей частью общего вещества. Соответственно, конверсия будет равняться количеству прореагировавшего компонента поделенного на общее количество вещества:

$$X = 0,039 \text{ г/сек} / 0,285 \text{ г/сек} = 0,1$$

Объем реактора для такого типа процессов рассчитывается согласно формуле (2) материального баланса для частного случая РИВН:

$$V = F_{\text{AO}} \int dX/r_A \quad (2)$$

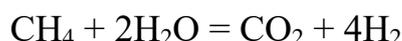
$$V = 0,285 \text{ г/сек} * 0,1 / 1,5 \text{ моль/м}^3 * \text{с} = 0,019 \text{ м}^3 = 19 \text{ л}$$

Объем реактора вытеснения с неподвижным слоем (РИВН) катализатора оксида кобальта составил 19 л. А необходимый поток воды имеет массу 0,252 г/сек.

4.3 Расчет реактора РИВН R-103

В реактор поступает смесь газов, состоящая из CH_4 , CO_2 , H_2 .

Здесь проходит реакция взаимодействия метана с водой с образованием углекислого газа и водорода:



Для проведения реакции был выбран реактор идеального вытеснения с неподвижным слоем (РИВН) никелевого катализатора средняя скорость химической реакции которого при температуре 750°C равна $1,5 \text{ моль/м}^3 * \text{с}$ [15].

Массы исходных реагентов:

$$m(\text{CO}_2) = 0,091 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{H}_2) = 0,1228 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CH}_4) = 0,097 \text{ г/сек}$$

Проводим расчёт по уравнению реакции.

$$n(\text{CH}_4) = 0,097 \text{ г/сек} / 16 \text{ г/моль} = 0,006 \text{ моль/сек}$$

$$n(\text{H}_2\text{O}) = 2 * 0,006 \text{ моль/сек} = 0,012 \text{ моль/сек}$$

$$m(\text{H}_2\text{O}) = 0,012 \text{ моль/сек} * 18 \text{ г/моль} = 0,216 \text{ г/сек} (1,296 * 10^{-2} \text{ л/мин})$$

$$n(\text{CO}_2) = 0,006 \text{ моль/сек}$$

$$m(\text{CO}_2) = 0,006 \text{ моль/сек} * 44 \text{ г/моль} = 0,264 \text{ г/сек}$$

$$n(\text{H}_2) = 0,006 \text{ моль/сек} * 4 = 0,024 \text{ моль/сек}$$

$$m(\text{H}_2) = 0,024 \text{ моль/сек} * 2 \text{ г/моль} = 0,048 \text{ г/сек}$$

Конечные массы потоков компонентов:

$$m(\text{CO}_2) = 0,091 \text{ г/сек} + 0,264 \text{ г/сек} = 0,355 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{H}_2) = 0,1228 \text{ г/сек} + 0,048 \text{ г/сек} = 0,1708 \text{ г/сек}$$

Теперь учитываем непрореагировавшие вещества в реакции:



$$m(\text{CO}_2) = 0,091 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{H}_2) = 0,1228 \text{ г/сек}$$

$$m(\text{CH}_4) = 0,097 \text{ г/сек}$$

$$F_{\text{AO}_2} = \text{H}_2 + \text{CO} + \text{CH}_4 = 0,1228 \text{ г/сек} + 0,091 \text{ г/сек} + 0,097 \text{ г/сек} = 0,311 \text{ г/сек}$$

$$X = 0,097 \text{ г/сек} / 0,311 \text{ г/сек} = 0,3$$

Объем реактора для такого типа процессов рассчитывается согласно формуле (2) материального баланса для частного случая РИВН:

$$V = 0,311 \text{ г/сек} * 0,3 / 1,5 \text{ моль/м}^3 * \text{с} = 0,062 \text{ м}^3 = 62 \text{ л}$$

Объем реактора вытеснения с неподвижным слоем (РИВН) никелевого катализатора составил 62 л. А необходимый поток воды имеет массу 0,216 г/сек.

5 Расчет теплообменных процессов

Химическое оборудование по принципу действия можно разделить на процессы теплопереноса (теплообменные процессы) и процессы массопереноса (массообменные процессы).

К оборудованию теплопереноса относятся теплообменники E-101, E-102.

5.1 Расчет теплообменника E-101

Теплообменник E-101 применяется для охлаждения реакционной смеси с температуры 700°C до температуры 180°C с помощью холодной воды, которая поступает в результате рецикла после промывочного аппарата V-101.

После работы реактора, в результате превращений, получаются следующие продукты: смесь газов 70% (H₂, CO, CO₂, CH₄), жидкие продукты – 10% (смола), твердый остаток – 20% (зола) [12].

Так как в реактор поступает 1 кг биомассы, то на выходе массы продуктов составляют: 700 г – смесь газов, 100 г – смола, 200 г – зола. Образующаяся смесь газов состоит на 60% из H₂, 20% из CO, 15% из CO₂, 5% из CH₄.

Тогда методом пропорции рассчитаем массы получаемых газов:

$$\begin{array}{ll} 700 \text{ г} - 100\% & \\ x \text{ г} - 60\% & x = 420 \text{ г} (0,42 \text{ кг/ч H}_2) \\ y \text{ г} - 20\% & y = 140 \text{ г} (0,14 \text{ кг/ч CO}) \\ z \text{ г} - 15\% & z = 105 \text{ г} (0,105 \text{ кг/ч CO}_2) \\ w \text{ г} - 5\% & w = 35 \text{ г} (0,035 \text{ кг/ч CH}_4) \end{array}$$

$$\begin{array}{ccccccc} \text{Биомасса} & = & \text{H}_2 & + & \text{CO} & + & \text{CO}_2 & + & \text{CH}_4 & + & \text{смола} & + & \text{зола} \\ & & \underbrace{\hspace{10em}} & & & & & & & & \underbrace{\hspace{2em}} & & \underbrace{\hspace{2em}} \\ 1 \text{ кг/ч} & & & & 0,7 \text{ кг/ч} & & & & & & 0,1 \text{ кг/ч} & & 0,2 \text{ кг/ч} \end{array}$$

Теперь по формуле (3) рассчитается теплота, отдаваемая каждым компонентом смеси газов:

$$Q = F_b * C_{pb} (t_2 - t_1) \quad (3)$$

Массовый поток водорода, как основного компонента смеси, составляет 0,42 кг/ч, или $1,2 * 10^{-4}$ кг/с – F_b (H₂).

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является водород, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 1,2 * 10^{-4} \text{ кг/с} * 14600 \text{ Дж/кг}^\circ\text{C} * (700 - 180) = 911 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость водорода при средней температуре 430°C составляет 14,6 кДж/кг°C, или 14600 Дж/кг°C [16].

Массовый поток угарного газа, как основного компонента смеси, составляет 0,14 кг/ч, или $3,9 \cdot 10^{-5}$ кг/с – $F_b(\text{CO})$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является угарный газ, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 3,9 \cdot 10^{-5} \text{ кг/с} * 1113 \text{ Дж/кг}^\circ\text{С} * (700-180) = 22,6 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость угарного газа при средней температуре 430°С составляет 1,113 кДж/кг $^\circ\text{С}$, или 1113 Дж/кг $^\circ\text{С}$ [17].

Массовый поток углекислого газа, как основного компонента смеси, составляет 0,105 кг/ч, или $2,91 \cdot 10^{-5}$ кг/с – $F_b(\text{CO}_2)$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является углекислый газ, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 2,91 \cdot 10^{-5} \text{ кг/с} * 1126 \text{ Дж/кг}^\circ\text{С} * (700-180) = 17 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость углекислого газа при средней температуре 430°С составляет 1,126 кДж/кг $^\circ\text{С}$, или 1126 Дж/кг $^\circ\text{С}$ [18].

Массовый поток метана, как основного компонента смеси, составляет 0,035 кг/ч, или $9,72 \cdot 10^{-6}$ кг/с – $F_b(\text{CH}_4)$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является метан, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 9,72 \cdot 10^{-6} \text{ кг/с} * 3602 \text{ Дж/кг}^\circ\text{С} * (700-180) = 18,2 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость метана при средней температуре 430°С составляет 3,602 кДж/кг $^\circ\text{С}$, или 3602 Дж/кг $^\circ\text{С}$ [19].

Массовый поток смолы, как основного компонента смеси, составляет 0,1 кг/ч, или $2,8 \cdot 10^{-5}$ кг/с – $F_b(\text{смолы})$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является смолы, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 2,8 \cdot 10^{-5} \text{ кг/с} * 2200 \text{ Дж/кг}^\circ\text{С} * (700-180) = 31,8 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость смолы при средней температуре 430°С составляет 2,2 кДж/кг $^\circ\text{С}$, или 2200 Дж/кг $^\circ\text{С}$ [20].

