

**DISEÑO Y SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE  
PROCESAMIENTO HIDROTERMAL UTILIZANDO ENERGÍA  
SOLAR: UN ANÁLISIS TECNO-ECONÓMICO.**

**TESIS**

QUE PARA OBTENER EL GRADO  
ACADÉMICO DE

**MAESTRO EN CIENCIA Y TECNOLOGÍA  
EN LA ESPECIALIDAD DE  
INGENIERÍA ÓPTICA**

PRESENTA

**IBQ EDUARDO BAUTISTA PEÑUELAS**

DIRECTOR

**DR. MANUEL IGNACIO PEÑA CRUZ**

AGUASCALIENTES, AGS., OCTUBRE, 2023.



## DEDICATORIA

Este trabajo de tesis está dedicado a mi esposa María del Carmen Díaz, con todo mi cariño y amor por todo su esfuerzo y dedicación, prácticamente sin su apoyo este trabajo no hubiera sido posible. Gracias por la paciencia, sacrificio y por darme esta oportunidad para nuestro futuro, hacer equipo conmigo y apoyarnos.

A mis hijos Aine, Mauricio y Sergio, que son el motor que me empuja a salir adelante, para poder superarme día con día y poder luchar por un mejor futuro.

A toda mi familia por estar conmigo, por siempre acompañarme, apoyarme, alentarme, orientarme y por siempre permitirme ser mejor persona.

A mis compañeros por la guía, orientación y apoyo y a todas las personas que estuvieron a mi lado durante este tiempo y lograr que este trabajo este concretado.

Para todos ustedes

## **AGRADECIMIENTOS**

Culminar de manera exitosa este trabajo, se debe a la excelente guía de los asesores del proyecto. Es ejemplar el apoyo y conducción de mis directores de tesis, Dr. Manuel Ignacio Peña Cruz, Dra. Nancy Guadalupe González Canché y Dr. Carlos Antonio Pineda Arellano, cuyo esfuerzo, dedicación y enseñanza agradezco enormemente, siendo partes esenciales en el cumplimiento de este trabajo.

A la institución, el centro de investigaciones en óptica por permitirme el cursar el grado con ellos, se les agradece enormemente además de al cuerpo administrativo (Diana Bertadillo, Itzel Muñoz y Mariana Guerrero), cuyo apoyo y guía invaluable durante todo el tiempo me permitió conocer los procesos y llevar a cabo todas mis actividades de forma adecuada.

Al grupo de Investigación IER-UNAM que me apoyo bastante durante el desarrollo del trabajo y del artículo de investigación, se agradecen los consejos y la valiosa ayuda.

Finalmente, el agradecimiento al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, junto con el programa de posgrados y al gobierno federal, por la beca de maestría que me permitió desarrollar mis estudios y llevar a cabo este proyecto.

## RESUMEN

En este trabajo de tesis se aborda el modelado tecno-económico de una planta de procesamiento hidrotermal, la cual acoplará en su operación tecnología de concentración solar con el objetivo de transformar biomasa de carácter lignocelulósico (residuos de madera triturada) para obtener productos objetivo de alta densidad energética como lo son los biocombustibles: bio-crudo y gas de síntesis.

El diseño de la planta se contempla para procesar 1 tonelada diaria de desechos de madera, la cual trabaja mediante el uso de energía solar de concentración y de gas natural con el objetivo de tener una operación continua.

Se describen tanto los fundamentos además de la justificación técnica detrás del procesamiento hidrotermal, el cual tiene como objetivo producir biocrudo. Se describe además de manera breve el uso de otras técnicas para la producción de biocombustibles.

La simulación de planta se lleva a cabo en el software TRNSYS, mientras que la evaluación del rendimiento de productos y el análisis económico se llevan a cabo en el software MATLAB. Se emplean datos climáticos de la región de Temixco, México mediante el uso de un año meteorológico típico para la región.

Se describen los parámetros de operación para la licuefacción hidrotermal, donde se detallan los intervalos de temperatura (250-350°C) los cuales son fundamentales para calcular los rendimientos obtenidos. Con esta información se puede realizar el análisis económico para evaluar la viabilidad de la planta.

Se exponen los objetivos, metodología además del uso de recursos necesarios para llevar a cabo este proyecto.

## **ABSTRACT**

In this work the technoeconomic analysis of a hydrothermal process plant is described. This hydrothermal plant manages a solar parabolic trough field to achieve heat to the process and uses lignocellulosic biomass waste as an input raw material. The main objective is to obtain high energy density products: bio-oil, biogas, biochar, and aqueous products.

The plant design describes the transformation of 1 ton of raw material daily. To achieve this objective concentration solar energy and natural gas are needed to maintain continuous operation of the solar plant.

Technical justification and fundamentals of hydrothermal liquefaction techniques are described. The main goal is to operate in hydrothermal liquefaction conditions and to grant optimum bio-oil annual production. Other hydrothermal techniques are also described briefly.

Plant simulations are modeled in TRNSYS software. Yield evaluation and economic analysis are made in MATLAB software. Climatic data of Temixco México region are used, this represents an annual and regional meteorological data that is used to determine solar local conditions.

Operation parameters are described such as the range of temperatures in hydrothermal liquefaction operation (250-350°C), these are used to calculate plant yield of products such as bio-oil and manage this information to obtain an economic analysis and determine plant's viability.

Objectives, fundamentals, methodology, and resources are exposed to carry out this work.

---

<b>DEDICATORIA</b> .....	pág. I
<b>AGRADECIMIENTOS</b> .....	pág. II
<b>RESUMEN</b> .....	pág. III
<b>ABSTRACT</b> .....	pág. IV
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b> .....	pág. X
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b> .....	pág. XI
<b>1. INTRODUCCIÓN</b> .....	pág. 1
<b>1.1 ANTECEDENTES</b> .....	pág. 2
<b>1.1.1 Generación de biocombustibles</b> .....	pág. 2
<b>1.1.2 Procesamiento Hidrotermal (PHT)</b> .....	pág. 4
<b>1.1.3 Estado del arte</b> .....	pág. 5
<b>1.1.3.1 Plantas solares acopladas a tecnología de procesamiento hidrotermal</b> .....	pág. 5
<b>1.1.3.2 Estudios tecno-económicos conceptuales: procesamiento hidrotermal con concentración solar integrada</b> .....	pág. 6
<b>1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b> .....	pág. 8
<b>1.3 OBJETIVO GENERAL</b> .....	pág. 9
<b>1.3.1 Objetivos específicos</b> .....	pág. 9
<b>1.4 JUSTIFICACIÓN DEL PROBLEMA</b> .....	pág. 10
<b>1.5 HIPÓTESIS</b> .....	pág. 10
<b>2. MARCO TEÓRICO</b> .....	pág. 12
<b>2.1 BIOMASA Y SU DISPONIBILIDAD EN MÉXICO</b> .....	pág. 13
<b>2.1.1 Problema ambiental de desechos agroindustriales en México</b> .....	pág. 13
<b>2.1.1.1 Características de las biomásas lignocelulósicas</b> .....	pág. 14

<b>2.1.2 Características de la madera y sus residuos</b> .....	pág. 14
<b>2.1.2.1 Calidad de la madera</b> .....	pág. 14
<b>2.1.2.1.1 Composición química de la madera</b> .....	pág. 16
<b>2.1.2.2 Recursos maderables como materia prima</b> .....	pág. 17
<b>2.1.2.2.1 Disponibilidad de recursos maderables en México</b> .....	pág. 17
<b>2.1.2.3 Coeficiente de aserrío</b> .....	pág. 19
<b>2.1.2.4 Densidad de la madera</b> .....	pág. 19
<b>2.1.3 Problemática de la industria de la madera en México</b> .....	pág. 20
<b>2.1.3.1 Disponibilidad de residuos de la industria de la madera en México</b> .....	pág. 20
<b>2.1.3.2 Gestión de residuos de madera</b> .....	pág. 21
<b>2.1.4 Energías renovables en México y biomasa</b> .....	pág. 22
<b>2.2 PROCESOS TERMOQUÍMICOS</b> .....	pág. 24
<b>2.2.1 Rutas termoquímicas</b> .....	pág. 24
<b>2.2.1.1 Bio pirolisis</b> .....	pág. 24
<b>2.2.1.2 Gasificación</b> .....	pág. 24
<b>2.2.1.3 Procesamiento Hidrotermal</b> .....	pág. 25
<b>2.2.1.3.1 Licuefacción hidrotermal</b> .....	pág. 26
<b>2.2.1.3.1.1 Licuefacción hidrotermal y cálculos de rendimiento</b> .....	pág. 28
<b>2.2.1.3.1.2 Métodos de separación de biocrudo</b> .....	pág. 28
<b>2.2.1.3.2 Madera como materia prima de la licuefacción hidrotermal</b> .....	pág. 29
<b>2.2.1.4 Parámetros de operación</b> .....	pág. 29
<b>2.2.1.4.1 Temperatura</b> .....	pág. 30
<b>2.2.1.4.2 Uso de catalizador</b> .....	pág. 30
<b>2.2.1.4.3 Tiempo de residencia</b> .....	pág. 30
<b>2.2.1.4.4 Solventes</b> .....	pág. 31
<b>2.2.1.4.5 Porcentaje de disolución de biomasa en solvente</b> .....	pág. 31
<b>2.3 TECNOLOGÍA DE REACTORES DE REACCIÓN</b> .....	pág. 32



2.3.1 Reactor con agitación en modo continuo.....	pág. 32
2.3.2 Reactor Batch.....	pág. 33
2.3.3 Reactor tubular.....	pág. 34
2.3.3.1 Modos de operación.....	pág. 34
2.3.4 Autoclave.....	pág. 35
<b>2.4 TECNOLOGÍA DE CONVERSIÓN SOLAR.....</b>	<b>pág. 35</b>
2.4.1 Tecnologías de concentración solar.....	pág. 36
2.4.1.1 Colectores cilindroparábolicos.....	pág. 37
2.4.1.1.1 Eficiencia térmica del concentrador parabólico.....	pág. 38
2.4.1.2 Tecnologías de torre central.....	pág. 39
2.4.1.3 Reflector lineal Fresnel (RLF).....	pág. 40
2.4.1.4 Sistemas parabólicos en plato (SPP).....	pág. 41
2.4.2 Comparación entre tecnologías de concentración solar.....	pág. 42
<b>2.5 TECNOLOGÍA DE CONCENTRACIÓN SOLAR EN PROCESAMIENTO HIDROTERMAL.....</b>	<b>pág. 44</b>
<b>2.6 ALMACENAMIENTO TÉRMICO PARA APLICACIONES SOLARES.....</b>	<b>pág. 45</b>
2.6.1 Aceite térmico.....	pág. 46
<b>2.7 INTERCAMBIADORES DE CALOR.....</b>	<b>pág. 47</b>
<b>2.8 FUNDAMENTOS CINÉTICA DE REACCIÓN.....</b>	<b>pág. 48</b>
2.8.1 Fundamentos cinética.....	pág. 48
2.8.2 Modelos cinéticos aparentes.....	pág. 49
2.8.3 Modelo energético de activación distribuida (MEAD).....	pág. 49
2.8.4 Cinética licuefacción hidrotermal.....	pág. 50
2.8.4.1 Mecanismo de reacción y cinética de la licuefacción hidrotermal.....	pág. 50
<b>3. METODOLOGÍA.....</b>	<b>pág. 52</b>
<b>3.1 DISEÑO DE PLANTA.....</b>	<b>pág. 53</b>
3.1.1 Descripción de planta hidrotermal.....	pág. 53
3.1.2 Descripción de planta concentradores cilindroparábolicos.....	pág. 54

3.1.3 Descripción del modelado de equipos.....	pág. 55
3.1.3.1 Intercambiadores de calor.....	pág. 55
3.1.3.2 Boiler y quemador.....	pág. 55
3.1.3.3 Reactor.....	pág. 56
3.1.3.4 Ciclón.....	pág. 56
3.1.3.5 Colectores solares.....	pág. 56
3.1.3.6 Tanque de reserva de aceite.....	pág. 56
3.1.3.7 Bombas.....	pág. 56
3.2 BALANCE DE ENERGÍA.....	pág. 57
3.3 RENDIMIENTOS PRODUCIDOS DE LA LICUEFACCIÓN HIDROTERMAL.....	pág. 58
3.3.1 Modelo de rendimiento.....	pág. 58
3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO.....	pág. 61
3.4.1 Estimación del costo unitario de productos manufacturados a partir de biomasa.....	pág. 61
3.4.1.1 Costos de capital.....	pág. 61
3.4.1.2 Cálculo del costo de equipo adquirido.....	pág. 63
3.4.1.3 Costos operativos.....	pág. 65
3.4.2 Costo del producto.....	pág. 69
4. RESULTADOS.....	pág. 70
4.1 PLANTA HIDROTERMAL Y PLANTA DE CONCENTRADORES PARABÓLICOS.....	pág. 71
4.2 BALANCE DE ENERGÍA EMPLEANDO UNA VÁLVULA TÉRMICA DE CONTROL.....	pág. 76
4.2.1 Configuración de válvula térmica de control.....	pág. 79
4.3 CÁLCULO DE RENDIMIENTOS.....	pág. 81
4.4 CONSUMO DE GAS.....	pág. 82
4.5 CINÉTICA DE RENDIMIENTOS DE PROCESAMIENTO HIDROTERMAL PARA DIFERENTES BIOMASAS.....	pág. 83

<b>4.6 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO HIDROTÉRMAL</b> .....	pág. 85
<b>4.6.1 Factores de inflación</b> .....	pág. 87
<b>4.6.2 Valor mínimo de venta de producto considerando costos inflacionarios (Al año 2021)</b> .....	pág. 88
<b>4.7 VALOR MÍNIMO DE VENTA DE PRODUCTO CONSIDERANDO TASAS DE INTERÉS REGIONALES</b> .....	pág. 89
<b>4.8 FACTORES DE TRABAJO DE PLANTA</b> .....	pág. 90
<b>5. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO</b> .....	pág. 91
<b>5.1 CONCLUSIONES</b> .....	pág. 92
<b>5.2 TRABAJO FUTURO</b> .....	pág. 93
<b>6. BIBLIOGRAFÍA</b> .....	pág. 99
<b>7. ANEXOS</b> .....	pág. 106

<b>3.1 Características de simulación de planta de TRNSYS.....</b>	<b>pág. 57</b>
<b>3.2 Composición proximal de la madera empleada en la simulación.....</b>	<b>pág. 59</b>
<b>3.3 Parámetros cinéticos empleados en la simulación.....</b>	<b>pág. 60</b>
<b>3.4 Obtención de costo y unidad de escalado para equipos.....</b>	<b>pág. 64</b>
<b>3.5 Costos y exponente de escalado para equipos que requerirán ser escalados.....</b>	<b>pág. 65</b>
<b>3.6 Costo de equipos adquiridos para el proyecto con márgenes de costo....</b>	<b>pág. 65</b>
<b>3.7 Resumen de costos variables del proyecto.....</b>	<b>pág. 68</b>
<b>4.1 Resultados obtenidos de la operación de planta con base anual.....</b>	<b>pág. 74</b>
<b>4.2 Productos obtenidos de la cinética, base anual.....</b>	<b>pág. 81</b>
<b>4.3 Consumo de gas para las distintas configuraciones de procesamiento hidrotermal.....</b>	<b>pág. 83</b>
<b>4.4 Conversión de productos de PHT para las diferentes biomásas evaluadas.....</b>	<b>pág. 84</b>
<b>4.5 Valor mínimo de venta de producto de diferentes autores en estudios teóricos de licuefacción hidrotermal.....</b>	<b>pág. 86</b>
<b>4.6 Costo de equipos ajustados con la inflación con datos para el año 2021..</b>	<b>pág. 89</b>
<b>4.7 Esquema de factores de planta para el modelo de planta propuesto.....</b>	<b>pág. 90</b>

---

2.1 Estimación en % de la producción de cosecha maderable en México [17].....	pág. 18
2.2 Temperaturas de operación para distintos modos del procesamiento hidrotermal. [4].....	pág. 26
2.3 Reactor con agitación en modo continuo [31].....	pág. 33
2.4 Configuraciones actuales para concentración solar [31].....	pág. 37
2.5 Esquema de un colector de canal parabólico [33].....	pág. 39
2.6 Esquema de trabajo de una torre solar [37].....	pág. 40
2.7 Esquema de trabajo de un concentrador solar Fresnel [33].....	pág. 41
2.8 Esquema de un plato parabólico de concentración [33].....	pág. 42
3.1 Diagrama de proceso TRNSYS.....	pág. 53
3.2 Esquema de rutas de transformación entre reactantes y productos.....	pág. 58
3.3 Método de cálculo del capital de trabajo para el proyecto.....	pág. 62
3.4 Método de cálculo de los costos operativos para el proyecto.....	pág. 66
4.1 Datos meteorológicos promedio de temperaturas para Temixco México (Izquierda). Rendimiento térmico de la planta de concentradores parabólicos a lo largo del año (Derecha).....	pág. 71
4.2 Desempeño del intercambiador de calor 2 (HX2) (Izquierda). Desempeño del intercambiador de calor 1 (Derecha).....	pág. 72
4.3 Gráfica de rendimientos para los productos.....	pág. 73
4.4 Esquema de configuración en TRNSYS con una válvula de atemperamiento.....	pág. 76
4.5 Desempeño del HX 1 para el caso de la válvula de control .....	pág. 79
4.6 Desempeño del intercambiador 1 sin control .....	pág. 80
4.7 Valores de inversión de planta y de operación anuales de la planta de procesamiento hidrotermal. Los valores de inversión se muestran arriba, mientras que los costos de operación anual se muestran abajo.....	pág. 87
5.1 Simulador solar CIO.....	pág. 96
5.2 Montaje de control para el experimento hidrotermal donde cada uno de los termopares se colocará en las salidas SE (Single ended) 2 a 6.....	pág. 97

**5.3 Esquema de montaje de experimento de reacción hidrotermal.....pág. 98**

**CAPÍTULO I:**

# **INTRODUCCIÓN**

En este capítulo se abordará la problemática actual del uso de los combustibles fósiles. Se aborda además un acercamiento al procesamiento hidrotermal y como mediante este procesamiento hidrotermal en conjunto con la energía solar de concentración se puede llevar a cabo esta técnica cumpliendo con la demanda energética de la misma. Se explora el estado del arte hasta el momento.

## **1.1 ANTECEDENTES**

### **1.1.1 Generación de biocombustibles**

El uso de combustibles fósiles a lo largo de los años ha incrementado y con este las emisiones globales de CO<sub>2</sub>. Para un periodo medido por el Centro de Análisis de información de Dióxido de Carbono que comprende desde 1970 a 2016, se monitorearon las emisiones de CO<sub>2</sub> las cuales sufrieron un incremento del 90%, del cual el 78% se debe principalmente a la quema de combustibles fósiles y a los procesos industriales.<sup>1</sup> De forma local, en nuestro país para los últimos 10 años principalmente debido al incremento de la demanda energética y al incremento poblacional las industrias que han presentado las emisiones más altas de gases de efecto invernadero son la del transporte y la de generación de electricidad.<sup>1</sup>

Es debido a lo anterior, que, principalmente debido a la relación entre la dependencia a los combustibles fósiles por parte de la sociedad y a los efectos perjudiciales al ambiente, se requiere de buscar alternativas a esta dependencia y con ello se ha impulsado la búsqueda de combustibles renovables.<sup>1</sup>

En México existe gran potencial para la generación de biocombustibles a partir de desechos de madera, en concreto desechos de la industria de la madera, estos se generan a lo largo del país y se pueden considerar una fuente confiable de abastecimiento para el desarrollo de la industria de biocombustibles en el país, lo anterior fundamentado en diversos estudios.

Los beneficios de emplear desechos de madera son:

1. Se obtienen mejores rendimientos de generación de energía por unidad de volumen de material procesado y disminución de los gases de efecto invernadero al usar residuos, ya que no existe impacto ecológico al requerir tierras de cultivo y competir con especies empleadas en el ámbito alimenticio.
2. Dentro de la economía actual, el uso de materiales forestales está ampliamente arraigado con el crecimiento poblacional, y con ello el crecimiento de los desechos forestales, por lo que se consideran renovables.
3. Son recursos de bastante abundancia en el país.



Pero ¿cómo aprovechamos, o mejoramos la calidad energética de los residuos forestales para su uso como biocombustibles de segunda generación?

Una de las formas es mediante un proceso denominado Procesamiento Hidrotermal.

El procesamiento hidrotermal es una técnica de carácter termoquímico, estos en particular son atractivos debido a las altas eficiencias en los procesos, además de ser capaces de transformar todos los componentes de la biomasa incluida la lignina.<sup>2</sup>

Además del procesamiento hidrotermal existen otras 3 técnicas de carácter termoquímico las cuales son: combustión, pirólisis y gasificación. Estos últimos 3 aprovechan los métodos de transformación de biomasa seca. Ya que si se desea emplear biomasa húmeda para estos últimos se requiere de un secado previo lo que reduce la eficiencia y aumenta el costo del proceso.<sup>2</sup>

El procesamiento hidrotermal por otro lado puede trabajar con biomasa húmeda, además de que le agua es muy importante ya que funciona como medio de reacción del procesamiento hidrotermal de la biomasa, lo que resulta en productos de reacción con características diferentes a aquellos producidos por “métodos secos”.<sup>2</sup>

El procesamiento hidrotermal, lamentablemente afronta un problema importante, la energía que se requiere para calentar la mezcla de biomasa y agua es mucho más alta que para otros procesos. Por lo que para reducir la demanda energética se propone el uso de sistemas alternativos de energía.<sup>2</sup>

El uso de fuentes de energía renovable como la energía solar de concentración es una opción atractiva, económica y sustentable para suplir la energía externa requerida por el procesamiento hidrotermal reduciendo además las emisiones de CO<sub>2</sub> del proceso.<sup>2</sup>

Existen dos métodos para realizar esta “hibridación” de procesamiento hidrotermal + energía solar de concentración. Desarrollando la tecnología de reactor necesaria para concentrar la luz directamente en este equipo o empleando tecnología tanto de concentración como termoquímico ya existentes empleando entonces el uso de “fluidos de transferencia” para manejar el intercambio de calor.

De ambas opciones se explora la segunda, ya que en base a equipos existentes las simulaciones realizadas mediante programas de simulación especializados como

TRNSYS pueden ser mucho más representativas y certeras al ser equipos de uso “convencional”.

Es por ello que en este trabajo se tiene como objetivo el desarrollar una simulación de una planta termoquímica acoplada a una planta termo solar en la cual se llevara a cabo el procesamiento hidrotermal de biomasa endémica como es el caso de desechos de industria de la madera (aserrín, virutas, pellets, etc.) además de que se realizará el análisis económico de esta para evaluar la viabilidad del proyecto. El diseño propuesto tiene como objetivo ser fácil de implementar, de bajo costo, y con alto potencial para ser escalable.

### **1.1.2 Procesamiento Hidrotermal (PHT)**

El procesamiento hidrotermal involucra el calentamiento de lodos de biomasa o de desechos orgánicos a elevadas presiones para de esta manera producir un portador de energía de mayor densidad energética y es esencialmente similar a como la tierra ha producido combustibles fósiles a lo largo de millones de años. Todas las reservas de combustibles fósiles fueron creadas debido a la transformación de materia orgánica bajo condiciones de calor y presión sobre largos periodos de tiempo. Al procedimiento de aplicar altas presiones y temperaturas a la materia orgánica para producir combustibles se le conoce como procesamiento hidrotermal, y se considera como la vía moderna para crear combustibles fósiles renovables.<sup>3</sup>

Por lo tanto, el uso de fuentes de energía como la energía solar de concentración es una opción atractiva y sustentable para proveer de energía externa incrementando de esta forma la eficiencia y reduciendo las emisiones de CO<sub>2</sub>.<sup>4</sup>

El procesamiento hidrotermal requiere de temperaturas de entre 200 a 600 °C, dependiendo claro del producto deseado. Para alcanzar dichas temperaturas con energía solar de concentración se requiere del uso de concentradores solares lineares y de punto focal. Por lo tanto, cuatro tipos de tecnología pueden ser aplicados: Concentración parabólica, lentes Fresnel, horno solar y torre solar.<sup>4</sup>

### **1.1.3 Estado del arte**

#### **1.1.3.1 Plantas solares acopladas a tecnología de procesamiento hidrotermal**

Por medio de intercambio de calor de forma indirecta:

De acuerdo con Giaconia et. al., 2017 una planta de concentración solar de colector de canal parabólico que usa un fluido de transferencia de calor para proveer calor externo a un reactor de licuefacción hidrotermal el cual procesa 1.07 kg/s de un biocrudo de microalga (30% peso) es capaz de proveer el 27.3% de la energía del proceso para calentar reactantes con un sistema de respaldo de almacenamiento que utiliza sales fundidas con la capacidad de proporcionar 72.7% de esta energía. Sin embargo, si la planta solar incluye un sistema de almacenamiento de energía con una capacidad de 12h, el almacenamiento de energía puede contribuir con otro 26.8%, obteniendo de esta forma un total de 54.1%, reduciendo la capacidad necesaria del sistema de respaldo a 45.9%.<sup>2</sup>

Para el estudio de Giaconia et. al., 2017 la planta tiene la capacidad de procesar 10 kton/año de biomasa, acoplando un sistema de concentración solar de colector de canal parabólico para la licuefacción hidrotermal de microalga. Para esto la tecnología de concentración solar es una tecnología con un alto costo de inversión de capital, alrededor de un 47% del capital de inversión de la planta es empleado para construir e instalar el campo de concentración y el sistema de almacenamiento energético, el bio-oíl final que se vende es afectado ligeramente. Específicamente incrementando el costo de la planta en 50%, el costo de venta del bio-oíl solo incrementa en 1%. Sin embargo, cuando el costo del material de entrada (bio alga) incrementa en 50% el precio de venta del biocrudo incrementa en 20%. Una de las conclusiones de este estudio es que la energía solar de concentración es una opción interesante para suministrar calor al procesamiento hidrotermal, mejorando su sustentabilidad y competitividad.<sup>2</sup>

El trabajo de Pearce et. al. Presenta un análisis tecno económico de una planta que usa energía solar de concentración para producir bio-oíl con licuefacción hidrotermal usando microalga como materia prima, evaluando la viabilidad de dicha integración. Los autores analizan una planta de colector de canal parabólico capaz de transformar 200kg de microalga en un día y en 3 ciclos, concluyendo que la incorporación de energía solar de

concentración acoplada al reciclaje de biomasa de desecho es una opción prometedora para la síntesis sustentable del bio-oíl con un precio de venta de \$1.23 dólares por kilogramo de bio-oíl y un flujo de caja positivo después de 3 años.<sup>2</sup>

### **1.1.3.2 Estudios tecno económicos conceptuales: procesamiento hidrotermal con concentración solar integrada**

Pearce et. al. 2016 [5] generan un estudio conceptual, en el cual modelan una planta de concentración solar a base de concentradores cilindro-parabólicos. Como fluido de calentamiento se utiliza la propia materia prima, en este caso microalga. Se obtiene una proyección de costo mínimo de venta para este bio oíl obtenido a partir de microalgas el cual se proyectó en un valor de 1.23 USD/kg.<sup>5</sup>

Giaconia et. al. 2017. [6] describe un análisis conceptual de una planta de licuefacción hidrotermal acoplada con una planta de concentración solar para la obtención de bio oíl a partir del uso de microalga. Esta planta en particular separa los procesos, por un lado, la planta de concentración solar trabaja utilizando un fluido de transferencia, para este caso se emplea una mezcla de sales fundidas. Para dar lugar a la reacción hidrotermal se emplean intercambiadores de calor que toman el calor obtenido de la planta solar y la transfieren a la planta química, en donde se llevan a cabo las reacciones térmicas. Se genera también la proyección de costos y se estima un precio mínimo de venta de 2.19 USD/kg. Se reporta entonces que el calentamiento indirecto, puede ser una opción viable para este tipo de proyectos.<sup>6</sup>

Hansen et. al. 2019 [7] Describen un análisis tecno económico que trata de evaluar la generación de combustible (eFUEL) basados en licuefacción hidrotermal. Este sistema se enfoca en el uso del carbón en la fase acuosa y las fases gaseosas del procesamiento hidrotermal como materia prima de entrada para la producción de combustible de uso para transporte. El modelado incluye el uso de madera para la licuefacción hidrotermal, la cual es llevada a cabo junto a la hidrogenación del bio oíl para posteriormente ser destilado para la obtención de gasolina.<sup>7</sup>

La combinación de procesos de licuefacción hidrotermal con una planta eFUEL se refiere a que el gas y el carbón disuelto se procesan mediante una planta auxiliar, la cual lleva a cabo un proceso Fisher Tropsch cuyo producto final son combustibles líquidos aptos para

uso en motores convencionales. En este estudio la simulación se lleva a cabo en conjunto con un análisis económico obteniendo de manera final un valor mínimo de venta para el combustible de 26.06 USD/unidad. Se realiza un análisis de sensibilidad, el cual determina que el hidrógeno utilizado es el responsable de disparar el costo del combustible, de igual forma el estudio demuestra que solo refinar el bio oíl es más caro, ya que acoplarlo con la planta Fisher Tropsch reduce el costo final del valor de venta de producto en un 8.9%.<sup>7</sup>

Ischia et. al. 2020. [8] modela dos sistemas de concentración solar, para llevar a cabo dos reacciones distintas, carbonización hidrotermal de desechos orgánicos y licuefacción hidrotermal de madera. Las plantas de licuefacción y carbonización utilizan un modelo de calentamiento indirecto como en el caso de Giaconia et. al. 2017, donde de igual forma la planta solar trabaja con una mezcla de sales fundidas como fluido de trabajo. Se analiza la proyección del costo, tanto para las toneladas producidas de biocarbón de la planta de carbonización hidrotermal y de la planta de licuefacción hidrotermal, como resultado se obtiene el precio mínimo de venta del bio oíl el cual es de 1.40 USD/kg. Este estudio al igual que el de Giaconia et. al. 2017 dependen del uso de tanques de almacenamiento térmico para asegurar operación continua a lo largo del año.<sup>8</sup>

Peña Cruz M.I. et. al. 2022 [9] reporta un estudio de licuefacción hidrotermal donde se utilizó madera como fuente de biomasa. Una ventaja importante de la LH es su capacidad para operar con biomasa con cierto contenido de humedad. Para el procesamiento de la biomasa se utilizó una configuración de planta solar de calentamiento indirecto, el cual utiliza como fluido de transferencia, aceite térmico (Therminol VP-1). La planta de concentración solar emplea almacenamiento térmico además de utilizar calentamiento auxiliar asistido por gas para mantener una temperatura mínima en el reactor. Este trabajo representa un diseño preliminar de una planta solar de colectores cilindro-parabólicos, este estudio busca la construcción de un diseño de planta que sea conveniente y de cierta manera fácil de implementar, que permita la escalabilidad del proceso y que sea térmicamente viable.<sup>9</sup>

Briongos et. al. 2021 [10] realizó un estudio conceptual sobre una tecnología híbrida para integrar concentración solar y un reactor de biomasa, los cuales operan de manera continua un proceso de carbonización hidrotermal. Se emplean distintos tipos de

materiales lignocelulósicos y se obtienen rendimientos de carbonización desde 64 a 78%.<sup>10</sup>

Ayala et. al. 2022 [11] reportan experimentos acerca de la licuefacción hidrotermal de bagazo de agave en un horno solar de 25 kW. Las condiciones máximas de trabajo para el horno solar son de 220 bar y 500°C, además de que la operación se da en modo batch. Utilizan temperaturas desde 150 a 300°C y condiciones de presión de 10, 30 y 50 bar. En este estudio se reportan condiciones óptimas de operación de 300°C con 0 minutos de tiempo de residencia y se obtienen rendimientos de 28% con presiones bajas iniciales para mejorar los rendimientos.<sup>11</sup>

Un aspecto importante de los estudios de simulación es que se puedan validar con datos experimentales acerca de los rendimientos generados para las distintas materias primas mediante el procesamiento hidrotermal, los cuales al cumplir condiciones específicas pueden representar una buena proyección de los rendimientos que se pudieran esperar para estos estudios conceptuales en continuo, como se verá más adelante.

## **1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

Se debe de tener en cuenta que el uso de combustibles fósiles es necesario para continuar con el desarrollo de la sociedad, es un recurso finito, por lo cual debe ser paulatinamente reemplazado para poder continuar promoviendo el desarrollo de las sociedades actuales. Una alternativa la cual puede ayudar a trabajarse este reemplazo paulatino de los combustibles fósiles son los biocombustibles, ya que estos como ventajas adicionales en su manejo se encuentra la reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub> además de que estos últimos pueden ser una fuente sustentable de obtención de combustibles.<sup>12</sup>

Otra de las consideraciones que se deben tomar en cuenta es que la densidad energética que ofrecen los combustibles líquidos creados a partir de biomasa es suficiente como para sustituir a los combustibles fósiles. Por lo que incluso para tareas como el transporte estos biocombustibles líquidos son una de las opciones para tener en cuenta para este uso.<sup>2</sup>

Entonces para comprender qué tipo de biomasa emplear, vale la pena recalcar que el utilizar biomasa de primera generación, es decir, materias primas con un alto contenido

de azúcar como materias primas oleaginosas o almidonadas trae distintas consecuencias como la competencia de estos cultivos con los que se destinan a alimentación o la deforestación que ocasiona la necesidad de mayor cantidad de tierras para suplir esta producción, lo que genera más problemas medio ambientales.<sup>2</sup>

Por ello para promover la reducción del impacto medio ambiental, además de poder contribuir con el problema creciente del manejo de los residuos provenientes de la industria de aserrío y poder obtener combustibles de una alta densidad energética se opta por el manejo de estos desechos de madera los cuales corresponden a la obtención de biocombustibles de segunda generación.<sup>2</sup>

Este tipo de residuos pueden ser candidatos para la fabricación de biocombustibles de segunda generación como aserrín, astillas, virutas, los cuales por lo general no se utilizan en México o no tienen un fin tratamiento establecido, por lo que frecuentemente se consideran como basura. Este tipo de desechos representan en muchos espacios de productores un problema ambiental y de gestión, además de ser un peligro por la inflamabilidad y riesgo de seguridad y contaminación.<sup>13</sup>

### **1.3 OBJETIVO GENERAL**

Determinar una configuración de planta de procesamiento hidrotermal acoplada con un sistema de concentración solar a partir de modelos ya existentes. Con el fin de realizar una evaluación de esta y determinar mediante modelación por software si esta configuración es viable a partir del análisis tecno económico que se haga sobre la misma.

#### **1.3.1 Objetivos específicos**

1. Estudiar la disponibilidad de biomasa residual en función del recurso solar disponible en el país.
2. Analizar las condiciones de PHT de la biomasa seleccionada para la obtención de biocombustibles.
3. Analizar la tecnología solar apropiada que suministre las condiciones anteriores.
4. Diseñar y optimizar la planta usando TRNSYS.
5. Realizar análisis tecno económico.

## **1.4 JUSTIFICACIÓN DEL PROBLEMA**

El poder aprovechar gran parte de los residuos maderables que se producen en México, los cuales por lo general son tratados como desecho. Al darle un tratamiento a estos residuos se puede darles valor agregado a estos haciéndolos más densos energéticamente hablando.

Se contribuye con la comprensión técnica sobre los fenómenos de procesamiento hidrotermal y su viabilidad económica. Lo que como fin último puede derivar en proyectos a escala industrial de procesamiento hidrotermal.

Este estudio además pretende contribuir a la comprensión técnica del acoplamiento de procesos de concentración solar a plantas de procesamiento hidrotermal y su viabilidad. Pretende responder además si existe alguna configuración óptima.

Estudios de este tipo pueden ser referencia para países que generen desechos de tipo biológico los cuales puedan ser empleados como biomasa y sean empleados potencialmente para la producción de combustibles de una forma sustentable.

## **1.5 HIPÓTESIS**

El presente estudio busca entonces el desarrollo de un sistema de procesamiento hidrotermal con tecnología preexistente. El cual esté en funcionamiento y sea óptimo para la operación de procesamiento hidrotermal. Dicho sistema deberá de ser adecuado con un sistema paralelo de concentración solar mediante el calentamiento de un fluido de transferencia.

Se debe de recalcar la necesidad de que el sistema involucrado trabaje en forma continua para que sea de esta forma económicamente viable. Tanto la componente de concentración solar como la parte del sistema de procesamiento hidrotermal.

Se realizará la simulación de la planta tanto para la parte termodinámica como para la parte económica, para de esta forma pensar en la optimización eficiente de ambas para poder llevar a cabo de manera exitosa un proceso sustentable.



