



UNIVERSIDAD  
**NACIONAL**  
DE COLOMBIA

# **Evaluación técnica de un reactor *auger* para el proceso de pirólisis rápida de biomasa**

**Daniel Esteban Peña Sterling**

Universidad Nacional de Colombia  
Facultad de Ingeniería, Departamento de ingeniería química  
Bogotá D.C., Colombia  
2023



# **Evaluación técnica de un reactor *auger* para el proceso de pirólisis rápida de biomasa**

**Daniel Esteban Peña Sterling**

Trabajo final presentado como requisito parcial para optar al título de:

**Magíster en Ingeniería Química**

Director (a):

Farid Chejne Janna, Ph.D

Línea de Investigación:

Modelamiento y simulación de procesos

Grupo de Investigación:

Termodinámica Aplicada y Energías Alternativas (TAYEA)

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería, Departamento de ingeniería química

Bogotá D.C., Colombia

2023



*(Dedicatoria o lema)*

*A mis padres y mis hermanos, por su  
incondicional apoyo,*



## Declaración de obra original

Yo declaro lo siguiente:

He leído el Acuerdo 035 de 2003 del Consejo Académico de la Universidad Nacional. «Reglamento sobre propiedad intelectual» y la Normatividad Nacional relacionada al respeto de los derechos de autor. Esta disertación representa mi trabajo original, excepto donde he reconocido las ideas, las palabras, o materiales de otros autores.

Cuando se han presentado ideas o palabras de otros autores en esta disertación, he realizado su respectivo reconocimiento aplicando correctamente los esquemas de citas y referencias bibliográficas en el estilo requerido.

He obtenido el permiso del autor o editor para incluir cualquier material con derechos de autor (por ejemplo, tablas, figuras, instrumentos de encuesta o grandes porciones de texto).

Por último, he sometido esta disertación a la herramienta de integridad académica, definida por la universidad.



---

Daniel Esteban Peña Sterling

20/11/2023

## **Agradecimientos**

A mi familia, por ser mi soporte, apoyo y motivación en todo momento.

Al profesor Farid Chejne, por su orientación, enseñanzas y tiempo dedicado que me permitieron desarrollar y culminar el trabajo.

A la Universidad Nacional de Colombia por inculcar en mí, el gusto por la ciencia, la ingeniería y el conocimiento.

## Resumen

### **Evaluación técnica de un reactor auger para el proceso de pirólisis rápida de biomasa**

Se demostró a través del modelamiento y simulación que un reactor *auger* es una alternativa tecnológica viable para obtener biocombustibles con rendimientos de hasta el 65% mediante el proceso de pirólisis rápida de biomasa. Se comparó inicialmente con diferentes reactores usados actualmente en la industria, identificando sus ventajas y desventajas. Posteriormente, se modela la reacción química en el reactor asumiendo el comportamiento de flujo pistón, en estado estacionario y con el uso de balines de acero como elemento transportador de calor. Se soluciona numéricamente el modelo y se usaron datos tomados de literatura para realizar un análisis paramétrico, permitiendo determinar que la temperatura de reacción y el diámetro de partícula de biomasa tienen alta incidencia en el rendimiento de productos alcanzados. Se prueba el modelo usando datos experimentales de la literatura, encontrando buen ajuste para ciertas condiciones de operación, con una desviación media relativa de hasta 7.2 %.

**Palabras clave:** Pirólisis rápida, biomasa, reactor *auger*, modelo de flujo pistón.

## Abstract

### **Technical evaluation of an Auger reactor for the fast pyrolysis process of biomass**

Through modeling and simulation, it was demonstrated that an auger reactor is a viable technological alternative for obtaining biofuels with yields of up to 65% through the fast pyrolysis process of biomass. It was initially compared with different reactors currently used in the industry, identifying their advantages and disadvantages. Subsequently, the chemical reaction in the reactor was modeled assuming piston flow behavior in a steady state and using steel pellets as a heat-carrying element. The model was numerically solved, and literature data were used to conduct a parametric analysis, allowing the determination that the reaction temperature and biomass particle diameter have a high impact on the achieved product yields. The model was tested using experimental data from the literature, showing a good fit for certain operating conditions, with a relative mean deviation of up to 7.2%.