Массовый поток золы, как основного компонента смеси, составляет 0,2 кг/ч, или $5,6 \cdot 10^{-5}$ кг/с – $F_b(\text{золы})$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является зола, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = F_b * C_{pb} (t_2-t_1) = 5,6 \cdot 10^{-5} \text{ кг/с} * 750 \text{ Дж/кг}^\circ\text{С} * (700-180) = 21,7 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость золы составляет $750 \text{ Дж/кг}^\circ\text{C}$ [21].

Массовый поток холодной воды F_{cw} находим из формулы (4) теплового баланса [20]:

$$Q = F_{cw} * r_{lps} \quad (4)$$

Тогда преобразуя, получаем формулу (4.1):

$$F_{cw} = Q/r_{lps} \quad (4.1)$$

Подставляем известные значения:

$$F_{cw} = (911 + 22,6 + 17 + 18,2 + 31,8 + 21,7) \text{ Дж/с} * 10^{-3} / 2260 \text{ кДж/кг} = 4,5 * 10^{-4} \text{ кг/с} = 2,71 * 10^{-2} \text{ кг/мин.}$$

где r_{lps} – скрытая удельная теплота парообразования пара низкого давления, образующегося при охлаждении реакционной смеси, и составляет 2260 кДж/кг при 100°C [22].

Площадь теплообмена находим по формуле (5) теплопередачи для расчета теплообменников:

$$Q = k * S * \Delta t \quad (5)$$

Преобразуя, получаем формулу (6) площади теплообмена:

$$S = Q / k * \Delta t \quad (6)$$

где, k – коэффициент теплопередачи нержавеющей стали, $\text{Вт/м}^2\text{}^\circ\text{C}$; S – поверхность теплообмена, м^2 ;

Δt – средний температурный напор, $^\circ\text{C}$.

Рассчитаем значения для теплообменника E-101:

$$Q = (911 + 22,6 + 17 + 18,2 + 31,8 + 21,7) \text{ Дж/с} = 1022,3 \text{ Дж/с} = 1,02 \text{ кДж/с}$$

$$\Delta t = 430^\circ\text{C}, k \text{ при данной температуре равно } 19,0 \text{ Вт/м}^2\text{}^\circ\text{C} \quad [23].$$

$$S = 1,02 \text{ кДж/с} / 19 \text{ Вт/м}^2\text{}^\circ\text{C} * 430^\circ\text{C} = 1,2 \text{ м}^2$$

Площадь теплообмена в теплообменнике E-101 составляет $1,2 \text{ м}^2$, а необходимый массовый поток холодной воды составляет $2,71 * 10^{-2} \text{ кг/мин}$.

5.2 Расчет теплообменника E-102

Теплообменник E-102 применяется для охлаждения реакционной смеси (CO_2 и H_2) с температуры 750°C до температуры 100°C с помощью холодной воды. Необходимо рассчитать теплоту, отдаваемую каждым компонентом

охлаждаемой смеси газов.

Массовый поток водорода, как основного компонента смеси, составляет 0,1708 г/сек или $1,7 \cdot 10^{-4}$ кг/сек – $F_b(\text{H}_2)$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является водород, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с} * 14600 \text{ Дж/кг}^\circ\text{C} * (750-100) = 1613,3 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость водорода при средней температуре 430°C составляет 14,6 кДж/кг $^\circ\text{C}$, или 14600 Дж/кг $^\circ\text{C}$ [16].

Массовый поток углекислого газа, как основного компонента смеси, составляет 0,355 г/сек или $3,55 \cdot 10^{-4}$ кг/с - $F_b(\text{CO}_2)$.

Теплота, отдаваемая для охлаждения реакционной смесью, где основным компонентом является углекислого газа, рассчитанная по формуле (3), составляет:

$$Q = 3,55 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с} * 1126 \text{ Дж/кг}^\circ\text{C} * (750-100) = 259,8 \text{ Дж/с}$$

где C_{pb} – удельная теплоемкость углекислого газа при средней температуре 430°C составляет 1,126 кДж/кг $^\circ\text{C}$, или 1126 Дж/кг $^\circ\text{C}$ [18].

Массовый поток холодной воды находим по формуле (4.1) теплового баланса:

$$F_{cw} = (1613,3 + 259,8) \text{ Дж/с} * 10^{-3} / 2380 \text{ кДж/кг} = 7,8 * 10^{-4} \text{ кг/с} = \\ = 4,72 * 10^{-2} \text{ кг/мин.}$$

где r_{ps} – скрытая удельная теплота парообразования пара низкого давления, образующегося при охлаждении реакционной смеси и составляет 2380 кДж/кг при 50°C [22].

По формуле (6) находим площадь теплообмена для теплообменника Е-102:

$$Q = (1613,3 + 259,8) \text{ Дж/с} = 1873,1 \text{ Дж/с} = 1,87 \text{ кДж/с}$$

$$\Delta t = 430^\circ\text{C}, k \text{ при данной температуре равно } 19,0 \text{ Вт/м}^2\text{C} [23].$$

$$S = 1,87 \text{ кДж/с} / 19 \text{ Вт/м}^2\text{C} * 430^\circ\text{C} = 2,3 \text{ м}^2$$

Площадь теплообмена в аппарате Е-102 составляет $2,3 \text{ м}^2$, а необходимый массовый поток холодной воды составляет $4,72 \cdot 10^{-2} \text{ кг/мин.}$

6 Расчет массообменных процессов

К оборудованию, работа которого основана на процессах массопереноса, относятся:

- С-101 – измельчитель;
- V-101 – промывочный аппарат;
- D-101 – сушильный аппарат;
- F-101 – осадительная центрифуга;
- S-101 – сепаратор;
- А-101 – абсорбер.

6.1 Расчет измельчителя С-101

Оборудование для измельчения биомассы периодического действия подбирается в зависимости от его пропускной способности, которая рассчитывается по формуле (7) [24]:

$$q_{из} = \frac{60 \cdot V_{из} \cdot k_з \cdot r}{Z_{из}} \quad (7)$$

где $q_{из}$ – пропускная способность (производительность) оборудования, кг/ч;

$V_{из}$ – объем чаши, м³;

$k_з$ – коэффициент загрузки чаши (0,6...0,8);

r – плотность измельчаемого продукта, кг/м³;

$Z_{из}$ – продолжительность одного цикла измельчения биомассы, включающего операции загрузки чаши сырьем, его измельчения и выгрузки, мин.

Из формулы (7) пропускной способности измельчителя путем преобразования получаем формулу (7.1) расчета объема измельчителя:

$$V_{из} = \frac{q_{из} \cdot Z_{из}}{60 \cdot k_з \cdot r} \quad (7.1)$$

Так как через измельчитель проходит 2860 кг/год биомассы, то необходимая пропускная способность измельчителя составит: $q_{из} = 2,86$ т/год = 1 кг/час.

Примем коэффициент загрузки чаши за среднее значение: $K_з = 0,7$ [24].

Время измельчения примем за среднее значение: $Z_{из} = 5$ мин.

Под плотность измельчаемого продукта подразумеваем плотность опилок: $r = 120$ кг/м³ [13].

Тогда подставляем известные значения в формулу (7.1):

$$V_{из} = 1 \text{ кг/час} \cdot 5 / 60 \cdot 0,7 \cdot 120 \text{ кг/м}^3 = 0,0013 \text{ м}^3 (1,3 \text{ л})$$

Необходимый объем аппарата для измельчения биомассы С-101 составит 1,3 л.

6.2 Расчет промывочного аппарата V-101

В промывочный аппарат поступает измельченная биомасса, в нашем случае – опилки. В аппарате происходит ее очистка от грязи и пыли с помощью горячей воды. После отработки в промывочном аппарате загрязненная вода проходит через фильтр и, будучи охлажденной, отправляется для дальнейшего использования в теплообменник Е-101.

Масса биомассы – 9,08 кг/день, или 1 кг/час. Знаем, что 120 кг опилок занимают объем равный 1 м³, значит 1 кг опилок занимают объем 0,0083 м³ [13]. Промывочный аппарат работает 3 минуты каждый час, следовательно, 3*9 = 27 мин/день ~ 0,5 ч/день.

Объем требуемого промывочного аппарата рассчитываем исходя из объема промываемой массы за единицу времени:

$$V = 0,0083 \text{ м}^3/\text{ч} * 0,5 \text{ ч} = 0,00416 \text{ м}^3 (4,2 \text{ л})$$

$$V_{\text{воды}} = 0,0083 \text{ м}^3 - 0,00416 \text{ м}^3 = 0,00414 \text{ м}^3 (4,14 \text{ л на 1 загрузку})$$

Тогда, объем промывочного аппарата V-101 составляет 4,2 л, а объем необходимой для промывки воды составляет 1,4 л/мин.