Lo anterior para poder responder:

***“¿Existe una configuración de un sistema PHT acoplado con un sistema de energía solar de concentración que sea capaz de operar en modo continuo, el cual sea económicamente viable (atractivo)?”***

***“¿Es una opción viable el uso de residuos maderables para el impulso de tecnologías de PHT acopladas con energía de concentración solar para la generación de biocombustibles?”***

***“Hi: El uso de residuos maderables procesados mediante tecnología de PHT acoplada al uso de energía solar de concentración, es una opción económicamente viable a partir de la tecnología tanto de PHT como de energía solar de concentración existente”***

## CAPÍTULO II:

# MARCO TEÓRICO

En este capítulo se expone una revisión del estado del arte del procesamiento hidrotermal, las biomásas que se pueden emplear y sobre las cuales se puede llevar a cabo la licuefacción hidrotermal para obtener productos con alto valor agregado en términos energéticos además de su disponibilidad en el país. El desarrollo tecnológico que presenta esta tecnología y los equipos industriales que pueden ser candidatos para soportar este proceso termoquímico además del análisis de los modelos cinéticos llevados a cabo en este tema.

## **2.1 BIOMASA Y SU DISPONIBILIDAD EN MÉXICO**

### **2.1.1 Problema ambiental de desechos agroindustriales en México**

La disponibilidad de la biomasa en el país es muy importante para la realización del proyecto, principalmente de desechos lignocelulósicos por el alto potencial energético de los mismos. Se estima que a nivel mundial la biomasa lignocelulósica acumula 60 billones de toneladas por año. Y se encuentra principalmente a través de cuatro fuentes principales:

- Residuos agrícolas
- Residuos forestales
- Cultivos de bajo costo para producción de energía
- Desechos celulósicos

Los residuos agroindustriales se componen de un amplio catálogo de materia orgánica de origen biológico, los cuales incluyen las porciones de cultivos para alimentación y sus desechos, así como los cultivos para otros propósitos. Los cultivos con mayor importancia mundial son el trigo, maíz, arroz y la caña de azúcar los cuales producen la mayor parte de la biomasa lignocelulósica. Estos cuatro cultivos generan más de 5300 millones de toneladas secas por año.<sup>14</sup>

Aproximadamente 76 millones de toneladas de desechos orgánicos se generan anualmente en México. De estos, el 79% se compone de desechos primarios (durante la cosecha) como hojas, tallos, vainas, paja y cáscaras. El remanente 21% se considera desecho secundario obtenido de la postcosecha, y son residuos conocidos como: bagazo de caña, mazorcas, bagazo de agave o del maguey y pulpa de café.<sup>14</sup>

En el año 2016, 22.1 millones de hectáreas de terreno fueron cultivadas en México. El contenido de lignina de la biomasa puede ser utilizado como una fuente de combustible vía combustión o puede ser refinada a productos de alto valor agregado. La mayoría de la biomasa agroindustrial es utilizada como alimentación para ganado, gran parte de este desecho además es quemado en los campos de cultivo.<sup>14</sup> Existe con esto una preocupación creciente acerca del manejo de desechos agroindustriales y están motivando buscar nuevas estrategias enfocadas en la producción energética. Actualmente, en ciertas regiones de México, muchos granjeros enfrentan un impacto

ambiental negativo debido a la contaminación causada por la inadecuada disposición de los desechos.<sup>14</sup>

### **2.1.1.1 Características de las biomásas lignocelulósicas**

La biomasa lignocelulósica se compone principalmente de celulosa, hemicelulosa interconectada con lignina y otros componentes como proteína, cenizas, ácidos orgánicos y otros materiales.<sup>14</sup>

La celulosa es un polímero sin ramificar, en una estructura rígida y compacta, la cual se encuentra constituida por unidades repetidas de  $\beta$ -D-glucosa. El compuesto principal de las células de las plantas es la celulosa, la cual es altamente resistente a los ataques o degradación química. La celobiosa, la cual es un dímero conformado por dos unidades de glucosa es el constituyente básico de la celulosa.<sup>14</sup>

Las hemicelulosas se encuentran conformadas por polisacáridos heterogéneos compuestos de azúcares de cinco carbonos (pentosas) como la xilosa y la arabinosa, así como azúcares de 6 carbonos como glucosa, galactosa y manosa.<sup>14</sup>

Además de la celulosa y la hemicelulosa, existen componentes estructurales mayoritarios en la biomasa lignocelulósica, las cuales incluyen lignina, ceniza, y proteínas. La lignina se compone de tres unidades básicas monoméricas: p-hidroxifenilos, guayacilos y siringilos. La lignina es un polímero fenólico que provee fuerza estructural a la planta y la protege contra invasiones de insectos y de patógenos. La lignocelulosa contiene alrededor de un 50% de celulosa y 32% de hemicelulosa. Estas estructuras son sustratos importantes para la producción de energía. Esto nos indica que de forma mayoritaria se considera que la composición global de las biomásas lignocelulósicas en su mayoría estará conformada por celulosa, hemicelulosa y lignina.<sup>14</sup>

### **2.1.2 Características de la madera y sus residuos**

#### **2.1.2.1 Calidad de la madera**

La madera, al ser un material biológico de estructura compleja y variable, tiene diferencias significativas dependiendo de muchos factores, lo que genera que la “calidad” de esta sea muy heterogénea en función del sitio, del clima y otros factores. Dependiendo del uso de la madera se requiere de un mínimo de calidad para cada procedimiento.

Considerar las características tanto macroscópicas como microscópicas, permite tomar en cuenta la variabilidad de la madera.<sup>15</sup>

En la madera, como en otros materiales existe un concepto que afecta a las propiedades del material, y este se conoce como defecto. Un defecto representa cualquier irregularidad o imperfección que pueda afectar las propiedades del material. Para usos de tipo estructural los defectos pueden ser muy importantes y limitar el uso de la madera. Por ello es imprescindible limitar la ubicación de defectos para mejorar la utilización de distintas especies de madera.<sup>15</sup>

Para la madera aserrada y en trozas, dependiendo de su calidad en general en términos de sus defectos, se le considera para los siguientes usos:

- Construcción de barcos.
- Construcción estructural.
- Construcción no estructural.
- Uso exterior.
- Pilotes marinos (Estructura de muelles).
- Chapas y contrachapas (Triplay).
- Durmientes (Vía de tren).
- Embalajes.
- Palillos, mondadientes, serillos, abatelenguas, uso para juguetes.
- Carrocería.
- Fabricación de herramienta, cubiertos, partes de armas, piezas de vehículos, implementos agrícolas, y artículos deportivos.
- Instrumentos musicales.
- Fabricación de lápices.
- Para tallado y escultura.

Para la madera que requiere de un mayor contenido de celulosa, se citan los siguientes usos:

- Pulpa, papel y aglomerados.<sup>15</sup>

### **2.1.2.1.1 Composición química de la madera**

Además de la calidad de madera por troza, se tienen registros de composición bromatológica de la madera, principalmente de especies de pino y encino, las cuales son mayoritarias en el país. Es importante conocer una aproximación estable de la composición de la madera.

Encinos:

Para el estudio de más propiedades químicas de la madera y su composición bromatológica se tienen desventajas importantes, principalmente que en territorio Mexicano no se han estudiado suficientes especies de encino, además de que las propiedades estudiadas toman algunas características puntuales como el pH y la caracterización química del tronco y corteza.<sup>16</sup>

De forma global los estudios realizados en encinos consideran de forma principal componentes como celulosa (alfa celulosa, hemicelulosa) y lignina, como componentes mayoritarios. Estudios recopilados realizados en territorio nacional muestran un valor de alfa celulosa que va desde 37% a 56% y de hemicelulosas que va desde 22% a 30%. Para la lignina los valores se encuentran entre 8% y 22%. El contenido global de celulosas y hemicelulosas, el cual se conoce como holocelulosas se encuentra en valores de 60% a 82%. Una característica importante de los encinos mexicanos es que estos registran una mayor cantidad de celulosa en comparación a encinos de otros países, para los demás compuestos la composición es similar.<sup>16</sup>

Bárcenas-Pazos, et. al. 2008, determinaron los contenidos de celulosa, lignina y cenizas de diferentes muestras de encino, principalmente especies arbustivas de hasta aproximadamente 3 metros de alto de carácter caducifolio.<sup>16</sup>

De forma general, el contenido de celulosa en las muestras de Bárcenas-Pazos, et. al. 2008, fue desde 45.71% hasta 48.37%. Para la lignina los porcentajes de contenido fueron desde 21.02% hasta 21.47% y de cenizas desde 2.67% hasta 3.22%.<sup>16</sup>

Pinos:

Para el caso de las especies de pino la situación es bastante similar a la de los encinos. El INEGI (Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática) en el año 2013 reportó que existe poca información acerca de la composición química en plantaciones de pino, por lo que se propone llevar a cabo estudios en la materia.<sup>17</sup>

Escoto García, T. et. al. 2017. Estudiaron tres árboles de diferentes especies de pino con una densidad de plantación de 2x2 m. De los cuales se generó para la parte del análisis químico la determinación de celulosa y lignina. Para la celulosa los valores medios de la misma fueron desde 72.2 hasta 74.1%. Para los valores de lignina se obtuvieron valores desde 30.4 hasta 32.1%.<sup>18</sup>

René Bernabé S. et. al. 2013. Determinaron del Herbario de la Facultad de Biología de la Universidad Michoacana EBUM sobre un total de cinco especies de pino distintas los contenidos de holocelulosa y lignina además de otros constituyentes, para su análisis los valores de holocelulosa fueron desde 68.1% hasta 74.7% y de lignina desde 24 hasta 28.5%.<sup>18</sup>

### **2.1.2.2 Recursos maderables como materia prima**

#### **2.1.2.2.1 Disponibilidad de recursos maderables en México**

Un problema importante al evaluar el potencial del recurso maderable son las cifras oficiales del recurso. En México, se puede notar que no existe coherencia entre la cantidad de volúmenes de madera en rollo que se extraen año con año con lo que se contabiliza oficialmente.<sup>19</sup>

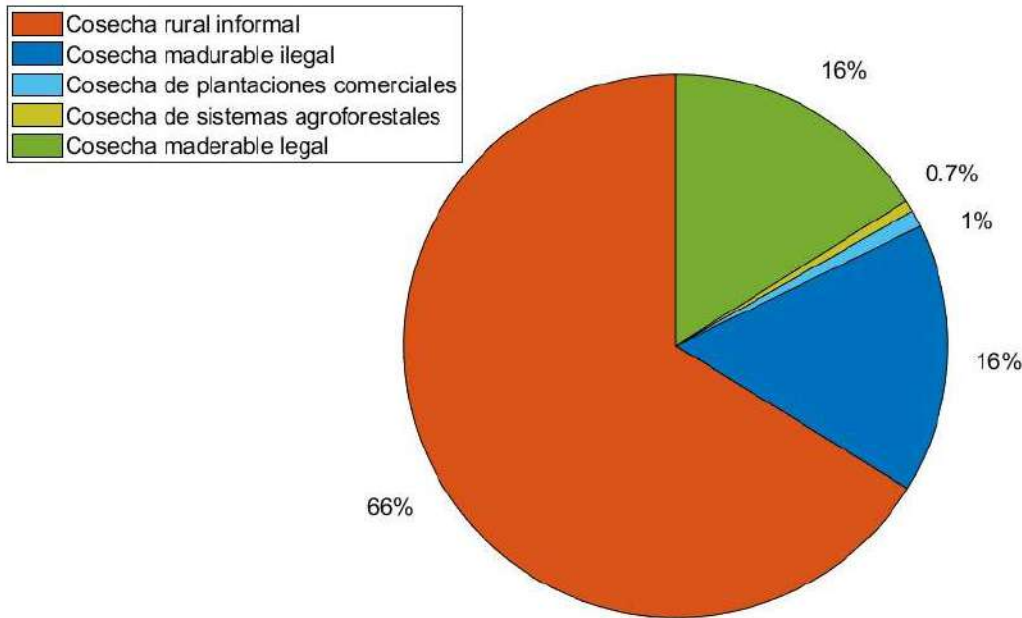
La fuente de datos oficial principal en el país corresponde al anuario Estadístico de la Producción Forestal, llevado a cabo año con año por parte de la SEMARNAT (Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales), aunque en este informe no se detallan volúmenes de producción de madera importantes como lo son la tala informal, además de la clandestina, en conjunto con otras fuentes como las plantaciones forestales y los sistemas agroforestales.<sup>19</sup>

La tala informal se refiere a que se da tala y extracción de recursos maderables de forma furtiva carente de normatividad, bajo ningún tipo de regulación o control por parte de las

autoridades. Este término no implica ilegalidad ya que existen autorizaciones informales como las que se dan a las comunidades rurales para consumo de tipo doméstico, este uso se detalla en el artículo 71 del reglamento de la ley general de desarrollo forestal.<sup>19</sup>

Aunado a la baja recopilación de datos por parte de la autoridad competente, se tiene el problema que el proceso de captación de datos se maneja bajo criterios tradicionales donde las herramientas informáticas no han permeado lo suficiente como para eficientar el manejo de información y de datos de acuerdo con información actual. Como ejemplo es posible citar el anuario estadístico generado por SEMARNAT en su edición 2004, este informe arroja datos como lo son la extensión de la superficie dedicada a plantaciones forestales, más los proyectos en desarrollo para dicho rubro a nivel nacional, aunque, carece de información estadística en relación con la producción que se incorpora cada año.<sup>19</sup>

Caballero Deloya, Miguel, 2010, reporta en su estudio (Figura 2.1) las cifras de producción y consumo de madera para este año. Con estos datos se puede concluir que la madera a nivel nacional cuyos usos son domésticos, tala clandestina y uso rural que es de carácter informal e ilegal comprende el 82% del total.<sup>19</sup>



**Figura 2.1.** Estimación en % de la producción de cosecha maderable en México. Tomada y editada de Caballero D., M. (2010) [19].



En términos de especies y diversidad, México es un centro de diversidad del género *Pinus*. Para México se tiene un total de 46 especies, 3 subespecies y 22 variedades de pinos, de estas variedades el 55% son endémicos del país. A nivel mundial el país cuenta con alrededor del 42% de las especies existentes. Esto convierte a México en el país con la mayor diversidad en términos de esta especie.<sup>20</sup>

Para ilustrar el punto de la disponibilidad, utilizando los datos de la SEMARNAT en la edición 2012, se estima que sólo para el estado de Durango la producción de madera se estimó en 1,741,212 m<sup>3</sup>, de esto se tiene que alrededor de 491,111 m<sup>3</sup> son producto de desecho generado de la producción maderable total.<sup>21</sup>

### **2.1.2.3 Coeficiente de aserrío**

Para poder evaluar la cantidad de madera en kilogramos que se obtienen por cada volumen de madera dado se requiere de un término que se conoce como coeficiente de aserrío. Este se puede obtener a través de la relación que existe entre el volumen de la madera aserrada en relación con el volumen de la trocería que se requiere para obtenerla y usualmente esta cantidad se expresa en porcentaje. Este coeficiente de aserrío se obtiene a través de seccionar distintas porciones de madera, referidas como trozas las cuales se dividen según el tipo de calidad y de esta manera es factible obtener esta proporción de madera de derivados de distintas trozas como costeras recortes y aserrín.<sup>22</sup>

Zavala, et al., (1981) [22], realizaron determinaciones del coeficiente de aserrío en el estado de Durango donde encontraron que existe una variación de 40 a 53%. En aserraderos de Tlaxcala este valor de coeficiente de aserrío varía desde un 51 a 52%. Zavala, et. al., encontraron además que para distintas calidades de trozas y al variar el número de trozas analizadas y manejar distintos volúmenes de madera se tiene que los datos de coeficiente de aserrío rondan en alrededor del 50%.<sup>22</sup>

### **2.1.2.4 Densidad de la madera**

Según Silva et. al., (2012), la densidad promedio encontrada para el género *Pinus* es de 0.47 g/cm<sup>3</sup> ± 0,04 g/cm<sup>3</sup> por lo que se considera una madera medianamente pesada.<sup>20</sup>

### **2.1.3 Problemática de la industria de la madera en México**

Un postulado importante respecto al manejo de los desechos de madera es que no son usados de manera intensiva, por lo que se vuelven un desecho problemático, una característica de la industria de la madera en México es que gran parte de la operación de esta, es llevada por aserraderos pequeños, en los cuales las inversiones son modestas. Estas instalaciones pequeñas que arrancan con equipos pequeños se mantienen de esta forma por lo que la poca actualización de estos, el bajo nivel tecnológico y la poca expansión de estos negocios tienen como resultado una baja conversión de la madera. El coeficiente de aserrío para estos casos puede alcanzar el 50% mientras que el resto como lo son las costeras, los recortes, virutas y aserrín se tratan como desecho.<sup>23</sup>

En lo referente a mercados internacionales, debido a que los costos de la madera en rollo en México son bastante elevados, esto se traduce finalmente en la ausencia de oferta de madera Mexicana en los mercados internacionales. Esto tiene como consecuencia que el comercio nacional o la demanda de madera nacional sea desplazadas por madera de otros países como Chile, Estados Unidos, Brasil y Canadá.<sup>23</sup>

Las especies más aprovechadas en México son los pinos, se cuenta con 20 especies, de las cuales la mitad son las más utilizadas, principalmente por su abundancia. En la producción forestal maderable, para el año 2018 aproximadamente 70% de esta producción fue de exclusivamente especies de pino seguidas muy por debajo de especies de encino con un porcentaje de participación del 15%.<sup>24</sup>

#### **2.1.3.1 Disponibilidad de residuos de la industria de la madera en México**

Existen empresas en México dedicadas a la producción de madera aserrada, estas empresas comúnmente se les denomina aserraderos. Este tipo de empresa genera distintos residuos de madera como lo son aserrín, astillas y virutas. Por lo que los residuos que se acumulan en estos sitios pueden ocupar espacio valioso y ser fuente de contaminación importante o reservorio de fauna nociva, lo que convierte a este tipo de desechos en un problema ambiental.<sup>25</sup>

Aunado a lo anterior se debe de tener en cuenta la amplia disponibilidad de desecho maderable en el país, si se utilizaran estos residuos se podría generar un alto potencial

energético. Este tipo de uso puede resultar competitivo sobre todo al emplear estos desechos dándole valor agregado a los mismos.<sup>26</sup>

Diversos autores señalan el uso de los residuos forestales para poder generar energía. La principal ventaja del uso de estos desechos además de la alta disponibilidad es la disminución de las emisiones de efecto invernadero, esto es debido a que al emplear residuos se evita la generación de cultivos en específico para la obtención de energía con lo que se reduce el impacto ambiental.<sup>1</sup>

Estas industrias de aserrío son de gran relevancia en el país por lo que proyectar la creación de un enorme consorcio de empresas generadoras de energía que aprovechen los residuos de aserrío resultaría factible. Aunque, aún se requiere de una mayor cantidad de estudios en los cuales se explore el manejo, uso, almacenamiento y distribución de los recursos forestales de desecho para poder obtener una producción energética estable e integral de los desechos de biomasa.<sup>1</sup>

El desarrollo de empresas energéticas a partir del aprovechamiento de residuos forestales podría traer nuevos beneficios tanto económicos como sociales, impulsando el desarrollo del país por medio de la creación de nuevos empleos, impulsar la economía del país, sin mencionar los beneficios ambientales. Un punto importante es el concientizar acerca de la importancia de estos desechos, combinar acciones sociales para su uso, además de desarrollar tecnología sustentable para el aprovechamiento integral de desechos.<sup>1</sup>

De los desechos del aserrío que se han mencionado destaca el aserrín. Este se convierte de forma particular en un problema de manejo y disposición dentro de esta industria. Este desecho es un producto bastante abundante que se da a partir del asierre de madera. Su manejo a diferencia de otros es principalmente artesanal y rudimentario, principalmente se puede emplear en granjas o es abandonado en el campo debido a la falta de propuestas para su uso.<sup>21</sup>

### **2.1.3.2 Gestión de residuos de madera**

La gestión de los residuos de madera es complicada, ya que la ley por lo general considera solamente a los desechos provenientes de la industria del transporte, de la salud, etc. La SEMARNAT en el 2008, a través del programa nacional para la prevención

y gestión integral de residuos excluye o no ofrece manejo a los desechos de madera o desechos lignocelulósicos. Esta falta de legislación en el tema juega en contra ya que evita un procesamiento adecuado para estos desechos, en el Distrito Federal existe la Ley de Residuos Sólidos, la cual establece que estos desechos son considerados como residuos sólidos de manejo especial, estos residuos no cumplen con características de residuos sólidos urbanos ni residuos peligrosos. Por lo que la disposición queda en manos del gobierno local.<sup>21</sup>

El problema concurrente es la existencia de esta dispersión de desechos, principalmente por la falta de directrices en su manejo lo que propicia una falta de posibles mercados para colocarlos.

Cuando se requieren grandes volúmenes de residuos se tienen problemas con el transporte, lo que limita el uso, y además incrementa el costo de movilizar estos recursos.<sup>21</sup>

En la actualidad, muchos estudios se han dado a la tarea de encontrar alternativas de uso para los desechos de carácter lignocelulósico, algunos de ellos se mencionan a continuación:

- Alimento en ganadería (Suplemento)
- Producción de biocombustibles
- Producción de bioetanol
- Producción de combustibles sólidos
- Elaboración de pellets y briquetas como combustible
- Elaboración de productos con base de madera y plástico
- Usos químicos diversos
- Como ingrediente fungicida
- Como ingrediente para elaboración de insecticidas
- Para obtención de compuestos antioxidantes
- Para la extracción de taninos y de compuestos adhesivos naturales.<sup>21</sup>

#### **2.1.4 Energías renovables en México y biomasa**

En México, las energías renovables alcanzan un 10.4% del consumo total energético y se distribuyen de la siguiente manera: 1.5% para energía de hidrógeno. 5.7% para

biomasa, 2.8% energía geotérmica, solar y eólica. Por último 0.1% de biogás. Las fuentes principales de biomasa incluyen madera de bosques nativos, junglas y plantíos de bajo costo para generación de energía. Como fuentes secundarias se tiene a los desechos del procesamiento e industrialización de la madera, cultivos y desechos agroindustriales.<sup>27</sup>

La vegetación mexicana comprende alrededor de 139 millones de hectáreas, las cuales son equivalentes al 70% del territorio nacional, sus bosques y selvas comprenden 64.9 millones de hectáreas, de las cuales 15 millones de hectáreas pueden ser utilizadas de manera industrial. Se estima que el potencial bioenergético en México es equivalente a 3,569 PJ/año o 42% del consumo energético primario de 2008. La madera representa 54% del potencial total con 1,923 PJ anuales de los cuales 78% vienen de bosques endémicos mientras que el resto puede obtenerse con plantíos de bajo costo como el eucalipto. El uso de madera con propósitos bioenergéticos estimula la producción para usos industriales a través de la comercialización de especies o residuos menos valorados.<sup>27</sup>

Debido a su abundancia, la madera ha tenido muchos usos, como material lignocelulósico, como material de construcción, manufactura de muebles, producción de carbón, industrial del papel, etc. La industria del procesado de la madera genera grandes cantidades de desecho, (aserrín, corteza, virutas, recortes) que por lo general no tienen un destino específico, lo que hace de la biomasa una fuente económica y competitiva principalmente con los combustibles fósiles y sus derivados.<sup>27</sup>

Además, el uso de madera como fuente de energía está muy desestimada, por lo que el enfoque es utilizar estos residuos de la industria de la madera y desechos del bosque. Por lo que, en un escenario favorable en próximas décadas por la obligación por parte de la industria por utilizar energías limpias, se espera un incremento en la demanda de los desechos de la industria de la madera.<sup>27</sup>

Esta revisión nos permite observar que la disponibilidad de la madera y sus residuos de carácter lignocelulósico es bastante amplia, al menos de lo que se tiene registro. Las especies dominantes son por lo general especies de pino y de encino, por lo que la disponibilidad del residuo maderable pertenecerá mayoritariamente a estas especies. Con la finalidad de mantener un control de “calidad” de los residuos a manejar en este

trabajo, se supondrá la utilización de residuos de madera de pino de acuerdo con estudios bromatológicos realizados en esta especie.

## **2.2 PROCESOS TERMOQUÍMICOS**

### **2.2.1 Rutas termoquímicas**

Los procesos termoquímicos comprenden principalmente cuatro diferentes rutas: combustión, pirólisis, gasificación y procesamiento hidrotermal. Los primeros tres métodos utilizan biomasa seca (contenido de agua por debajo del 10% del peso) como residuos de la madera. Sin embargo, cuando se emplea biomasa húmeda este tipo de técnicas requiere un secado previo; lo cual consume energía reduciendo de esta forma la eficiencia global, y por ende, incrementando el costo del proceso. El procesamiento hidrotermal por otro lado puede trabajar directamente con biomasa húmeda reduciendo así el consumo energético del proceso. Además, el agua juega un papel importante como medio de reacción en el procesamiento hidrotermal (PHT) de la biomasa resultando en productos con diferentes características que aquellos producidos por métodos “secos”.<sup>2</sup>

#### **2.2.1.1 Bio pirólisis**

La bio pirólisis es un proceso termoquímico típico el cual convierte biomasa en gas de síntesis, bio-oíl y carbón a temperaturas elevadas con un limitado suministro de aire (oxígeno). Un biocombustible proveniente de los derivados de astillas de madera tiene una densidad de alrededor de 1.2 kg/L con una densidad energética de alrededor de 18.0 MJ/Kg, la cual es alrededor de 20000 veces superior a la energía de las astillas de la madera. Sin embargo, la composición compleja del bio-oíl de bio pirólisis, el contenido de agua y la alta acidez limitan una alta variedad de aplicaciones del bio-oíl. Varias investigaciones se han llevado a cabo con la esperanza de mejorar los biocombustibles para convertirlos en un reemplazo de los combustibles fósiles, incluyendo la optimización en las condiciones de operación, pretratamiento de la biomasa antes de la pirólisis, introduciendo catalizadores, diseñando nuevos reactores, y muchos otros.<sup>4</sup>

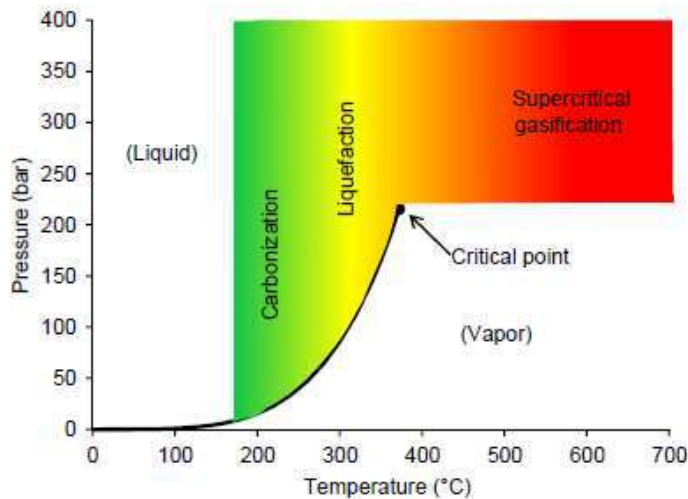
#### **2.2.1.2 Gasificación**

El incremento de la temperatura de reacción en el proceso de pirólisis puede llevar las reacciones termoquímicas hacia la formación de gas de síntesis. Dicho proceso se llama gasificación. El principal componente del gas de síntesis son el CO y el H<sub>2</sub>. El radio de

CO y H<sub>2</sub> depende del tipo de sustrato y las condiciones de la gasificación. El gas de síntesis resultante se puede quemar de forma directa para la generación de energía o puede emplearse para la síntesis de biocombustibles vía proceso Fischer – Tropsch o mediante nuevos procesos de fermentación.<sup>4</sup>

### **2.2.1.3 Procesamiento Hidrotermal**

El procesamiento hidrotermal involucra el calentamiento de lodos de biomasa o de desechos orgánicos a elevadas presiones para de esta manera producir un acarreador de energía con una incrementada densidad energética y es esencialmente similar a como la tierra ha producido combustibles fósiles a lo largo de millones de años. Todas las reservas de combustibles fósiles fueron creadas debido a la transformación de materia orgánica bajo condiciones de calor y presión sobre largos periodos de tiempo. Al procesamiento hidrotermal (procedimiento de aplicar altas presiones y temperaturas a la materia orgánica) se le considera como la vía moderna para crear combustibles fósiles renovables.<sup>4</sup>El procesamiento hidrotermal está dividido en tres procesos separados, dependiendo de la severidad en las condiciones de operación. A temperaturas entre 180 y 250 °C, a lo que se conoce como carbonización hidrotermal (CHT). El producto principal se trata de hidrocarbón (carbón obtenido a través de procesamiento hidrotermal) el cual tiene propiedades similares a un carbón de baja calidad. A temperaturas intermedias entre 250 y 375°C el proceso se conoce como licuefacción hidrotermal (LHT), resultando en la producción de un combustible líquido conocido como biocrudo. El biocrudo puede ser destilado a todo el rango de los productos derivados del petróleo. A temperaturas arriba de 375°C, las reacciones de gasificación empezarán a dominar el proceso y se conocerá como gasificación hidrotermal (GHT) o gasificación de agua supercrítica (GASC), resultando en la producción de gas de síntesis. El objetivo general en cada caso es el de generar un biocombustible con una densidad energética alta a partir de la materia prima de entrada.<sup>4</sup>



**Figura 2.2.** Temperaturas de operación para distintos modos del procesamiento hidrotermal. Tomado de Villafán-Vidales HI, et. al. (2017) [13].

Una de las principales ventajas del procesamiento hidrotermal es que puede alimentarse de materia húmeda. La materia no requiere de una tecnología de secado y puede manejar de forma normal lodos de biomasa de entre 10 a 30% de sólidos. Esta es la razón por la que el procesamiento hidrotermal de la microalga de manera tradicional para la producción de biocombustible como la extracción lipídica y la transesterificación al biodiesel requiere de un procedimiento de secado inicial. Este paso de secado puede llevar tanto como un 25% de la energía contenida en la microalga.<sup>4</sup>

Han existido considerables esfuerzos de investigación en el procesamiento de biomasa de algas y otras materias primas húmedas que también sean candidatas para el procesamiento hidrotermal. Materias primas húmedas y con alto contenido en cenizas son particularmente ideales para el procesamiento hidrotermal e incluyen materias como residuos alimenticios, desechos municipales, desechos de destilerías lodos de drenaje y estiércol entre otros.<sup>4</sup>

### 2.2.1.3.1 Licuefacción hidrotermal

La licuefacción hidrotermal toma lugar a altas presiones y temperaturas en presencia de un disolvente en función de formar un entorno altamente reactivo. Las reacciones llevadas a cabo durante la licuefacción hidrotermal son la descomposición y la re polimerización formando biocrudo, productos acuosos disueltos, residuos sólidos y gas.<sup>28</sup>



La licuefacción hidrotermal es diferente de otros procesos como el de la pirolisis, sobre todo en términos de las condiciones de operación, la química involucrada y la limitante de que se requiere de biomasa seca para los procesos de pirolisis.<sup>29</sup>

El secado para los procesos de pirolisis es un paso que requiere de una gran cantidad de energía, lo que puede afectar la viabilidad económica de los mismos. Por lo que la licuefacción hidrotermal (LHT) promete ser una técnica que puede transformar biomasa húmeda en un solo paso. La conversión de materia orgánica presente en la biomasa toma lugar en un intervalo de temperaturas entre 250 a 350°C y altas presiones (120-200 bar). Este procedimiento no requiere de ciertas contribuciones energéticas adicionales como lo son el calor de vaporización y el calor necesario para secar a la biomasa. A estas temperaturas y altas presiones, se aproxima a condiciones supercríticas del agua (medio de reacción) y la resistencia debida a la interfase de masas es mitigada.<sup>29</sup>

Los productos de ionización del agua se ven incrementados mientras que su constante dieléctrica decrece de forma sustancial a esas altas temperaturas y presiones. La disminuida constante dieléctrica facilita la rotura de puentes hidrógeno, lo que favorece la solubilidad de compuestos con baja polaridad. Esta alta ionización del agua es responsable de catalizar reacciones de tipo ácido-base, de descomponer los constituyentes de la biomasa en moléculas orgánicas más pequeñas.<sup>29</sup>

La descomposición de la biomasa en estas condiciones produce bio-crudo, gas, y residuos sólidos. En otras palabras, la licuefacción hidrotermal también es conocida como licuefacción termoquímica y pirolisis hídrica.<sup>29</sup>

En un proceso batch típico, la cantidad requerida de biomasa y solvente es añadida a un reactor tipo autoclave diseñado para manejar altas presiones y temperaturas. El reactor se presuriza inicialmente utilizando gas inerte, después se puede comenzar con el calentamiento.<sup>29</sup>

La presión inicial dependerá de la presión final y de la temperatura objetivo. Después de que el reactor se mantuvo en operación por cierto tiempo, la reacción es detenida enfriando la mezcla de reacción. El producto orgánico es una mezcla de biocrudo y residuos sólidos (biocarbón), los gases usualmente son colectados durante la fase de

despresurización para analizar su composición. La mezcla orgánica es sometida a procesos de separación mediante los cuales se separa a la fase sólida del bio-aceite.<sup>29</sup>

#### **2.2.1.3.1.1 Licuefacción hidrotermal y cálculos de rendimiento**

La mayor parte de la investigación en tecnología de licuefacción hidrotermal se lleva a cabo en pequeños reactores tipo batch con agitación (o autoclaves) hechos de acero inoxidable (SS316), lo cual permite tasas de calentamiento más bajas y tiempos de residencia elevados.<sup>28</sup>

La mezcla de biomasa, solvente y catalizador se introducen dentro del reactor. Un gas inerte como nitrógeno o hidrógeno es introducido para purgar el aire residual en la autoclave por algunos minutos. Después, el reactor se presuriza a una cierta presión con nitrógeno o con hidrogeno sin calentamiento, para después ser calentado hasta una temperatura específica lo que permite que las reacciones comiencen, se espera de esta forma que con el incremento de la temperatura la presión también incremente de forma gradual.<sup>28</sup>

La agitación se mantiene constante durante todo el periodo de calentamiento. Una vez alcanzada la temperatura objetivo se mantiene durante un tiempo de residencia dependiendo de las condiciones experimentales. Después de que paso el tiempo de residencia, se detiene la agitación y el reactor se enfría hasta temperatura ambiente. El gas de reacción producido puede ser colectado o simplemente ventilado dependiendo de los objetivos del estudio para posterior análisis.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.3.1.2 Métodos de separación de biocrudo**

Al final de los experimentos se obtienen tres tipos de productos: productos gaseosos, productos líquidos y productos sólidos. Los gaseosos usualmente consisten en hidrogeno, nitrógeno, monóxido de carbono, metano y dióxido de carbono. La mezcla de productos sólidos y acuosos requieren de ciertos procedimientos de separación. Se puede generar un procedimiento de filtrado para obtener una fase acuosa con ciertos orgánicos solubles e insolubles dependientes de la composición inicial de la biomasa.<sup>28</sup>

Se emplea un solvente como la acetona, con la cual la mezcla obtenida una vez mezclada se filtra sucesivamente para sólo quedarse con la fase orgánica libre de residuos sólidos. La acetona se puede eliminar después vía evaporación para obtener la fase orgánica. El

extracto líquido orgánico es un producto viscoso color café oscuro, material referido como el biocrudo.<sup>28</sup>

Los rendimientos dependen en los parámetros de operación y las condiciones del proceso como lo son: Contenido de lignina de la materia prima, solventes, catalizadores, tiempo de residencia, temperatura y porcentaje de biomasa. En base a estas mediciones cada autor calcula sus rendimientos los cuales varían dependiendo de los parámetros anteriormente descritos por lo que es difícil tratar de establecer comparaciones objetivas.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.3.2 Madera como materia prima de la licuefacción hidrotermal**

La licuefacción hidrotermal utiliza biomasa con un alto contenido de humedad lo que además ahorra el paso de secado de la materia prima. Es por esto que la licuefacción hidrotermal es adecuada para materias primas con un alto contenido de humedad como madera, desechos orgánicos y biomasa basada en algas.<sup>28</sup>

La biomasa lignocelulósica también conocida como biomasa leñosa, proviene del sector forestal principalmente en forma de residuos leñosos de la industria del procesamiento de la madera. Dicha biomasa parece ser buena candidata para la producción de combustibles ya que está disponible en altas cantidades a precios realmente despreciables a comparación del precio de la madera aserrada.<sup>28</sup>

Algunos ejemplos de la madera empleada para estudios de procesamiento hidrotermal son: Aserrín de pino blanco, *Fraxinus mandshurica*, *Pinus massoniana*, *Populus tomentosa*, polvo de madera de pino, cypress, perdigones de bambú, *Paulownia*, pasto varilla (*Panicum virgatum*), rastrojo de maíz, Kenaf, sorgo y paja blanca. La biomasa leñosa consiste principalmente en celulosa (30-50%), hemicelulosa (15-35%) y lignina (20-35%).<sup>28</sup>

#### **2.2.1.4 Parámetros de operación**

Los parámetros de operación más importantes para la licuefacción hidrotermal son: La temperatura de reacción y el tiempo de residencia en el reactor, el uso y tipo de catalizador, el solvente y el porcentaje de humedad final de la mezcla.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.4.1 Temperatura**

Es uno de los parámetros más importantes en la licuefacción de la biomasa ya que afecta fuertemente el rendimiento de la producción de biocrudo y sus propiedades. De acuerdo con la literatura, el procesamiento hidrotermal trabaja en intervalos de temperatura desde 200 hasta 450°C. Distintos grupos de investigación que han trabajado con la licuefacción de la madera muestran que los rendimientos de biocrudo aumentan con un incremento en la temperatura de reacción, sin embargo, existe un punto para todos los casos sobre el cual existe cierta temperatura límite después de la cual se reduce este rendimiento de biocrudo.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.4.2 Uso de catalizador**

Existen casos sobre los cuales el uso de un catalizador específico resultó en el incremento de los rendimientos de producción del biocrudo. Los más comunes catalizadores para la biomasa leñosa son: Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, FeSO<sub>4</sub>, K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, Fe, HCl, FeS, super ácido sólido de SO<sub>4</sub>, entre otros.