6.3 Расчет сушильного аппарата D-101

Измельченная и промытая биомасса в виде опилок поступает в сушильный аппарат. Расчет сушильного аппарата проводят по количеству удаляемой влаги, которое находят из формулы (8):

$$W = G_{\text{сух. мат.}} (U_1 - U_2) \quad (8)$$

где W – количество удаляемой влаги в сушильном барабане, кг/с;

$G_{\text{сух. мат.}}$ – расход сухого материала, кг сух. мат./сек;

U_1, U_2 – относительная влажность материала соответственно на входе в барабан и на выходе из барабана, кг вл./кг сух. мат.

Масса исходного компонента составляет 1 кг/час, тогда:

$$G_{\text{сух. мат.}} = 1 \text{ кг/час} = 2,8 * 10^{-4} \text{ кг сух. мат./сек}$$

Пусть начальная влажность W_n , конечная W_k . Область изменения влажности от W_n до W_k называется областью сушки [25]. Тогда:

$$W_n = 30\% = 0,3$$

$$W_k = 5\% = 0,05$$

Относительную влажность материала рассчитывается по формуле (9):

$$U = W/(100 - W) \quad (9)$$

Определяем относительную влажность материала на входе и выходе барабана:

$$U_1 = W_n/(100-W_n) = 30/(100-30) = 0,43 \text{ кг вл/кг сух.мат.}$$

$$U_2 = W_k/(100-W_k) = 5/(100-5) = 0,053 \text{ кг вл/кг сух.мат.}$$

Далее определяем количество удаляемой влаги в барабане:

$$W = G_{\text{сух.мат.}}(U_1 - U_2) = 2,8 \cdot 10^{-4} * (0,43 - 0,053) = 1,05 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с} = 0,377 \text{ кг/ч}$$

Рассчитаем размеры сушильного аппарата. Минимальный необходимый объем сушильного аппарата составляет $V = 20 \text{ л} (2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3)$.

Преобразуя формулу (10) объема аппарата, получаем формулу (10.1):

$$V = \frac{W}{H} \quad (10)$$

$$H = \frac{W}{V} \quad (10.1)$$

$$H = 0,377 \text{ кг/ч} / 2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 = 188,5 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}$$

Определяем диаметр барабана по формуле (11):

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot W}{m \cdot \pi \cdot H}} \quad (11)$$

Подставляя известные значения, получаем:

$$D = ((4 * 0,377 \text{ кг/ч}) / (6 * 3,14 * 188,5 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{ч}))^{1/3} = 0,075 \text{ м,}$$

где значение m принимаем ориентировочно из ряда 4-8, например $m = 6$.

Минимально необходимая длина аппарата при известном минимально необходимом объеме и известном диаметре аппарата определим по формуле (12):

$$V = \frac{\pi \cdot D^2}{4} * L \quad (12)$$

Преобразуя формулу, получаем необходимую длину аппарата:

$$L = \frac{4}{\pi * D^2} * V = \frac{(4 * 2 * 10^{-3} \text{ м}^3)}{3,14 * 0,075 \text{ м}^2} = 0,45 \text{ м}$$

Диаметр сушильного аппарата составляет 0,075 м, минимально необходимая длина сушильного аппарата составляет 0,45 м, общий объем аппарата составляет 20 л.

6.4 Расчет осадительной центрифуги F-101

Осадительные центрифуги предназначены преимущественно для разделения плохо фильтрующихся суспензий с нерастворимой твердой фазой (размер частиц 5–40 мкм) [26]. У золы размер частиц менее 0,315 мм (основную фракцию составляют частицы с размером 0,08 мм) [27].

В центрифугу поступает смесь газообразных, жидких и твердых продуктов с целью отделения золы от газо-жидкостной смеси.

Так как масса твердого отделяемого компонента (золы) составляет 0,2 кг/ч, то необходимая производительность центрифуги будет равна $G = 200$ г/ч.

Объем центрифуги рассчитываем по формуле (13) [28]:

$$V_6 = \pi \cdot R^2 \cdot h \quad (13),$$

где R – внутренний радиус барабана центрифуги, м;

h – это высота барабана, м.

Минимальный необходимый радиус принимаем равный $R = 2$ м, а высота будет равна $h = 2,5$ м. Тогда:

$$V_6 = 3,14 * 2^2 * 2,5 = 31,4 \text{ л}$$

Необходимый объем центрифуги составит 31,4 л, а производительность составляет 200 г/ч.

6.5 Расчет сепаратора S-101

После прохождения реакционной смеси через фильтр, в сепаратор направляются: смесь газов массой 0,7 кг/час ($0,7/60 = 1,16 * 10^{-2}$ кг/мин) и смола массой 0,1 кг/час ($0,1/60 = 1,66 * 10^{-3}$ кг/мин). Статьи прихода и расхода сепаратора представлены в [таблице 2](#).

Таблица 2 – Статьи прихода и расхода сепаратора

Приход		Расход	
Статья	кг/мин	статья	кг/мин
газо-жидкостная смесь	$1,33 * 10^{-2}$	Жидкая фракция	$1,66 * 10^{-3}$
		Газовая фракция	$1,17 * 10^{-2}$
Итого	$1,33 * 10^{-2}$	Итого	$1,33 * 10^{-2}$

Объем сепаратора рассчитывается по формуле (14):

$$V = p_1/p_2 * F * t / d \quad (14)$$

где F – поток газовой фракции;

t – время пребывания сепарационного раствора;

p_1/p_2 – величина падения давления вход/выход газовой фракции;

d – средняя плотность газовой фракции.

Примем время пребывания смеси в сепараторе за 1 мин и величину падения давления вход/выход газовой фракции, равную 4.

Плотность компонентов газовой смеси при 100°C и 100 кПа:

$$H_2 - 0,0637 \text{ кг/м}^3 \quad [29],$$

$$CO - 0,916 \text{ кг/м}^3 \quad [29],$$

$$CO_2 - 1,394 \text{ кг/м}^3 \quad [29],$$

$$CH_4 - 0,525 \text{ кг/м}^3 \quad [29].$$

$$\text{Средняя плотность} = (0,0637 + 0,916 + 1,394 + 0,525) \text{ кг/м}^3 / 4 = 0,725 \text{ кг/м}^3$$

Тогда минимальный объем сепаратора:

$$V = (4 * 1,17 * 10^{-2} \text{ кг/мин} * 1 \text{ мин}) / 0,725 \text{ кг/м}^3 = 0,064 \text{ м}^3 \quad (64,5 \text{ л})$$

Необходимый объем сепаратора составляет – 64,5 л.

6.6 Расчет абсорбера А-101

В абсорбер поступает смесь газов, состоящая из водорода и углекислого газа. Водород не реагирует с водой. Углекислый газ, реагируя с водой, образует неустойчивую карбоновую кислоту, которая моментально распадается и образуется минеральная вода.

По уравнению реакции рассчитаем нужное нам количество воды:



$$m(CO_2) = 0,355 \text{ г/сек}$$

$$n(CO_2) = 0,355 \text{ г/сек} / 44 = 0,008 \text{ моль/сек}$$

$$n(CO_2) = n(H_2O) = 0,008 \text{ моль/сек}$$

$$m(H_2O) = 0,008 \text{ моль/сек} * 18 \text{ г/моль} = 0,144 \text{ г/сек}$$

Материальный баланс непрерывного процесса абсорбции представлен формулами (15), (15.1), (15.2):

$$G_{yh} - G_{yk} = L_{xk} - L_{xh} = M \quad (15)$$

$$G_k = G_h - M \quad (15.1)$$

$$L_k = L_h + M \quad (15.2)$$

где M – количество передаваемой массы компонента A из газовой фазы в жидкую (углекислый газ в воду);

G_n, G_k – расход газа начальный и конечный (водорода);

L_n, L_k – расход жидкости начальный и конечный (вода);

x_n, x_k – начальная и конечная концентрации абсорбтива в абсорбенте (углекислый газ в воде);

y_n, y_k – начальная и конечная концентрация абсорбтива в газовой смеси (углекислый газ в смеси газов) [30].

Обычно из уравнения материального баланса по формуле (16) определяют общий расход абсорбента:

$$L = G (Y_n - Y_k) / (X_k - X_n) \quad (16)$$

где X и Y – начальные и конечные относительные мольные концентрации.