El ácido sulfúrico H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> es el más utilizado ya que promueve un proceso de licuefacción eficiente. El rol de los catalizadores es principalmente el de suprimir la formación de cenizas o biocarbón, mientras que mejora el rendimiento de los productos líquidos. Además de esto reduce la condensación y la re polimerización de los productos intermedios formados por la descomposición de la lignina, llevando a incrementos en el rendimiento del biocrudo y a menores tasas de residuos sólidos.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.4.3 Tiempo de residencia**

El tiempo de residencia se define como el periodo sobre el cual se mantiene la máxima temperatura para la licuefacción hidrotermal. Dentro de este periodo no se toman en cuenta los periodos de enfriamiento y/o calentamiento. Se ha observado que el tiempo de residencia afecta la conversión total de la biomasa, y por ende el rendimiento. El tiempo de residencia por lo general incrementa el rendimiento de producción de biocrudo, pero después de cierto límite, incrementar el tiempo de residencia tiene resultados adversos. De forma general el establecimiento del tiempo de residencia óptimo depende de la biomasa a utilizar además del uso de catalizador y la temperatura.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.4.4 Solventes**

Los solventes utilizados para la licuefacción hidrotermal afectan no sólo el rendimiento de los productos sino también el contenido de estos. El solvente más comúnmente utilizado es agua, al ser el componente ambientalmente más apropiado al no ser tóxico y de bajo costo.<sup>28</sup>

El agua durante el procesamiento hidrotermal tiene una triple función en la reacción, actúa como solvente, como reactivo y como catalizador. Aun así, muchos componentes de la biomasa no son solubles en agua bajo condiciones ambientales, muchos de estos compuestos pueden solubilizarse a temperaturas elevadas.<sup>28</sup>

Además del agua, otros solventes que se han utilizado son el metanol y etanol. Aunque es importante resaltar que el punto crítico del metanol y del etanol son 240°C y 373°C respectivamente, además de que tienen una constante dieléctrica más baja en comparación con la del agua en su punto de ebullición. Todas estas ventajas hacen que el metanol y el etanol sean solventes prometedores para la licuefacción de la biomasa para la producción de combustibles.<sup>28</sup>

#### **2.2.1.4.5 Porcentaje de disolución de biomasa en solvente**

El agua es el solvente más utilizado, además está contenida en distintos tipos de biomasa al ser parte natural de las mismas. En algunos estudios el incrementar el porcentaje de biomasa sobre agua resulta en una reducción del biocrudo final, mientras que el mantener menor porcentaje de biomasa respecto al agua de disolución se puede incrementar el rendimiento del biooíl. Finalmente, de cualquier forma, el uso de mayor cantidad de agua requiere de mayor cantidad de energía y toma un costo mucho mayor el utilizar una mayor cantidad de agua.<sup>28</sup>

La literatura ofrece datos muy relevantes para llevar a cabo la operación de manera adecuada. Como primer punto destaca el uso previo de recursos maderables, los cuales generan productos típicos del procesamiento hidrotermal en reactores de acero inoxidable. Para maximizar la cantidad de biocrudo se debe trabajar a una temperatura media de licuefacción hidrotermal de 250-350°C, el tiempo de residencia y la temperatura óptima dentro de este intervalo para la obtención óptima de biocrudo depende de la fuente

de biomasa y el tipo de catalizador utilizado. Para este proyecto se empleará solo una mezcla de biomasa de madera con agua a una temperatura de operación de 300°C.

## **2.3 TECNOLOGÍA DE REACTORES DE REACCIÓN**

Kabir S.F., et. al. (2020) [30] generaron una compilación de producción de bio-oíl en términos de rendimiento usando como método la licuefacción hidrotermal. Donde además de condiciones de operación como presión y temperatura se detalla el tipo de reactor que se utilizó. De esto se puede resaltar que las condiciones de temperatura son muy similares entre los distintos tipos de reactores (Reactor batch, autoclave y reactor con agitación), las condiciones de presión para el reactor agitado son menores que para los otros tipos de reactor, pero no se sacrifica el rendimiento.<sup>30</sup>

A continuación se da una explicación del funcionamiento de los reactores batch, con agitación y autoclaves.

### **2.3.1 Reactor con agitación en modo continuo**

El reactor con agitación es básicamente un vaso con un agitador acoplado a la tapa, una chaqueta rodea el vaso para poder calentar o enfriar, las líneas de alimentación entran al recipiente y una línea de flujo de producto de salida que sale del fondo. El líquido en el reactor se asume que está completamente mezclado, en temperatura y en composición. El flujo de producto de salida tiene una composición y temperatura que es exactamente igual al contenido del líquido a lo largo del recipiente, en condiciones de estado estable y en condiciones dinámicas en cualquier punto en el tiempo.<sup>31</sup>

Este tipo de reactor con agitación tiene una característica importante la cual es que la concentración del reactante en el vaso es la misma que la concentración de reactante en el producto, en la figura 2.3 se muestra un esquema del funcionamiento de un reactor con agitación en modo continuo. <sup>31</sup>

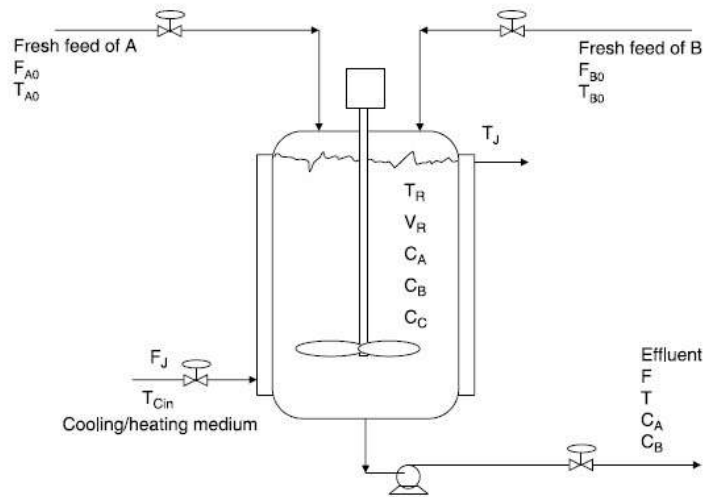


Figura 2.3. Reactor con agitación en modo continuo. Tomado de Luyben W.L. (2007) [31].

### 2.3.2 Reactor Batch

El reactor batch es un recipiente donde los reactantes perfectamente mezclados se convierten a productos durante el curso de un ciclo batch. Todas las variables cambian dinámicamente con el tiempo. Los reactantes son cargados dentro del vaso. El calor o los catalizadores son añadidos para iniciar la reacción. Las concentraciones de los reactantes disminuyen mientras que la de los productos incrementan con el tiempo. La temperatura y presión son controladas de acuerdo con una deseada trayectoria en función del tiempo. El tiempo en el diseño del reactor batch es una variable de operación muy importante, la cual tiene un impacto directo en la productividad.<sup>31</sup>

Los perfiles de temperatura están establecidos para que la conversión y objetivos de rendimiento se alcancen sin exceder las limitaciones de la transferencia de energía. Estos perfiles de temperatura dependen de la química, por ejemplo, si la reacción es reversible y exotérmica, el perfil de temperatura debe de aumentar para que las reacciones se lleven a cabo. Si la reacción es reversible y endotérmica el perfil de temperatura debe de subir lo más alto posible para que el equilibrio químico constante incremente con la temperatura.<sup>31</sup>

Si todos los reactantes se cargan en el reactor, las concentraciones iniciales de reactante son inicialmente altas, lo que significa que la tasa de reacción es alta y que la carga de transferencia de calor es alta al principio del ciclo batch a menos que la temperatura se mantenga baja. El problema de una alta concentración puede evitarse usando un reactor

“fed batch”. Un material se carga al reactor de forma inicial, pero la mayor parte del reactante se alimenta durante el curso del ciclo batch. Esto provoca que el volumen del líquido en el reactor incremente con el tiempo, el volumen como la composición y las temperaturas todas variaran con el tiempo.<sup>31</sup>

### **2.3.3 Reactor tubular**

El mayor sello distintivo del reactor tubular es su naturaleza de parámetros distribuidos, esto quiere decir que las variables cambian con las dimensiones físicas, así como con el tiempo. El clásico reactor tubular asume que el reactor es cilíndrico, el fluido fluye hacia abajo del reactor con una velocidad promedio, donde no existe mezcla axial, por lo que no hay gradientes en temperatura ni composición.<sup>31</sup>

El reactor tubular puede ser un recipiente vacío sin no hay necesidad de usar un catalizador. Si se requiere de un catalizador sólido, el recipiente se empaca con el catalizador dentro de tubos. El comportamiento dinámico del reactor es afectado de forma significativa por la presencia del catalizador debido a que por lo general la capacitancia térmica del catalizador es usualmente más alta que la del fluido de proceso particularmente en los sistemas en fase gaseosa. Las temperaturas de ambos procesos y del catalizador cambian con el tiempo. Por supuesto, bajo condiciones de estado estacionario, las dos temperaturas son iguales en cualquier posición.<sup>31</sup>

#### **2.3.3.1 Modos de operación**

1. Adiabático: No existe transferencia de calor desde o hacia el reactor. La temperatura y composición cambian con el recorrido. Como no existe transferencia de calor, no existen gradientes en la temperatura. El cambio de temperatura adiabático depende entonces de el paso y conversión de reactantes en el reactor y la cantidad de la alimentación de este además de su capacidad calorífica.<sup>31</sup>

2. Con transferencia de calor: El reactor tubular se construye de una forma parecida a un arreglo de tubos dentro de una coraza con un intercambiador de calor o un horno. El fluido de proceso dentro de los tubos se calienta o enfría por medio de la transferencia de calor con la coraza. Los gradientes radiales de temperatura son inherentes en los reactores tubulares con transferencia de calor, entonces asumir flujo de pistón es menos adecuado.



### **2.3.4 Autoclave**

La primera autoclave se desarrolló en 1876 y 1880 en respuesta al requerimiento de Pasteur el que requería de una técnica de esterilización que usara temperaturas arriba de 100°C y fue desarrollado por Charles Chamberland.<sup>32</sup>

Los esterilizadores de vapor, o autoclaves modernas se han usado por más de un siglo para esterilizar instrumentos que puedan resistir humedad y altas temperaturas. El vapor es agua en estado gaseoso el cual es no toxico generalmente fácil de disponer y con una relativa facilidad de control.<sup>32</sup>

El autoclave se compone de un cilindro metálico capaz de contener la presión del vapor del agua, el volumen del cilindro contiene una rejilla donde se deposita agua para el calentamiento. Su función es la de mantener el material a esterilizar dentro de él calentando el vapor a una temperatura especifica por un periodo especifico de tiempo. Al ser un recipiente cerrado la presión del vapor aumenta lo que hace que se puedan obtener temperaturas superiores a los 100°C durante el periodo requerido para el material al que se le somete la presión de vapor.<sup>32</sup>

La tecnología de reactores existente derivada de la revisión de la literatura resalta candidatos importantes para llevar a cabo el procesamiento hidrotermal. Cuando el material que se utiliza para fabricarlos puede soportar presiones y temperaturas para elevar el fluido interno a condiciones de operación. Existen además diversas configuraciones capaces de operar en rangos del procesamiento hidrotermal al ser los reactores hechos con aleaciones como el acero inoxidable.

### **2.4 TECNOLOGÍAS DE CONVERSIÓN SOLAR**

El concepto completo de aprovechamiento de energía solar de manera tecnológica se puede dividir en dos categorías: tecnologías activas y tecnologías pasivas. Las tecnologías pasivas se refieren a la colección de energía solar sin la conversión a energía térmica o eléctrica, un ejemplo de esta tecnología es la tecnología eólica. Las tecnologías activas requieren de maquinaria y/o equipo para convertir energía solar en calor o electricidad.<sup>33</sup>

Las tecnologías de energía solar activas se pueden clasificar en 3 grupos principalmente: fotovoltaica, foto-térmica y foto-química. Dentro de la ruta de conversión foto-térmica para

la generación de electricidad la tecnología de concentración solar (TCS) es la más destacada. En las tecnologías de concentración, el calor proveniente de los rayos del sol se concentra a través de colectores para calentar algún fluido de transferencia de calor a alta temperatura. El fluido caloportador puede posteriormente calentar una fuente de agua de forma indirecta para producir vapor y transmitirlo a una turbina para generar electricidad.<sup>33</sup>

En el mercado actualmente están disponibles cuatro tipos de tecnología de concentración solar, estas son:

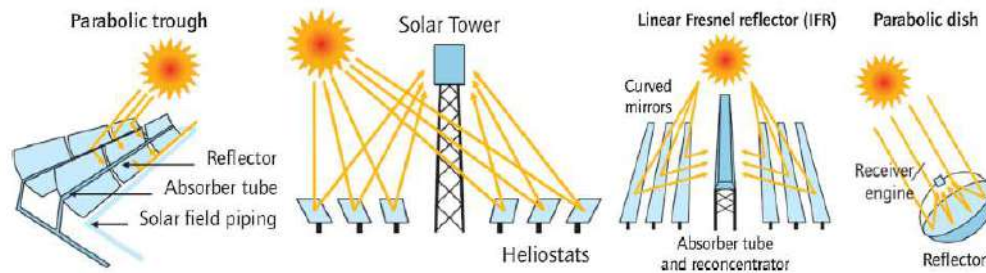
- Colectores cilindro-parabólicos.
- Reflector Fresnel de foco lineal.
- Torre solar o receptor central.
- Colectores dish Stirling o disco parabólico.

Entre las tecnologías de concentración solar, la tecnología de receptor central (torre solar) es la tecnología más prometedora en lo concerniente al almacenamiento térmico, eficiencia de conversión y costos. El sistema lineal de reflector Fresnel es el sistema menos eficiente (máx. 12%) debido a su baja eficiencia óptica. La eficiencia de conversión solar-electricidad máxima de los colectores dish Stirling puede ser alta como 30% comparado al 15% del canal concentrador parabólico, sin embargo, el costo capital del sistema dish es muy alto además de problemas asociados con la tecnología del motor Stirling, la cual restringe su dispersión comercial.<sup>33</sup>

#### **2.4.1 Tecnología de concentración solar**

Muchos autores han estudiado la posible incorporación de la concentración de energía solar en los procesos hidrotermales en años recientes tratando de evaluar la factibilidad técnica y los retos asociados. De este tipo de trabajos se han propuesto dos esquemas: Uno que utiliza un loop de fluido térmico el cual es calentado por concentradores solares, de esta forma se transfiere calor a un reactor hidrotermal; la segunda opción involucra el desarrollo de un receptor solar específico, en el cual las reacciones tienen lugar.<sup>2</sup>

Cuatro tipos de tecnología pueden ser aplicados: Concentración parabólica, lentes Fresnel, horno solar y torre solar (Figura 2.5).<sup>2</sup>



**Figura 2.4.** Configuraciones actuales para concentración solar. Tomado de Peinado A., Pliego A., García F. (2019) [34].

A continuación, se da una descripción breve de las tecnologías de concentración solar que se encuentran más desarrolladas en la actualidad.

### 2.4.1.1 Colectores cilindro-parabólicos

Esta tecnología se basa en la reflexión de la luz solar directa en espejos parabólicos que dirigen la luz hacia un tubo absorbedor, por el cual circula un fluido de transferencia de calor (FTC).<sup>34</sup>

Los colectores de canal parabólico consisten en un plato reflector parabólico y de un tubo receptor integrado por un tubo interno absorbedor y un tubo concéntrico externo transparente. El absorbedor se encuentra en el foco del concentrador parabólico. La cubierta concéntrica transparente se emplea para proteger al absorbedor de las pérdidas de calor y por tanto una presión de vacío debe de ser mantenida al interior del tubo concéntrico transparente. El receptor típico de un sistema CP consta de un receptor el cual es un tubo de acero recubierto por un tubo de vidrio, lo cual reduce las pérdidas de calor por convección del tubo de acero caliente, Este tubo de acero tienen una alta selectividad (Alta absorción >90%), y baja emisión (<30% en el infrarrojo) que permiten reducir las pérdidas por radiación.<sup>36</sup> El concentrador parabólico debe de colocarse sobre una estructura rígida de soporte y el mecanismo de seguimiento solar se coloca en la estructura rígida para seguir el movimiento aparente del sol durante el día.<sup>35</sup>

Los colectores cilindro-parabólicos son aptos para trabajar en intervalos de temperatura de entre 150 a 400°C. En la actualidad existen proyectos de investigación que intenta incrementar el rango de temperaturas de trabajo mediante el uso de nuevos fluidos de transferencia térmica y así poder alcanzar temperaturas de hasta 500°C.<sup>36</sup>

La radiación concentrada calienta el fluido circulante a lo largo del tubo receptor, de esta forma transforma la energía de la radiación solar en energía térmica en la forma de calor sensible en el fluido. Al tiempo actual, los diseños cilindroparábólicos comercialmente disponibles cuentan con seguimiento solar de un solo eje.<sup>36</sup>

Los aceites térmicos más comúnmente utilizados para estos colectores manejan temperaturas por arriba de 200°C debido a que a estas temperaturas operativas son más seguras, utilizar agua corriente puede producir altas presiones dentro de los receptores y tuberías. Estas presiones altas pueden requerir juntas y tuberías más fuertes. Esto último puede encarecer el precio de los colectores y del campo solar completo.<sup>36</sup>

El aceite más ampliamente usado en los campos de colectores cilindro-parabólicos para alcanzar hasta 395°C es el VP-1, el cual es una mezcla eutéctica que consta de 73.5% de óxido de bifenilo y 26.5% de bifenilo, este requiere de un sistema de calentamiento auxiliar debido a que presenta solidificación a temperaturas de 12°C ya que el aceite corre riesgo de congelarse debajo de esta temperatura.<sup>36</sup>

#### **2.4.1.1.1 Eficiencia térmica del concentrador parabólico**

Debido al seguimiento solar del concentrador de canal-parabólico se pueden conseguir temperaturas de operación de hasta 500°C.

Generalmente existen absorbedores hechos de metal y de un mejor revestimiento alrededor del absorbedor para mejorar la absorción solar y el bajo coeficiente de emisión para, reducir las pérdidas térmicas y maximizar la eficiencia térmica. Una planta de colectores de canal parabólico puede emplear aceite sintético como fluido de trabajo obteniendo 400°C como rango de temperatura. La transferencia de calor se ha estudiado en un absorbedor considerando aceite sintético como fluido de trabajo, que demuestra una reducción en las pérdidas térmicas de 2.23%-13.62%.<sup>35</sup>

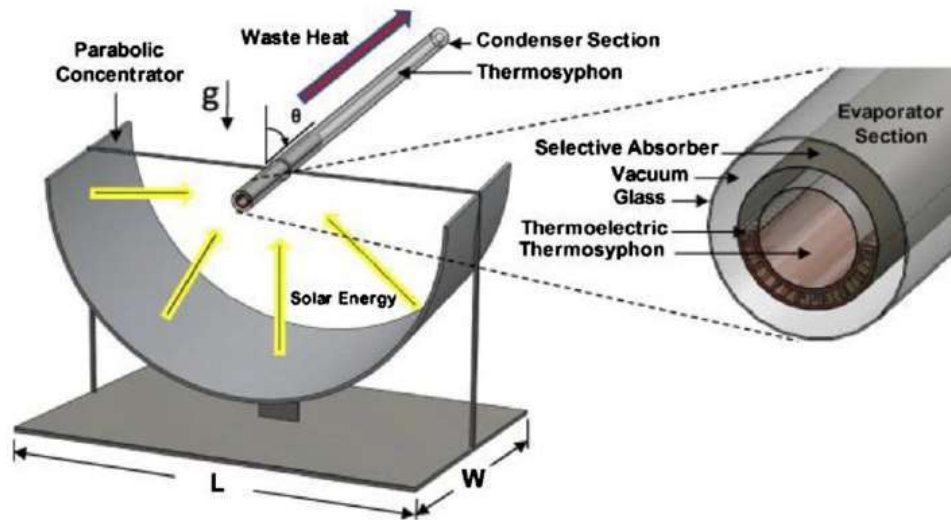


Figura 2.5. Esquema de un colector de canal parabólico. Tomado de Zhang H.L., et. al. (2013) [37].

### 2.4.1.2 Tecnologías de torre central

El diseño de las plantas termo solares tiende a necesitar esquemas de construcción modular y de producción en masa de alguno de estos componentes, por lo que estructuras pequeñas y de bajo costo como heliostatos pequeños y torres bajas puedan ser una opción competitiva de bajo costo.<sup>36</sup>

Innovaciones como heliostatos planos para facilitar el transporte además de instalación más sencilla de los mismos puede llevar a disminuir en un futuro el costo de los heliostatos para esta clase de tecnologías. Si estos heliostatos pueden disminuir sus costos de compra e instalación podría verse reflejada una baja de costos en lo que se refiere a instalación manufactura y producción en masa de estos. Actualmente estas alternativas están siendo probadas en campo.<sup>36</sup>

El lay-out de planta de una torre solar consta de un componente denominado receptor, el cual es una construcción tipo torre situada al centro de la construcción. Esta torre central está compuesta por una serie de tuberías que llevan el fluido de trabajo del receptor y lo transfieren al boque de generación de potencia. los heliostatos, se componen de espejos planos que dirigen o desvían la radiación solar hacia el receptor. Los heliostatos pueden manejar mecanismos de seguimiento solar en dos ejes. El receptor al operar a altas temperaturas esta hecho a partir de materiales resistentes a altas temperaturas como la cerámica o diversos metales. En términos del fluido de trabajo, este debe de ser un líquido que no cambie de fase a altas temperaturas, se

emplean por ejemplo sales fundidas o sodio líquido. El generador trabaja a través de vapor de agua mediante el cual se impulsa la turbina que transfiere el trabajo mecánico en electricidad, esta generación de electricidad se sube a la red para su posterior distribución.<sup>34</sup>

El vapor de escape de la turbina es condensado, el cual es bombeado a la caldera donde nuevamente recibe calor del sistema solar, para de esta manera repetir el ciclo.<sup>34</sup>

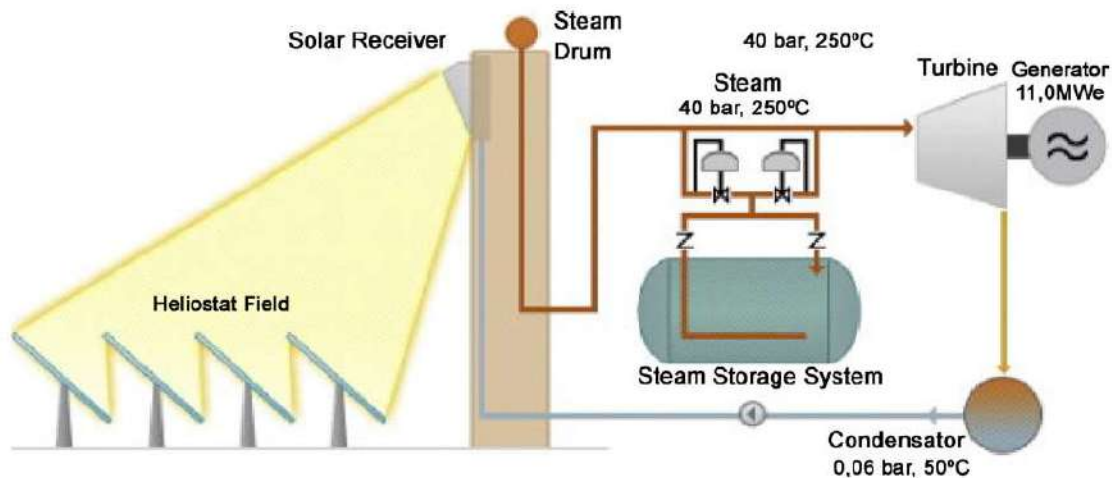


Figura 2.6. Esquema de trabajo de una torre solar. Tomado de Peinado A., Pliego A., García F. (2019) [34].

### 2.4.1.3 Reflector lineal Fresnel (RLF)

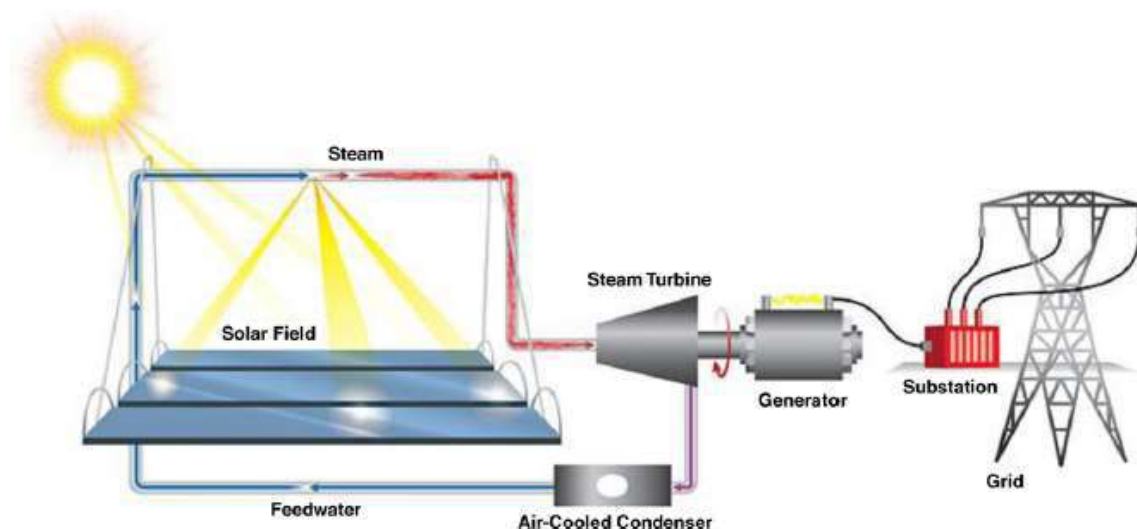
Similar a configuraciones previas, aunque a diferencia del colector cilindro-parabólico, el receptor no está acoplado al espejo reflector, sino que está sobre una estructura elevada separada del campo de espejos. Un diseño reciente llamado reflector Fresnel lineal compacto (RFLC) emplea dos tubos receptores paralelos en cada línea, haciéndolo más compacto que el colector de canal parabólico.<sup>37</sup>

El reflector lineal Fresnel es una tecnología de concentración solar con un factor de concentración en el rango de 10 a 50 soles. El reflector lineal Fresnel se compone de reflectores primarios segmentados, los cuales se colocan cerca del suelo. Este diseño hace que las dificultades mecánicas debido a las cargas de viento sean bajas además de que el uso de terreno es bajo en comparación de otras tecnologías.<sup>38</sup>

El receptor del sistema reflector lineal Fresnel no se mueve y se localiza a varios metros arriba del suelo. Es muy útil recalcar que el reflector lineal tiene un sistema de soporte ligero lo que hace que el costo del colector sea relativamente bajo.<sup>38</sup>

El receptor del reflector lineal Fresnel tiene un concentrador secundario cuyo diseño es de una cavidad trapezoidal con muchos tubos dentro de él. Los reflectores primarios pueden ser curvos o planos. Los reflectores planos son más baratos, pero involucran una mayor pérdida en eficiencia óptica. Los espejos curvos tienen una forma parabólica y pueden incrementar la eficiencia óptica general. Aunque estos reflectores curvos tienen el problema de que incrementan el costo del sistema.<sup>38</sup>

El fluido de trabajo del reflector lineal Fresnel, es usualmente un sistema de agua/vapor. Este vapor de agua puede entrar directamente a una turbina de ciclo Rankine. También se suelen utilizar aceites térmicos para aplicaciones arriba de 400°C.<sup>38</sup>



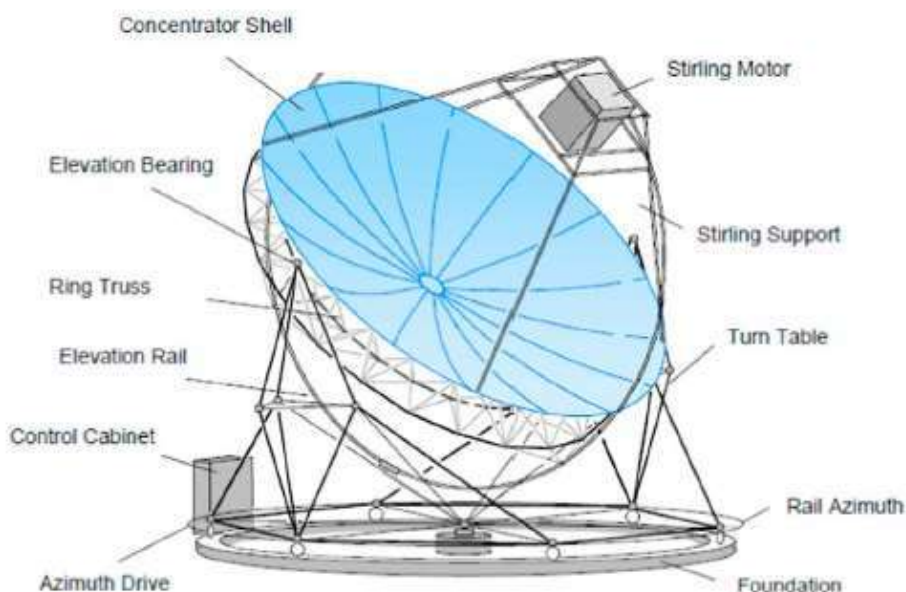
**Figura 2.7.** Esquema de trabajo de un concentrador solar Fresnel. Tomado de Peinado A., Pliego A., García F. (2019) [34].

#### 2.4.1.4 Sistemas de disco parabólico (SDP)

Un conjunto de espejos en forma de antena parabólica que concentran la luz en un punto focal. Este sistema requiere seguir al sol en dos direcciones haciéndolo más eficiente.<sup>37</sup>

Los discos parabólicos siguen la trayectoria del sol para focalizar la luz en el receptor, donde se encuentra un motor Stirling. Esta tecnología tiene muchas aplicaciones de baja capacidad relativamente hablando (decenas de kilowatt por unidad).<sup>39</sup>

Sin embargo, capacidades más grandes se logran integrando varias unidades en un terreno para formar una granja de platos parabólicos. Las aplicaciones de los platos parabólicos incluyen la generación de electricidad, cocinar, calentar agua, desalinización de agua y destilación.<sup>39</sup>



**Figura 2.8.** Esquema de un plato parabólico de concentración. Tomado de Zhang H.L., et. al. (2013) [37].

#### **2.4.2 Comparación entre tecnologías de concentración solar**

Existen diversas tecnologías de concentración solar comerciales, los colectores parabólicos CCP son la tecnología de concentración más desarrollada de todas las tecnologías que operan en plantas activas.<sup>37</sup>

En términos de costo relacionado con el desarrollo de la planta, la tecnología de torre solar (TS) y los discos parabólicos (SPP) son actualmente los más caros.<sup>37</sup>

En términos de ocupación de terreno, considerando los últimos avances en tecnologías de concentración solar, la torre solar y los reflectores lineales de Fresnel requieren de menos ocupación de terreno que los colectores de canal parabólico. Además, los discos parabólicos son los que requieren de menor capacidad en términos de terreno para su aplicación.<sup>37</sup>

Los requerimientos de agua son de mucha importancia para aquellas ubicaciones con escasez de agua como muchos de los desiertos donde están ubicadas varias de estas



plantas. Para estas plantas de concentración solar, se requiere agua para los procesos de enfriado y de condensación, donde estos procesos son relativamente altos; alrededor de 3000 L/MWh para torre solar y receptor solar Fresnel (Similares a un reactor nuclear). Los discos parabólicos no requieren de agua de enfriamiento porque estos se enfrían por medio del aire ambiente. El enfriamiento por aire es una alternativa muy efectiva, sin embargo, es más costosa y reduce la eficiencia. Sistemas de enfriamiento por aire instalados en torres solares localizadas en desiertos calientes reducen la producción final de energía por alrededor de 7% e incrementa el costo de la electricidad producida por alrededor de 10%. Sin embargo, la reducción de eficiencia causada por el enfriamiento por aire es más baja para la torre solar que para los colectores de canal parabólico. La instalación de sistemas de enfriado húmedo y secos híbridos reducen el consumo de agua minimizando la pérdida de rendimiento.<sup>37</sup>

Una alta concentración de radiación solar da la posibilidad de llegar a más altas temperaturas de trabajo y mejores eficiencias termodinámicas. En plantas de torre solar la gran cantidad de radiación se focaliza en un solo punto (200-1000 kW/m<sup>2</sup>) minimizando las pérdidas de calor simplificando el transporte de calor y reduciendo los costos.<sup>37</sup>

En términos de panorama tecnológico, la torre solar promete mejores avances, con nuevos fluidos de transferencia de calor siendo desarrollados y con la posibilidad de llegar a más altas temperaturas para mejorar los ciclos de eficiencia energética. Sin embargo, las altas eficiencias reducen el consumo de agua de enfriamiento, y más altas temperaturas pueden reducir de forma considerable los costos de almacenamiento.<sup>37</sup>

Adicionalmente, en las plantas de torre solar, todo el sistema de tubos este concentrado en el área central de la planta, lo que reduce el tamaño del sistema de tuberías, se reducen las pérdidas de energía, materiales y costos. En este escenario, las torres solares con tecnología de sales fundidas pueden ser la mejor alternativa a las plantas de colectores de canal parabólico.<sup>37</sup>

La literatura menciona diversas ventajas comparativas, aunque la mayoría de estas ventajas se pueden resaltar en términos de generación de energía eléctrica por medio de uso de turbinas. Para aplicaciones como el procesamiento hidrotermal, se requiere de una menor temperatura de operación que la que podemos alcanzar con una torre solar por ejemplo, además que lo más importante a resaltar de las tecnologías es la madurez

tecnológica, ya que de las anteriores los concentradores cilindroparabólicos son los únicos que se encuentran disponibles a escala comercial y son modularmente adaptables, lo que los hace ideales para ser implementados en este proyecto, además de cumplir con los requerimientos de temperatura como ya se mencionó previamente.

## **2.5 TECNOLOGÍA DE CONCENTRACIÓN SOLAR EN PROCESAMIENTO HIDROTHERMAL**

El acoplamiento de la tecnología de concentración solar (TCS) se puede realizar de dos maneras diferentes: Una requiere de la modificación del receptor en un reactor de alta presión solar, mientras que la segunda opción consiste en que el calentamiento térmico se realiza de forma separada utilizando un fluido adicional, el cual llevará a cabo la transferencia de calor en reactores químicos convencionales. Adicionalmente es importante considerar que la energía solar de concentración es no homogénea e intermitente, por lo tanto, el comportamiento del reactor solar es diferente de aquellos que son convencionales. Los reactores solares se han diseñado para emplear la radiación solar concentrada de una manera efectiva.<sup>2</sup>

De acuerdo a la interacción de los reactantes con la radiación, los reactores solares se pueden clasificar en dos diferentes grupos: directos e indirectos. En el primer grupo, un material absorbente es calentado por radiación directa con energía solar concentrada, transfiriendo el calor por diferentes mecanismos a la zona de reacción. En los reactores directamente irradiados, los reactantes están en contacto directo con la radiación de alta intensidad, la cual permite conseguir altas temperaturas. Este tipo de reactor emplea una ventana hecha de cuarzo o de borosilicato, lo que facilita el contacto directo con la radiación solar concentrada y con el reactante, pero manteniendo una atmósfera inerte y controlada.<sup>2</sup>

La selección de un tipo de reactor depende del proceso en específico, por ejemplo, en reactores solares indirectamente irradiados es posible calentar fluidos que son transparentes a la radiación solar, como el metano. Por otro lado, en reactores solares directamente radiados, el calor transportado se lleva de manera más eficiente al sitio de reacción ya que las partículas están expuestas a energía solar concentrada.<sup>3</sup>

El rendimiento de un reactor solar es descrito por lo general con dos parámetros para eficiencia; La eficiencia de conversión energética ( $\eta$ ) y la eficiencia de conversión energética termal ( $\eta_t$ ). La primera se define como la fracción de energía solar de entrada en el reactor la cual se guarda como energía química, como resultado de las reacciones. La segunda se define como la fracción almacenada como energía química y calor sensible.<sup>3</sup>

Para las tres rutas principales de procesamiento hidrotermal, para la mayoría de la literatura publicada, los procesos se han descrito sobre reactores tipo batch. Para el correcto desarrollo de la tecnología se requiere del desarrollo de los procesos de manera continua, lo anterior se ha dejado ver tanto por la industria y la investigación académica en años recientes.<sup>4</sup>

Por tanto, a pesar de la poca información disponible en plantas a escala completa operables, el reactor batch de escala de laboratorio es por lo general suficientemente representativo de lo que se puede esperar a gran escala.<sup>4</sup>

La carbonización hidrotermal tiene la ventaja de operar a bajas temperaturas y presiones, lo cual reduce algunos de los retos de ingeniería asociados a emplear altas presiones como en el caso de la licuefacción y la gasificación hidrotermales. La carbonización hidrotermal puede correr en modo batch, semi batch y en continuo, lo cual no sucede con la licuefacción y gasificación hidrotermales que requieren ser trabajadas en modo continuo. Uno de los retos con los reactores de carbonización hidrotermal y su desarrollo es la presencia de partículas largas, las cuales pueden llevar a bloqueos en los reguladores de presión.<sup>4</sup>

Las primeras instalaciones para el PHT en modo continuo se construyeron en 1970 y 1980 durante el desarrollo de los procesos de refinamiento hidrotermal.<sup>4</sup> El desarrollo de los reactores de licuefacción hidrotermal en modo continuo aún se encuentra en etapas tempranas de desarrollo y requiere de mayor investigación para poder evaluar los mejores diseños de reactor, materiales de construcción y dinámica de fluidos.<sup>4</sup>

## **2.6 ALMACENAMIENTO TÉRMICO PARA APLICACIONES SOLARES**

Las aplicaciones de la energía solar se pueden encontrar en diversos aspectos de la vida diaria, como calentamiento de espacios, agua caliente y cocina. Uno de los mayores

inconvenientes de la energía solar es su intermitencia. Para disminuir este efecto, se requiere de un sistema de almacenamiento energético.<sup>40</sup>

La tecnología de almacenamiento energético se ha aplicado en mayor medida en la generación de energía eléctrica. Esta es una de las aplicaciones más importantes donde el almacenamiento de energía ha jugado un papel importante. Para poder considerar este uso se requiere de considerar que tipo de almacenamiento se va a emplear dependiendo de la tecnología solar a utilizar. En términos de almacenamiento de energía para la generación de electricidad a partir de energía solar se cuenta con dos opciones: Energía solar fotovoltaica y energía solar de concentración. La fotovoltaica por lo general hará uso de energía química almacenada en baterías, mientras que la tecnología de concentración utiliza grandes tanques de almacenamiento térmico.<sup>40</sup>

A una escala mayor, el almacenamiento térmico de alta temperatura resulta ser más adecuado que la tecnología de baterías con su mayor capacidad de carga y mayor duración, por lo que la concentración solar de alta temperatura tiene un mejor despacho a larga escala.<sup>40</sup>

La eficiencia global del funcionamiento de la tecnología de concentración solar depende del desempeño de los colectores, el almacenamiento térmico, intercambiadores de calor, etc.<sup>40</sup>

### **2.6.1 Aceite térmico.**

El aceite mineral puede ser utilizado como fluido de transferencia de calor en plantas de concentración solar. Se utiliza para transporta el calor del receptor al tanque de almacenamiento de térmico. Cuando se utiliza el aceite tanto para el almacenamiento como fluido de transferencia de calor se denomina sistema directo.

Este tipo de configuración no requiere de intercambiador de calor por lo que el costo se reduce. El aceite térmico es ideal para este tipo de aplicaciones, una ventaja importante su baja presión de vapor, por esta razón puede ser utilizado a altas temperaturas en estado líquido. Otra diferencia que le confiere una ventaja al aceite mineral es que, a diferencia de las sales fundidas, este no necesita de un sistema anticongelante durante las noches ya que se mantiene en estado líquido a temperatura ambiente.<sup>40</sup>

## 2.7 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los colectores solares absorben la radiación solar incidente y transferir el calor al fluido que circula a través de los tubos del colector. Este fluido es usado de forma directa o se puede transmitir este calor a otro fluido para cumplir con el objetivo final.<sup>41</sup>

Los intercambiadores de calor se clasifican de acuerdo con el arreglo del flujo de este (Flujo paralelo, contraflujo, flujo cruzado), también el número de fluidos, tipo de construcción (tubo y coraza, de platos). De los diferentes tipos de intercambiadores, los intercambiadores de tubo y coraza son los preferidos debido al espacio de intercambio, producción de energía y aplicaciones químicas de transferencia de calor.<sup>41</sup>

Entre las ventajas del intercambiador de calor son la facilidad de su construcción con materiales robustos y evitar la corrosión. Se pueden usar en sistemas que operan a altas presiones y temperaturas. Sin embargo, estos intercambiadores requieren de mayor espacio, la limpieza y el mantenimiento son difíciles ya que se requiere de remover los desechos de los tubos.<sup>41</sup>

De la exploración bibliográfica, obtenemos mucha información acerca del tratamiento o configuración deseada para la planta solar. Respecto a la tecnología solar, tenemos en cuenta el uso de concentradores cilindroparabólicos con el uso de aceite mineral como fluido de transferencia debido a que es un material que provoca menos daños por corrosión a diferencia de otros como las sales fundidas que también presentan un problema adicional de cambio de fase con la disminución de las temperaturas como por ejemplo durante la noche. Técnica y operativamente resulta conveniente el uso de aceite mineral. Además del uso de intercambiadores de tubo y coraza para realizar el intercambio de entalpía con el proceso termoquímico.

El utilizar un sistema de almacenamiento en forma resulta complicado de analizar, ya que los sistemas explorados se diseñan en base a los requerimientos de plantas de generación de energía eléctrica, por tanto, el almacenamiento térmico tiene temperaturas de operación más bajas que lo que podemos esperar para un proceso como la licuefacción hidrotermal. Lo anterior puede representar una desventaja tanto en el modelado del almacenamiento como en las horas teóricas de almacenamiento energético que podría suponer el lograr tener un tanque de almacenamiento, por lo que se opta por

manejar un tanque de almacenamiento de aceite y aprovechar la cantidad de calor latente que este pueda almacenar y utilizar.

## 2.8 FUNDAMENTOS DE LA CINÉTICA DE REACCIÓN

### 2.8.1 Fundamentos cinética

Con el objetivo de comprender las reacciones cinéticas, la tasa de conversión está definida como una función de dos variables, temperatura (T) y conversión ( $\alpha$ ), dados por:

$$\frac{d\alpha}{dT} = k(T)f(\alpha) \quad [1]$$

Donde  $f(\alpha)$  es la función de dependencia de la conversión definida por el modelo de reacción y donde  $k(T)$  es la dependencia de la temperatura a una tasa constante. La conversión normalizada ( $\alpha$ ) está dada por la expresión:

$$\alpha = \frac{m_0 - m_t}{m_0 - m_\infty} \quad [2]$$

Donde  $m_0$  es la masa inicial,  $m_t$  es la masa a un tiempo  $t$  cualquiera dado durante la reacción y  $m_\infty$  es la masa en estado estacionario obtenida al final del tiempo de reacción.

29

Mientras la reacción avanza, el valor de  $\alpha$  incrementará desde 0 hasta 1.

Utilizando diferentes integrales, diferenciales, y otras técnicas de modelado de enésimo orden se puede determinar el valor de la dependencia de la temperatura a una tasa constante  $k(T)$ . Dado por:

$$g(\alpha) = \int_0^\alpha \frac{1}{f(\alpha)} d\alpha = k(T)t \quad [3]$$

La integral  $g(\alpha)$  depende del modelo de reacción  $f(\alpha)$ . Los datos isotérmicos de pérdida de masa a diferentes temperaturas se determina la pendiente al origen resultante de graficar los datos de  $g(\alpha)$  contra  $t$ . La tasa constante de primer orden está dada por la ecuación de Arrhenius:

$$k(T) = Ae^{\frac{-Ea}{RT}} \quad [4]$$

Donde A es el factor pre exponencial en  $s^{-1}$ ,  $E_a$  es la energía de activación aparente en Jules/mol (J/mol), R es la constante de los gases ideales. Los parámetros de velocidad aparente se calculan ajustando una línea recta a la ecuación:

$$\ln [k(T)] = \ln [A] - \frac{E_a}{RT} \quad [5]$$

Los modelos de reacción se pueden clasificar como: en aceleración, en desaceleración, forma sigmoide, dependiendo del perfil de conversión característico para cada reacción. Para modelos en aceleración, la velocidad incrementa de forma continua mientras incrementa la conversión y alcanza un máximo conforme la reacción finaliza.<sup>29</sup>

Para modelos en desaceleración, la velocidad es alta en principio y después decrementa mientras la conversión incrementa. Para modelos sigmoides los estados iniciales y finales representan los comportamientos en aceleración y desaceleración, respectivamente. La elección del modelo se basa en la naturaleza de conversión de la reacción en específico.<sup>29</sup>

## **2.8.2 Modelos cinéticos aparentes**

Los modelos empleados para la transformación de diversas biomazas se basan en asumir que cada componente de la biomasa se descompone con una energía de activación simple para cada una de ellas. Sin embargo, es importante mencionar que la compleja estructura de los componentes requiere de un rango de energías de activación para describir la disociación de diversos tipos de enlaces presentes en proteínas, carbohidratos y lípidos. Además de los parámetros de velocidad y descomposición de pseudo componentes en la reacción.<sup>29</sup>

## **2.8.3 Modelo energético de activación distribuida (MEAD)**

Este modelo asume la descomposición de polímeros complejos, los cuales están presentes en la biomasa. Esta descomposición ocurre a través de un gran número de reacciones irreversibles e independientes. Cada reacción debería de tener su propia energía de activación y con ello un rango de energía de activación, el cual se obtiene de la descomposición de componentes específicos de los polímeros.<sup>29</sup>

Este rango de energías de activación, en general, es representada por una función de energía de activación la cual sigue una distribución gaussiana la cual es la siguiente:

$$\alpha(T) = 1 - \int_0^{\infty} \exp \left[ - \int_{T_0}^T \frac{A}{\beta} \exp \left( \frac{-E}{RT} \right) dT \right] f(E) dE \quad [6]$$

Donde  $\alpha$  es la conversión normalizada con respecto a la ceniza,  $f(E)$  es la función que representa la energía de activación que sigue a esta distribución gaussiana. La expresión para  $f(E)$  está dada por:

$$f(E) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp \left( \frac{-(E - E_0)^2}{2\sigma^2} \right) \quad [7]$$

Esta expresión es la distribución gaussiana centrada en la media de activación de energía ( $E_0$ ) con una desviación estándar  $\sigma$ .<sup>29</sup>

El modelo MEAD utiliza la información cinética derivada del análisis termogravimétrico, aunque solamente ha sido empleado para condiciones de reacción de pirolisis.<sup>29</sup>

## 2.8.4 Cinética de la licuefacción hidrotermal

### 2.8.4.1 Mecanismo de reacción y cinética de la licuefacción hidrotermal

Se ha utilizado la información experimental de diversos estudios para intentar predecir los rendimientos de los productos de reacción de las reacciones de licuefacción hidrotermal de diferentes biomásas y muchos modelos de reacción se han llevado a cabo.<sup>42</sup>

Modelos multicomponente y modelos cinéticos de primer orden han sido desarrollados y utilizados en la literatura. Los modelos multicomponente ajustan datos a una temperatura y un tiempo de reacción para biomásas con composiciones establecidas de carbohidratos, lípidos, proteína y lignina para predecir el rendimiento del biocrudo. Los modelos cinéticos emplean la composición de la biomasa para determinar el rendimiento de crudo para una temperatura dada a un rango de tiempos de reacción. Los mecanismos de reacción se simplifican para poder incluir los reactantes (componentes de la biomasa iniciales) así como los productos de reacción que se engloban en productos sólidos, acuosos, crudo y productos gaseosos. Los modelos cinéticos de primer orden se han desarrollado a un rango de temperaturas para obtener diversos parámetros de Arrhenius. La fracción de productos está determinada por la composición de entrada en estos modelos.<sup>42</sup>



Para este estudio no se tiene contemplado la realización de experimentos cinéticos para obtener parámetros de Arrhenius y poder generar predicciones de rendimientos a partir de ellos, se explora entonces la literatura para poder abordar estos parámetros y poder generar un modelo cinético a partir de lo encontrado en la literatura y poder acoplar este modelo a los datos de temperatura arrojados de la simulación de TRNSYS para predecir los rendimientos de los productos a lo largo de toda la simulación.

### **CAPÍTULO III:**

# **METODOLOGÍA**

En este capítulo se describe la metodología implementada durante la realización de este trabajo de Tesis. Esta sección está dividida en tres grandes temas como lo son:

- El análisis de planta, que comprende la configuración final de planta y el balance energético de la misma llevada a cabo en TRNSYS.
- La implementación del modelo cinético llevado a cabo en el software MATLAB para poder obtener los rendimientos de la simulación y obtener la producción final de la planta.
- El análisis económico llevado a cabo en el software MATLAB con el cual se comprende y se obtiene el valor mínimo de venta de producto para poder tener un parámetro económico y evaluar la rentabilidad del proyecto.

### 3.1 DISEÑO DE PLANTA

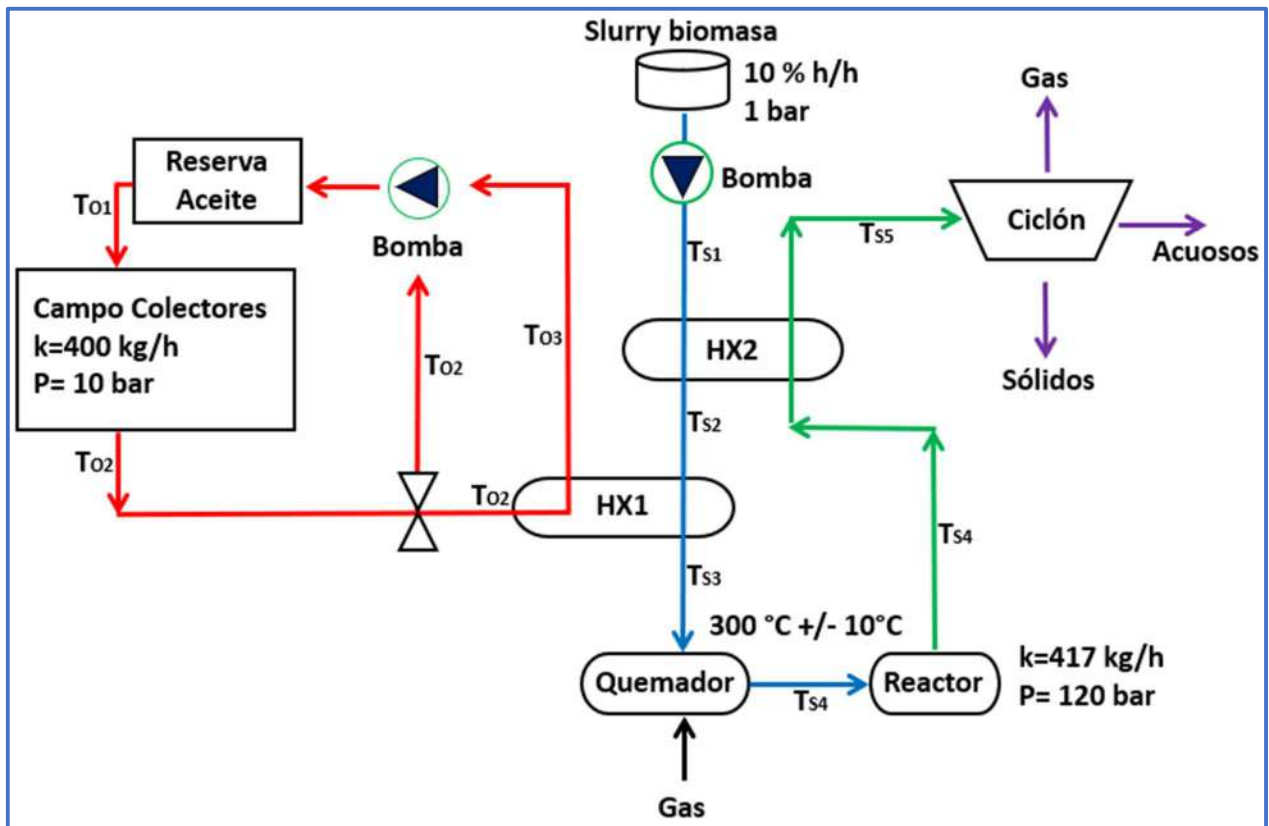


Figura 3.1. Diagrama de proceso TRNSYS. (Fuente: propia)

#### 3.1.1 Descripción de planta hidrotermal

La planta hidrotermal propuesta trabaja con biomasa húmeda (10% de biomasa en agua) como materia prima. Se designa un flujo de materia prima de entrada de 417 kg/hr a lo largo del año suponiendo operación continua (sin contar factores de planta debidos a mantenimiento programado, o interrupciones). Este flujo de entrada es llevado por una bomba que trabaja a un flujo constante, este flujo de 417 kg/hr equivale a procesar 3,652,920 kg de lodos al año lo que se traduce en procesar 365 toneladas de residuos secos al año.

El calentamiento de los lodos de biomasa se da en tres etapas:

En la primera etapa, el lodo de entrada incrementa su temperatura al intercambiar calor con el lodo de salida del proceso (Figura 3.1) en el intercambiador de calor 2 (HX2). Debido a que el parámetro de temperatura dentro del reactor se fija en 300°C (Figura 3.1) esto tiene como consecuencia que a la salida del reactor la temperatura a lo largo del año

se mantenga constante y al salir del reactor entra como fluido caliente al intercambiador de calor 2 y cede su calor a los lodos de entrada. Por tanto, los lodos de entrada se calientan desde temperatura ambiente hasta aproximadamente 228°C dadas las condiciones de intercambio de calor.

En la segunda etapa, los lodos atravesarán al intercambiador de calor HX1, existen dos posibilidades al ingresar a este intercambiador. Que exista intercambio de calor con el aceite térmico de la planta durante el día o que no exista intercambio debido a condiciones climáticas o durante la noche. Si existe este intercambio durante el día, entonces la temperatura de los lodos aumentara en consecuencia, siendo posible que se llegue a la temperatura deseada de 300°C, si eso no es posible o durante periodos donde no exista la luz solar existirá una tercera etapa para el aumento de la temperatura.

La tercera etapa depende entonces del ingreso de los lodos al boiler. Si los lodos no se encuentran a una temperatura de 300°C +/- 10°C el calentador auxiliar se enciende e incrementa la temperatura de los lodos hasta alcanzar esta temperatura objetivo. El boiler opera con gas natural, es muy importante su funcionamiento en los arranques de la planta y en periodos con clima complicado o durante las noches.

Es entonces que los lodos entran al reactor para dar paso a las reacciones hidrotermales. Después de la reacción, el flujo de productos pasará a través del intercambiador HX2 enfriándose antes de entrar al ciclón para separar los productos de reacción.

### **3.1.2 Descripción de planta concentradores cilindroparabólicos**

La planta de colectores solares consta de cuatro componentes mayoritarios además del punto de acople que es el intercambiador de calor 1.

Una segunda bomba es la que se encarga de llevar al aceite térmico por toda la planta solar a través de un circuito que se divide en dos secciones gracias a una válvula de atemperamiento que constituye el principal sistema de control de esta. El sistema de control consiste en la válvula de atemperamiento que trabaja con la temperatura de salida del intercambiador de calor 2 (HX2) como señal de control. El aceite térmico debe de atravesar la bomba a un flujo constante de 400 kg/hr, esto hace que el aceite entre en el tanque de reserva de aceite para pasar inmediatamente hacia el campo de colectores solares. Cuando los colectores solares contribuyen con el incremento de temperatura

debido a la presencia de la componente solar, su temperatura se ve incrementada. Este aceite térmico a la salida del campo de colectores solares se toma como parámetro de control para la válvula térmica.

Al tener al aceite térmico llegando a la válvula térmica existen dos formas sobre las cuales se configura esta válvula. Mientras la temperatura del aceite térmico sea más alta que la temperatura del Slurry a la salida del intercambiador de calor 2, la válvula térmica dirige el flujo del aceite térmico hacia el intercambiador de calor 1 para permitir que se pueda dar intercambio de calor. El aceite frío regresa entonces al tanque de reserva de aceite para volver a comenzar el calentamiento.

Si la temperatura del aceite térmico es más baja que la temperatura del Slurry a la salida del intercambiador de calor 2, por tanto la válvula térmica desviará el flujo del aceite de forma directa hacia la bomba para regresar de forma directa al tanque de almacenamiento de aceite, lo que evita el intercambio de calor a través del intercambiador de calor 1, ya que si se diera el intercambio de calor se daría desde el Slurry hacia el aceite térmico lo que por consecuencia generaría un incremento innecesario en la contribución del quemador para mantener la temperatura del Slurry objetivo.

### **3.1.3 Descripción del modelado de equipos**

#### **3.1.3.1 Intercambiadores de calor**

Ambos intercambiadores de calor, HX1 y HX2 consisten en intercambiadores de coraza y tubo de alta presión. Este tipo de intercambiadores son una tecnología madura que ofrece bastante facilidad de operación y de mantenimiento. Se modelan como intercambiadores de coraza y tubo con una división de la coraza en 6 segmentos y trabaja además en régimen de flujo cruzado de contacto indirecto.

#### **3.1.3.2 Boiler y quemador**

El quemador del boiler es un sistema que utiliza un termostato con una temperatura fija de control de 285°C. Si esta temperatura a la entrada del boiler disminuye bajo este valor, desencadena que el boiler encienda el quemador para incrementar a la temperatura y poder mantener en el reactor al Slurry a una temperatura de 300°C +/- 10°C.

### **3.1.3.3 Reactor**

El reactor es modelado como un tanque en el cual las pérdidas de calor se consideran inexistentes, para este caso el modelado de la reacción no depende de que se genere o se retire energía en la misma reacción, el modelo cinético entonces sólo trabajara con la temperatura de ingreso al reactor.

### **3.1.3.4 Ciclón**

Se trata de un equipo en el cual se efectúa una separación de las fases generadas, las fases gaseosas y los líquidos polares a alta temperatura se separan de las fases sólidas y oleosas para de esta manera poder recuperar la fase líquida de la fase gaseosa y la fase sólida/oleosa.

### **3.1.3.5 Colectores solares**

Consisten en colectores de canal parabólicos, en estos el fluido se hace pasar por un colector central rodeado por colectores, los cuales son espejos curvos que concentran la luz en el colector central incrementando su temperatura. Estos colectores cubren un área total de 320 m<sup>2</sup> y se maneja un radio de concentración de 25. Los datos climáticos se obtienen a través del software METEONORM® para la locación de Temixco México (Lat: 18.85, Long: -99.23) [43].

### **3.1.3.6 Tanque de reserva de aceite**

Consiste en un tanque de bajo nivel de aislamiento de una capacidad de 5000 litros. Este tanque lleno de aceite térmico Therminol VP-1 [44]. Estos sistemas solares trabajan de forma óptima a temperaturas menores a 400°C, estos aceites de baja viscosidad y calidad de transferencia energética los hacen idóneos para este tipo de sistemas, aunque son bastante costosos.

### **3.1.3.7 Bombas**

Existen dos modelados de bombas en estos sistemas, la bomba de circulación del Slurry y la bomba del aceite térmico. La bomba de aceite lleva al mismo sobre un circuito cerrado a través de la planta solar mientras que la bomba de Slurry lleva al mismo a través de los intercambiadores de calor, boiler, reactor y ciclón.

Los parámetros de simulación para estos sistemas se pueden visualizar en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1.** Características de simulación de planta de TRNSYS (Fuente: Propia).

<b>Campo solar</b>		<b>Planta termoquímica</b>	
<i>Type</i>	Características	<i>Type</i>	Características
<i>Type del clima (Temixco)</i>	Latitud 18.85° Longitud -99.23°	<i>Slurry de desechos de madera y agua (10% w/w)</i>	Calor específico del agua 4.184 kJ/kg °C a 25 °C, 1 bar Biomasa: 2.512 kJ/kg °C
<i>Planta concentradores parabólicos</i>	Área superficial: 320 m <sup>2</sup> Calor específico fluido de transferencia: 2.97 kJ/kg°C Transferencia de calor máxima 57 kW	<i>Condiciones de temperatura, calor y presión:</i>	Temperatura de proceso: 300°C +/- 10°C Calor transferido al proceso: 133 Kw
<i>Bomba de aceite</i>	Flujo del fluido de transferencia: 400 kg/hr	<i>Bomba de mezclado (slurry)</i>	Flujo de slurry: 417 kg/hr
<i>Intercambiador de calor 1 (HX 1)</i>	Coefficiente de transferencia de calor: 800 kJ/h°K	<i>Intercambiador de calor 2 (HX 2)</i>	Coefficiente de transferencia de calor: 870 kJ/h°K
<i>Reserva de aceite</i>	Capacidad: 5000 L Coefficiente de pérdidas: 5 kJ/h m °K	<i>Boiler, reactor (Características)</i>	Capacidad: 1000 L Coefficiente de pérdidas: 5 kJ/h m °K

### 3.2 BALANCE DE ENERGÍA

Para este caso particular, la simulación de planta en TRNSYS es llevada a cabo durante 1 año como periodo de simulación. Al ser un proceso térmico el cual gracias al suministro de gas alcanza una operación en estado estable permite poder manejar para el caso de equipos de transferencia de calor como en el caso del intercambiador de calor 2 una temperatura promedio anual, sobre la cual se trabaja para conocer la transferencia de calor que se da en este equipo.

La transferencia de calor del intercambiador 1 depende de que tanto calor sensible puede ceder el fluido de transferencia al proceso en periodos donde la componente solar es estable y existe este intercambio, por lo que para este equipo se toman en cuenta las contribuciones de este equipo a lo largo del año y fijar su contribución total a la planta termoquímica.

Se confiere además el cálculo de la contribución energética por parte del boiler para calcular en términos de la energía cedida por el boiler, el total de litros de gas necesarios para que el proceso opere en estado estable a lo largo del año.

Es importante aclarar que esta operación en estado estable implica que la planta debe de trabajar todo el año de modo continuo, donde no se está considerando paros para mantenimiento, calibración, inspección, etc. Pero es útil para el balance de energía realizar el cálculo de esta forma ya que las cantidades de consumo de gas y contribución solar serían máximas para este caso, por lo que para factores de planta menores a este análisis (Factor de planta = 1) se requeriría de menor cantidad de energía solar y de gas. En los resultados se expone a detalle la realización del balance de energía.

### 3.3 RENDIMIENTOS PRODUCIDOS DE LA LICUEFACCIÓN HIDROTHERMAL

#### 3.3.1 Modelo de rendimiento

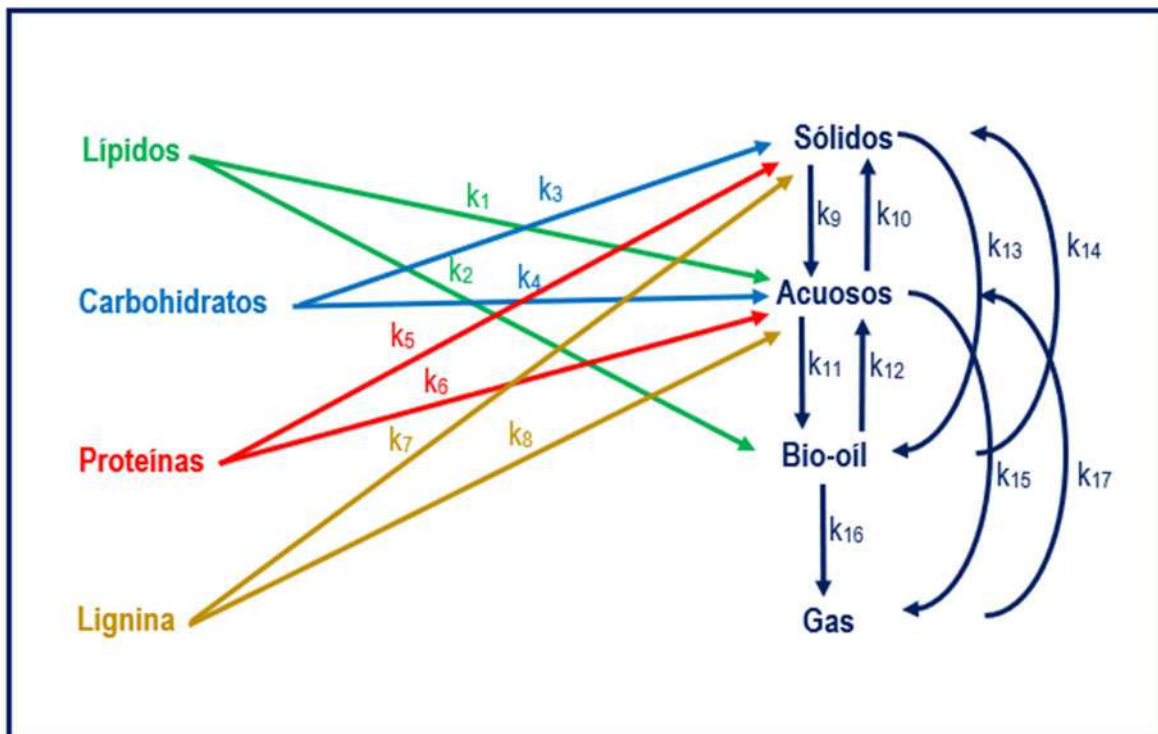


Figura 3.2. Esquema de rutas de transformación entre reactantes y productos. Tomado y editado de Obeid, R., et. al. (2021) [42].

El modelo de rendimiento actual está basado en los trabajos de Obeid et. al. 2021 [42]. En los cuales se emplea un modelo cuaternario de mezcla de reactivos para rendir cuatro productos o fases de productos divididos en productos acuosos, sólidos, aceites y gases.



Se emplea una composición de madera en base a los cuatro constituyentes los cuales son Carbohidratos, lípidos, proteínas y lignina para algún tipo de madera en particular (Figura 3.2).

Este modelo consiste en ocho ecuaciones diferenciales dependientes del tiempo para la formación de cada uno de estos productos. Para el cálculo de estos rendimientos de cada uno de estos productos en función del tiempo en los cuales se requiere del conocimiento de las constantes del modelo de Arrhenius y las constantes de formación reportados en la literatura (Obeid et. al. 2021 [42]) para poder obtener la predicción del rendimiento para los productos (tabla 3.3).

Estos parámetros se encuentran validados en el rango de temperaturas de entre 250 a 350°C. Para esta simulación se consideró que todas las reacciones se dan en el reactor a una temperatura aproximada de 300°C y que no existen reacciones a temperaturas menores durante el recorrido en los intercambiadores de calor, que claramente pueden suceder a temperaturas menores y durante el recorrido del Slurry por estos equipos, aunque estas reacciones se consideran despreciables para el cálculo de rendimientos. La temperatura de ingreso del Slurry al ingreso al reactor es la que se utiliza para los cálculos de rendimiento realizados en MATLAB.

La composición de madera utilizada es de madera de pino la cual es de 53.74% de carbohidratos, 36.10% para lignina, y lípidos y proteínas de 5.08% de acuerdo con Martínez et. al. (2019) [45]. Se puede emplear cualquier composición de biomasa de entrada, lo que hace muy flexible esta simulación de planta, el problema de modificar la composición es que se requiere de ajustar la energía de activación y las constantes del modelo cinético de acuerdo con la biomasa a utilizar.

**Tabla 3.2.** Composición proximal de la madera empleada en la simulación. Editado con datos de Martínez et. al. (2019) [45].

**Composición de muestras de madera  
adoptadas**

<b>Constituyente</b>	<b>%(p/p)</b>
<b>Carbohidratos</b>	53.74
<b>Lignina</b>	36.10
<b>Proteínas</b>	5.08
<b>Lípidos</b>	5.08

**Tabla 3.3.** Parámetros cinéticos empleados en la simulación. Tomado y editado de Obeid, R., et. al. (2021) [42].

$$k(T) = A * e^{\left(\frac{E_a}{RT}\right)} \quad \text{Parámetros de Arrhenius Utilizados}$$

Reacción:	In A [-]	Ea (kJ/mol)	Reacción:	In A [-]	Ea (kJ/mol)
Lípidos a acuosos	32.6	143.8	Sólidos a acuosos	21.1	87.9
Lípidos a biocrudo	8.4	23.7	Biocrudo a acuosos	31.7	142.3
Carbohidratos a sólidos	11	40	Acuosos a biocrudo	24.8	108.1
Carbohidratos acuosos	9.5	29.3	Sólidos a biocrudo	29.8	137.8
Proteínas a sólidos	11.1	41.2	Biocrudo a sólidos	4.8	18.1
Proteínas acuosos	9.3	28	Acuosos a gas	23.5	103.2
Lignina a sólidos	7.5	21.3	Crudo a gas	15.9	71.2
Lignina a acuosos	12.5	45.9	Gas a acuosos	15.3	57.6
Acuosos a sólidos	22.8	103.8			

Estas constantes de formación obtenidas a partir del modelo lineal de la ecuación de Arrhenius se emplean para calcular las 8 reacciones de formación de reactivos y de productos descritas por las siguientes ecuaciones diferenciales:

$$(1) \frac{dx_1}{dt} = -(k_1 + k_2)x_1$$

$$(2) \frac{dx_2}{dt} = -(k_3 + k_4)x_2$$

$$(3) \frac{dx_3}{dt} = -(k_5 + k_6)x_3$$

$$(4) \frac{dx_4}{dt} = -(k_7 + k_8)x_4$$

$$(5) \frac{dx_5}{dt} = -(k_{10} + k_{13})x_5 + k_3x_2 + k_5x_3 + k_7x_4 + k_9x_6 + k_{14}x_7$$

$$(6) \frac{dx_6}{dt} = -(k_9 + k_{12} + k_{15})x_6 + k_1x_1 + k_4x_2 + k_6x_3 + k_8x_4 + k_{10}x_5 + k_{11}x_7 + k_{17}x_8$$

$$(7) \frac{dx_7}{dt} = -(k_{11} + k_{14} + k_{16})x_7 + k_2x_1 + k_{12}x_6 + k_{13}x_5$$

$$(8) \frac{dx_8}{dt} = -k_{17}x_8 + k_{15}x_6 + k_{16}x_7$$

## 3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

### 3.4.1 Estimación del costo unitario de productos manufacturados a partir de biomasa

Existen dos costos principales asociados a determinar el análisis económico de un proceso, los **costos capitales** y los **costos operativos**. Para los costos capitales se considera al total de dinero necesario para construir una planta, que incluye equipos, instalaciones y mano de obra asociada con la construcción e instalación y puesta en marcha de los equipos.<sup>46</sup>

Los costos operativos representan en base anual, los gastos para mantener a la planta en producción completa. Incluye varios costos como materia prima, servicios, mano de obra y deudas (cargos e intereses debidos a la inversión inicial para la construcción de la planta y puesta en marcha). Los costos operativos de forma regular se expresan como **costos de producción**, los cuales se obtienen dividiendo el costo anual operativo dividido por la producción anual del producto.<sup>46</sup>

#### 3.4.1.1 Costos de capital

Se dividen principalmente en cuatro categorías (Estas a su vez se subdividen, por lo que la suma de estas categorías mayores nos da una sumatoria de los costos capitales):

1. Costos directos (Costos de equipos) Se divide en:

- Costo total de equipo adquirido (Equipo escalado y costo directo).
- Material de instalación y trabajos de instalación. (Este costo puede llegar a ser de un factor de 1.47 adicional al costo del equipo, por lo que comprar e instalar algún equipo de planta supone un gasto completo para ese equipo de su costo multiplicado por 2.47).<sup>46</sup>

2. Costos indirectos (Trabajos asociados con la construcción de la planta) Se divide en:

- Costos legales y honorarios de contratistas (Usualmente se estiman como 23% del costo total de equipos)
- Gastos generales de construcción (Estimados como 34% del costo total de equipos)
- Gastos de ingeniería (Estimados como el 32% del costo total de equipos).<sup>46</sup>

La suma de los costos directos e indirectos representa los costos “totales directos e indirectos”.<sup>46</sup>

### 3. Costos de contingencias (Contingencias del proyecto):

Se refieren a los gastos NO esperados en un proyecto, frecuentemente debido a retrasos, errores de construcción, errores en estimación de costos, etc. Se estiman en 20% de los costos totales directos e indirectos.

### 4. Capital de trabajo:

Es la suma de tres cantidades: El capital fijo de inversión el cual es la suma de los costos totales directos e indirectos y los costos por contingencias del proyecto. Las liquidaciones en efectivo y el costo de terreno para el proyecto.

Las liquidaciones en efectivo se estiman en 15% del capital fijo de inversión y los costos del terreno se estiman en 6% de los costos de equipos. De esta forma tenemos un estimado razonable del total de los costos capitales del proyecto.<sup>46</sup> Esta información se puede apreciar en la figura 3.3.