Начальные и конечные концентрации рассчитываем по формулам (16.1) и (16.2):

$$Y = y / (1 - y) \quad (16.1)$$

$$X = x / (1 - x) \quad (16.2)$$

Тогда общий расход газа в абсорбере рассчитываем по формуле (17):

$$G = G_n / (1 + Y_n) \quad (17)$$

Расчет начинаем с концентраций газов на входе и выходе из абсорбера:

– $x_n = 0$ % (начальная концентрация CO_2 в H_2O);

– $x_k = 71$ % (конечная концентрация CO_2 в H_2O);

– $y_n = 67$ % (начальная концентрация CO_2 в газовой смеси CO_2 и H_2);

– $y_k = 0$ % (конечная концентрация CO_2 в газовой смеси CO_2 и H_2);

Рассчитаем:

$$y_n = 100 \% * m(CO_2) / m(CO_2 + H_2) = 100 \% * 0,355 / 0,5258 = 67 \%$$

$$x_k = 100 \% * m(CO_2) / m(CO_2 + H_2O) = 100 \% * 0,355 / 0,499 = 71\%$$

Теперь рассчитаем начальные и конечные относительные мольные

концентрации X и Y:

$$Y_H = y / (1-y) = 0,67 / (1- 0,67) = 2,03$$

$$Y_K = y / (1-y) = 0$$

$$X_H = x / (1-x) = 0$$

$$X_K = x / (1-x) = 0,71 / (1- 0,71) = 2,45$$

Тогда общий расход газа составит:

$$G = G_H / (1 + Y_H) = 0,5258 / (1 + 2,125) = 0,168$$

Теперь рассчитаем общий расход абсорбента из уравнения материального баланса:

$$L = 0,168 (2,03 - 0) / (2,45 - 0) = 0,168 * 2,03 / 2,45 = 0,1392 \text{ г/сек (0,008352 л/мин)}$$

Диаметр аппарата круглого поперечного сечения рассчитываем по формуле (18):

$$S = \frac{\pi D^2}{4} \quad (18)$$

Оптимальный диаметр для абсорбера малого производства составляет $D = 1$ м.

Тогда:

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = 3,14 * 1^2 / 4 = 0,785 \text{ м}^2$$

Получаем, что абсорбер диаметром 1 м, должен иметь площадь равную $0,785 \text{ м}^2$ и расход абсорбента в нем составляет $8,3 * 10^{-3}$ л/мин.

7 Выбор и оценка оборудования

Оборудование, которое необходимо для производства биоводорода из биомассы (расставлены по порядку):

- С-101 – измельчитель;
- V-101 – промывочный аппарат;
- D-101 – сушильный аппарат;
- R-101 – реактор быстрого пиролиза;
- E-101 – теплообменник;
- F-101 – осадительная центрифуга;
- S-101 – сепаратор;
- R-102 – реактор РИВН;
- R-103 – реактор РИВН;
- А-101 – абсорбер.

В [таблице 3](#) представлены подсчитанные в ходе работы характеристики оборудования и выбранное нами оборудование. Выбор оборудования производился строго по его параметрам и характеристикам. Все указанные цены актуальны на май 2022 года.

Таблица 3 – Характеристики основного оборудования

№	Наименование	Кол -во	Параметр	Знач.	Стои- мость	Марка
С-101	Измельчитель	1	Объем	13 л	450	Crusher
V-101	Промывка	1	Объем	4,2 л	420	Ablution
D-101	Сушилка	1	Объем	20 л	300	Biomass dryer
R-101	Реактор быстрого пиролиза	1	Объем	7 л	140	Pyrolysis Chemical Reactor
E-101	Теплообменник	1	Площадь	1,2 м ²	100	Tube Heat Exchanger
F-101	Осадительная центрифуга	1	Объем	31,4 л	500	Centrifugal Machine
S-101	Сепаратор	1	Объем	64,5 л	500	Chemical Industrial Separator
R-102	Реактор РИВН	1	Объем	19 л	355	Reactor PBR
R-103	Реактор РИВН	1	Объем	62 л	1150	Reactor PBR
E-102	Теплообменник	1	Площадь	2,3 м ²	230	Shell and Tube Heat Exchanger
A-101	Абсорбер	1	Площадь	0,785 м ²	285	Absorption Tower
ИТОГО		11			4 430 \$	

7.1 Оценка капитальных затрат фактором Ланга

Фактор Ланга принимается равным 4,74.

$$C_{TM} = 4,74 * 4\,430 \$ = 20\,998 \$$$

7.2 Модульная оценка капитальных затрат

В [таблице 4](#) представлена модульная оценка предприятия по статьям расходов. Оценка произведена по прямым и косвенным расходам с подведением общего итога расходов.

Таблица 4 – Модульная оценка расходов предприятия

Статья	Диапазон расходов, %	Стоимость, US\$
Закуп оборудования	28	4 430
Установка закупленного оборудования	8	1 265,7
Установка системы автоматизации и контроля	6	949,3
Установка трубопроводных коммуникаций	8	1 265,7
Установка электрических и ИТ систем	5	791
Строительные затраты по установке оборудования	5	791
Строительные затраты по устройству цеха	2	316,4
Строительные затраты по подготовке земли	1	158,2
Заработная платы и сервисные платы	14	2 215
ПРЯМЫЕ РАСХОДЫ		12 182 \$
Инженерные расходы и инженерный контроль	6	949,3
Строительные расходы	7	1 107,5
Расходы по доставке и страхованию	3	474,6
Непредвиденные расходы	7	1 107,5
НЕПРЯМЫЕ РАСХОДЫ		3 639 \$
ИТОГО		15 821 \$

Капитальные затраты по Лангу: 20 998 \$

Капитальные затраты по модульному методу: 15 821 \$

7.3 Размещение оборудования в цеху

На [рисунке 4](#) представлено размещение аппаратов в цеху предприятия. За единицу масштаба был принят самый наименьший по объему аппарат – абсорбер.

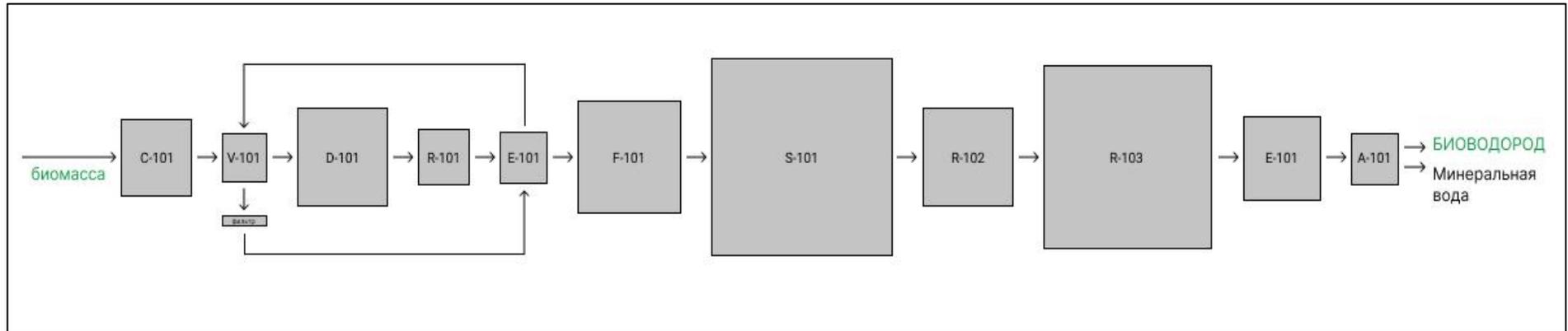


Рисунок 4 – Размещение оборудования в цеху

Условные обозначения:

- C-101 – измельчитель;
- V-101 – промывочный аппарат;
- D-101 – сушильный аппарат;
- R-101 – реактор быстрого пиролиза;
- E-101 – теплообменник;
- F-101 – осадительная центрифуга;
- S-101 – сепаратор;
- R-102 – реактор РИВН;
- R-103 – реактор РИВН;
- A-101 – абсорбер.

8 Расчет производственных затрат

В [таблице 5](#) распишем следующие значения расходов по статьям производственных затрат:

Таблица 5 – Оценка производственных затрат

Факторы	Типовая оценка статьи	Принимаемое значение
Прямые затраты		
1. Стоимость исходных материалов	C_{RM}	C_{RM}
2. Утилизация отходов	C_{WT}	C_{WT}
3. Вспомогательные материалы	C_{UT}	C_{UT}
4. Заработная плата	C_{OL}	C_{OL}
5. Административные расходы	$(0,1 \div 0,25) C_{OL}$	$0,1 C_{OL}$
6. Поддержание и ремонт	$(0,02 \div 0,1) C_{TM}$	$0,03 C_{TM}$
7. Расходные материалы	$(0,002 \div 0,02) C_{TM}$	$0,002 C_{TM}$
8. Лабораторные расходы	$(0,1 \div 0,2) C_{OL}$	$0,1 C_{OL}$
9. Патенты и роялти	$(0 \div 0,05) COM$	$0,01 COM$
ВСЕГО DMC	$C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,2 C_{OL} + 0,032 C_{TM} + 0,01 COM$	
Фиксированные затраты		
1. Амортизация	$0,1 C_{TM}$	$0,1 C_{TM}$
2. Местные налоги и обязательные платежи	$(0,014 \div 0,05) C_{TM}$	$0,015 C_{TM}$
ВСЕГО FMC	$0,115 C_{TM}$	
Общие расходы		
1. Административные затраты	$(0,1 \div 0,165) C_{OL}$	$0,1 C_{OL}$
2. Расходы на маркетинг и продажи	$(0,02 \div 0,2) COM$	$0,02 COM$
3. Научно-производственные затраты	$(0 \div 0,05) COM$	$0,01 COM$
ВСЕГО GE	$0,1 C_{OL} + 0,03 COM$	
ВСЕГО COM	$C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,3 C_{OL} + 0,147 C_{TM} + 0,04 COM$	

Таким образом,

$$COM = C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,3 C_{OL} + 0,147 C_{TM} + 0,04 COM$$

$$COM = (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,3 C_{OL} + 0,147 C_{TM})/0,96,$$

где C_{TM} – капитальные затраты и COM – операционные затраты.