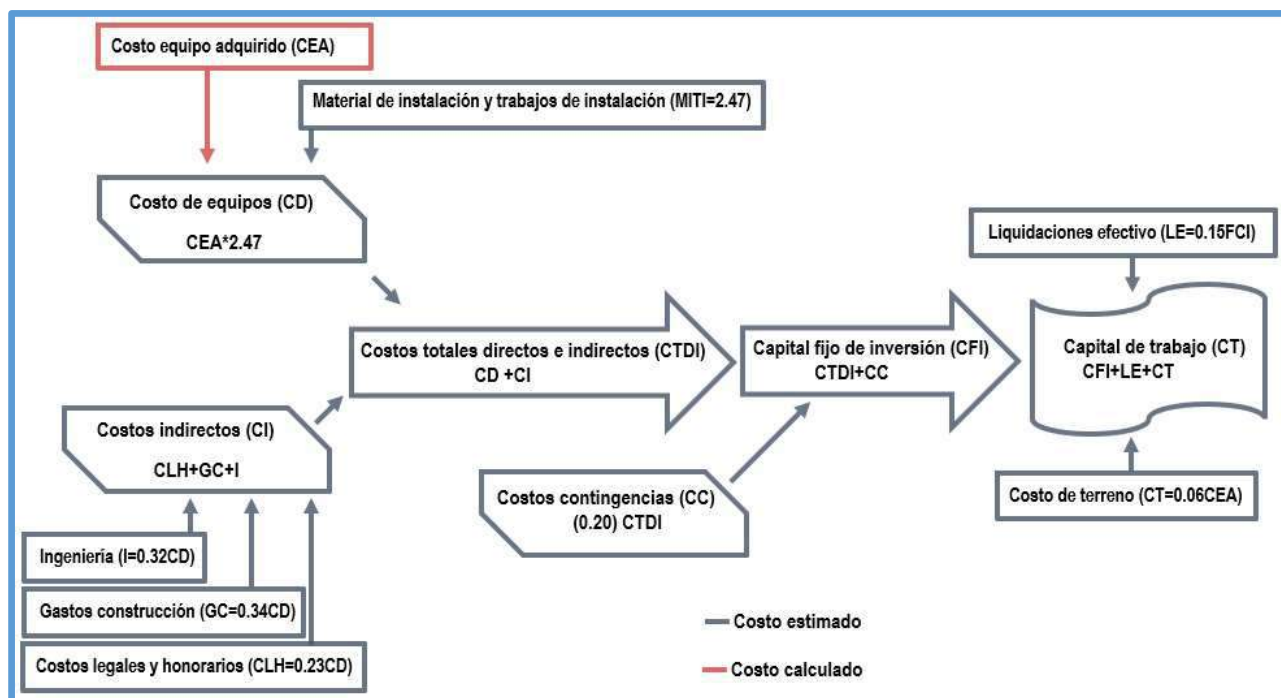


Figura 3.3. Método de cálculo del capital de trabajo para el proyecto (Fuente: propia).

Como se puede apreciar en la figura 3.3 el cálculo del costo de equipos adquiridos es de suma importancia, ya que a partir de él se obtiene el resto de las cantidades que conformarán el capital de trabajo del proyecto. Por tanto, se describirá la forma y los equipos considerados para el proyecto.

### 3.4.1.2 Cálculo del costo de equipo adquirido

Economía del escalado de equipos:

Se emplea en la siguiente ley para el escalado de equipos:

$$C_{p,s} = C_{p,b} \left( \frac{S_s}{S_b} \right)^n \quad [8]$$

Donde:

$C_{p,s}$  = Costo escalado del equipo específico

$C_{p,b}$  = Costo conocido base del equipo

$S_s$  = Tamaño del equipo requerido

$S_b$  = Tamaño del equipo base

$n$  = Exponente de incremento de escala (depende de cada equipo, menor a la unidad).<sup>46</sup>

Para conocer el costo base de los equipos además del exponente de escalado se recurre a diferentes fuentes de información, sobre las cuales se obtiene el costo por unidad. Para obtener la proyección de costo final se recurre a generar el escalado correspondiente. Para equipos cuyo escalado sea modular y se instale conforme a su tamaño como por ejemplo los colectores cilindroparabólicos, solo se requiere del costo base y se genera un escalado lineal (Tabla 3.4). Mientras que cuando se requiera de dimensionar un componente como en el caso de los reactores, se requiere además del costo base por unidad un exponente de escalado. Para este trabajo esas proyecciones se detallan a continuación.

De acuerdo con las necesidades de equipo provistas de la simulación en TRNSYS se contemplan los siguientes equipos:

- Colectores solares (Canal cilíndrico parabólico). 320 metros cuadrados.
- Fluido de calentamiento planta de concentración solar (Therminol VP-1). 5000 litros de fluido.
- Tanque de almacenamiento de aceite. 5000 litros de capacidad.
- Bomba de trabajo para colectores solares. 1 a 3 caballos de fuerza.
- Reactor. 1 metro cúbico.
- Boiler de calentamiento directo. 350 kilowatts.
- Intercambiadores de calor. 18 metros cuadrados de área de transferencia de calor.
- Bomba de trabajo para planta termoquímica. 1 a 3 caballos de fuerza.
- Ciclón. 10000 metros cúbicos por hora de capacidad.

De estos, ciertos equipos y componentes como en el caso de los colectores solares, el fluido de calentamiento, las bombas de trabajo y el ciclón toman un escalado de tipo lineal, ya que la compra de estos es proporcional a la capacidad necesaria para el proyecto. A continuación, se detalla la fuente para estos, el costo por unidad y el costo final escalado para los mismos:

**Tabla 3.4.** Obtención de costo y unidad de escalado para equipos (Tendencia lineal).

<b>Unidad</b>	<b>Costo base (USD)</b>	<b>Unidad de escalado</b>	<b>Referencia</b>
<b>Therminol VP-1</b>	4.22 USD/kg	1000 kg	[47]
<b>Colectores solares</b>	270 USD/m <sup>2</sup>	320 m <sup>2</sup>	[5]
<b>Ciclón</b>	1950 USD/Unidad	1	[47]
<b>Bombas</b>	800 USD/Unidad	1	[47]

Para el caso de los equipos para el escalado como lo son el tanque de almacenamiento térmico, el reactor, el boiler de calentamiento directo y los intercambiadores de calor se toma en cuenta lo siguiente:

**Tabla 3.5.** Obtención de costo y exponente de escalado para equipos que requerirán ser escalados.

<b>Unidad</b>	<b>Costo base (USD)</b>	<b>Exponente de escalado (n)</b>	<b>Referencia</b>
<b>Tanque de almacenamiento térmico</b>	1055 USD/L	0.3	[46]
<b>Reactor</b>	25379 USD/0.34 m <sup>3</sup>	0.6	[5]
<b>Boiler</b>	88 USD/kW	0.85	[46]
<b>Intercambiador de calor</b>	2909 USD/m <sup>2</sup>	0.65	[46]

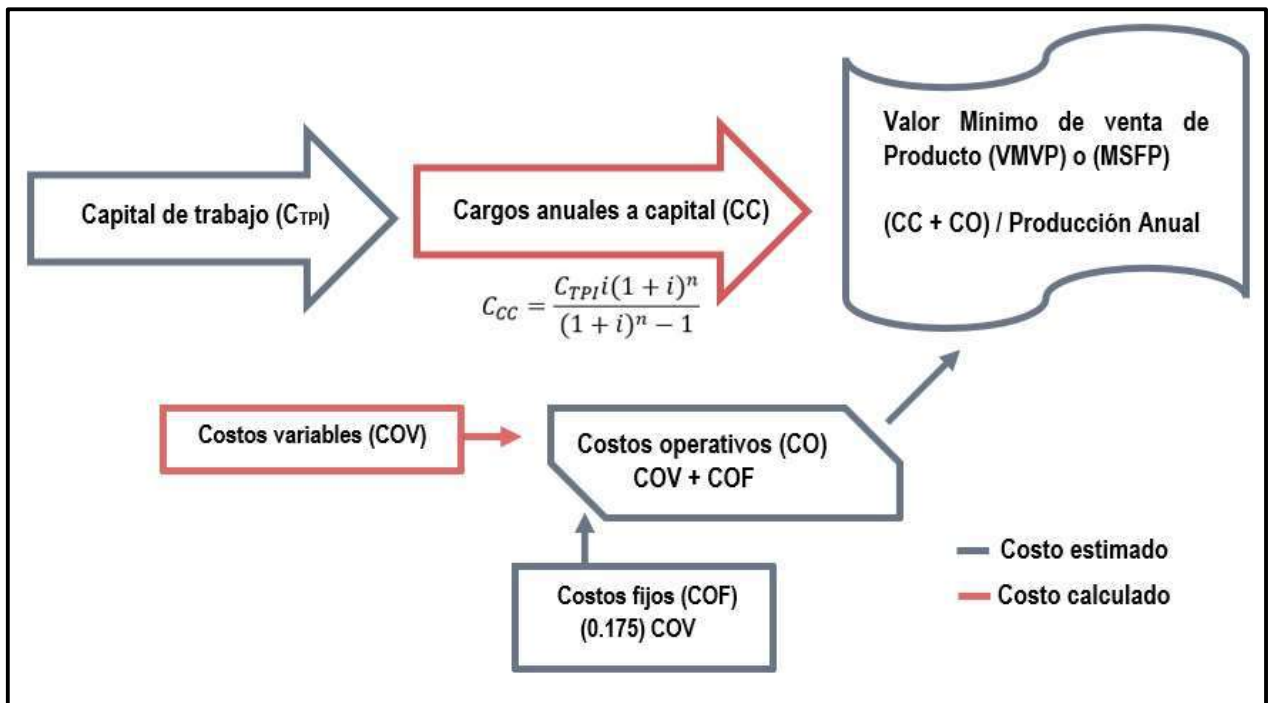
De esta manera se obtiene el costo de equipo adquirido, como se muestra en la tabla 3.6. Se coloca además un margen de +/- 10% en los costos base antes de realizar el cálculo de escalado para la obtención del margen de costo final para cada escalado de equipo.

**Tabla 3.6.** Resumen del costo de equipos adquiridos para proyecto de planta de procesamiento hidrotermal con márgenes de costo.

<b>Unidad:</b>	<b>Valor mínimo (USD)</b>	<b>Costo base (USD)</b>	<b>Valor máximo (USD)</b>
<b>Therminol VP-1</b>	18,990	21,100	23,210
<b>Colectores solares</b>	77,760	86,400	95,040
<b>Reactor</b>	43,634	48,483	53,331
<b>Boiler calentamiento directo</b>	11,513	12,792	14,071
<b>Intercambiadores de calor</b>	34,272	38,080	41,888
<b>Ciclón</b>	1,755	1,950	2,145
<b>Tanque de aceite</b>	12,223	13,581	14,940
<b>Bombas</b>	1,440	1,600	1,760
<b>Costo total de equipos</b>	201,587	223,986	246,385

### 3.4.1.3 Costos operativos

Los costos operativos están relacionados con el proceso de producción y están dados en base anual.<sup>49</sup> Estos gastos son los que son tomados en cuenta como los gastos necesarios para operar la planta y pueden dividirse en dos partes como se muestra en la figura:



**Figura 3.4.** Método de cálculo de los costos operativos para el proyecto (Fuente: propia).

Costos variables operativos: Engloban a la energía y los materiales necesarios que son consumidos durante el proceso.

Costos fijos operativos: Estos dependen principalmente de labores de mantenimiento y salario de trabajadores de la planta. Se toman en cuenta como 17.5% de los costos variables operativos.<sup>48</sup>

Otra cantidad importante es el factor de capacidad dado por  $f_0$ . Este factor es simplemente la fracción de tiempo que opera una planta en base anual.<sup>46</sup> Este factor que debe de ir entre 0 a 1, debe de ser multiplicado por los costos directos como la materia prima o combustibles, aunque para este caso el factor es de 1 ya que al menos para esta iteración se asume operación continua 24 horas los 365 días del año.

Se debe además de considerar como costo operativo en base anual a los cargos a capital derivados de los costos capitales ya que representan el pago que se está realizando por el préstamo a cubrir para estos costos capitales efectuados en la creación de la planta.

#### 1. Costos variables operativos:

Para este estudio incluyen el consumo de gas licuado por parte del boiler, el consumo eléctrico y la demanda anual de la planta de material prima.



Demanda anual de materia prima:

Se considera el costo dado en [49], donde el costo por kilogramo de trocería o aserrín donde se estipula que el costo mínimo de venta para entidades de orden público de la administración pública debe de ser de 0.018 pesos por kilogramo.

La demanda anual de desechos empleando este costo viene dada por:

$$Materia\ Prima\ (Año) = \left( 0.018 \frac{\frac{pesos}{kg}}{19.84 \frac{pesos}{USD}} \right) \left( \frac{1000kg}{día} \right) \left( 365 \frac{días}{año} \right) \quad [9]$$

Transporte de materia prima:

Para este estudio se asume un total de 1.09 USD por kilómetro de costo de flete y se asume un viaje promedio diario del flete de 100 km a la redonda de la planta.

Costo de servicio eléctrico:

Se estima que es de alrededor de 11.25% del costo de gas para este estudio.

Costo de gas empleado:

Para el gas calculado se toma en cuenta que según el estudio de TRNSYS que el boiler está encendido 3255.50 horas al año. Considerando que el año consta de 8760 horas totales, el tiempo de encendido del boiler es de alrededor de 37% del tiempo total, trasladando este porcentaje por día serían alrededor de 9 horas diarias para este caso.

Como referencia para cálculo se asumen valores de 13.97 kWh/kg de poder calorífico superior para el gas, y un costo de 23.54 pesos por kilogramo. Se toman entonces precios y costos de gas licuado a presión ya que el gas natural puede no estar disponible en regiones alejadas de las zonas urbanas o rurales. El cálculo de consumo de gas natural es el siguiente:

$$Costo\ \frac{gas}{año} = \left( \frac{350kW}{\frac{13.97kWh}{kg}} \right) \left( \frac{9hrs}{día} \right) \left( \frac{365días}{año} \right) \left( \frac{1.14USD}{kg} \right) \quad [10]$$

## 2. Costos fijos operativos:

Los costos fijos operativos se toman en cuenta a partir de los costos variables operativos. Tenemos entonces que estos costos para este estudio serán de 17.5% de los costos variables operativos.

## 3. Cargos anuales a capital:

Un préstamo de capital debe de conseguirse para la construcción y puesta en marcha de una planta. Para esta simulación económica se asume que ya se cuenta con un préstamo aprobado para la construcción de la planta con las siguientes características:

Tasa de interés  $i$  (expresado en fracción decimal) de 4%.

A un periodo de retorno de 25 años expresado con la letra  $n$ .<sup>46</sup>

Para generar el pago de préstamo en base anual considerando el pago de intereses se expresa esta cantidad como los cargos anuales a capital expresados como:

$$C_{CC} = \frac{C_{TPI}i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad [11]$$

En donde  $C(TPI)$  se refiere a los costos capitales del proyecto.

A continuación, se muestra en la tabla 3.7 una sumatoria de los costos operativos del proyecto con base de +/- 10% para la base de los cálculos.

**Tabla 3.7.** Resumen de costos variables del proyecto.

Tipo de costo:	Costos (por año)	Mín. (USD)	Costo base (USD)	Máx. (USD)
<b>Costo variable operativo</b>	Materia prima + transporte	36104	40116	44128
	Gas LP	47850	53167	58484
	Electricidad	9500	10555	11611
	Costos variables totales	93454	103838	114223
<b>Costos fijos</b>	17.5% de los costos variables	16354	18172	19989
<b>Total de costos operativos</b>	Costos variables + Costos fijos	109808	122010	134212

### **3.4.2 Costo del producto**

El costo de producto por unidad de producción es el costo operativo base anual considerando los cargos a capital anuales dividido por la producción anual de la planta. Este valor puede ser comparado con otros costos de producto para valorar que producto cuesta menos dinero de producir.<sup>46</sup>

Este costo final de producción es computado para este trabajo como el valor mínimo de venta del producto. Esto representa el precio de venta del combustible el cual representa el valor al cual la ganancia neta del producto es de cero.<sup>50</sup>

## CAPÍTULO IV:

# RESULTADOS

En este capítulo se describen los resultados obtenidos de acuerdo con la metodología implementada durante la realización de este trabajo de Tesis. Para dar concordancia a la presentación de resultados con lo mostrado en la sección de metodología, los resultados se dividen principalmente en:

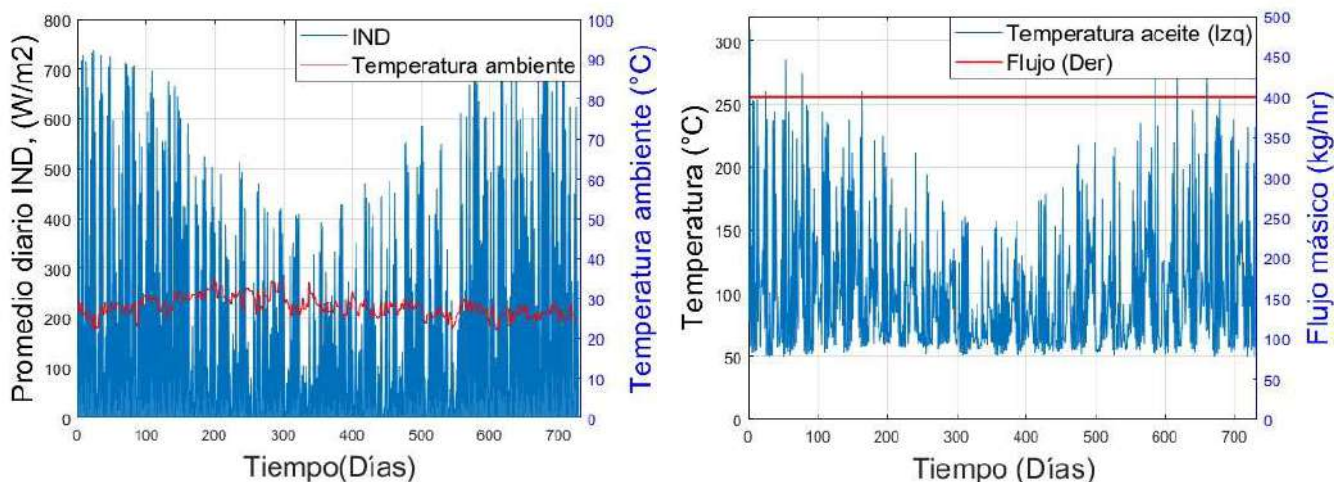
- El análisis de planta, que comprende el análisis de datos térmico de la planta y los resultados del balance energético en TRNSYS.
- Los resultados del modelo cinético en base a la simulación realizada en MATLAB, los cuales arrojan datos de producción en términos anuales.
- El análisis económico que comprende la obtención de valores como el valor mínimo de venta de producto (Parámetro principal), la comparación con diferentes tablas de interés para aplicación de proyectos productivos y comparativas con distintos valores de tasas de interés que afectan al VMVP.

## 4.1 PLANTA HIDROTHERMAL Y PLANTA DE CONCENTRADORES PARABÓLICOS

La planta solar trabaja con los datos atmosféricos y solarimétricos obtenidos de METEONORM® [43] para el lugar de Temixco, Morelos, México (Lat: 18.85°, Long: -99.23°). El estado mexicano de Morelos es un lugar ideal debido a la abundante disponibilidad de recurso solar, su proximidad a industrias de desecho de madera, la disponibilidad de terrenos y la facilidad de comunicación con grandes ciudades del país.

Sin embargo, este ejercicio puede ser extrapolado a cualquier otra región del planeta con un recurso solar disponible similar a esta ciudad, de otra manera, se deben de manejar los datos de METEONORM® correspondientes a otras locaciones.

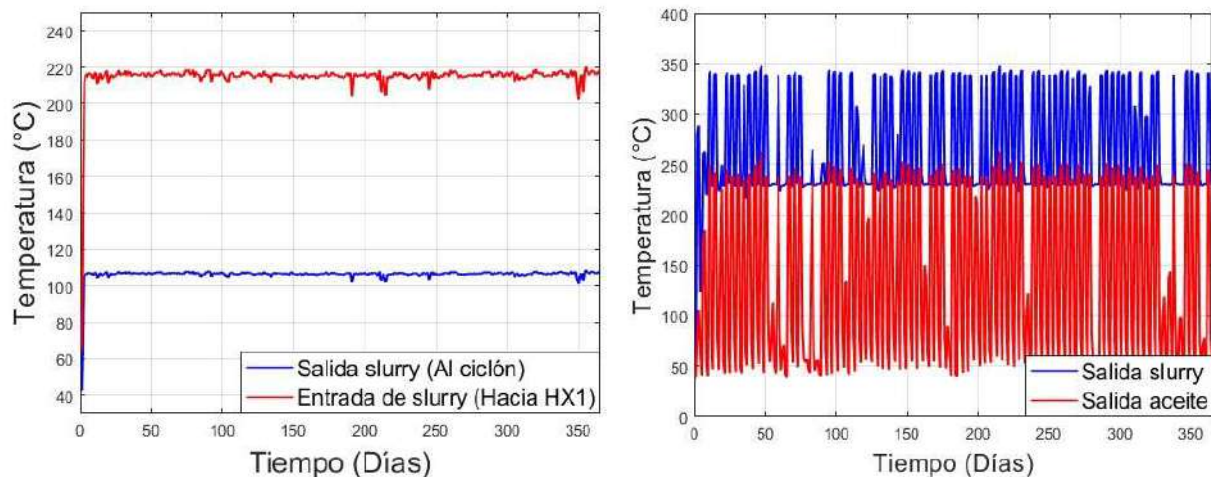
El valor de irradiancia directa promedio para Temixco es de 829 W/m<sup>2</sup>. La temperatura ambiente media es de 25°C, con un valor mínimo de 11°C y un valor máximo de 39°C. El desempeño térmico de la planta de colectores parabólicos se puede ver en la figura 4.1. La planta solar se encarga de incrementar la temperatura del Slurry a través de HX1 (figura 4.2). La planta solar se diseñó para operar a una temperatura máxima de 400°C.



**Figura 4.1.** Datos meteorológicos promedio de DNI y temperaturas para Temixco México (Izquierda). Desempeño térmico de una planta de concentradores parabólicos a lo largo del año (Derecha) (Fuente: Propia).

En la primera etapa del proceso, los lodos ingresan en el intercambiador de calor 2, en promedio se recuperan 98kW en este intercambiador según el balance de energía. Los lodos comienzan a un valor predeterminado de temperatura ambiente, estos valores dependen del día del año y a partir de esta temperatura inicial este valor se ve incrementado a una temperatura promedio de 228°C. (Línea roja, Figura 4.2, izquierda).

El rendimiento neto anual del intercambiador de calor 2 es bastante estable a lo largo de todo el año, esto principalmente se debe a que el boiler por medio del quemador mantiene la temperatura mínima del Slurry en un valor de 300°C como temperatura objetivo. Los lodos muestran una temperatura promedio de 299°C. Por último, el valor promedio de salida de los lodos hacia el ciclón es de 96°C lo que representa una pérdida neta de calor de 301 MWh/año. Sin embargo, este calor a la salida del ciclón puede ser empleada después en diferentes etapas posteriores de separación.



**Figura 4.2.** Desempeño del intercambiador de calor 2 (HX2) (Izquierda). Desempeño del intercambiador de calor 1 (Derecha) (Fuente: Propia).

En la segunda etapa, la cual se da en el intercambiador 2, existe un intercambio promedio de 8kW entre el Slurry y el aceite térmico de la planta solar. En términos anuales tenemos una producción total energética de 68 MWh/año dados en este intercambiador. A diferencia de este, el intercambiador de calor 2, el cual genera un intercambio anual de 861 MWh/año representa una diferencia en rendimiento de 92% en contraste. Lo anterior está relacionado con el hecho de que la planta opera de forma continua, lo que significa que la contribución solar en un periodo de 24 horas es mínima en comparación con la contribución total del gas del quemador del boiler. Otro punto para tratar es el aprovechamiento total de la energía del aceite térmico, una diferencia de temperatura promedio de 178°C no es transferida en el intercambiador debido a los controles térmicos de la bomba, se puede entonces inferir que el calor que genera esta diferencia de temperatura no es aprovechado, y esto se da principalmente debido a dos razones: La configuración de la planta y el sistema de control aplicado.

La configuración de la planta solar empleada en este modelo divide el flujo del aceite térmico por dos caminos diferentes. Este camino se ve bifurcado a la salida del campo de colectores solares. La válvula térmica recircula el aceite de forma directa al tanque de reserva de aceite y regresa al campo solar completando el circuito de baja temperatura. Cuando la temperatura del aceite térmico a la salida del campo de colectores solares es mayor a la temperatura del Slurry que viaja hacia el intercambiador de calor 1 desde la salida del intercambiador de calor 2, el aceite es entonces redirigido hacia el intercambiador de calor 1 para permitir el intercambio de calor con la planta de licuefacción hidrotermal y después el aceite térmico a baja temperatura pueda regresar al tanque de almacenamiento de aceite. Este intercambio de calor intermitente por parte de la planta solar ocasiona el comportamiento observado en la figura 4.2 (Derecha). Este incremento de temperatura por el campo solar es intercambiado cuando existe radiación solar directa disponible, ya que, de otra forma, el aceite sólo recircula y no existe intercambio de calor.

La simulación de la temperatura en periodo anual a la entrada del reactor se muestra en la figura 4.3. Este proceso involucra que la energía transferida por el intercambiador de calor 1 y por el boiler a través del calentador auxiliar por medio de un controlador de temperatura provoca que, el valor nominal de temperatura a la entrada del reactor se encuentre en un valor de  $300^{\circ}\text{C} \pm 10^{\circ}\text{C}$ . Lo anterior favorece que las condiciones de temperatura para el procesamiento hidrotermal sean estables y estén dentro del intervalo que permite la cinética y las condiciones de reacción hidrotermal ( $250\text{-}300^{\circ}\text{C}$ ).

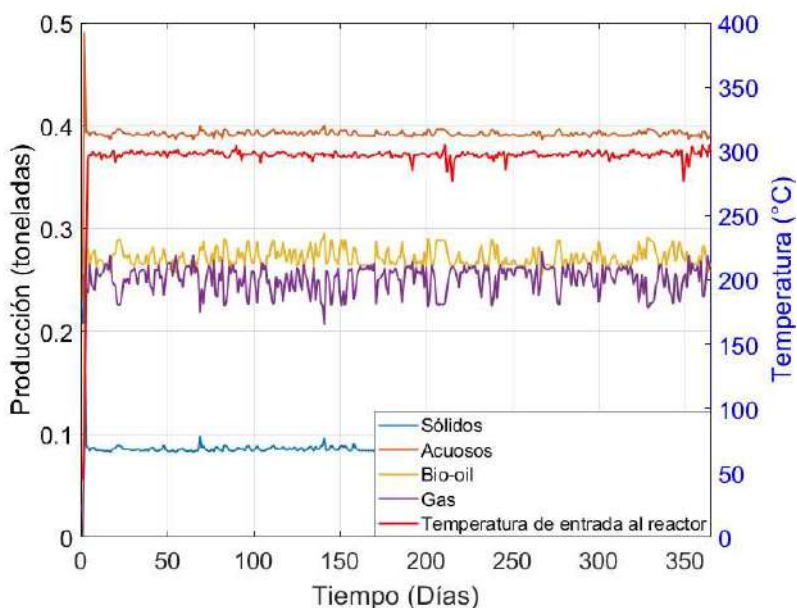


Figura 4.3. Gráfica de rendimientos para los productos (Fuente: Propia).

El valor promedio de temperatura a la salida del intercambiador de calor 1 es de 244°C. Esto significa que de forma teórica el boiler requiere de llevar 27kW para incrementar esta temperatura hasta 300°C. Se trató de generar modificaciones para mejorar el control de temperatura por parte del boiler. Cuando se cambia el boiler a la planta solar existen muchas variaciones en el reactor debido a los esquemas de control, los cuales hacen que la temperatura tenga variaciones bastante grandes. Estos cambios en general llevan a un gasto de gas incrementado sin mejorar la eficiencia térmica.

**Tabla 4.1.** Resultados obtenidos de la operación de planta con base anual (Fuente: propia).

<b>Resultados (Base anual):</b>	
<i>Flujo promedio anual (kg/hr)</i>	417
<i>Temperatura máxima Slurry (°C)</i>	336
<i>Temperatura mínima Slurry (°C)</i>	255
<i>Temperatura promedio Slurry (°C)</i>	299
<i>Uso de boiler (Días)</i>	78
<i>Calor auxiliar (MWh)</i>	653

La energía total necesaria para llevar el proceso en base anual es de 1463 MWh de los cuales 653 MWh se deben a la contribución del gas (Tabla 4.1). Esto representa un total de 46,671 kg de gas. La energía que se transfiere en el intercambiador de calor 1 es de 68 MWh y representa un total de 10% de las necesidades energéticas finales.

Los flujos de temperatura se ven representados en la figura 3.1.  $T_s$  representa la temperatura del Slurry a diferentes etapas del proceso. Al comienzo de la operación de la planta, y antes de que el Slurry entre en el intercambiador de calor 2, la temperatura del Slurry dependerá de la temperatura ambiente la cual se observa en la figura 4.2 (Rojo, Izquierda).  $T_{s1}$  se transforma en  $T_{s2}$ , a la salida del intercambiador de calor 2 (Figura 4.2, Izquierda). Cuando la planta alcanza el estado estacionario en su operación, el comportamiento de este intercambiador es prácticamente constante, lo cual permite obtener un valor prácticamente constante en el valor de  $T_{s2}$ . Este valor prácticamente constante se emplea como valor de control para la válvula térmica del campo solar, esto permite intercambios de calor en los cuales se cede calor a la planta hidrotermal y no permite que existan desde la planta hidrotermal hacia el campo solar.



En cuestión del campo solar, el aceite térmico del tanque de reserva de aceite a temperatura ambiente ( $T_{o1}$ ), este aceite es llevado al campo de colectores. Donde existen dos casos diferentes, cuando existe la radiación solar directa suficiente DNI durante el día, la temperatura  $T_{o1}$  incrementa a  $T_{o2}$  llega a la válvula térmica cumpliéndose la condición:

$$T_{o2} > T_{s2}$$

$T_{o2}$  a la salida del campo de colectores al ser mayor a  $T_{s2}$  la válvula térmica dirige al aceite térmico hacia el intercambiador de calor 1 para permitir este intercambiador de calor. Si la condición anterior no se logra la válvula térmica debe de recircular el aceite de regreso al tanque de reserva de aceite.

Si se dio intercambio de calor en el intercambiador de calor 1  $T_{s2}$  se convierte en  $T_{s3}$ . Si  $T_{s3}$  cumple con el requerimiento de temperatura de  $300^{\circ}\text{C} \pm 10^{\circ}\text{C}$ , el fluido entrará al reactor para que las reacciones se puedan llevar a cabo. Para este caso se dieron dos intercambios de calor antes de la reacción hidrotermal mediante una recuperación del reactor y un intercambio mediante el campo solar además de llevar un intercambio en el intercambiador de calor 2 de recuperación.

Si por otro lado a la salida del intercambiador de calor 1 no se cumple con el requisito energético, el calentador auxiliar del boiler se activará para llevar la temperatura del Slurry hasta  $T_{s4}$ , llevarse el Slurry hacia el reactor y posteriormente sufrir un intercambio final de recuperación en el intercambiador de calor 2.

## 4.2 BALANCE DE ENERGÍA EMPLEANDO UNA VÁLVULA TÉRMICA DE CONTROL

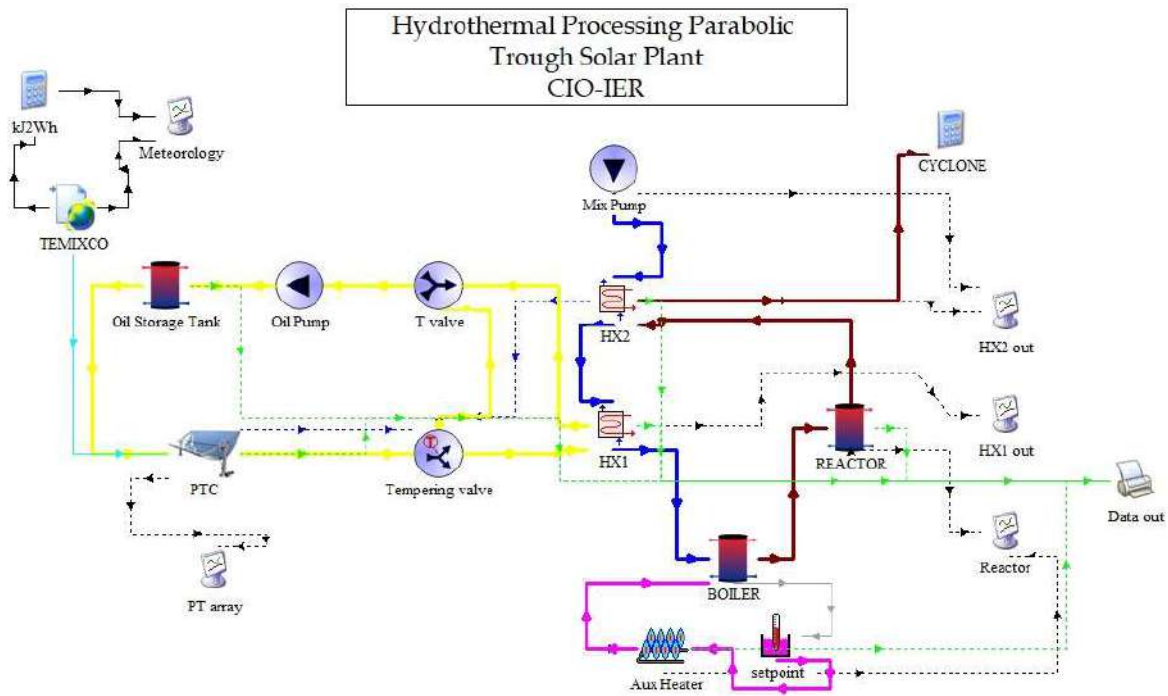


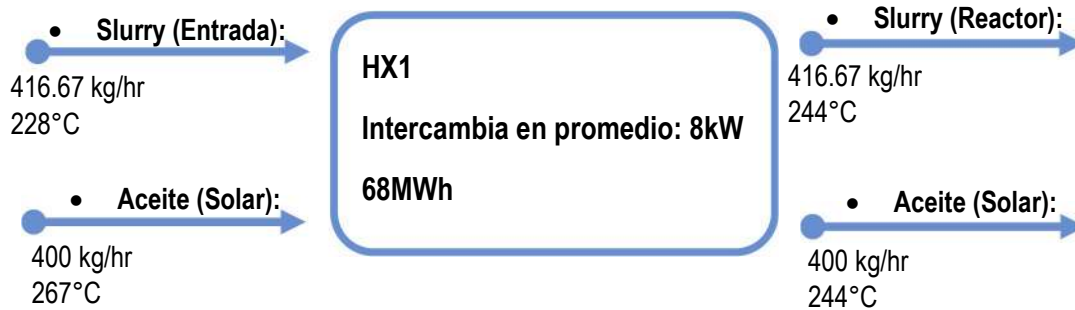
Figura 4.4. Esquema de configuración en TRNSYS con una válvula de atemperamiento (Fuente: Propia).

El primer paso de entrada de slurry es el intercambiador 2, como se muestra a continuación:



Para la entrada al intercambiador tenemos al Slurry de entrada que manejamos a 25°C, el cual incrementará su temperatura con la salida del Slurry del reactor, tenemos entonces en cuenta que este en promedio sale del reactor a **299°C**, para los cálculos se redondearán las temperaturas al entero próximo.

Para el intercambiador 1 tenemos:



Aporte de energía por parte del boiler:

El boiler recibe el Slurry en promedio a una temperatura de 244°C por lo que el aporte de calor por medio del gas debe ser de:



Considerando un proceso adiabático, el paso por el reactor no supone pérdidas de calor por lo que el ciclo comienza de nuevo en el intercambiador HX2.