8.1 Расчет стоимости исходных материалов

Расчет стоимости исходных материалов производим исходя из рыночной стоимости необходимых материалов.

Среднемировые расценки на опилки [31] на май 2022 года составляют 0,5 \$ за 10 кг. За 1 кг соответственно – 0,05 \$/кг.

На предприятии среднегодовое использование биомассы составляет 2860 кг/год. Учитывая издержки производства и непредвиденные потери материала, с запасом возьмем 2900 кг/год.

Следовательно, годовые затраты на покупку исходного материала составят:

$$C_{RM} = 0,05 \text{ \$/кг} * 2900 \text{ кг/год} = 145 \text{ \$/год.}$$

8.2 Расчет стоимости утилизации отходов

Безотходным называется нетоксичное производство, в процессе работы которого не производится продуктов, которым необходима утилизация.

Разработанная схема получения биоводорода термохимическим методом из биомассы представляет собой безотходное производство. Все дополнительные продукты идут на продажу. Поэтому затраты на утилизацию составят: $C_{WT} = 0$.

8.3 Расчет стоимости вспомогательных материалов

В [таблице 6](#) представлены характеристики и необходимые объемы вспомогательных агентов (таких как горячая и холодная вода), их стоимость за единицу объема, а также затраты на закуп агентов.

Таблица 6 – Характеристики и стоимость вспомогательных агентов

Тип агента	Расход агента	Пересчет расхода в год	Стоимость агента \$ за единицу	Затраты на закуп агента, \$/год
Массовый поток горячей воды F_{cw} промывочного аппарата V-101	1,4 л/мин	11 907 л/год	0,9 \$/м ³	11
Массовый поток холодной воды F_{cw} теплообменника E-102	$4,72 \cdot 10^{-2}$ л/мин	937 л/год	14,8 \$/1000 м ³	0,013
Массовый поток воды F_{cw} РИВН R-102	$1,5 \cdot 10^{-3}$ л/мин	8,5 л/год	0,9 \$/м ³	0,00765
Массовый поток воды F_{cw} РИВН R-103	$1,3 \cdot 10^{-2}$ л/мин	74 л/год	0,9 \$/м ³	0,0666
Массовый поток холодной воды F_{cw} абсорбера A-101	$8,3 \cdot 10^{-3}$ л/мин	235 л/год	14,8 \$/1000 м ³	0,003478

Производим подсчет общих годовых затрат на использование вспомогательных агентов на предприятии.

Промывочный аппарат работает 3 минуты в час:

$$1,4 \text{ л/мин} * 3 \text{ мин/час} * 9 \text{ час/день} * 315 \text{ дней/год} = 11\,907 \text{ л/год}$$

Теплообменник E-102 работает 7 минут в час:

$$4,72 * 10^{-2} \text{ л/мин} * 7 \text{ мин/час} * 9 \text{ час/день} * 315 \text{ дней/год} = 937 \text{ л/год}$$

РИВН R-102 работает 2 минуты в час:

$$1,5 * 10^{-3} \text{ л/мин} * 2 \text{ мин/час} * 9 \text{ час/день} * 315 \text{ дней/год} = 8,5 \text{ л/год}$$

РИВН R-103 работает 2 минуты в час:

$$1,3 * 10^{-2} \text{ л/мин} * 2 \text{ мин/час} * 9 \text{ час/день} * 315 \text{ дней/год} = 74 \text{ л/год}$$

Абсорбер A-101 работает 10 минут в час:

$$8,3 * 10^{-3} \text{ л/мин} * 10 \text{ мин/час} * 9 \text{ час/день} * 315 \text{ дней/год} = 235 \text{ л/год}$$

При этом не учитывается расход холодной воды в теплообменнике E-101, так как в него поступает очищенная вода после промывочного аппарата V-101.

Здесь дополнительно учитываются:

- фильтр стоимостью 50 \$ [32]
- катализаторы: оксид кобальта – 45 \$ [33], никелевый катализатор – 10\$ [34].

Итак, общая стоимость затрат на вспомогательные агенты составит:

$$C_{UT} = 11 + 0,013 + 0,00765 + 0,0666 + 0,003478 + 50 + 45 + 10 = 116 \text{ \$/год.}$$

8.4 Расчет затрат на заработную плату операторов производства

Количество используемых единиц основного оборудования – 11.

$$N_{OL} = (6,29 + 0,23 N)^{0,5} = (6,29 + 0,23 * 11)^{0,5} = 2,97$$

Требуемое количество вахт - 1

Итого количество операторов по всем сменам – $1 * 2,97 = 3$ человека. Установим среднюю зарплату для операторов 400 \$/мес. Так как производство находится в Казахстане, то делаем пересчет в национальную валюту по актуальному на май 2022 года курсу, тогда заработная плата одного сотрудника составит 200 000 тг.

Так как наше предприятие является автоматизированным, то нам потребуется 1 оператор, который будет загружать исходное сырье и контролировать процесс во всех аппаратах.

Тогда общие затраты на заработную плату операторов производства составит:

$$C_{OL} = 1 \text{ чел} * 400 \text{ \$/мес} * 12 \text{ мес/год} = 4\,800 \text{ \$/год}$$

8.5 Расчет производственных затрат

Ранее рассчитанные капитальные затраты составили $C_{TM} = 15\,821 \text{ \$}$

Таким образом, общие производственные затраты составляют:

$$\begin{aligned} COM &= (C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,3 C_{OL} + 0,147 C_{TM}) / 0,96 = (145 \text{ \$/год} + \\ &+ 0 \text{ \$/год} + 116 \text{ \$/год} + 1,3 * 4\,800 \text{ \$/год} + 0,147 * 15\,821 \text{ \$}) / 0,96 = \\ &= (262 + 6\,240 + 2\,325,7) / 0,96 = 8\,826,7 / 0,96 = 9\,194,5 \text{ \$/год} \end{aligned}$$

Себестоимость производства составит:

$$C_N = COM / F_B = 9\,194,5 \text{ \$/год} / 1,2 \text{ т/год} = 7\,662 \text{ \$/т} \text{ или } 7,6 \text{ \$/кг.}$$

9 Амортизация и денежный поток (Depreciation & Cash-Flow)

9.1 Расчет амортизации производства

Амортизацию рассчитаем по методу двойного уменьшающегося баланса. Для этого принимаем время жизни нашего предприятия n равное 10 годам и рассчитаем по формуле (19):

$$dk_{DDB} = 2/n (СТМ - \sum_1^k dk) \quad (19)$$

Результаты представлены в [таблице 7](#).

Таблица 7 – Результаты оценки амортизации предприятия

Год k	Ежегодная амортизация, тыс \$, d_k^{DDB}	Балансовая стоимость предприятия, тыс \$, B_k^{DDB}
0	0	15 821 - 0 = 15 821
1	$2/10 (15\ 821 - 0) = 3\ 164,2$	$15\ 821 - 3\ 164,2 = 12\ 656,8$
2	$2/10 (15\ 821 - 3\ 164,2) = 2\ 531,4$	$12\ 656,8 - 2\ 531,4 = 10\ 125,4$
3	$2/10 (12\ 656,8 - 2\ 531,4) = 2\ 025$	$10\ 125,4 - 2\ 025 = 8\ 100,4$
4	$2/10 (10\ 125,4 - 2\ 025) = 1\ 620$	$8\ 100,4 - 1\ 620 = 6\ 480,4$
5	$2/10 (8\ 100,4 - 1\ 620) = 1\ 296$	$6\ 480,4 - 1\ 296 = 5\ 184,4$
6	$2/10 (6\ 480,4 - 1\ 296) = 1\ 036,8$	$5\ 184,4 - 1\ 036,8 = 4\ 147,6$
7	$2/10 (5\ 184,4 - 1\ 036,8) = 829,5$	$4\ 147,6 - 829,5 = 3\ 318,1$
8	$2/10 (4\ 147,6 - 829,5) = 663,6$	$3\ 318,1 - 663,6 = 2\ 654,5$
9	$2/10 (3\ 318,1 - 663,6) = 530,9$	$2\ 654,5 - 530,9 = 2\ 123,6$
10	$2/10 (2\ 654,5 - 530,9) = 425$	$2\ 123,6 - 425 = 1\ 698,6$
ВСЕГО	14 122,4 \$ – общая амортизация	1 699 \$ – ликвидационная стоимость

Общая амортизация капитальных затрат за 10 лет составила 14 122,4 \$.

Ликвидационная стоимость предприятия после 10 лет эксплуатации составляет 1 699 \$.

9.2 Расчет денежного потока

Для строительства всего предприятия нам потребуется земля площадью 1000 м² (100 соток). Средняя стоимость квадратного метра земли в Казахстане варьируется от 3 342 до 6 683 тенге [35]. Примем среднюю цену 5000 тг за м².

Следовательно,

$$1000 \text{ м}^2 * 5000 = 5\ 000\ 000 \text{ тенге} \sim 11\ 000 \text{ $}.$$

Для расчета денежного потока примем условие, что стоимость земли под строительство предприятия составляет 11 000 \$ и период строительства и запуска предприятия – 2 года. В первый год будет инвестировано 70%

капитальных затрат и во второй год – 30% капитальных затрат.

Капитальные затраты – 15 821 \$

Ликвидационная стоимость – 1 699 \$

Время жизни предприятия – 10 лет

Рабочий капитал (Working Capital or WC) – это величина (часть операционных затрат), требуемая для запуска производства, обычно она составляет производственные затраты на несколько месяцев для устойчивого запуска и работы предприятия. Примем рабочий капитал в объеме 1 месяца производственных затрат. На [рисунке 5](#) представлен график расчета точки безубыточности производства

$$WC = 1/12 * COM = 1/12 * 9\,195,5 \text{ \$/год} = 766 \text{ \$}$$

Данные для графика:

- $C_{TM} = 15\,821 \text{ \$}$
- $C_{TM1} = 11\,075 \text{ \$}$
- $C_{TM2} = 4\,746 \text{ \$}$
- $C_1 = 11\,000 \text{ \$}$
- $S = 1\,699 \text{ \$}$
- $WC = 766 \text{ \$}$
- $C_1 + C_{TM1} = 11\,000 + 11\,075 = 22\,075$ (точка 2)
- $C_1 + C_{TM1} + C_{TM2} = 22\,075 + 4\,746 = 26\,821$ (точка 3)
- $C_1 + C_{TM1} + C_{TM2} + WC = 26\,821 + 766 = 27\,587$ (точка 4)
- $C_1 + WC + S = 11\,000 + 766 + 1\,699 = 13\,465$ (точка 6)

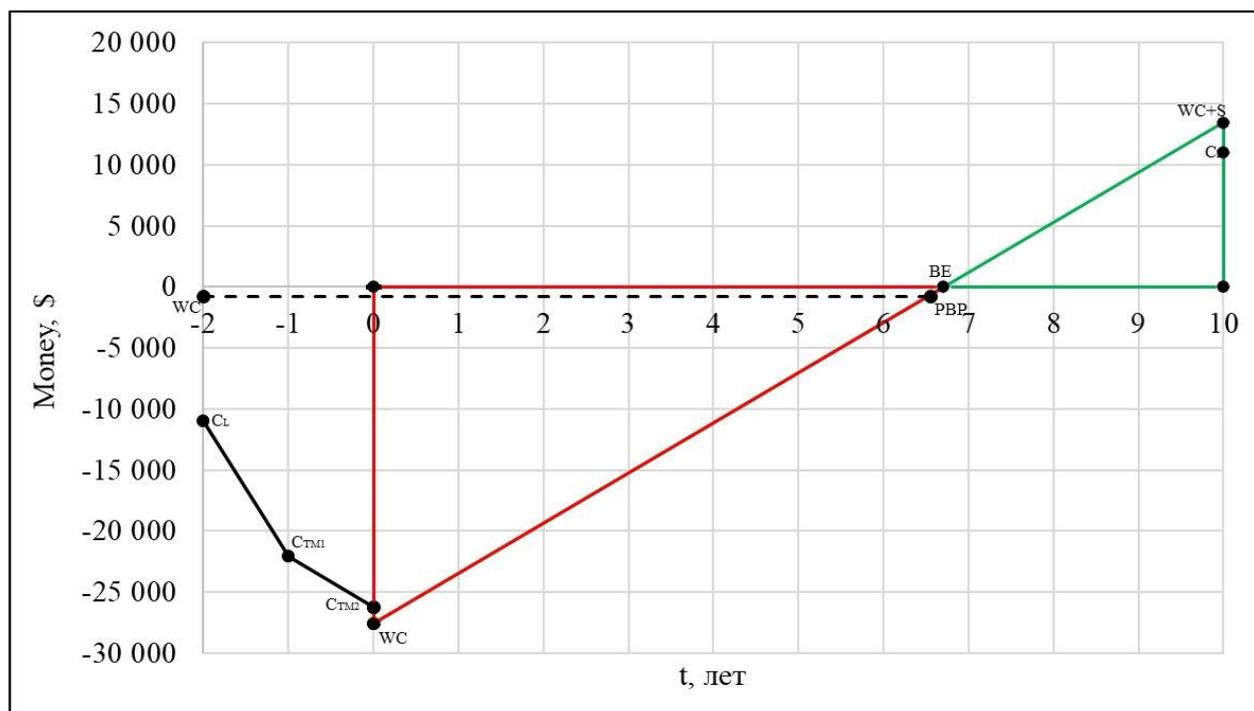


Рисунок 5 – График расчета точки безубыточности производства

BE = 6,8 лет (точка безубыточности)

PBP = 6,5 лет (срок окупаемости)

Норма возврата инвестиций (Rate of Return on Investment):

$$ROROI = 15\,821 + 766 / 6,8 = 2\,439 \text{ \$/год}$$

$$ROROI \% = 2\,439 / 15\,821 - 1/10 = 0,054 = 5,4 \%$$

Коэффициент накопленной наличности (Cumulative Cash Ratio):

$$\begin{aligned} CCR &= (11\,000 + 766 + 1\,699 / 10 - 6,8) / (11\,000 + 15\,821 + 766 / 6,8) = \\ &= 4\,208 / 4\,057 = 1,04 \end{aligned}$$

CCR больше единицы, значит проект рентабелен.

10 Оценка рентабельности проекта и расчет чистой приведенной стоимости (Net Present Value or NPV)

Рассчитаем доход от продажи продукции биоводорода, производимого в объеме 1,2 тонны в год. Так же на продажу идет смола массой 0,1 кг/ч (286 кг в год) и зола массой 0,2 кг/ч (567 кг в год).

Рыночная стоимость биоводорода составляет 12 \$/кг [36]. Рыночная стоимость древесной смолы составляет 1,5 \$/кг [37]. Рыночная стоимость золы составляет 2 \$/кг [38].

Тогда доход от продаж составит:

$$12 \$ * 1\ 200 \text{ кг} + 1,5 \$ * 286 \text{ кг} + 2 \$ * 567 \text{ кг} = 14\ 440 + 429 + 1\ 134 = 15\ 963 \$$$

Рабочий капитал для запуска WC составил 766 \$. Капитальные затраты на строительство C_{TM} составили 15 821 \$. ИТОГО 16 587 \$

Норма возврата инвестиций ROROI – 2 439 \$/год. Срок жизни проекта n – 10 лет.

В [таблице 8](#) рассчитываем чистый инвестиционный доход, если ставка дисконтирования банка составляет 12%.

Таблица 8 – Расчет чистого инвестиционного дохода

Год	Денежный поток, \$	Приведённая стоимость, \$
T=0	- 16 587/(1+0,12) ⁰	- 16 587
T=1	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ¹	12 075
T=2	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ²	10 781,25
T=3	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ³	8 984,375
T=4	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ⁴	7 486,98
T=5	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ⁵	6 239,15
T=6	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ⁶	5 199,3
T=7	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ⁷	4 332,74
T=8	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ⁸	3 610,6
T=9	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ⁹	3 008,85
T=10	(15 963 - 2 439)/(1+0,12) ¹⁰	2 507,4
ИТОГО NPV		47 638,645 \$

Значение NPV равное 47 639 \$ показывает, что проект рентабелен и окупаем. Исходя из всех вышперечисленных расчетов, нами разработан перспективный проект по производству зеленого водорода из биомассы. Вычисления подтверждают выгодность вложений в данный проект.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В дипломной работе был рассмотрен термохимический путь получения биоводорода из биомассы методом высокотемпературного пиролиза, а также разработана технологическая схема по его получению.

Нами впервые разработан и выбран специальный реактор быстрого пиролиза, проведена оценка оборудования и технико-экономическое обоснование проекта.