Balance global:

Considerando que el Slurry ya procesado “abandona” al intercambiador 2 a una temperatura de 96°C, lo cual representa un total de **301MWh**, se tiene entonces que, de manera teórica, el costo energético de aumentar la temperatura del Slurry de entrada de 25°C hasta 299°C es de:

$$Q = mC_p\Delta T = \left(\frac{416.67kg}{hr}\right) \left(\frac{4.184kJ}{kg^{\circ}C}\right) (299^{\circ}C - 25^{\circ}C) = 477677 \text{ kJ/hr}$$

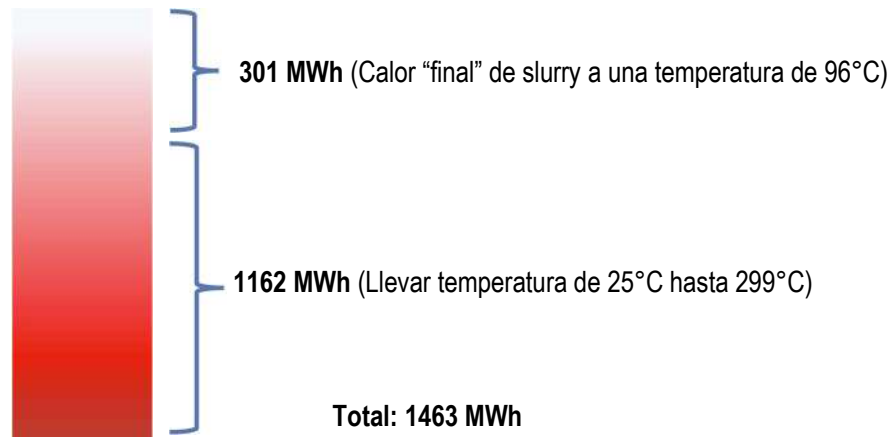
En kW:

$$Q = \frac{477677 \text{ kJ}}{hr} \left(\frac{1kW}{3600kJ/hr}\right) = 132.7kW$$

Para expresarlos en mega watt horas:

$$Q = 132.7kW \left( \frac{1MW}{1000kW} \right) \left( \frac{8760hr}{año} \right) = 1162MWh$$

La demanda global teórica del proceso es de:



Según el balance que realizamos, la demanda global es de:



De estos **1463 MWh** totales generados, **652 MWh** son debidos a contribución energética por parte del boiler, esto representa un total de **45% del total global aportado por la reserva de gas**, el intercambio de calor dado en los **intercambiadores representa el 55%**, del cual **50% del calor intercambiado se recupera en el intercambiador de calor 2** mientras que el **10% de la contribución energética se da en el intercambiador de calor 1 por parte de la planta solar.**

## 4.2.1 Configuración de válvula térmica de control

Para este punto se agrega en el campo solar dos componentes para mejorar el control de la misma. La valvula de atemperamiento, la cual recibe dos señales de temperatura, la primera la recibe del intercambiador de calor dos como señal de refencia de temperatura. El set point es la salida de temperatura del campo de colector parabólico, de manera que mientras la temperatura de salida del campo de colectores es menor a la temperatura de salida del intercambiador de calor 2 la valvula desvia el flujo hacía la valvula de T para hacer recircular el aceite. Este funcionamiento será valido en periodos de baja irradiancia y durante las noches, cuando el aceite térmico incremente su temperatura por arriba de la temperatura de salida del intercambiador de calor 2, la valvula corregirá el flujo hacia el intercambiador de calor 1 para permitir el intercambio con el slurry que va hacia el boiler. Este comportamiento se puede visualizar en la siguiente gráfica:

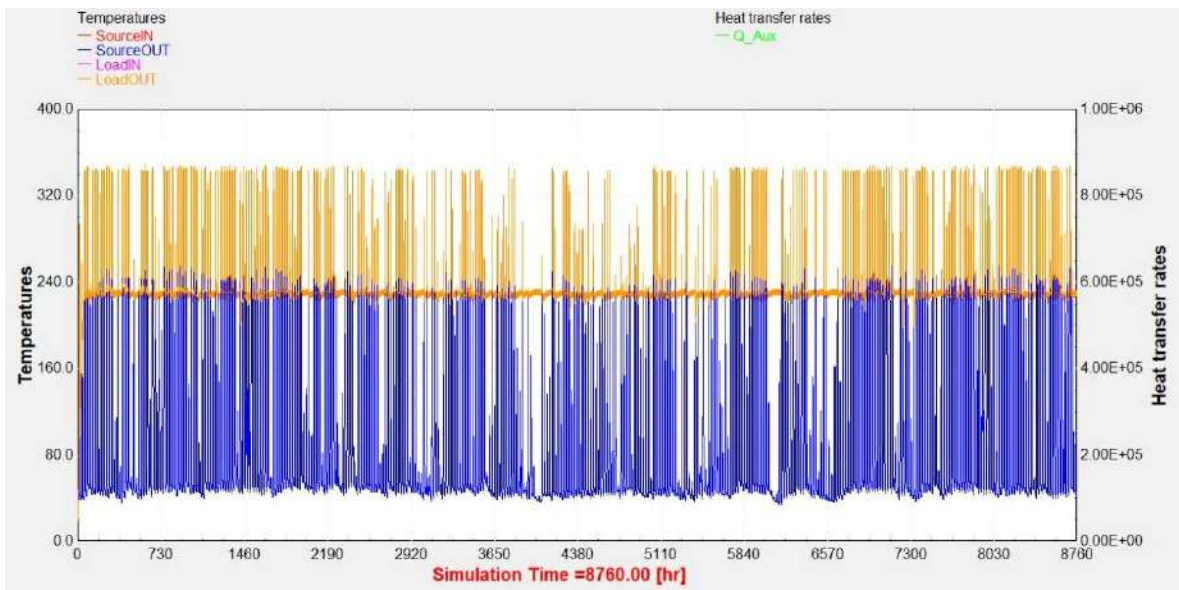
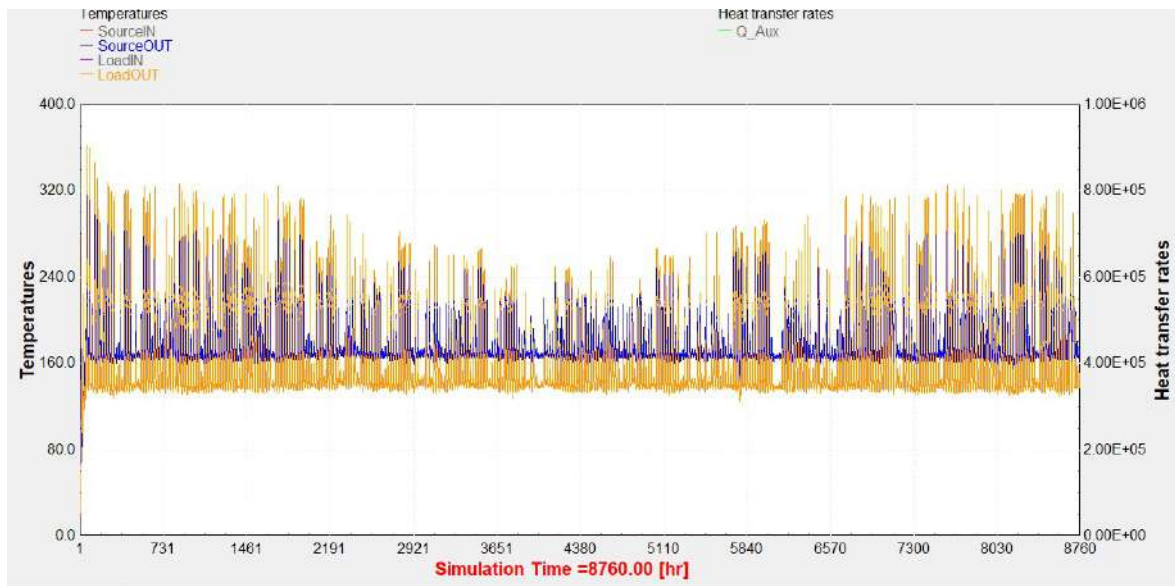


Figura 4.5. Desempeño del intercambiador 1 para el caso de la válvula de control (Fuente: Propia).

Donde en amarillo se observa la salida de slurry de camino al reactor, mientras que en azul se observa la salida del aceite térmico después de entregar su temperatura. Podemos observar que la temperatura del slurry no baja de una temperatura mínima de alrededor de 231°C ya que al disminuir la temperatura del slurry la valvula de atemperamiento pone el aceite térmico a recircular. Esto último es beneficioso por que mantiene al aceite a una temperatura mínima de alrededor de 45°C, esto hace que al

momento de incrementar la radiación el aceite no tenga que ser calentado desde temperatura ambiente lo que ayuda a mejorar el rendimiento del proceso. Estas temperaturas mínimas se deben al uso de almacenamiento térmico, que ayuda a mantenerlas además de que es el mismo almacenamiento térmico el que ayuda a mejorar las transferencias de calor y alcanzar mayores picos de temperatura al aceite y que se pueda intercambiar calor con mejor eficiencia.

Cuando no existe control por parte de la válvula térmica, el intercambiador de calor 1 tiene un comportamiento como el siguiente:



**Figura 4.6.** Desempeño del intercambiador 1 sin control (Fuente: Propia).

Donde la bomba del campo solar continua con la circulación del aceite aun bajo condiciones de baja irradiancia, lo que provoca que el slurry transfiera calor hacia el aceite en periodos de baja temperatura, de esta forma logrando que el aceite térmico (azul) mantenga una temperatura mínima, aunque esa temperatura mínima sea mucho mayor en varias etapas del año a la temperatura del slurry (amarillo), por lo que en la gráfica esa diferencia de temperaturas mínimas representa una pérdida de calor por parte del slurry hacia el campo solar, lo que implica que en estas etapas el slurry abandone el intercambiador de calor 1 a una temperatura más baja la cual deba ser compensada por el boiler.

### 4.3 CÁLCULO DE RENDIMIENTOS

Calculando los rendimientos mediante la cinética se tiene que:

**Tabla 4.2.** Productos obtenidos de la cinética, base anual (Fuente: Propia).

<b>Resultados anuales (Base anual) 365 ton (Desechos de madera)</b>	
<b>Sólidos</b>	47 ton (12.89%)
<b>Acuosos</b>	154 ton (42.20%)
<b>Bio-oíl</b>	113 ton (30.94%)
<b>Gas</b>	50 ton (13.75%)
<b>Reactantes</b>	1 ton (0.22%)

La tabla 4.2 muestra el rendimiento obtenido para la simulación de productos. El porcentaje más alto de producción comprende a los productos acuosos, bio-oíl, y finalmente biocarbón y gas. De este flujo de productos, sólo se considera al bio-oíl para el análisis económico. Sin embargo, como se muestra en la tabla 26, los productos acuosos representan el mayor rendimiento de 42% comparado en el 31% para la producción de bio-oíl. Basado en estos resultados, es importante explorar diferentes opciones para generar valor de venta de estos productos generados para de esta manera mejorar la evaluación económica de la planta.

Una opción es la de reciclar el flujo de producto acuosos de vuelta al proceso lo que puede reducir el consumo de agua necesaria para el proceso de forma global. A la salida del proceso, el Slurry transformado alcanza una temperatura promedio de 96°C, lo que representa una pérdida anual total de 301 MWh/año, lo que puede ser reutilizado en el Slurry de entrada para incrementar su temperatura inicial, reduciendo las necesidades energéticas globales del proceso. En términos de rendimientos, la idea de recircular la fase acuosa muestra un incremento en la eficiencia de conversión y un menor volumen, por lo que, se logran productos acuosos más concentrados con el subsecuente reciclado del agua.<sup>51</sup>

Otra posibilidad es la de explorar la generación de productos acuosos derivados de este proceso, ya que en general se puede procesar parte de estos productos para purificar parte de estos para obtener productos de alto valor agregado. Se puede además refinar el gas de salida o separar el biocarbón para obtener productos derivados.

Usman, M. et. al. 2019 [52] muestran que la composición de productos acuosos derivados del procesamiento hidrotermal depende de las condiciones de proceso y de las propiedades del substrato. Además, se dan ciertas interacciones entre diferentes componentes orgánicos, por lo cual los componentes de la fase acuosa es una tarea muy compleja para la caracterización de los productos generados.<sup>52</sup>

#### **4.4 CONSUMO DE GAS**

De primera instancia el procesamiento hidrotermal puede llevarse a cabo de manera directa sin la necesidad de la componente solar además de la recuperación de calor, el requisito principal es mantener la temperatura estable al punto requerido de **300°C**.

Teóricamente el costo energético total para llevar al Slurry desde 25°C hasta 300°C es de 1167 MWh por año. Si se corre una simulación exclusivamente empleando el boiler y el reactor, sin recuperación de calor, el gasto de gas mediante TRNSYS se ubica en 1876 MWh por año con lo que se lograría mantener el Slurry a una temperatura promedio en el reactor de **301°C**.

El campo solar representa el **45.6% del CAPEX** (Costos capitales) total de la planta y este representa en total un **17.2%** del valor mínimo de venta del bio oíl (VMVP) por lo que al retirarlo el costo del producto de 0.99 USD pasaría a 0.82 USD. Los intercambiadores de calor representan un 5.1% del VMVP final del producto. **El gas natural representa en total un 70.6% del OPEX** (Costos operativos) final y representa un **55.5% del VMVP del producto**, por lo que incrementar el gasto de gas de 5.1 hr diarias o 1862 horas anuales a 14.7 hr diarias (5366 hr anuales) elevaría el costo del bio oíl hasta 1.8 USD, representando un incremento final de **182% en el VMVP del producto**.

Empleando intercambiadores de calor para la recuperación de calor en una planta de procesamiento hidrotermal es una buena opción al representar estos el 5.1% del valor final del VMVP. Por ello empleando dos intercambiadores para la recuperación de calor se tiene que el consumo de gas desciende hasta 7 hr diarias (2537 hr anuales) esto rinde en un VMVP de 1.02 USD. La energía de desperdicio anual para este caso sería de 148 MWh.

Empleando solamente un intercambiador para la recuperación, se tiene que se recuperan 832 MWh anuales esto se traduce a una reducción de 8.2 horas diarias de consumo de



gas respecto al calentamiento directo (2993 hr menos en base anual) respecto al caso de no utilizar intercambiadores, esto se traduce en un VMVP de 0.97 USD el cual es 5% más bajo respecto a la opción que cuenta con dos intercambiadores. Para este caso el desperdicio anual energético sería de 339 MWh anuales.

Esta diferencia de entre 3 a 5% que se presenta entre la opción propuesta con concentración solar y las opciones con intercambiadores de calor indican que de forma económica cualquiera de estas opciones es igualmente viable, donde encontramos una diferencia notable es en el consumo de gas por cada una de estas opciones, las cuales se resumen de la siguiente forma:

**Tabla 4.3.** Consumo de gas para las distintas configuraciones de procesamiento hidrotermal (Fuente: Propia).

<b>Configuración:</b>	<b>Consumo de gas (MWh)</b>	<b>Consumo en kg</b>	<b>Costo anual (USD)</b>
<b>Concentración solar + LHT</b>	652	46637	53166
<b>LHT dos intercambiadores</b>	888	64012	72974
<b>LHT un intercambiador</b>	825	59440	67762

Para el caso de consumo de gas en la opción con intercambio de calor tenemos que se consume un 27% menos de gas que la opción con dos intercambiadores y un 22% menos que con la opción de un intercambiador. Esto en términos del valor de venta del bio-oil representa que lo que se ahorra en compra de equipos para las opciones con intercambio de calor sin concentración solar se invierte en gasto de gas, lo cual prácticamente empareja a estas opciones por igual, el problema es que mientras más se gaste en fuentes energéticas como el gas, mayor será la volatilidad que pueda sufrir el valor mínimo del venta del producto al encarecerse este último por lo que la opción de emplear energía solar de concentración puede ayudar a disminuir un alza de precios al nivel que se pueda alcanzar si solo se contempla el intercambio de calor sin opciones de energía alternativas.

#### **4.5 CINÉTICA DE RENDIMIENTOS DE PROCESAMIENTO HIDROTERMAL PARA DIFERENTES BIOMASAS**

La simulación de planta trabaja con datos de biomasa como lo son los desechos de madera, con estos datos de biomasa de madera, la cinética trabaja sobre ellos y los

transforma en productos como lo son: sólidos, gas, aceite y acuosos. Se somete entonces el modelo cinético con los datos térmicos del proceso de planta, pero con datos de diferentes biomásas como lo son: El salvado de trigo, olote, bagazo de agave azul y bagazo de caña (Tabla 4.4).

**Tabla 4.4.** Conversión de productos de procesamiento hidrotermal para las diferentes biomásas evaluadas (Fuente: Propia).

<b>Rendimiento de productos (Salvado)</b>		<b>Rendimiento de productos (bagazo caña)</b>	
<b>Sólidos</b>	47,255 kg (12.95%)	<b>Sólidos</b>	46,776 kg (12.82%)
<b>Acuosos</b>	153,490 kg (42.05%)	<b>Acuosos</b>	154,000 kg (42.19%)
<b>Bio oil</b>	113,410 kg (31.07%)	<b>Bio oil</b>	113,170 kg (31.01%)
<b>Gas</b>	50,039 kg (13.71%)	<b>Gas</b>	50,225 kg (13.76%)
<b>Reactantes</b>	806 kg (0.22%)	<b>Reactantes</b>	829 kg (0.23%)

<b>Rendimiento de productos (bagazo agave azul)</b>		<b>Rendimiento de productos (Olote)</b>	
<b>Sólidos</b>	47,053 kg (12.89%)	<b>Sólidos</b>	47,115 kg (12.91%)
<b>Acuosos</b>	153,920 kg (42.17%)	<b>Acuosos</b>	153,650 kg (42.10%)
<b>Bio oil</b>	113,060 kg (30.98%)	<b>Bio oil</b>	113,340 kg (31.05%)
<b>Gas</b>	50,158 kg (13.74%)	<b>Gas</b>	50,095 kg (13.72%)
<b>Reactantes</b>	809 kg (0.22%)	<b>Reactantes</b>	800 kg (0.22%)

## 4.6 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO HIDROTHERMAL

Tenemos una producción final de bio-oíl de 112,920 kg con un valor de venta sin transporte medio de 0.99 USD/kg.

El valor mínimo de venta del producto (VMVP) obtenido para la configuración de planta propuesta es de (0.89-1.09) USD/kg con un valor medio de 0.99 USD/kg. De este valor global, la planta solar representa el 45.6% del valor total de inversión de la planta y representa además el 17.2% del VMVP del bio-oíl.

En términos de los costos de operación, el gas natural representa el 70.6% de los costos totales de operación anual. Esto impacta en un 55% del VMVP para el bio-oíl. Otro factor crítico para este valor mínimo de venta es el transporte de la materia prima.

Para el transporte de materia prima proyectada, para un primer caso cuando la planta de procesamiento hidrotermal se instala lejos de un centro de recolección de materia prima como un aserradero, hasta en 100 km a la redonda se agrega un costo de transporte adicional. Este transporte de ser añadido representa el 42% del VMVP del bio-oíl. Esto se traduce en un valor final de 1.41 USD/kg.

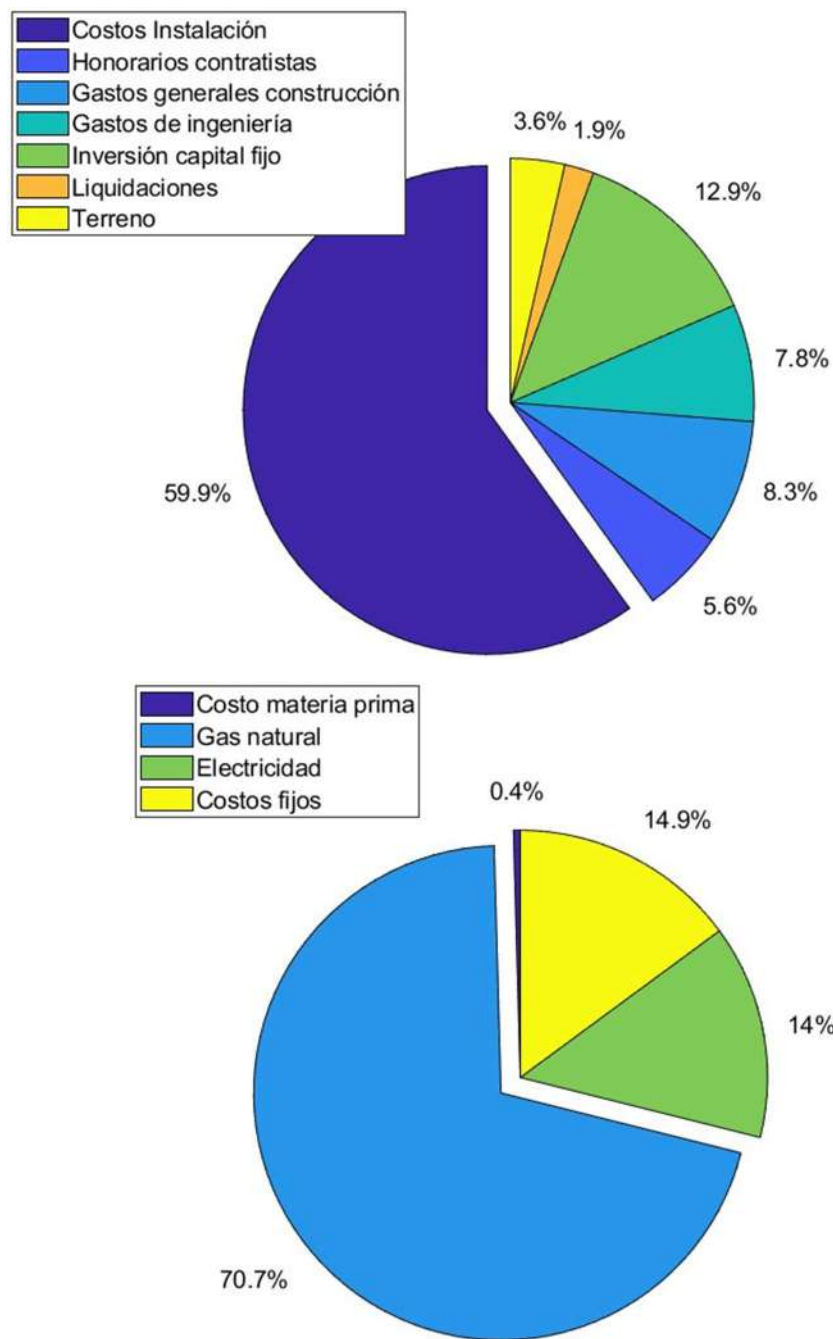
Para el valor mínimos de venta de bio-oíl de diferentes plantas de procesamiento hidrotermal que se revisan en la literatura (Tabla 4.5) para estudios conceptuales se revisan ciertos parámetros económicos como el valor total de inversión y los costos de operación anual. Para el valor de inversión de estos estudios, la inversión inicial se ve fuertemente afectada debido al tamaño de la planta solar. Para estos proyectos el campo solar representa aproximadamente el 50% de la inversión total. Autores como Giaconia et. al. 2017 [6] trabaja sobre diferentes tamaños de campo solar para determinar la idoneidad del campo solar con la planta de procesamiento en términos del tamaño del área de apertura de los colectores solares y el tamaño del almacenamiento térmico. Su configuración final, la cual comprende 4 hileras de colectores solares y 12 horas de almacenamiento térmico incrementan la inversión de planta de 50% hasta 61%. En comparación, el VMVP de este estudio es competitivo en términos de costo con estudios similares de licuefacción hidrotermal de la literatura.

	Autor	VMVP (USD/kg)	Transferencia de calor por la componente solar	Tamaño del campo solar	CAPEX inversión de planta (kUSD)	OPEX inversión (kUSD/año)
<b>Estudios que no consideran transporte de materia prima</b>	Giaconia et. al. (2017)	2.19 – 2.29	Indirecto	3340.8 m <sup>2</sup>	6,750	217
	Pearce et. al. (2016)	1.23	Directo	226 m <sup>2</sup>	242.2	43
	Bautista et. al. (2022)	0.89 – 1.09	Indirecto	320 m <sup>2</sup>	923.2	75.3
<b>Estudios que consideran transporte de materia prima</b>	Ischia et. al. (2021)	1.40	Indirecto	129456 m <sup>2</sup>	238,770	4,530
	Bautista et. al. (2022)	1.27 – 1.55	Indirecto	320 m <sup>2</sup>	923.2	122

**Tabla 4.5.** Valor mínimo de venta de producto de diferentes autores en estudios teóricos de licuefacción hidrotermal. (Fuente: Propia).

Para obtener valores más concretos y realistas sobre estas cantidades de VMVP para el bio-óil en este estudio, se deben de tomar en cuenta conceptos importantes como lo son los impuestos específicos del lugar donde se instala la planta, subsidios, las condiciones de inversión y préstamo deberían de ser analizadas.

Los costos capitales anuales representan aproximadamente el 33% del VMVP. Por otro lado, los gastos de operación representan el 67% del VMVP. Los servicios representan el 85% de los costos de operación anual totales, de los cuales en su mayoría se componen del gasto de la planta de gas (Figura 4.7). Por tanto, estos gastos podrían reducirse incrementando la eficiencia del proceso mediante la planta solar, expandiendo la planta solar o incluir el almacenamiento térmico.



**Figura 4.7.** Valores de inversión de planta y de operación anuales de la planta de procesamiento hidrotermal. Los valores de inversión se muestran arriba, mientras que los costos de operación anual se muestran abajo.

#### 4.6.1 Factores de inflación

Para este caso el costo recuperado para los equipos de la literatura en el presente trabajo se basa en datos de equipos recolectados desde el año 2010. Para realizar un ajuste estimado acorde a la inflación de estos últimos años se aplica la siguiente relación al costo de equipos:

$$C_{p,c} = C_{p,p} \left( \frac{I_c}{I_p} \right) \quad [12]$$

Donde:

$C_{p,c}$  = Costo de equipo ajustado de acorde a inflación.

$C_{p,p}$  = Costo conocido del equipo a un año previo.

$I_c$  = Factor de inflación año en curso.

$I_p$  = Factor de inflación del año previo donde el equipo es conocido.<sup>46</sup>

Los factores de inflación se pueden obtener de diferentes fuentes, de estas fuentes se puede obtener un índice de inflación para los distintos tipos de equipo.<sup>46</sup> Con estos datos se toma el valor base al año calculado y se proyecta contra el año en curso para generar la comparación y tener un costo nivelado de acuerdo a la inflación.

#### **4.6.2 Valor mínimo de venta de producto considerando costos inflacionarios (Al año 2021)**

Se emplean los datos para el ajuste de equipos considerando la inflación en Estados Unidos para el equipo afectado ya que la mayor parte de la proyección de costos se dan en Dólares y en base a la venta de equipos en ese país. Los ajustes para los equipos considerados serán los siguientes:

- Colectores solares (Canal cilíndrico parabólico). 320 metros cuadrados (2014).
- Tanque de almacenamiento térmico. 1000 litros de capacidad (2010).
- Reactor. 1 metro cúbico (2014).
- Boiler de calentamiento directo. 350 kilowatts (2010).
- Intercambiadores de calor. 18 metros cuadrados de área de transferencia de calor (2010).

Los siguientes equipos no serán considerados para el ajuste ya que se cotizaron de forma relativamente reciente:

- Fluido de calentamiento planta de concentración solar (Therminol VP-1). 1000 litros de fluido.
- Bomba de trabajo para colectores solares. 1 a 3 caballos de fuerza.

- Bomba de trabajo para planta termoquímica. 1 a 3 caballos de fuerza.
- Ciclón. 10000 metros cúbicos por hora de capacidad.

Se emplea entonces la ecuación 12 para realizar el cálculo. Considerando la inflación para los equipos de acuerdo con los datos económicos de Estados Unidos el costo de equipos adquiridos ajustados queda como sigue:

**Tabla 4.6.** Costo de equipos adquiridos ajustados de acuerdo con la inflación con datos para el año 2021 (Fuente: Propia).

<b>Unidad:</b>	<b>Mín. (USD)</b>	<b>Costo Base (USD)</b>	<b>Máx. (USD)</b>
<b>Therminol VP-1</b>	18,990	21,100	23,210
<b>Colectores solares</b>	225,216	250,240	275,264
<b>Reactor</b>	126,369	140,410	154,451
<b>Boiler</b>	32,969	36,632	40,295
<b>Intercambiadores de calor</b>	98,174	109,082	119,990
<b>Ciclón</b>	1,755	1,950	2,145
<b>Tanque de almacenamiento térmico</b>	35,013	38,903	42,793
<b>Bombas</b>	1,440	1,600	1,760

Para el caso de los costos operativos estos se mantienen sin cambios respecto al análisis inicial, ya que de igual forma la cotización de costos en cuestión energética se cotizaron de manera relativamente reciente. El costo final mínimo de venta de producto con estos ajustes queda en 1.54 Dólares/Litro. Respecto al valor sin el ajuste inflacionario de 0.99 Dólares/Litro. Lo que representa un incremento de 56% en el valor final del costo del biocrudo.

#### **4.7 VALOR MÍNIMO DE VENTA DE PRODUCTO CONSIDERANDO TASAS DE INTERÉS REGIONALES**

El valor mínimo de venta originalmente se calcula con tasas de interés representativas de los estados unidos, principalmente con propósitos comparativos con otros estudios de la literatura. Para una proyección del valor mínimo de venta más preciso de acuerdo con datos regionales, se toma la tasa de interés proporcionada por el Banco de México [53] la cual es del 10.5% en lugar de la tasa empleada para este análisis la cual es del 4%. Este valor mínimo de venta calculado con la tasa del banco de México arroja un nuevo valor para el VMVP de 1.53 USD/kg, representando un incremento del 55% de incremento

respecto al valor proyectado originalmente (0.99 USD/kg), lo que se puede observar que esta adaptación regional impacta considerablemente sobre el costo final del producto proyectado.

#### 4.8 FACTORES DE TRABAJO DE PLANTA

**Tabla 4.7.** Esquema de factores de trabajo de planta para el modelo de planta propuesto (Fuente: propia).

<b>Factor de planta</b>	<b>Temperatura proceso</b>	<b>Consumo gas</b>	<b>Contribución solar</b>	<b>Producción bio-oil</b>	<b>VMVP</b>
<b>1 (24 horas)</b>	336°C	47 ton	9.4%	113 ton (31%)	0.99 USD/kg
	255°C				
<b>0.5 (12 horas)</b>	315°C	19 ton	20.7%	50 ton (27%)	1.51 USD/kg
	251°C				
<b>0.25 (6 horas)</b>	320°C	10 ton	33.2%	25 ton (27%)	2.52 USD/kg
	251°C				

La tabla 4.7 muestra los factores de rendimiento y el valor mínimo de venta de producto final para distintos valores de planta. Como podemos observar al disminuir el factor de planta el valor mínimo de venta se ve afectado y se eleva, principalmente al disminuir el valor total de producción del bio-oil. Se puede observar que el consumo de gas se reduce mientras que la aportación solar se ve incrementada, por lo que técnicamente se debería de ver reducido el valor mínimo de venta final del bio-oil. La respuesta se encuentra entonces en el valor del CAPEX o el valor de inversión de la planta.

Cuando se trabaja con el factor de planta 1, los costos de inversión de capital anuales representan el 33% del valor final de VMVP. Cuando el factor de planta se trabaja en 0.5 los costos de inversión de capital en corte anual representan un 49.4% y finalmente un 58.8% cuando el factor de planta se reduce a 0.25. Esto indica que el costo de inversión se ve cada vez más soportado sobre la producción en general al disminuir el factor de planta, lo que se traduce en el incremento del valor mínimo de venta para costear esta producción, lo cual es importante de mantener en valores bajos ya que al utilizar para el cálculo tasas de interés de referencia más altas incrementaría mucho más el costo del valor del producto. Se recomienda entonces mantener un factor de planta con valores superiores al 0.9, haciendo mantenimientos programados de carácter mensual o bimestral y dejar correr la producción apoyándose del calentamiento por boiler auxiliar.



**CAPÍTULO V:**

# **CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO**

Se detallan las conclusiones del estudio expuesto y se da una introducción con respecto a la dirección de esta línea de investigación. Se plantea principalmente la obtención de datos de simulación solar sobre un reactor para poder obtener información relevante para la fabricación de prototipos solares con el objetivo de conocer las características de radiación pertinentes para llevar a cabo la licuefacción hidrotermal.

## 5.1 CONCLUSIONES

Este trabajo demuestra la viabilidad de desarrollar una planta solar como fuente de energía acoplada a una planta de procesamiento hidrotermal de biomasa. Se pretende que el concepto sea de desarrollo modular, de escalado pequeño y de construcción y operación flexible que procesa una tonelada diaria por año de biomasa a partir de residuos de madera.

Esta planta piloto se proyecta para operar en Temixco México. La planta solar opera en configuración de canales cilindro parabólicos a través de calentamiento mediante un fluido de transferencia por medio de un intercambiador de calor. De forma global, las principales conclusiones son las siguientes:

- Se registra un total de 1463 MWh/año de energía total requerida por el proceso, de la cual 653 MWh/año se generan a partir del gas natural, mientras que el 10% es otorgado a través de la energía solar de concentración.
- La producción final de bio-oíl se mantiene constante a lo largo del año a través de este modelo en continuo, con un 31% de rendimiento de bio-oíl de la biomasa de entrada original.
- El valor mínimo de venta obtenido para esta configuración de planta para esta producción anual proyectada es de 0.99 USD/kg.
- Se requiere de explorar las condiciones para mantener un factor de planta con valores superiores al 0.9 para no afectar de manera significativa a la producción anual y con ello al VMVP final.
- Se debe de explorar el reciclaje del producto acuoso resultante del proceso, la refinación del gas y el utilizar el bio carbón generado se pueden convertir en opciones interesantes para la mejora del costo energético y el análisis de costos final.
- El valor mínimo de venta resulta ser competitivo, como se expone en la tabla 4.5 respecto a otros trabajos expuestos en la literatura, estos valores aún distan de ser competitivos respecto al costo base del petróleo crudo, pero este trabajo contribuye a aportar una opción de fabricación donde los costos disminuyen con el paso del tiempo, se espera que al disminuir estos costos debidos a las

proyecciones realizadas se llegue a un punto de equilibrio respecto al costo del crudo base y se pueda considerar a estas propuestas como viables.

La evaluación económica requiere de la exploración de subsidios, políticas particulares del lugar de instalación, impuestos y transporte específico tanto de materia prima como de otras necesidades. Se requiere además de incrementar la participación solar y reducir la necesidad de energía externa.

## **5.2 TRABAJO FUTURO**

Consideraciones:

Con el objetivo de conocer las características de radiación necesarias para llevar a cabo el procesamiento hidrotermal en el rango de licuefacción hidrotermal (250-350°C) sobre todo el factor de concentración y la homogenización de la temperatura, el siguiente paso es entonces realizar experimentos de licuefacción hidrotermal en el simulador solar del CIO para determinar parámetros de concentración de radiación y características de homogenización en el reactor con el fin de poder trabajar en prototipos funcionales.

Se explora entonces la fabricación de prototipos de dispositivos de concentración solar para llevar a cabo la licuefacción hidrotermal para los desechos de biomasa de residuos de aserrío, y determinar la demanda energética y viabilidad de estos procesos, por el lado de los procesos en continuo para la licuefacción, aún no se cuenta con tecnología para llevar a cabo el procesamiento hidrotermal a escala productiva, principalmente por la problemática en presión, temperatura y homogenización como se detalla a continuación:

Para el procesamiento hidrotermal en el manejo del proceso de industrialización de la técnica bajo operación continua, es ideal o deseable, el tener que incrementar la biomasa disuelta por unidad de volumen de agua a ingresar al proceso. Esto con el objetivo de reducir el consumo de la energía requerida para el calentamiento del Slurry hasta las condiciones de operación.<sup>54</sup>

Por otro lado, tener una mayor cantidad de biomasa de entrada afecta a parámetros de operación de la bomba como la viscosidad promedio del fluido. Para técnicas en plantas piloto para operación continua en procesamiento hidrotermal, la carga ideal de composición de Slurry de entrada, hasta el momento es desconocida y depende además

del tipo de biomasa de entrada en el proceso y las condiciones de operación de la planta.