Капитальные затраты составили 15 821 \$ и включают в себя: закуп оборудования; установка купленного оборудования, системы автоматизации и контроля, трубопроводных коммуникаций и электрических, ИТ систем; строительные затраты по установке оборудования, по устройству цеха, по подготовке земли; заработная плата; расходы по доставке и страхованию; непредвиденные расходы и др.

Производственные затраты составили 9 194,5 \$/год, где стоимость исходного материала 145 \$/год, вспомогательных материалов 116 \$/год, заработной платы 4800 \$/год. Себестоимость производства вышла 7,6 \$ за килограмм готового продукта.

Общая амортизация капитальных затрат за 10 лет составила 14 122,4 \$. Ликвидационная стоимость предприятия после 10 лет эксплуатации составляет 1 699 \$. Доход от продажи всех продуктов производства (биоводород, смола, зола) равен 15 963 \$.

По результатам расчета чистого инвестиционного дохода при ставке дисконтирования банка 12%, было получено значение NPV 47 638,645 \$ за 10 лет. Так как NPV больше нуля, то инвесторам рекомендуется вкладываться в проект.

Как результат проект производства по получению биоводорода является рентабельным, не загрязняющим окружающую атмосферу, экономически выгодным проектом.

ПЕРЕЧЕНЬ ПРИНЯТЫХ СОКРАЩЕНИЙ И ТЕРМИНОВ

Абсорбер – аппарат для сушки и очистки газа от примесей с помощью жидких поглотителей.

Биоводород – водород, полученный из биомассы.

Биомасса – совокупная масса растительных и животных организмов, присутствующих в биогеоценозе определённого размера или уровня.

Водород – химический элемент первого периода периодической таблицы химических элементов Д. И. Менделеева, с атомным номером 1.

Зола – несгорающий остаток, образующийся из минеральных примесей топлива при полном его сгорании.

Пиролиз – термическое разложение органических и многих неорганических соединений.

Теплообменник – техническое устройство, в котором осуществляется теплообмен между двумя средами, имеющими различные температуры.

РБП – реактор быстрого пиролиза.

РИВ – реактор идеального вытеснения.

Катализатор – химическое вещество, ускоряющее реакцию, но не расходуемое в процессе реакции.

Массовый расход – масса вещества, которая проходит через заданную площадь поперечного сечения потока за единицу времени.

NPV – net present value.

ROROI – Rate of Return on Investment.

CCR – Cumulative Cash Ratio.

PtP – Power to Power. Технология хранения газа в летучем состоянии в подземных газохранилищах или в связанном состоянии, к примеру в гидридах металлов.

PtG – Power to Gas. Технология включения водорода в уже существующую смесь природного газа и создание из водорода синтетического метана.

CO₂ – углекислый газ.

CO – угарный газ.

CH₄ – метан.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- 1 Кулик О. П., Чернышев Л. И. Основные направления развития водородной энергетики. - Москва, 2017. – 40 с.
- 2 J.D. Holladay, J. Hu, D.L. King, Y. Wang. An overview of hydrogen production technologies // Catalysis Today. - Richland, 2008. – 260 p.
- 3 Johan M Ahlström. Renewable Hydrogen Production from Biomass. - Europe, 2020. – 25 p.
- 4 Dincer I., Canan A. Review and evaluation of hydrogen production methods for better sustainability. – Ontario, 2016. – 36 p.
- 5 Shinji Kambara, Yukio Hayakawa. Hydrogen Production Technologies Overview Mostafa // Journal of Power and Energy Engineering. - Gifu City, 2019. – 154 p.
- 6 Havva Balat, Elif Kırtay. Hydrogen from biomass e Present scenario and future prospects. – Trabzon, 2010. – 11 p.
- 7 Langholtz M.H., Stokes B.J., Eaton L.M. Department of Energy Hydrogen Program Plan. - 2016. – 448 p.
- 8 Гольцова В.А. Водородная цивилизация // Украинская ассоциация водородной энергетики. – 2016. Ссылка: <http://www.uahe.net.ua/articles-ua/360-vodneva-energetika-2.html>
- 9 Гамбург Д. Ю., Семенов В. П., Дубовкин Н. Ф., Смирнова Л. Н. Водород. Свойства, получение, хранение, транспортировка, применение // Справочник. Под ред. Д. Ю.Гамбурга, Н. Ф. Дубовкина. — М.: ОИВТ РАН, 2017. – Вып. 1. - 190 с.
- 10 Ball M., Wietschel M. The future of hydrogen — opportunities and challenges // Int. J. Hydrogen Energy. — 2009. – 12 p.
- 11 Dincer I. Hydrogen and fuel cell technologies for sustainable future // Jordan J. Mech. Ind. Eng. — 2008. - 16 p.
- 12 Самигулина К. Р. Конструктивный расчет реактора высокотемпературного пиролиза углеводородов. // Молодой ученый. - Казань, 2019. – 81 с.
- 13 Коломинова М.В. Физические свойства древесины: методические указания для студентов специальности 250401 «Лесоинженерное дело». - Ухта: УГТУ, 2010. – 25 с.
- 14 Шарков А.В. Разработка и исследование катализаторов конверсии окиси углерода с водяным паром в кипящем слое, - диссертация. - Ленинград, 1978. – 19 с.
- 15 Лавров П. В., Петренко И. Г. Механизм реакций конверсии метана парами воды // Доклады АН СССР, 1964. – 157 с.
- 16 Удельная теплоемкость водорода // Справочник удельных теплоемкостей водорода // Tehtab.ru. Ссылка: <https://tehtab.ru/Guide/GuideMedias/Hydrogen/HydrogenO2SpecificHeatCpToT1>

- 17 Удельная теплоемкость угарного газа // Справочник удельных теплоемкостей веществ // Tehtab.ru. Ссылка: <https://tehtab.ru/Guide/GuideMedias/CarbonMonoxide/CarbonMonoxideSpecificHeatCapacity>
- 18 Удельная теплоемкость углекислого газа // Справочник удельных теплоемкостей веществ // Tehtab.ru. Ссылка: <https://tehtab.ru/Guide/GuideMedias/CO2/CO2SpecificHeatCp/>
- 19 Удельная теплоемкость метана // Справочник удельных теплоемкостей веществ // Ссылка: <https://tehtab.ru/Guide/GuideMedias/methane/MethaneCH4SpecificHeatCpToT/>
- 20 Удельная теплоемкость смола // Справочник химика // Ссылка: <https://www.chem21.info/tabs/103003/>
- 21 Удельная теплоемкость золы // Справочник удельных теплоемкостей веществ // Ссылка: <http://thermalinfo.ru/eto-interesno/tablisty-udelnoj-teploemkosti-veshhestv>
- 22 Скрытая удельная теплота парообразования пара низкого давления // Справочник свойств пара. Ссылка: http://www.fptl.ru/spravo4nik/sv-va_para.html
- 23 Термодинамические константы // Справочник. Ссылка: <https://tehtab.ru/Guide/GuidePhysics/GuidePhysicsHeatAndTemperature/HeatConductivity/HeatTransferCoeffSteamLines/>
- 24 Приз В.Н. Расчет измельчителя // Подбор оборудования, производственных и вспомогательных площадей, рабочей силы. Ссылка: <https://pandia.ru/text/78/059/92375-3.php>
- 25 Резников А.С. Расчет сушильного аппарата // Проектирование противоточной сушильной установки непрерывного действия. Ссылка: https://studbooks.net/2504810/tovarovedenie/proektirovanie_protivotochnoy_sushilnoy_ustanovki_nepneryvnoogo_deystviya
- 26 Центрифугальное оборудование // Frunze. - Москва, 2020. Ссылка: <https://frunze.com.ua/wp-content/uploads/2020/11/Centrifugi-FGN.pdf>
- 27 ГОСТ Р 57789-2017. Золой, шлаки и золошлаковые смеси ТЭС для производства искусственных пористых заполнителей. – Москва: Госстандарт, 2018. – 30 с.
- 28 Отстойные центрифуги периодического действия // Студопедия. Ссылка: https://studopedia.su/8_26004_otstoinie-tsentrifugi-periodicheskogo-deystviya.html
- 29 Варгафтик Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – Москва, 1972. – 30 с.
- 30 Лаптев А. Г., Коначин А. М., Минеев Н. Г. Теоретические основы и расчет аппаратов разделения гомогенных смесей. – Казань, 2007. – 426 с.
- 31 Закупочная стоимость опилок // актуальная информация с сайта OLX. Ссылка: <https://www.olx.kz/d/obyavlenie/opilki-i-strushki-suhie-350-tg-IDromoed>

- 32 Гейзер-Стандарт для жесткой воды // Водоочистка и фильтры. Информация с сайта Ozon.ru. Ссылка: <https://www.ozon.ru/product/geyzer-standart-dlya-zhestkoy-vody>
- 33 Высококачественный катализатор оксида кобальта и молибдена // Информация с сайта alibaba.com. Ссылка: <https://russian.alibaba.com/p-detail/High-1600229344267.html?spm=a2700.7724857.normal>
- 34 Каталитический нейтрализатор метана никеля // Информация с сайта alibaba.com. Ссылка: https://russian.alibaba.com/p-detail/Hot-60707184457.html?spm=a2700.7724857.normal_offer.d_title.746178d7wCwN8K
- 35 Сколько стоит квадратный метр земли в столице // <https://www.inform.kz>. Ссылка: https://www.inform.kz/ru/skol-ko-stoit-kvadratnyy-metr-zemli-v-stolice_a3551466
- 36 Cost comparison // sgh2energy.com. Ссылка: <https://www.sgh2energy.com/economics>
- 37 Смола древесная омыленная // Информация с сайта <https://satu.kz/>. Ссылка: <https://satu.kz/Smola-drevesnaya-omyennaya.html>
- 38 Зола древесная // Информация с сайта <https://satu.kz/>. Ссылка: <https://satu.kz/Zola-drevesnaya.html>

ОТЗЫВ

НАУЧНОГО РУКОВОДИТЕЛЯ

ДИПЛОМНЫЙ ПРОЕКТ

Наримановой Томирис Бериковны 5В070100 – «Биотехнология»
Скачковой Лидии Михайловны 5В070100 – «Биотехнология»

Тема: «Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы»

Дипломный проект логически структурирован, между всеми частями существует взаимосвязь. Поставленные задачи решены, цели достигнуты, тема освещена полностью.

Дипломники продемонстрировали навыки и компетенции по подготовке технико-экономического обоснования указанного биохимического производства.

В проекте целиком решены следующие задачи и продемонстрировано умение и следующие навыки: построение и дизайн химико-технологических систем, решение технологической проблемы химизма процесса получения ацетат целлюлозы; описание подсистем, потоков и основного оборудования, выбор и расчет химического реактора, расчет основного оборудования, выбор и оценка оборудования, оценка капитальных затрат на строительство завода; оценка производственных затрат согласно заданной производительности; расчет амортизации и построение денежного потока; оценка основных временных и финансовых показателей рентабельности предприятия; расчет чистой приведенной стоимости проекта.

В целом работа соответствует всем необходимым стандартам, заслуживает оценки «отлично», рекомендуется к защите. А ее авторы, Нариманова Томирис Бериковна и Скачкова Лидия Михайловна, заслуживают присвоения квалификации бакалавра по выбранной специальности «Биотехнология».

Научный руководитель
Профессор кафедры, доктор хим. наук
(должность, уч. степень, звание)
(подпись)

Искаков Р.М.

« 1 » июнь 2022 г.

РЕЦЕНЗИЯ

На дипломный проект

Обучающихся Satbayev University:

Наримановой Томирис Бериковны и Скачковой Лидии Михайловны

Год обучения: 4

Специальность: 5В070100 - Биотехнология

Тема дипломного проекта: «Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы»

Научный руководитель:

PhD, ассоциированный профессор, Искаков Ринат Маратович

Тема дипломной работы «Расчет и дизайн предприятия по получению зеленого водорода термохимическим способом мощностью 1,2 т/год из биомассы» весьма актуальна, т.к. направлена на решение возможных энергетических и экологических кризисов.

Во введении авторы грамотно сформулировали цель и определили задачи, которые необходимо решить в проекте.

В первой главе авторы предлагают теоретическое обоснование проблемы. Теоретические основы раскрывают суть метода, применяемого в проекте.

Вторая глава посвящена конструированию схемы процесса и предприятия. Далее авторы производят расчеты каждого оборудования и вспомогательных материалов, заканчивая каждую главу промежуточными выводами. Выполнена полная экономическая оценка рентабельности предприятия.

В заключении приводятся выводы, благодаря которым разработано безотходное экологически чистое рентабельное производство биоводорода.

Дипломный проект логически структурирован, между всеми частями существует взаимосвязь. Поставленные задачи решены, цели достигнуты, тема освещена полностью.

Дипломники продемонстрировали навыки и компетенции по подготовке технико-экономического обоснования указанного биохимического производства.

В целом работа соответствует всем необходимым стандартам, заслуживает оценки «отлично», рекомендуется к защите. А ее авторы, Нариманова Томирис Бериковна и Скачкова Лидия Михайловна, заслуживают присвоения квалификации бакалавра по выбранной специальности «Биотехнология».

Дата: «26» май 2022 г.

Рецензент:

доктор химических наук

главный научный сотрудник

Института химических наук им А.Б.Бектурова



Умерзакова М. Б.



Метаданные

Название

2022 БАК Нариманова и Скачкова.docx

Автор

Нариманова Т. и Скачкова Л.

Научный руководитель

Ринат Искаков

Подразделение

ИГИНГД

Список возможных попыток манипуляций с текстом

В этом разделе вы найдете информацию, касающуюся манипуляций в тексте, с целью изменить результаты проверки. Для того, кто оценивает работу на бумажном носителе или в электронном формате, манипуляции могут быть невидимы (может быть также целенаправленное вписывание ошибок). Следует оценить, являются ли изменения преднамеренными или нет.

Замена букв		66
Интервалы		0
Микропробелы		95
Белые знаки		0
Парафразы (SmartMarks)		70

Объем найденных подобиий

Обратите внимание! Высокие значения коэффициентов не означают плагиат. Отчет должен быть проанализирован экспертом.



КП1

25

Длина фразы для коэффициента подобия 2



КП2

8408

Количество слов



КЦ

54977

Количество символов

Подобия по списку источников

Просмотрите список и проанализируйте, в особенности, те фрагменты, которые превышают КП №2 (выделенные жирным шрифтом). Используйте ссылку «Обозначить фрагмент» и обратите внимание на то, являются ли выделенные фрагменты повторяющимися короткими фразами, разбросанными в документе (совпадающие сходства), многочисленными короткими фразами расположенные рядом друг с другом (парафразирование) или обширными фрагментами без указания источника ("криптоцитаты").

10 самых длинных фраз

Цвет текста

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ И АДРЕС ИСТОЧНИКА URL (НАЗВАНИЕ БАЗЫ)	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)	
1	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХИБТ)	52	0.62 %
2	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХИБТ)	50	0.59 %
3	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХИБТ)	45	0.54 %

4	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХиБТ)	43	0.51 %
5	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХиБТ)	32	0.38 %
6	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХиБТ)	31	0.37 %
7	https://prod.bobrodobro.ru/43999	27	0.32 %
8	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХиБТ)	27	0.32 %
9	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХиБТ)	27	0.32 %
10	https://emirsaba.org/vodorodnie-energeticheskie-tehnologii.html?page=8	22	0.26 %

из базы данных RefBooks (0.00 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
------------------	----------	---

из домашней базы данных (8.97 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	Основы планирования и проектирования химических и нефтехимических производств 2/17/2022 Satbayev University (ИХиБТ)	738 (47)
2	Вялых А Методы и устройства компенсации реактивной мощности при электроснабжении нелинейных и резкопеременных нагрузок в СЭС предприятия.doc 5/21/2018 Satbayev University (И_И_В_Т)	16 (1)

из программы обмена базами данных (0.18 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	НАЗВАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	Метод обнаружения места утечки произошедшее во время транспорта жидкости по трубопроводу.docx 11/14/2016 Azerbaijan State University of Oil and Industry (ASUOI) (Ümumi və tətbiqi riyaziyyat_64)	15 (1)

из интернета (2.99 %)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	ИСТОЧНИК URL	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
1	https://prod.bobrodobro.ru/43999	67 (4)
2	http://ingehim.ru/images/Laptev_Konakhin_Mineev_2007_Theoretical_fundamentals_and_calculation_of_apparatuses_of_separation_of_homogeneous_mixtures.pdf	51 (7)

3	https://emirsaba.org/vodorodnie-energeticheskie-tehnologii.html?page=8	28 (2)	0.33 %
4	https://moluch.ru/archive/250/57344/	27 (3)	0.32 %
5	http://reshebniiki-online.com/node/118173	21 (2)	0.25 %
6	https://helpiks.org/4-91290.html	16 (1)	0.19 %
7	http://static.government.ru/media/files/41d4e85f0b854eb1b02d.pdf	15 (2)	0.18 %
8	http://www.universalinternetlibrary.ru/book/76330/chitat_knigu.shtml	14 (2)	0.17 %
9	https://standartgost.ru/g/%D0%93%D0%9E%D0%A1%D0%A2_%D0%A0_57789-2017	12 (1)	0.14 %

Список принятых фрагментов (нет принятых фрагментов)

ПОРЯДКОВЫЙ НОМЕР	СОДЕРЖАНИЕ	КОЛИЧЕСТВО ИДЕНТИЧНЫХ СЛОВ (ФРАГМЕНТОВ)
------------------	------------	---