54

Para una planta piloto de procesamiento a escala experimental, se comienza el proceso bombeando agua destilada hasta que se alcancen las condiciones de operación óptimas en términos de presión y temperatura de operación. Una vez que el sistema alcanza un estado estable, el reactor cambia en operación y se comienza a alimentar con la mezcla biomasa agua de trabajo.<sup>54</sup>

Se requiere además de garantizar la agitación continua en el tanque para asegurar la homogenización durante la operación completa. Aunque existe para estos experimentos variaciones locales en el reactor de 10% en la concentración de biomasa.<sup>54</sup>

Las bombas empleadas en estudios piloto trabajan a flujos promedio de 50L/h. Lo cual representa un 12% de la biomasa de entrada propuesta para este proyecto. Además, existen caídas de presión potenciales que se pueden suscitar en los equipos por lo que se requiere de implementar válvulas de regulación de presión en el sistema trabajando en estado estable para poder trabajar bajo estado de saturación para evitar los cambios de fase.<sup>54</sup>

Se consideran condiciones adicionales de seguridad como válvulas de alivio de presión en el proceso en caso de que existan incrementos no controlados de presión resultando en daños en equipos o explosiones. Además de un sistema de control que se debe de programar para regular la presión y que se encuentre dentro de intervalos estables, para que de esta manera siempre se exceda la presión de saturación del agua y debajo de la presión indicada máxima que los equipos puedan soportar en intervalos de tiempo regulares que permita seguir la presión en todo momento.<sup>54</sup>

Cheng F. et. al. 2019 diseñan un reactor de tipo flujo pistón a escala piloto con el objetivo de filtrar el bio carbón bajo condiciones de operación para mantener las condiciones de operación sin detener el proceso. Para ello producen un sistema de filtración de doble cilindro con orificios de soplado y un pistón de alta presión.<sup>55</sup>

El tipo de forma o la configuración del equipo por donde atraviesa el caudal el Slurry impacta al perfil de velocidad del fluido y por ende, afecta a la tendencia de sedimentación. Existen caídas de presión en inflexiones de los tubos del equipo como en

codos de la tubería o dobleces del trayecto a 180° donde existe un fuerte efecto de turbulencia del fluido, en estas estructuras como en codos o desvíos del tubo existe un golpe directo de las partículas del fluido lo que ocasiona erosión y acumulación de partículas. Esta acumulación o atascamiento por partículas puede darse con ángulos más pronunciados.<sup>55</sup>

Los equipos de proceso existentes para poder llevar a cabo el procesamiento hidrotermal son de tamaño limitado, y de esta manera no se puede demostrar aún una escala de operación mayor para este tipo de procesos.<sup>56</sup>

Li H. et. al. 2020 [57] adoptan una planta de procesamiento hidrotermal en escala continua que emplea una bomba peristáltica hidráulica doble de frecuencia controlable variable. Esta configuración es de ayuda para introducir una alta carga de sólidos al proceso. El flujo medio para esta planta en escala es de 3.4 L/h y un tiempo de retención medio de 46 minutos. El sistema de alimentación usa un sistema hidráulico equipado con dos cilindros hidráulicos en paralelo. El Slurry es bombeado al reactor a través del control de cuatro válvulas eléctricas, cuatro válvulas de solenoide, dos cilindros hidráulicos y una bomba peristáltica. El reactor está compuesto a partir de dos reactores tubulares cada uno de un volumen de 0.9 L y dos hornos eléctricos internos.<sup>57</sup>

Por lo que, en términos de control del proceso, de la presión, temperatura y radiación, se opta entonces por la fabricación de prototipos de calentamiento por concentración de forma directa sobre un reactor.

Para esto, como ya se mencionó se debe entonces de testear las condiciones de reacción en un entorno controlado. Para ello se utiliza el simulador solar del Centro de Investigaciones en Óptica (Unidad Aguascalientes) y como reactor hidrotermal se pretende utilizar un reactor tipo autoclave acero inoxidable modelo CF-0.5. Este tipo de reactor permite manejar una temperatura máxima de 350°C con 22MPa de presión.

Para realizar los experimentos hidrotermales se llevarán a cabo bajo radiación controlada por parte del simulador (Figura 5.1) mediante la cual podamos obtener una temperatura estable. Para homogenizar la radiación incidente se utilizará un dispositivo que funciona como base giratoria impulsada mediante un servomotor TowerPro MG995 controlado mediante un dispositivo datalogger CR1000.



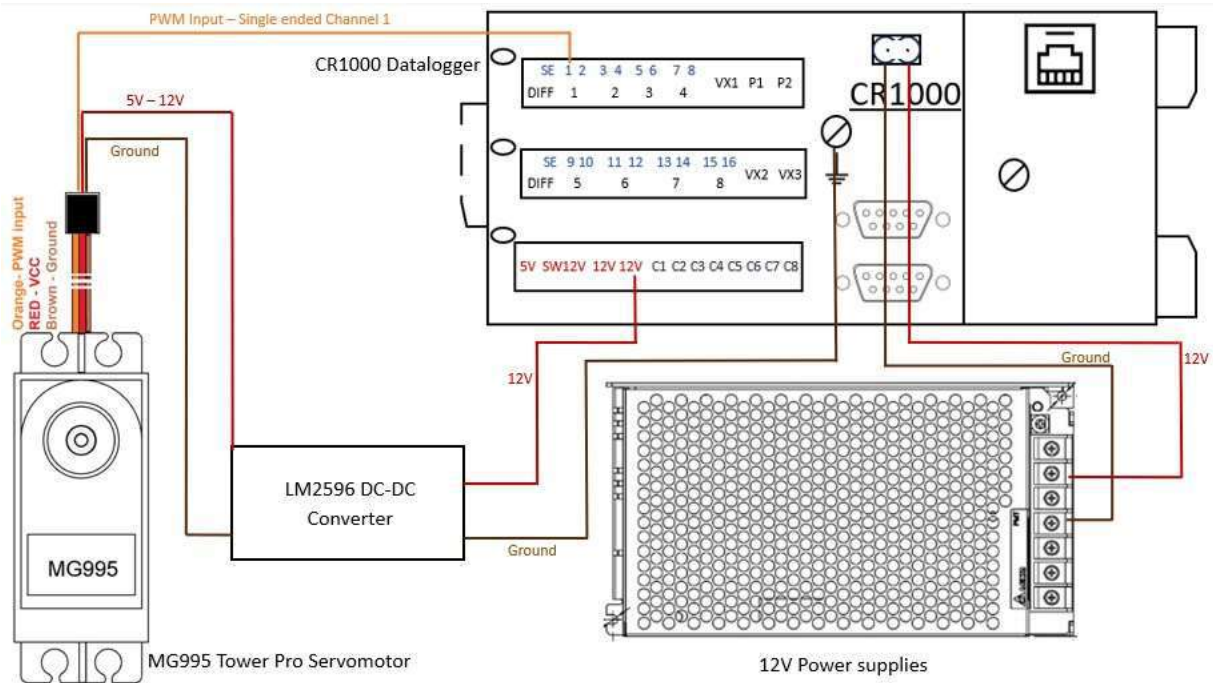
**Figura 5.1.** Simulador solar CIO (Fuente: propia).

#### Montaje y estandarización:

Se requiere del desarrollo de un programa que pueda implementarse en un dispositivo Datalogger para poder controlar distintos aspectos del experimento los cuales son los siguientes:

1. Servomotor MG995 TowerPro para la rotación del reactor a diferentes ángulos y tiempos de giro con el objetivo de homogenizar la temperatura del reactor.
2. Termopar tipo probeta insertado dentro del reactor CF-0.5 para medir la temperatura dentro del seno del reactor.
3. 4 termopares tipo k de contacto directo cada uno a una distancia equidistante colocados en el reactor CF-0.5 con el objetivo de medir temperaturas en el reactor donde ocurre el calentamiento directo por radiación en la periferia de este, así como la temperatura interna, esto con la finalidad de determinar cómo se distribuye el calor en el reactor y los tiempos de operación.

Un esquema del montaje de control sería el mostrado en la figura 5.2.



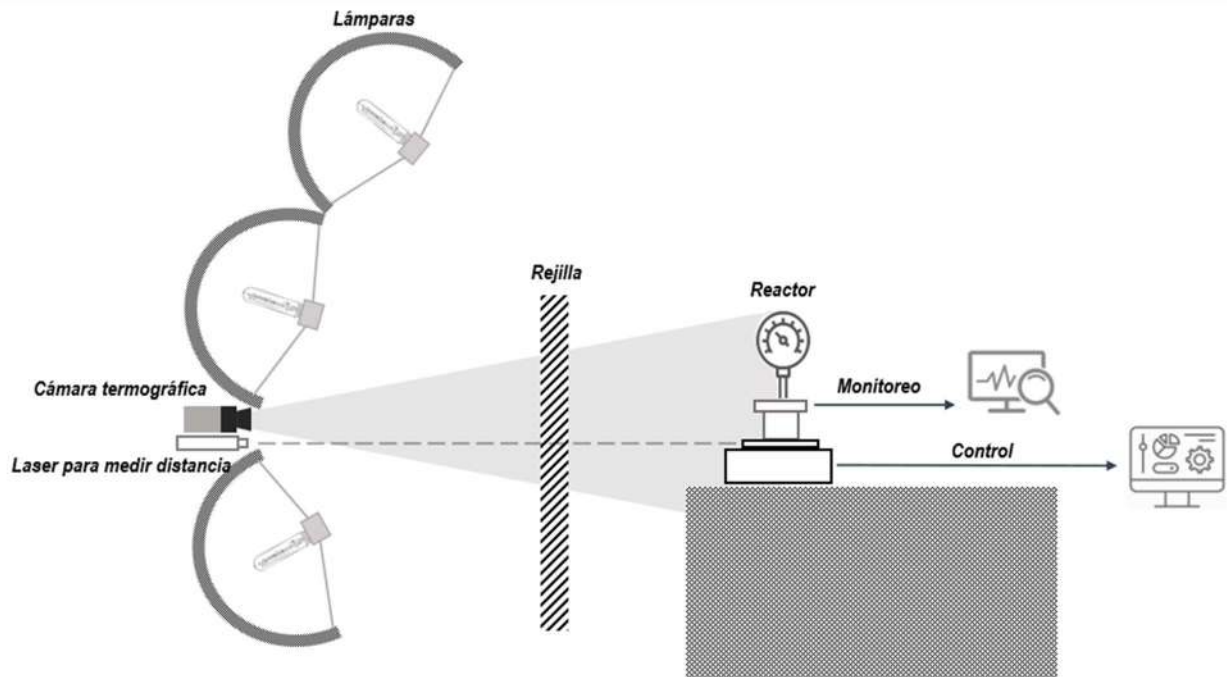
**Figura 5.2.** Montaje de control para el experimento hidrotérmico donde cada uno de los termopares se colocará en las salidas SE (Single ended) 2 a 6 (Fuente: propia).

Al generarse las conexiones y trabajar con un ángulo de giro predeterminado y los termopares puedan estar registrando valores se comenzará con ajustar el simulador a una potencia dada. Esta potencia será medida mediante un sensor tipo gardon con el cual tendremos una medición de la potencia que arroja el simulador para comenzar el experimento.

Se comienza el experimento, a una velocidad de rotación fija y ángulo máximo de rotación dado. Se debe de buscar entonces que la radiación del simulador sea suficiente para que el reactor alcance 300°C dentro del mismo para poder tener un tiempo de sostenimiento dado y posteriormente apagar el simulador para descender la temperatura del reactor y cuantificar los productos.

A través de diversos experimentos tanto a diferentes condiciones de radiación, ángulos de rotación máximos y velocidades de rotación, determinar mediante estadística si los resultados son significativos para la homogenización de temperatura en el reactor y si es significativa o no según el comportamiento de las temperaturas según si se mantiene la homogenización del calentamiento contra un caso en el cual se mantenga el reactor fijo.

El esquema de trabajo se observa en la figura 5.3.



**Figura 5.3.** Esquema de montaje de experimento de reacción hidrotermal (Fuente: propia).

Se espera que los resultados arrojados por el experimento sean publicables para continuar con el desarrollo del proyecto y línea de investigación. Este proyecto consta de dos partes, en la cual la parte de simulación del proyecto ya fue reportada y se está en espera de la realización del experimento de reacción hidrotermal para continuar con el trabajo de maestría y obtener una publicación de estos resultados.

Estos datos además se emplearán para poder dar paso a la creación de un dispositivo prototipo de concentración solar para llevar a cabo estas reacciones hidrotermales bajo luz solar directa con el objetivo de llevar estos conceptos a un desarrollo tecnológico que pueda ser implementado para poder mejorar el manejo de la biomasa de desecho y podamos obtener productos de valor agregado a partir de estos desechos como biocombustible.



CAPÍTULO VI:

# **BIBLIOGRAFÍA**

## 6. BIBLIOGRAFÍA

1. Ayala-Mendivil, N., & Sandoval, G. (2018). Bioenergy from forest and wood residues. *Madera y Bosques*, 24(Special Issue). <https://doi.org/10.21829/myb.2018.2401877>
2. Ayala-Cortés, A., Arcelus-Arrillaga, P., Millan, M., Arancibia-Bulnes, C. A., Valadés-Pelayo, P. J., & Villafán-Vidales, H. I. (2021). Solar integrated hydrothermal processes: A review. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 139). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110575>
3. Gonzalez P., Torres O.C., Guang R.B., 2017. *A Dual Methodology for Synthesis of Woody Biomass to Liquid (BtL) Thermochemical Conversion Routes and Bio-oil Upgrading. Proceedings of the 27th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*. Págs. 679-684. <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-444-63965-3.50115-X>
4. Luque R., Sze K. C., Wilson K., Clark J. 2016. *Handbook of Biofuels Production Processes and Technologies*. 2<sup>nd</sup> Edition. Elsevier. Cambridge. Págs. 507-545.
5. Pearce, M., Shemfe, M., & Sansom, C. (2016). Techno-economic analysis of solar integrated hydrothermal liquefaction of microalgae. *Applied Energy*, 166, 19–26. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.01.005>
6. Giaconia, A., Caputo, G., Ienna, A., Mazzei, D., Schiavo, B., Scialdone, O., & Galia, A. (2017). Biorefinery process for hydrothermal liquefaction of microalgae powered by a concentrating solar plant: A conceptual study. *Applied Energy*, 208, 1139–1149. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.09.038>
7. Hansen, N. H., Pedersen, T. H., & Rosendahl, L. A. (2019). Techno-economic analysis of a novel hydrothermal liquefaction implementation with electrofuels for high carbon efficiency. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 13(3), 660–672. <https://doi.org/10.1002/bbb.1977>
8. Ischia, G., Castello, D., Orlandi, M., Miotello, A., Rosendahl, L. A., & Fiori, L. (2020). Waste to biofuels through zero-energy hydrothermal solar plants: Process design. *Chemical Engineering Transactions*, 80, 7–12. <https://doi.org/10.3303/CET2080002>
9. Peña-Cruz, M. I., Arancibia-Bulnes, C. A., & Daniel Macías, J. (2022). *HYDROTHERMAL PROCESSING OF WET BIOMASS USING CONCENTRATED SOLAR ENERGY: A PRELIMINARY DESIGN OF A PARABOLIC TROUGH PLANT*. 2nd INTERNATIONAL SUSTAINABLE ENERGY CONFERENCE 2022.
10. Briongos, J. v., Taramona, S., Gómez-Hernández, J., Mulone, V., & Santana, D. (2021). Solar and biomass hybridization through hydrothermal carbonization. *Renewable Energy*, 177, 268–279. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.05.146>
11. Ayala-Cortés, A., Arcelus-Arrillaga, P., Pacheco-Catalán, D. E., Arancibia-Bulnes, C. A., & Villafán-Vidales, H. I. (2022). Solar hydrothermal liquefaction: Effect of the operational parameters on the fuels. *MRS Advances*, 7(2–3), 24–27. <https://doi.org/10.1557/s43580-021-00204-z>

12. Peña Murillo S., López Gálan J. 2020. *Desarrollo sostenible y oportunidad de aprendizaje de las biorrefinerías: Una alternativa de la biomasa*. *Revista de Ciencias Sociales (Ve) Universidad del Zulia*, vol. 26, Págs. 401-413.
13. Villafán-Vidales HI, Arancibia-Bulnes CA, Riveros-Rosas D, Romero-Paredes H, Estrada CA. An overview of the solar thermochemical processes for hydrogen and syngas production: Reactors, and facilities. *Renew Sustain Energy Rev* 2017;75:894–908.
14. Carrillo-Nieves, D., Rostro Alanís, M. J., de la Cruz Quiroz, R., Ruiz, H. A., Iqbal, H. M. N., & Parra-Saldívar, R. (2019). Current status and future trends of bioethanol production from agro-industrial wastes in Mexico. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 102, pp. 63–74). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.11.031>
15. A.M. Vásquez C. 2003. *La calidad de la madera y sus aplicaciones*. Universidad nacional de Colombia. Medellín España. Pp. 1-40. <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/75281>.
16. Bárcenas-Pazos, G. M., Ríos-Villa, R., Rogelio Aguirre-Rivera, J., Juárez-Flores, B. I., & Amador Honorato-Salazar, J. (2008). Composición química y densidad básica relativa de la madera de dos especies arbustivas de encino blanco de la Sierra de Álvarez, SLP, México. *Madera y Bosques* (Vol. 14, Issue 3).
17. Escoto García, T., Beas Beas, N., Jesús Contreras Quiñones, H., Rodríguez Rivas, A., Gabriela Díaz Ramos, S., Anzaldo Hernández, J., & Vega Elvira, R. (2017). Caracterización dasométrica y químico-micrográfica de tres especies de pino y su viabilidad de aprovechamiento integral. *Revista Mexicana de Ciencias Forestales* (Vol. 8, Issue 41).
18. René Bernabé-S., Luz Elena A. Ávila-C., José Guadalupe R. Q. (2013). Componentes químicos de la madera de cinco especies de pino del municipio de Morelia, Michoacán. *Madera y Bosques* 19(2), 2013:21-35
19. Caballero Deloya, Miguel. (2010). La verdadera cosecha maderable en México. *Revista mexicana de ciencias forestales*, 1(1), 6-16. Recuperado: 03 de abril de 2022. [http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S2007-11322010000100002](http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2007-11322010000100002)
20. Silva Arredondo F., Nívar Cháidez, J. 2012. Estimación de la densidad de madera en árboles de comunidades forestales templadas del norte del estado de Durango, México. In *Madera y Bosques* (Vol. 18, Issue 1). [http://www.scielo.org.mx/scielo.php?pid=S1405-04712012000100006&script=sci\\_arttext](http://www.scielo.org.mx/scielo.php?pid=S1405-04712012000100006&script=sci_arttext)
21. Fregoso-Madueño, J. N., Goche-Télles, J. R., Rutiaga-Quiñones, J. G., González-Laredo, R. F., Bocanegra-Salazar, M., & Chávez-Simental, J. A. (2017). Usos alternativos de los desechos de la industria del aserrío. In *Revista Chapingo, Serie Ciencias Forestales y del Ambiente* (Vol. 23, Issue 2, pp. 243–260). Universidad Autónoma Chapingo. <https://doi.org/10.5154/r.rchscfa.2016.06.040>

22. Zavala Zavala, D., & Cortés, R. H. 2000. Análisis del rendimiento y utilidad del proceso de aserrío de trocería de pino. In *Madera y Bosques* (Vol. 6, Issue 2). <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=61760204>
23. Flores-Velázquez, R., Serrano-Gálvez, E., Palacio-Muñoz, V. H., & Chapela, G. (2007). Análisis de la industria de la madera aserrada en México. *47 Madera y Bosques* (Vol. 13, Issue 1).
24. GOB. ND. 2018. Anuario estadístico de la producción forestal. SEMARNAT. documentos. Recovery date:25/jan/2022. Recovered from: <https://www.gob.mx/semarnat/documentos/anuarios-estadisticos-forestales>
25. Alarcón-Herrera, M. T. (2011). *Pellets de desechos madereros: Un combustible alterno viable en México*. <https://www.researchgate.net/publication/304581295>
26. Castañeda S.B., Alvarez C.L., Lewis D.K., Gutierrez J.A., Jong B.H., Ruiz T.N. 2011. *Factibilidad de generación de electricidad mediante gasificación de residuos de aserradero en el norte de México*. *Madera y Bosques*. 17. Págs. 67-84.
27. Guadalupe Rutiaga-Quiñones, J., Fernando Pintor-Ibarra, L., Orihuela-Equihua, R., González-Ortega, N., Alejandra Ramírez-Ramírez, M., Carrillo-Parra, A., Carrillo-Ávila, N., Alfonso Navarrete-García, M., Ruíz-Aquino, F., René Rangel-Méndez, J., José Hernández-Solís, J., & Luján-Álvarez, C. (2020). Mexican biomass. In *BioResources* (Vol. 15, Issue 4).
28. Dimitriadis, A., & Bezergianni, S. (2017). Hydrothermal liquefaction of various biomass and waste feedstocks for biocrude production: A state of the art review. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 68, pp. 113–125). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.09.120>
29. Gautam, R., Vinu, R. (2020). Reaction engineering and kinetics of algae conversion to biofuels and chemicals: Via pyrolysis and hydrothermal liquefaction. In *Reaction Chemistry and Engineering* (Vol. 5, Issue 8, pp. 1320–1373). Royal Society of Chemistry. <https://doi.org/10.1039/D0RE00084A>
30. Kabir S.F., Md Ali U.F., Md Isa K. 2020. *Compilation of liquefaction and pyrolysis method used for bio-oil production from various biomass: A review*. *Environmental Energy research*. 25. Págs 18-28.
31. Luyben W.L. 2007. *Chemical reactor design and control*. Wiley Interscience. USA. Págs 19-24.
32. Abidemi Q.M., Imam U.A., Oladapo J.A., Idohen E.E., Murtala S., Ibrahim S. 2021. *Design and construction of a heat regulating autoclave*. *International journal of research publication and reviews*. Vol. 2. Págs 1027-1032.
33. Shahabuddin, M., Alim, M. A., Alam, T., Mofijur, M., Ahmed, S. F., & Perkins, G. (2021). A critical review on the development and challenges of concentrated solar power

technologies. In *Sustainable Energy Technologies and Assessments* (Vol. 47). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2021.101434>

**34.** Peinado A., Pliego A., García F. 2019. A review of the application performances of concentrated solar power systems. *Applied Energy*. 255. Págs 1-17.

**35.** Jebasingh V.K., Herbert G.M. 2016. *A review of solar parabolic trough collector*. *Renewable and sustainable energy reviews*. 54. Págs 1085-1091.

**36.** Romero, M., & González-Aguilar, J. (2014). Solar thermal CSP technology. In *Wiley Interdisciplinary Reviews: Energy and Environment* (Vol. 3, Issue 1, pp. 42–59). <https://doi.org/10.1002/wene.79>

**37.** Zhang H.L., Baeyens J., Degréve J., Cacéres G. 2013. *Concentrated solar power plants: Review and design methodology*. *Renewable and sustainable energy reviews*. 22. Págs 466-481.

**38.** Bellos E. 2019. *Progress in the design and the applications of linear Fresnel reflectors – A critical review*. *Therma science and engineering progress*. 10. Págs 112-137.

**39.** Hafez A.Z., Soliman A., Metwally K.A., Ismail I.M. 2017. *Design analysis factors and specifications of solar dish technologies for different systems and applications*. *Renewable and sustainable energy reviews*. 67. Págs. 1019-1036.

**40.** Alva, G., Liu, L., Huang, X., & Fang, G. (2017). Thermal energy storage materials and systems for solar energy applications. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 68, pp. 693–706). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.10.021>

**41.** Erdogan, A., Colpan, C. O., & Cakici, D. M. (2017). Thermal design and analysis of a shell and tube heat exchanger integrating a geothermal based organic Rankine cycle and parabolic trough solar collectors. *Renewable Energy*, 109, 372–391. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.03.037>

**42.** Obeid, R., Smith, N., Lewis, D. M., Hall, T., & van Eyk, P. (2021). A kinetic model for the hydrothermal liquefaction of microalgae, sewage sludge and pine wood with product characterisation of renewable crude. *Chemical Engineering Journal*, 428. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2021.131228>

**43.** METEONORM, Meteororm Software Worldwide irradiation data. Fecha de recuperación: 28/Nov/2022. Recuperado de: <https://meteonorm.com/en/>

**44.** Wang, C., Yang, J., & Ding, Y. (2013). Phase transfer based synthesis and thermophysical properties of Au/Therminol VP-1 nanofluids. *Progress in Natural Science: Materials International*, 23(3), 338–342. <https://doi.org/10.1016/j.pnsc.2013.04.006>

**45.** Martínez H. J. Hernández H. C. (2019) *Investigaciones Científicas y Agro tecnológicas para la seguridad alimentaria-* INIFAP. Tab. México. Año 1, No. 1 Págs. 402 - 410.

46. R.C. Brown, T.R. Brown, 2014, *Biorenewable Resources: Engineering New Products from Agriculture*, Second Edition, John Wiley & Sons, 287-326. <https://doi.org/10.1002/9781118524985.ch12>
47. (18 de Julio de 2022). Search import Export Data of India. ZAUBA. Imports and exports India/USA. Recuperado de: <https://www.zauba.com/>
48. Hansen, N. H., Pedersen, T. H., & Rosendahl, L. A. (2019). Techno-economic analysis of a novel hydrothermal liquefaction implementation with electrofuels for high carbon efficiency. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 13(3), 660–672. <https://doi.org/10.1002/bbb.1977>
49. (21 de Julio de 2022). Diario oficial de la federación SEGOB. Lista de valores mínimos para desechos que generen las dependencias y entidades de la Administración pública federal. Recuperado de: [https://www.dof.gob.mx/nota\\_detalle.php?codigo=5397610&fecha=23/06/2015#gsc.tab=0](https://www.dof.gob.mx/nota_detalle.php?codigo=5397610&fecha=23/06/2015#gsc.tab=0)
50. Pearce, M., Shemfe, M., & Sansom, C. (2016). Techno-economic analysis of solar integrated hydrothermal liquefaction of microalgae. *Applied Energy*, 166, 19–26. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.01.005>
51. Biller P, Madsen RB, Klemmer M, Becker J, Iversen BB, Glasius M. Effect of hydrothermal liquefaction aqueous phase recycling on bio-crude yields and composition. *Bioresour Technol* 2016;220:190–9. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.08.053>.
52. Usman M, Chen H, Chen K, Ren S, Clark JH, Fan J, et al. Characterization and utilization of aqueous products from hydrothermal conversion of biomass for biooil and hydro-char production: a review. *Green Chem* 2019;21(7):1553–72. <https://doi.org/10.1039/c8gc03957g>.
53. Sistema de información económica. 2022. Tasas de interés representativas. Fecha de recuperación: 23/ene/2023. <https://www.banxico.org.mx/SielInternet/consultarDirectorioInternetAction.do?accion=consultarCuadroAnalitico&idCuadro=CA51&locale=es>.
54. Jazrawi, C., Biller, P., Ross, A. B., Montoya, A., Maschmeyer, T., & Haynes, B. S. (2013). Pilot plant testing of continuous hydrothermal liquefaction of microalgae. *Algal Research*, 2(3), 268–277. <https://doi.org/10.1016/j.algal.2013.04.006>
55. Cheng, F., le Doux, T., Treftz, B., Woolf, S., Yu, J., Miller, J., Jena, U., & Brewer, C. E. (2019). Modification of a pilot-scale continuous flow reactor for hydrothermal liquefaction of wet biomass. *MethodsX*, 6, 2793–2806. <https://doi.org/10.1016/j.mex.2019.11.019>
56. Elliott, D. C., Biller, P., Ross, A. B., Schmidt, A. J., & Jones, S. B. (2015). Hydrothermal liquefaction of biomass: Developments from batch to continuous process. In *Bioresour Technol* (Vol. 178, pp. 147–156). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.132>

57. Li, H., Zhu, Z., Lu, J., Watson, J., Kong, D., Wang, K., Zhang, Y., & Liu, Z. (2020). Establishment and performance of a plug-flow continuous hydrothermal reactor for biocrude oil production. *Fuel*, 280. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118605>

**APÉNDICE A:**

# **ANEXO I:**

Artículo de investigación.





## Hydrothermal liquefaction of wood wastes in a concentrating solar plant: A techno-economic analysis

Eduardo Bautista-Peñuelas<sup>a</sup>, Juan Daniel Macías<sup>b</sup>, Heidi I. Villafán-Vidales<sup>b</sup>,  
 Patricio J. Valadés-Pelayo<sup>b</sup>, Pedro Arcelus-Arriaga<sup>c</sup>, Alejandro Ayala-Cortés<sup>b</sup>,  
 Karla Cedano-Villavicencio<sup>b</sup>, Camilo A. Arancibia-Bulnes<sup>b</sup>, Manuel I. Peña-Cruz<sup>d,\*</sup>

<sup>a</sup> Centro de Investigaciones en Óptica, A.C. Unidad Aguascalientes. Prof. Constitución 607, Pracc. Reserva Loma Bonita, CP 20200. Aguascalientes, Aguascalientes, México

<sup>b</sup> Instituto de Energía Renovable, UNAM, Privada Xochicalco S/N, Temixco 62580, Morelos, México

<sup>c</sup> Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering and Informatics, University of Bradford, Bradford BD7 1DP, West Yorkshire, UK

<sup>d</sup> CONACYT - Centro de Investigaciones en Óptica, A.C. Unidad Aguascalientes. Prof. Constitución 607, Pracc. Reserva Loma Bonita, CP 20200. Aguascalientes, Aguascalientes, México

### ARTICLE INFO

#### Keywords:

Concentrated solar energy  
 Hydrothermal liquefaction processing  
 Biomass  
 Forestry waste

### ABSTRACT

This paper reports the simulation and techno-economic analysis of a hydrothermal liquefaction (HTL) solar plant for bio-oil production from forestry residues. The HTL solar plant is designed to process 1 ton of biomass daily. The heat required by the HTL process is provided by a parabolic trough solar collector field and a natural gas boiler to allow continuous operation. The annual simulation of the thermal performance of the plant is carried out using the TRNSYS software. The considered location is Temixco, México, and a Typical Meteorological year is used to characterize the site's climate. The bio-oil yield is calculated by a kinetic model that considers the biomass's composition and the slurry's temperature. An economic model is implemented that includes the costs involved and helps determine the bio-oils minimum selling price for the system's financial viability. The obtained yields of biogas, bio-oil, biochar, and organic aqueous phase are 13.3, 29.4, 13.6, and 42.9 wt%, respectively. The minimum fuel sale price (MFSP) for the annual production obtained is estimated between \$1.27 and USD 1.55/kg. Eliminating transportation costs, the value of MFSP was assessed in a range of \$0.89 to USD 1.09/kg. The results show that integrating concentrated solar thermal technology for processing lignocellulosic waste from the sawmill industry may be an attractive, viable, and sustainable option for producing biofuels, with potential application in countries with high availability of forest biomass, such as Mexico.

### 1. Introduction

The environmental damage caused by the excessive use of fossil fuels is driving research and development into renewable energy sources, like biofuels. Biofuels offer several advantages compared to fossil fuels: they are biodegradable, easier to store and transport, and their global emissions tend to be lower [1]. Furthermore, they can be produced from various organic materials, such as forest, urban and agricultural residues. In particular, waste generation is increasing with global population growth and can eventually become a more abundant and sustainable energy source than traditional fossil fuels [1].

Forest residues, agricultural wastes, grasses, and woody materials are among Mexico's most abundant resources [2–4]. These are mainly

composed of cellulose, hemicellulose, and lignin and have the potential to generate value-added bio-products, such as charcoal, oil, and platform chemical compounds [5,6]. In addition, it has been demonstrated that this kind of waste produces the best bioenergy generation yields, avoiding the environmental impact of dedicated crop production [7].

SEMARNAT (Mexico's Ministry of Environment and Natural Resources), in its Forest Statistical Yearbook (PSY) 2018 Edition, reports that the national forestry production was 3,335,095 m<sup>3</sup> [8]. The PSY details that for sawmill production in 2018, 5,839,657 m<sup>3</sup> of timber resources were used, of which 49% become residues, with an estimated density of 470 kg/m<sup>3</sup> according to the density data provided by Silva & Nívar [9]. It is estimated that around 1,344,073 tons of forest residues are obtained from the production of sawmills annually in Mexico alone.

\* Corresponding author.

E-mail address: [mipcc@cio.mx](mailto:mipcc@cio.mx) (M.I. Peña-Cruz).

<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.116861>

Received 9 December 2022; Received in revised form 22 February 2023; Accepted 23 February 2023

0196-8904/© 2023 Elsevier Ltd. All rights reserved.

Zavala & Cortés [10] performed a cost-effectiveness analysis that determined that only for sawmill products, the usefulness of the production represents only 51% of the raw product [10].

High-temperature hydrothermal liquefaction (HTL) processing technology has an exciting potential for the sustainable processing of biomass residues. It can be developed to operate with concentrated solar thermal (CST) energy as the heat source [11,12]. Currently, there are no commercial HTL plants that use concentrated solar energy as a power source to obtain bio-oil from biomass [1,13,14]. However, some conceptual designs seek to combine solar energy technology with a hydrothermal processing plant.

A conceptual study developed by Giacomia et al. [13] proposes using microalgae as raw material to produce bio-oil using a parabolic trough solar plant. The plant was considered for continuous operation, with the capacity of transforming 10kt of microalgae per day, using molten salts as heat transfer fluid (HTF). The economic analysis of the HTP-solar plant shows that about 47% of the capital costs of the plant are used to build and install the concentrating solar field and the energy storage system, which implies that the final bio-oil selling price is slightly affected, increasing only by 1% [13]. Therefore, if the cost of the solar plant rises by around 50%, the sale price of the bio-oil increases by only 1%; on the other hand, when the cost of microalgae increases by 50%, the sale price of bio-oil increases by 20% [14].

Pearce et al. [15] also considered an HTL system for microalgae processing with a parabolic trough plant. The plant concept is to operate in a directly heated mode, processing 1000 L (20% w/v) microalgae slurry feedstock daily in a 160 L reactor. Instead of having a separate HTP to deliver heat from the solar field to the process, the cylindrical reactor, operating in batch mode, is directly heated by the parabolic mirrors. The parabolic trough CST plant has 226 m<sup>2</sup> of total solar aperture. The economic analysis shows that the reactor pipe and the solar collectors constitute 69% of the total capital investment. This study does not involve downstream processing, such as separation or fuel upgrading.

Lochia et al. [16] performed simulation studies of a parabolic trough plant with molten salts as HTF coupled with either an HTL or a hydrothermal carbonization (HTC) plant. The plants work exclusively with solar energy as the primary energy source at two different operating temperatures of 220 °C and 400 °C for HTC and HTL, respectively. The HTL process uses wood as raw material, while the HTC uses organic waste. The economic analysis concludes that for the HTL case, 69.1% of the total costs are related to hydrothermal plant investment.

These studies, of very different scales, suggest that using concentrated solar energy as process heat is an attractive approach from a techno-economic and environmental perspective, maintaining the final selling prices of products. However, it is necessary to explore other raw materials, direct/indirect heat transfer strategies, downstream processing, and working temperatures to obtain final competitive prices for the different products. The main points of these studies of direct and indirect solar-heated HTL are summarized in Table 1.

In this work, forestry residues are studied as a renewable, low-cost, and reliable feedstock alternative to be upgraded in a solar-heated HTL plant. This alternative may be very relevant for regions where wood debris is abundant, and daily solar conditions may allow the implementation of a concentrating solar plant [7,17]. The proposed plant can process up to 1 ton per day of dry biomass from forest residues and includes a hydrothermal reactor, a system for biomass feeding, product recovery, and pressure and temperature control. The whole process requires a solar field coupled to an HTL facility. In this case, the solar field consists of a CST system based on an array of parabolic trough collectors, a heat transfer fluid (HTF), heat exchangers (HXs), an oil reservoir, and pumps to drive the heat transfer fluid. Using a gas boiler as a thermal backup allows it to operate with a solar plant of smaller size and cost. In addition, longer and more stable operation periods are achieved, resulting in more effective HTL.

The main scope of this work is the conceptual study of an HTL solar

Table 1

Main characteristics of conceptual simulated plants. Exchange rate from Euro to USD for ref [16]: 1.05.

Author	CST plant characteristic	HTL characteristics	Economics
Giacomia et al. [13]	Parabolic trough collectors Solar field: 4,454 m <sup>2</sup> Molten Salts as HTF TES capacity: 12 h	290–420 °C temperature Indirect heat transfer Microalgae as raw material Continuous operation 27.4 T daily capacity	CAPEX: 8,246kUSD HTL plant investment cost: 39% OPEX: 217kUSD/year Equipment lifetime: 23 years
Pearce et al. [15]	Parabolic trough collectors Solar field size: 226 m <sup>2</sup> Microalgae slurry as HTF No TES	250–350 °C temperature Direct heat transfer Microalgae as raw material Batch operation 0.2 T daily capacity 400 °C temperature	CAPEX: 242.2kUSD HTL plant investment cost: 44% OPEX: 43kUSD/year Equipment lifetime: 20 years CAPEX: 238,770kUSD HTL plant investment cost: 69% OPEX: 47,565kUSD/year Equipment lifetime: 10 years
Lochia et al. [16]	Parabolic trough collectors Solar field size: 129,456 m <sup>2</sup> Molten Salts as HTF TES capacity: 24 h	Indirect heat transfer Wood as raw material Continuous operation 500 T daily capacity	CAPEX: 238,770kUSD HTL plant investment cost: 69% OPEX: 47,565kUSD/year Equipment lifetime: 10 years

plant for bio-oil production from forestry residues. A kinetic model previously used with similar biomass types [10,19] is combined with a thermal simulation of the HTL solar plant to estimate product yields throughout the year. This allows for better assessing the commercial value of the products and the viability of the plant. The proposed design seeks to be flexible in operation, modular, and highly reproducible. As seen in Table 1, previous studies cover a wide range of plant sizes and consider different feedstock and coupling strategies between the CST and HTL plants. Contrary to Refs. [13,15], the focus of the present work is on a small scale because it is more appropriate for small productive units, very likely to be located close to the biomass residues production centers. These considerations seem reasonable for a country like Mexico and reduce problems with raw materials' availability and transportation costs and with the availability of land for the solar field, which may be scarce near productive areas. For this scale, keeping the plant simple with few components makes sense. However, unlike the work of Pearce et al. [15], the reactor is not directly heated by solar collectors because this may require substantial modification to commercial receivers to operate at the process conditions [20].

## 2. Materials and methodology

### 2.1. Process description

This work considers integrating an HTL plant for forestry residue processing with a parabolic trough collectors (PTC) plant, as depicted in Fig. 1. The HTL plant works with a wet biomass slurry at 10% solid concentration. This slurry, with a flow rate of 417 kg/h, is heated in two stages. In the first stage, the slurry is preheated from 25 ( $T_{r1}$ ) to 220 °C ( $T_{r2}$ ) in heat exchanger HX2 by the stream of products from the reactor outlet. In the second stage, oil from the solar field heats the slurry in another heat exchanger (HX1) to approach the target temperature ( $T_{r3}$ ) of 300 °C  $\pm$  10 °C before entering the boiler ( $T_{r4}$ ). The boiler works as a thermal backup since maintaining the temperature in the reactor at a constant level is essential in the HTL processing. The boiler uses natural

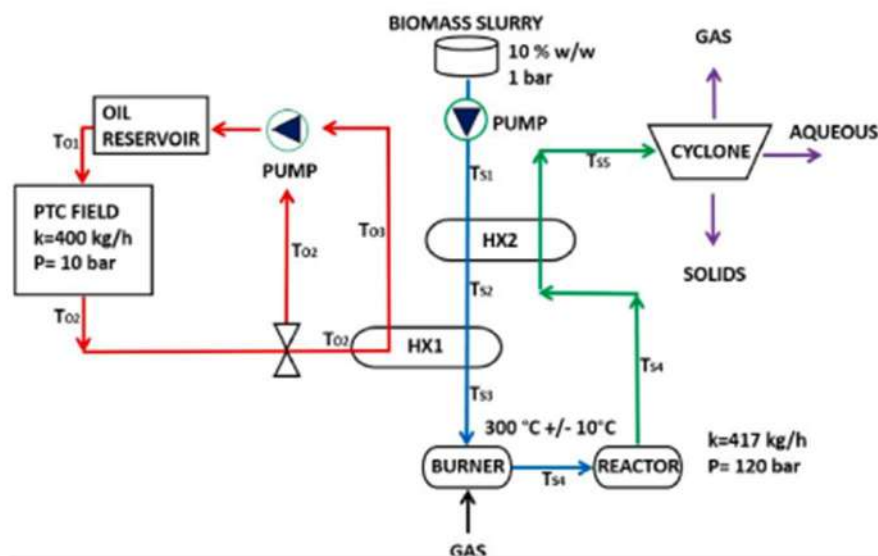


Fig. 1. Scheme of the parabolic trough solar plant designed for hydrothermal liquefaction processing of wet biomass.

gas and operates in three situations: (a) at the plant's startup, (b) in the presence of atmospheric phenomena when solar direct normal irradiance levels are low, and (c) during the loading and unloading of raw materials in the plant. Then, the slurry enters the HTL reactor. After the biomass reaction, the product stream flows through the HX2 and is cooled before entering the cyclone to separate the reaction products.

The control system consists of a tempering valve that works with the outlet temperature of the HX2 slurry ( $T_{05}$ ) as the reference temperature and the outlet temperature ( $T_{02}$ ) of the PTC oil as the set point temperature. The tempering valve uses a T-shaped configuration in which the inlet fluid is the PTC oil outlet; this oil requires meeting a minimum temperature value, which in this case must be higher than  $T_{02}$  (220 °C, Fig. 1). This drives the fluid through HX1 and allows the PTC solar plant to exchange heat with the thermal process plant. Otherwise, if the outlet PTC temperature is lower than  $T_{02}$ , the oil at the PTC output is deflected towards the oil reservoir system, where it is recirculated until the minimum temperature for heat exchange is reached.

The HTP facilities where the hydrothermal process takes place include a hydrothermal reactor, the heating stages of the reactor, devices for feeding and recovering products, and pressure and temperature control systems. The circulation pump drives the biomass-water mixture (Fig. 1). The pump operates with a 10% w/w biomass slurry, with a flow rate value of 417 kg/h (one ton/day).

HX1 and HX2 are high-pressure shell and tube heat exchangers. This type of heat exchanger is a very mature technology that offers easy maintenance and operation. In this case, HX1 and HX2 are modeled as a zero-capacitance sensible heat exchanger in which the slurry and thermal oil for HX1 and income/output slurry for HX2 travel through the exchangers in a cross-flow regime.

The boiler is a system that uses a thermostat with a fixed temperature of 265 °C. If the temperature drops, the boiler turns on and increases its internal temperature via an auxiliary burner. This way, the slurry temperature can reach the target temperature of 300 °C  $\pm$  10 °C.

The reactor is assumed to be an isothermal stirred tank, modeled as a continuous reaction system, where heat losses to the environment are considered negligible. In the reactor, the slurry of wood waste biomass is transformed into different products, mainly gas, oil, and char. After the hydrothermal liquefaction, the different bio-products are collected in

the cyclone system.

The simulation campaign was carried out using the TRNSYS® simulation software [21]. TRNSYS® is a widely used and extensively validated software for modeling transient phenomena. The CGT array is modeled using the Type 1245 of the TESS solar library of solar concentrators from TRNSYS® [22]. The solar plant consists of 300 m<sup>2</sup> parabolic trough collectors with a concentration ratio of 25. The collector slope data; collector incidence angle; collector azimuth; direct normal irradiance (DNI); sky diffuse irradiance; ground diffuse irradiance; solar azimuth, and solar zenith are obtained from METEONORM® software for the location of Temixco, Mexico (Lat: 18.85, Long: -99.23) [23].

The PTC solar plant utilizes thermal oil (Therminol®) as HTP and is coupled with a 5000 L oil reservoir tank. The oil pump drives the heat transfer fluid through the absorber tubes of the parabolic trough collectors increasing the oil temperature. Therminol® mineral oil [24] is pumped at a maximum flow rate of 400 kg/hr through HX1 to increase the slurry temperature and then is returned to the oil reservoir tank. Thermal oil-based CGT systems perform well at temperatures below 400 °C, which is adequate for the present purposes. They are often an option for heat transfer and thermal storage fluids in active systems due to their low viscosity and excellent thermophysical properties.

The input conditions for the CGT and HTP plants to provide optimum temperatures for the hydrothermal processes are presented in Table 2.

In this work, the target temperature for the hydrothermal process was fixed at 300 °C. This was determined based on results reported by Ayala Cortés et al. [25,26] for the solar HTL processing of agave bagasse in a batch reactor, where the best bio-oil yield, up to 20% w/w and HHV of 26 MJ/kg, was obtained at this temperature.

## 2.2. Product yields calculation

The reactor outlet temperature obtained from the transient thermodynamic simulation was used to calculate the different product yields. Temperature values were simulated and calculated annually for the solar plant operation. The yield calculation of the different hydrothermal products was performed using a kinetic route proposed by Obeid et al. [16]. The model considers different kinetic pathways depending on

**Table 2**  
HTL solar plant specifications used for the TRNSYS® simulation campaign.

Main plant characteristics (Input data)			
Solar Field		Thermochemical plant	
Type	Characteristics	Type	Characteristics
Temixco Weather type	Lat. 18.85° Long. -99.23°	wood waste/water slurry (10 % w/w)	Specific Heat: Water Cp = 4.184 kJ/kg °C at 25 °C, 1 bar Biomass: 2.512 kJ/kg °C
Parabolic trough plant	Surface area: 320 m <sup>2</sup> HTF specific heat: 2.97 kJ/kg °C Max transferred heat: 57 kW	Temperature, heat, and pressure conditions	Process temperature: 300 °C +/- 10 °C Heat transferred to process: 133 kW
Oil pump	Flow rate: 400 kg/h	Mix pump:	Flow rate: 417 kg/h
Heat exchanger 1 (HX1)	Heat transfer coefficient: 800 kJ/h °K	Heat exchanger 2 (HX2)	Heat transfer coefficient: 870 kJ/h °K
Oil reservoir	Capacity: 5000 L Loss coefficient 5 kJ/h m °K	Boiler, reactor	Capacity: 1000 L Loss coefficient 5 kJ/h m °K

the type of biomass component, which was reported in previous work by the same authors [19].

The composition of biomass feed is divided into four components: lipids, carbohydrates, proteins, and lignin, from which a char, an oily phase, a gaseous phase, and a liquid phase, formed by water and water-soluble organic products, are obtained. This model considers eight coupled differential equations for the final product formation (one for each product). As reported in the literature [18], the kinetic parameters used are valid in a temperature range of 250–350 °C. For this simulation, it was considered that all chemical reactions occur in the reactor at a temperature near 300 °C. Even though the same reactions can occur during the second heating stage, between HX2 and HX1, they were considered negligible and with no impact on the process performance. The reason is that the residence time in this part of the system is minimal compared to the reactor's residence time (15 min).

Pinewood residue composition is 53.74% carbohydrates, 36.10% lignin, and lipids and proteins each with 5.00%, according to Martinez et al. [27]. Different types of waste can be used as input, making the configuration of this solar hydrothermal plant very flexible.

The model mentioned above is programmed in MATLAB®. The annual temperatures at the reactor inlet are obtained from the TRNSYS® software in 15-minute intervals for a total of 35,040 values, which are the input for the MATLAB® script. The model is applied with a reaction time of 15 min for every temperature value to obtain product yields for the corresponding interval. These yields are then averaged daily for all eight reactants and products. The final product yields are depicted in Fig. 6.

### 2.3. Economics

The economic analysis developed in MATLAB® considers a useful life of 25 years for the plant and a continuous operation of the plant, with a processing capacity of 1 ton of wood waste per day. The CAPEX (Capital Expenses) of the solar field and the HTL solar plant were calculated starting with the total equipment costs needed for this project. This quantity is divided in two; the equipment that must be scaled and the projection of related expenses. For the equipment scaling, reference was made to Brown et al. [23], according to

$$C_{p,s} = C_{p,b} \left( \frac{S_i}{S_b} \right)^n \quad (1)$$

where  $C_{p,s}$  is the predicted cost of the specified equipment,  $C_{p,b}$  the known cost of the baseline equipment,  $S_i$  the size of the specified equipment,  $S_b$  the size of the baseline equipment, and  $n$  an economy of scale sizing exponent (smaller than unity). The baseline equipment cost and the sizing exponent are taken from the economic projections. Some other equipment prices, such as the solar collectors and the reactor, were estimated based on results from Pearce et al. [15]. Table 3 presents the estimation of bare-module equipment costs that were sized or adjusted to fit the project needs.

For the related cost of installation and other expenses, according to Brown et al. [23] and Hansen et al. [29], the following assumptions were made for the CAPEX calculation:

- The total installation costs that include the cost of equipment and its installation are obtained by multiplying the total equipment cost by a factor of 2.47.
- Legal and contractor fees are earned at 23% of the total cost value of the equipment; construction overhead is 34% of the total equipment cost, and engineering expenses are considered 32% of the same.
- Direct and indirect costs added with contingency costs represent the fixed capital investment.
- For direct and indirect costs, contingency costs, cash liquid assets, and land are projected by: 10% of the value of total installation costs, 20% value of direct and indirect costs, 15% of fixed capital investment, and 6% of total equipment costs respectively [20].

Table 4 summarizes the considered expenses to build a final CAPEX estimation for this project and Fig. 2 illustrates the contributions to the CAPEX calculation.

The operating expenses (OPEX) of the HTL solar plant include as variable costs the costs associated with raw material (wood waste), transport, and services (electricity and natural gas). According to Hansen et al. [29], fixed costs were considered 17.5% of the variable costs (maintenance and operating labor primarily); this can be seen in Table 5.

The next step after estimating CAPEX and OPEX is to calculate the Minimum Fuel Selling Price (MFSP) of the bio-oil by performing a cash flow analysis. The useful life of the plant was assumed to be 25 years. All capital income was considered as financial credit with an interest rate of 4% based on the period of 25 years; the annual capital charges of the loan are calculated according to

$$C_c = \frac{C_{Tf}i(1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \quad (2)$$

where  $C_c$  is the annual capital charges,  $C_{Tf}$  the facility building and start-up cost,  $i$  the yearly interest rate of the loan, and  $N$  is the loan's payment period.

Finally, once the OPEX and capital charges are calculated, the MFSP is obtained. The MFSP is the annual operating cost divided by the annual production output of the plant for the biofuel basis [20]. The cost per unit (kg) of biofuel produced is calculated as follows:

**Table 3**  
Total equipment costs before installation and other estimations.

Component	Min. (USD)	Base cost (USD)	Max. (USD)
Thermofluid VP-1	18,990	21,100	23,210
Solar collectors	77,760	86,400	95,040
Reactor	43,634	48,483	53,331
Direct heater boiler	11,513	12,792	14,071
Heat exchangers	34,272	38,080	41,888
Cyclone	1,755	1,950	2,145
Oil Tank	12,223	13,581	14,940
Pumps	1,440	1,600	1,760
Total equipment costs	201,587	223,986	246,385

**Table 4**  
Total project installation expenses for CAPEX estimation.

Expenses projection	Min. (USD)	Base cost (USD)	Max. (USD)
Total installation costs	497,921	553,245	608,570
Legal and contractor fees	46,365	51,517	56,669
Construction overhead	68,540	76,155	83,771
Engineering expenses	64,508	71,676	78,844
Fixed capital investment	107,550	119,500	131,450
Cash liquid assets	16,133	17,925	19,718
Land	29,876	33,195	36,515
Total CAPEX cost	830,892	923,213	1,015,534

$$MFSP = \frac{TOE + C_o}{ABP} \quad (3)$$

where TOE stands for total OPEX expenditures, and ABP is annual bio-fuel production.

### 3. Results and discussion

#### 3.1. CGT and HTP plant

The CGT plant is simulated with the atmospheric and solarimetric data from Meteornorm® [23] for Temixco, Morelos, México (Lat: 18.85°, Long: -99.23°) (Fig. 3, left). The Mexican State of Morelos is in a privileged location due to its availability of solar resources, proximity to the product processing industry, and communication with major cities of the country. However, this exercise can be extrapolated to any region of the planet with a similar available solar resource. The annual daily average irradiance value for Temixco is 829 W/m<sup>2</sup>. The yearly mean ambient temperature is 25 °C, with minimum and maximum values of 11 and 39 °C, respectively. The thermal performance of the PTC solar array is shown in Fig. 3 (Right). The CGT plant boosts the inlet slurry temperature through HX1 (Fig. 4), and is designed to operate the thermal fluid at a maximum temperature of 400 °C.

In the first stage of the process, the slurry enters heat exchanger 2 (HX2) and recovers 90 kW of heat from the reaction product stream (Fig. 4, left). The inlet slurry starts at a variable ambient temperature depending on the time of the year and is risen to an average value of 228 °C in HX1 (blue line, Fig. 4, left). The performance of the HX2 is stable throughout the year, helped by the boiler that maintains the

reactor slurry temperature  $T_{r4}$  at an average value of 299 °C. The outlet temperature of the slurry on the way to the cyclone  $T_{c5}$  has an average value of 96 °C, representing a heat loss of 301 MWh/year. However, this waste heat could be used later in product separation steps.

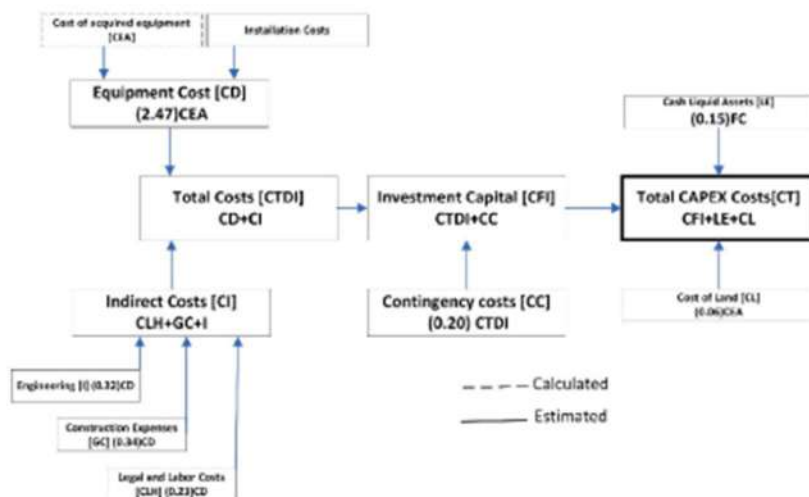
In the second stage, the annual heat exchange of 8 kW between the slurry and the solar field in HX1 was calculated, representing a total production of 63 MWh/year. HX2 has a heat exchange of 861 MWh, meaning a performance difference of 92%. The high rate of heat recovery is related to the configuration of the HTL plant and the control system applied in the solar field.

Other plant configurations were explored in this work to reduce cost. For instance, using only one heat exchanger (HX1), to heat the inlet slurry directly from ambient temperature with the CGT plant HTP. This has the advantage of eliminating one expensive component. The remaining heat exchanger operates at higher transfer rates because of the larger temperature difference between the slurry and the thermal oil. However, one major drawback of this configuration is that the slurry output temperature heading toward the cyclone is more elevated, and consequently, more energy is wasted. Another drawback is that the slurry reaches temperatures above 400 °C at certain moments. On the one hand, the kinetic model is not validated for this range, and on the other, the stress imposed on the equipment is much higher, due to the higher pressure.

The configuration of the CGT plant divides the oil HTP into two paths at the PTC outlet; if the temperature is low, the oil is recirculated toward the oil reservoir tank to be recirculated to the solar collectors. With a PTC outlet temperature higher than the HX2 slurry temperature, the oil

**Table 5**  
Variable and fixed total costs per year.

Expenditure:	Assumptions (per year):	Min. (USD)	Base cost (USD)	Max. (USD)
Variable operating costs	Yearly raw material cost + Transport	36,104	40,116	44,128
	Natural gas	47,850	53,167	58,484
	Electricity	9,500	10,555	11,611
	Total variable costs	93,454	103,838	114,223
Fixed costs	17.5% of variable costs	16,354	18,172	19,989
Total OPEX	Variable costs + Fixed costs	109,808	122,010	134,212



**Fig. 2.** Diagram for CAPEX calculations.

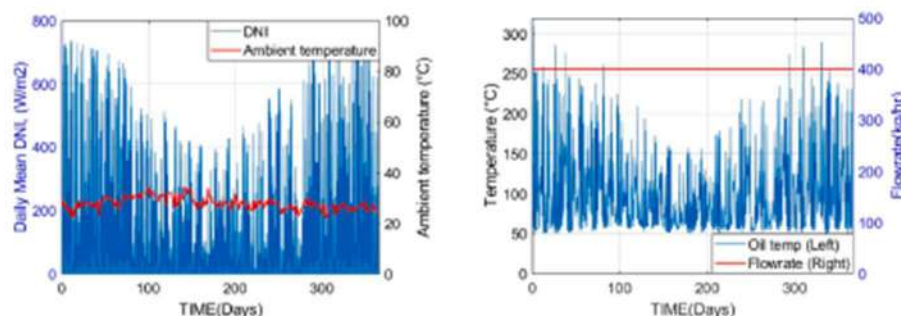


Fig. 3. Annual meteorological data for Temixco México (left); PTC solar array thermal performance throughout the year (right).

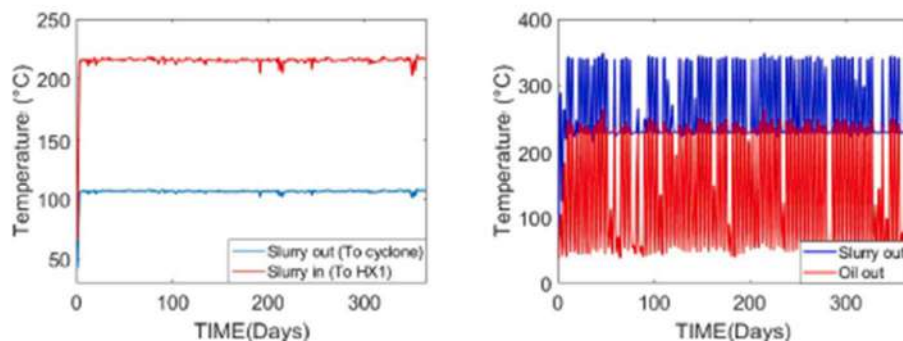


Fig. 4. Heat exchanger 2 (HX2, left) and 1 (HX1, right) yearly temperatures.

is bypassed to HX1 for heat exchange and then goes to the oil reservoir tank. This direct exchange of the PTC outlet oil temperature causes the intermittent behavior observed in Fig. 4 (Right). The surplus energy is driven when the DNI is available; otherwise, the oil is recirculated at a lower temperature.

The process delivers all the energy from the CST plant through HX1 to the slurry to reach the nominal value of  $300\text{ °C} \pm 10\text{ °C}$  at the reactor. At times of the day when solar radiation is not sufficient, the gas burner is activated. The yearly slurry temperatures and boiler utilization are presented in Table 6. It is seen that the boiler operates 21.4% of the time during the year.

The average value of the HX1 outlet temperature is  $244\text{ °C}$ , which means that the boiler needs to drive 27 kW to raise the reactor temperature to  $300\text{ °C}$ . In a different configuration, if the boiler is not included, larger reactor temperature variations are obtained, resulting in less favorable process conditions. In the current configuration, with the boiler placed before the reactor, as in Fig. 1, the thermostat handles temperature variations by turning on the auxiliary heater. Another possibility is to locate the boiler at the PTC outlet. In this case, the boiler enters when lower oil temperatures are detected. This indirect control

over the reactor temperature results in larger temperature swings and more gas consumed.

The total annual energy generated by the entire process is 1463 MWh, of which 653 MWh is due to the contribution of gas. This represents a total gas consumption of 46,671 kg to meet annual energy requirements.

### 3.2. Product yields

Fig. 5 shows the performance obtained in the simulation of the product. The highest fraction comprises water-dissolved products, followed by bio-oil (bio-crude), char, and gaseous products. Of this product stream, only bio-oil is considered in the economic analysis. However, as shown in Table 7, the aqueous products represent the highest yield of 42% compared to the 31% yield for bio-oil production, though it is mostly water. Based on these results, it is relevant to explore more options to generate value from this product stream to improve the financial viability of the HTL plant.

One option is to recycle the aqueous product stream back into the process. The outlet slurry temperature of  $96\text{ °C}$  represents a total loss of 301 MWh/year, which could be reused by mixing the aqueous product stream with the slurry feed into the plant, reducing heating needs and implementing a water-saving system. In terms of yield, recirculation of the aqueous phase product stream shows an increase in HTL conversion efficiency and a more concentrated aqueous product with the subsequent recycling of water [30].

Another possibility is to explore the reaction products derived from hydrothermal liquefaction in the aqueous phase. Usman et al. [31] showed that the composition of aqueous products derived from hydrothermal processes depends on both process conditions (e.g., temperature

Table 6  
Yearly results obtained for the HTL solar plant operation.

Results (Year Basis):	
Mean Slurry Flow Rate (kg/hr)	417
Max Slurry Temperature (°C)	336
Min Slurry Temperature (°C)	258
Mean Slurry Temperature (°C)	299
Annual Boiler Usage (time %)	21.4
Annual $Q_{Aux}$ (MWh)	653

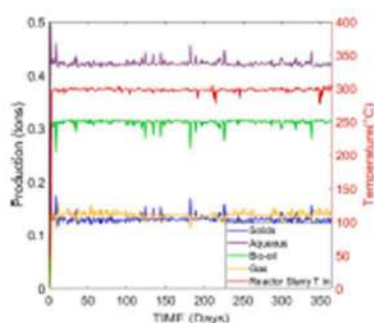


Fig. 5. Annual production obtained during the simulation for the products: Solids (blue), aqueous phase (purple), bio-oil (green), and gas (yellow). The reactor inlet temperature variation is also presented (red). (For interpretation of the references to colour in this figure legend, the reader is referred to the web version of this article.)

and reaction time) and substrate properties. Also, interactions exist between different organic compounds (Maillard reaction). Therefore, characterizing the composition of aqueous products is a very complex task. In general, the other products can be further processed to obtain value-added products, such as gas refining or solid separation for bio-char products.

### 3.3. Economic analysis of the HTP + CST plants

The minimum fuel selling price (MFSP) obtained for this HTL + CST plant for the bio-oil annual production ranges from 0.89 to 1.09 USD/kg, with a mean of 0.99 USD/kg. Of this global price, the CST plant represents 45.6% of the CAPEX total value (50% of the total investment). CST plant also represents 17.2% of the MFSP of bio-oil.

In OPEX terms, natural gas represents 70.6% (operative annual costs) and 55.5% of the MFSP of the bio-oil. Another factor critical for MFSP is raw material transportation (if the plant was placed far from a sawmill). Forestry waste transport represents 42% of the MFSP. Accounting for transport expenses, the MFSP rises to an estimated 1.41 USD/kg.

A comparison between different CST + HTL plant studies is shown in Table 8. It can be seen that the CAPEX of the plants is strongly affected by the size of the solar field, which, together with thermal storage, may represent close to 50% of the total investment for large plants. In particular, for the work of Gioaconia et al. [13], different plant sizes were considered in terms of the aperture area of the solar field and thermal storage backup time; thus, in its final configuration of 4 rows of

parabolic collectors and 12 h of thermal storage, the CAPEX of the CST plant increased to 61% of the total. In the case of Iochia et al. [16] the fraction is difficult to compare because they also consider downstream processing (cracking) equipment in the HTL plant. For the work of Pearce et al. [15] the cost separation made here between the HTL and CST plants is somewhat artificial because they are fully integrated. Also, these authors include the cost of a pond for microalgae cultivation, which has been omitted here. Comparing the MFSP obtained in the different plants, the orders of magnitude are similar, and the results of the present study are cost-competitive with other proposals.

For a more accurate assessment, taxes, subsidies, investments, and policies should be considered. The total annual capital charges barely represent 33% of the final MFSP value. On the other hand, the OPEX represents the remaining 67% of the MFSP value, of which 85% is due to variable costs linked to services such as natural gas, as shown in Fig. 6. Therefore, these expenses could be reduced by increasing the overall process efficiency or expanding the CST plant and including thermal storage.

In the first instance, the HTP operation could be driven without the needs of the CST plant, considering only a natural gas intake. Theoretically, to increase the temperature of the slurry from 25 °C to 300 °C in terms of heat, a total amount of 1167 MWh per year is needed, which amounts to 0.4 t of gas, or a total boiler input of 9.14 h per day of use. If this is taken into a TRNSYS simulation, the boiler input results in 14.7 h per day or 1876 MWh per year, making it clear that heat recovery techniques are needed to reduce gas requirements.

Considering only one heat recovery heat exchanger, the total energy exchanged results in 832 MWh, reducing the daily operation of the boiler by 8.2 h. The amount of gas needed to drive annual operation is 59 t, representing a reduction of 24 t, as compared to the previous case. Using two heat exchangers, the total daily output of the boiler results in 7 h and a final annual gas consumption of 64 t.

Table 9 summarizes the MFSP analysis of the three cases of HTL plants proposed in this work. The MFSP varies between 3 and 5% for the three cases. From the information presented in Fig. 6, the main OPEX expense is natural gas consumption. Thus, if the CST plant is removed

Table 7  
Products and yields, on an annual basis, for 365 t of forest biomass.

Products and yields	
Solids	47 t (12.9%)
Aqueous	154 t (42.2%)
Oil	113 t (31.0%)
Gas	50 t (13.7%)
Reactants (Out)	1 t (0.2%)

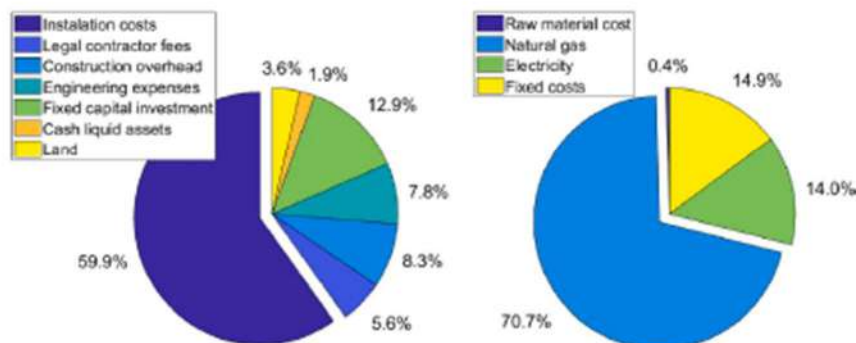


Fig. 6. CAPEX and OPEX of the HTL + CSP plant project. The CAPEX (left) shows the overall income needed for loan capital annual charges calculation, and the OPEX (right) shows variable and fixed costs.

**Table 8**  
Minimum fuel selling price for different authors in theoretical studies of hydrothermal liquefaction.

	Author	MFSP (USD/kg)	GST heat transfer	Solar field size	CAPEX (kUSD)	Solar plant CAPEX (%)	OPEX (kUSD/year)
Studies that do not consider raw transport	Glaucônia et al. [13]	2.19 – 2.29	Indirect	3,941 m <sup>2</sup>	6,005–8,240	47 – 61	216–218
	Pearce et al. [15]	1.23	Direct	226 m <sup>2</sup>	242.2	33	43
	Present study	0.89 – 1.09	Indirect	320 m <sup>2</sup>	923.2	54	75.3
Studies that consider raw transport	Ichia et al. [16]	1.40	Indirect	129,456 m <sup>2</sup>	238,770	31	47,565
	Present study	1.27 – 1.55	Indirect	320 m <sup>2</sup>	923.2	54	122

and the process works only with natural gas, the final value of MFSP is modified. A difference in gas consumption was obtained between the GST + HTL plant and the one based solely on natural gas of 22% to 27%. This difference directly impacts the OPEX, which is reduced for the GST + HTL plant, although CAPEX costs increase. Moreover, this highlights the importance of exploring other alternatives, like thermal storage in the solar plant and burning part of the products of the process, to reduce gas consumption.

Since the GST plant represents 17.2% of the final MFSP value for biofuel, this cost is below the 22–27% gas cost that affects HTL gas plants; this explains why the MFSP for the three cases is very similar. This justifies the investment in the GST plant. This is not to mention the high volatility of fuel prices, such as natural gas, which could increase abruptly, causing a considerable gap between both economic scenarios. These reasons make the GST plant capital investment worthwhile to reduce gas consumption without increasing the MFSP of the biofuel.

The MFSP projection was made based on the US representative interest rate for comparison purposes; however, for a more precise MFSP projection, data from Banco de México on local interest rates were consulted to compare a project of this style in a developing country [32]. Considering this interest rate of 10.5%, the projected MFSP of 0.99 USD/kg would increase to 1.53 USD/kg, representing 55%. As can be seen, this rate is vital and will vary from country to country, having a considerable impact on the project's economic viability.

#### 4. Conclusions

This work investigates the feasibility of a GST + HTL plant concept to process forest biomass and produce biofuels. The proposed plant concept has few components, a small scale, and the flexibility of being modular to be installed in different regions of developing countries where forestry residues are available. The modeled plant can process one ton/year of biomass from forest residues. The hydrothermal liquefaction processing pilot plant is designed to operate throughout the day, maintaining the operating conditions required for the HTL based on solar energy and natural gas. The main findings of the simulation campaign can be summarized as follows:

The final bio-oil yield remains constant through the year at a value of 31% of the original biomass feedstock, thanks to the solar plant control scheme, gas backup, and heat recovery. The gas boiler operates 21.4% of the time and is the main contributor to OPEX. This highlights the importance of further investigating the reduction of gas consumption through the increase of the solar field area, solar heat storage, or partial burning of HTL products. The obtained minimum fuel selling price for the annual bio-oil production is quite competitive, at 0.99 USD/kg. This value is not too sensitive to the solar plant cost. Exploring aqueous product stream recycling, gas and bio-oil refining, and char utilization are attractive options to improve energy efficiency and financial prospects.

This work represents the first approach in the solar-assisted hydrothermal process of wood production residues that operates in continuous mode at a small scale. Future work aims to increase overall solar energy participation, reduce external energy needs, and bring a more indigenous economic analysis to improve the reliability of the HTP plant project. The economic evaluation will require a more in-depth

**Table 9**

Gas cost and MFSP comparison between different configurations of HTL plants: Configuration of the combined HTL + GST plant, HTL without the solar component and with two heat exchangers, and HTL plant without solar component and with only one heat exchanger.

Configuration	Gas consumption (MWh)	Gas consumption (t)	Annual gas cost (USD)	MFSP (USD/kg)
GST + HTL plant	652	47	53,166	0.99
HTL two HX	888	64	72,974	1.02
HTL one HX	825	59	67,762	0.97

assessment of taxation subsidies, investment, transport (feedstock and product), and local policies. Also, maintenance, calibration, and inspection schedules need to be considered in the analysis to ensure a more realistic bio-oil production.

#### CRedit authorship contribution statement

Eduardo Bautista-Peñuelas: Methodology, Formal analysis, Writing – original draft, Visualization. Juan Daniel Macías: Formal analysis, Investigation, Writing – original draft. Heidi I. Villafañán-Vidales: Conceptualization, Investigation, Resources, Writing – original draft. Patrio J. Valadez-Pelayo: Conceptualization, Investigation, Software. Pedro Arcelus-Arriaga: Conceptualization, Investigation. Alejandro Ayala-Cortés: Investigation, Resources. Karla Cedano-Vilavicencio: Investigation, Resources. Camilo A. Arancibia-Bulnes: Conceptualization, Validation, Writing – review & editing, Funding acquisition. Manuel I. Peña-Cruz: Conceptualization, Methodology, Validation, Writing – review & editing, Supervision, Project administration.

#### Declaration of Competing Interest

The authors declare that they have no known competing financial interests or personal relationships that could have appeared to influence the work reported in this paper.

#### Data availability

Data will be made available on request.

#### Acknowledgments

This work has been partially supported by Fondo Sectorial CONACYT-SENER-Sustentabilidad Energética through Grant 207450, "Centro Mexicano de Innovación en Energía Solar (CeMIE-Sol)", within Strategic Project No. 120, "Tecnología solar para obtención de productos con valor agregado mediante procesamiento hidrotérmico".

Eduardo Bautista Peñuelas acknowledges CONACYT for his master's degree grant from Programa Interinstitucional en Ciencia y Tecnología (PiCyT).



## References

- [1] Grande I, Pedrosaena I, Korill SA, Gil A. Hydrothermal liquefaction of Biomass as one of the most promising alternatives for the synthesis of advanced liquid biofuels: a review. *Materials* 2021;14(18):MDPL. <https://doi.org/10.3390/ma14185286>.
- [2] Sevilla M, Fuertes AB. The production of carbon materials by hydrothermal carbonization of cellulose. *Carbon* 2009;47(9):2281–9. <https://doi.org/10.1016/j.carbon.2009.04.026>.
- [3] Liu Z, Quek A, Kent Hoekman S, Balasubramanian R. Production of solid biochar fuel from waste biomass by hydrothermal carbonization. *Fuel* 2013;103:943–9. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.07.069>.
- [4] Fang J, Zhan L, Ok YS, Gao B. Minireview of potential applications of hydrochar derived from hydrothermal carbonization of biomass. In: *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 57; 2018. p. 15–21. Korean Society of Industrial Engineering Chemistry. <<https://doi.org/10.1016/j.jiec.2017.08.026>>.
- [5] Briongos JV, Taramona S, Gómez-Hernández J, Malone V, Santana D. Solar and biomass hybridization through hydrothermal carbonization. *Renew Energy* 2021;177:268–279. <<https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.05.146>>.
- [6] Ischia G, Fiori L. Hydrothermal carbonization of organic waste and biomass: a review on process, reactor, and plant modelling. In: *Waste and biomass valorization*, vol. 12(6); 2021. p. 2797–824. Springer Science and Business Media B.V. <<https://doi.org/10.1007/s12649-020-01255-3>>.
- [17] Mundo-Hernández J, de Celis Alonso R, Hernández-Álvarez J, de Celis-Carrillo B. An overview of solar photovoltaic energy in Mexico and Germany. In: *Renewable and sustainable energy reviews*, vol. 31; 2014. p. 639–49. Elsevier Ltd. <<https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.12.029>>.
- [18] Obeld R, Lewis DM, Smith N, Hall T, van Eyk P. Reaction kinetics and characterization of species in renewable crude from hydrothermal liquefaction of mixtures of polymer compounds to represent organic fractions of biomass feedstocks. *Energy Fuel* 2020;34(1):419–29. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.9b02936>.
- [19] Obeld R, Smith N, Lewis DM, Hall T, van Eyk P. A kinetic model for the hydrothermal liquefaction of microalgae, sewage sludge and pine wood with product characterisation of renewable crude. *Chem Eng J* 2021;428. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2021.131228>.
- [20] Alsaoud H, Toussellier X, Sanson C, Pearce M, Sengar N. The design and modification of a parabolic trough system for the hydrothermal liquefaction of waste. *AIP Conf Proc* 2019;2126:120001. <https://doi.org/10.1063/1.5117619>.
- [21] TRNSYS, Transient simulation tool. Recovery date: 28/Nov/2022. <<https://www.trnsys.com/>>.
- [22] TRNSYS, TESS libraries. Recovery Date: 28/Nov/20. <<https://www.trnsys.com/teess-libraries/>>.
- [23] METEONORM, Meteonorm Software Worldwide irradiation data. Recovery Date: 28/Nov/2022. <<https://meteonorm.com/en/>>.