**Keywords:** fast pyrolysis, biomass, auger reactor, plug flow model.

# Contenido

	<b>Pág.</b>
Justificación .....	4
Objetivo general.....	4
Objetivos específicos .....	4
<b>1. Marco teórico.....</b>	<b>7</b>
1.1 Concepto técnico de pirólisis .....	7
1.2 Reactores de pirólisis .....	11
1.2.1 Reactor de lecho fijo .....	12
1.2.2 Reactor de lecho fluidizado.....	13
1.2.3 Reactor de cono giratorio.....	15
1.2.4 Reactor de pirólisis ablativa .....	17
1.2.5 Reactor de flujo arrastrado .....	18
1.2.6 Reactor <i>Auger</i> .....	19
1.3 Comparación de tecnologías .....	22
1.4 Antecedentes – modelamiento y simulación de reactores <i>auger</i> .....	24
<b>2. Metodología .....</b>	<b>29</b>
2.1 Modelo de flujo pistón de un reactor <i>auger</i> .....	29
2.1.1 Modelo cinético.....	30
2.1.2 Balances de materia y energía .....	32
2.1.3 Condiciones de entrada y parámetros de solución.....	36
2.2 Algoritmo de solución .....	39
<b>3. Análisis y resultados.....</b>	<b>40</b>
3.1 Análisis paramétrico .....	41
3.1.1 Variación respecto a la temperatura .....	41
3.1.2 Variación respecto al diámetro de partícula de biomasa .....	43
3.1.3 Variación respecto al flujo de alimentación y la presión .....	45
3.2 Simulación de mejor configuración.....	47
3.3 Validación del modelo .....	49
<b>4. Conclusiones y recomendaciones.....</b>	<b>51</b>
4.1 Conclusiones.....	51
4.2 Recomendaciones.....	52

## Lista de figuras

	Pág.
Figura 1-1: Representación esquemática de la pirólisis. Fuente: (Campuzano et al., 2019). .....	8
Figura 1-2: Rendimiento del char en función de la temperatura de calentamiento. Fuente: (Di Blasi, 2009). .....	10
Figura 1-3: Rendimiento del combustible líquido en función de la temperatura de calentamiento. Fuente: (Di Blasi, 2009). .....	10
Figura 1-4: Rendimiento del gas en función de la temperatura de calentamiento. Fuente: (Di Blasi, 2009) .....	11
Figura 1-5: Esquema de un reactor de lecho fijo. Fuente: (Afanasjeva et al., 2018).....	12
Figura 1-6: Esquema de reactores de lecho fluidizado: a) lecho fluidizado burbujeante BFB, b) lecho fluidizado circulante CFB. Fuente: (Garcia-Nunez et al., 2017).....	14
Figura 1-7: Reactor de cono giratorio: a) principio de funcionamiento, b) representación transversal. Fuente: (Wagenaar et al., 1994). .....	16
Figura 1-8: Esquema de un reactor de pirólisis ablativa. Fuente: (A. V. Bridgwater, 2012) .....	17
Figura 1-9: Esquema de un reactor de pirólisis de flujo arrastrado. Fuente: (Zhang et al., 2018) .....	18
Figura 1-10. Esquema del proceso de pirólisis en un reactor <i>auger</i> . Fuente: (Campuzano et al., 2019).....	20
Figura 1-11: Fortaleza y atractivos de diferentes tipos de reactores de pirólisis. Fuente: (Campuzano et al., 2019).....	23
Figura 2-1: Reactor <i>auger</i> de un solo tornillo, con balines y biomasa. Adaptado de: (Campuzano et al., 2019).....	29
Figura 2-2: Vías de reacción de pirólisis de biomasa. Fuente: Adaptado de (Papari & Hawboldt, 2017).....	31
Figura 2-3: Balance de masa en volumen diferencial dentro del reactor. ....	32
Figura 2-4: Balance de energía en volumen diferencial dentro del reactor. ....	33
Figura 2-5: Algoritmo de solución para modelar el proceso de pirólisis en un reactor <i>auger</i> . .....	39
Figura 3-1: Comportamiento de la temperatura de la biomasa y los balines de acero dentro del reactor.....	40
Figura 3-2: Distribución de productos de la reacción de pirólisis en un reactor <i>auger</i> . ....	40
Figura 3-3: Rendimiento de los productos de la pirólisis de biomasa en un reactor <i>auger</i> . .....	41

---

Figura 3-4: Temperatura de la biomasa en función de la temperatura inicial de los balines de acero. ....	42
Figura 3-5: Rendimiento en función de la temperatura inicial de los balines de acero. ...	42
Figura 3-6: Rendimiento de productos en función de la temperatura de biomasa.....	43
Figura 3-7: Rendimiento en función del diámetro de partícula de biomasa.....	44
Figura 3-8: Rendimiento de productos en función del diámetro de partícula de biomasa	44
Figura 3-9: Variación de la temperatura de la biomasa con respecto al diámetro de partícula. ....	45
Figura 3-10: Rendimiento de los productos en función del flujo másico de alimentación	46
Figura 3-11: Rendimiento de los productos en función de la presión.....	46
Figura 3-12: Simulación de mejor configuración de variables en el reactor auger. ....	47
Figura 3-13: Comparativa del rendimiento del biocombustible entre datos experimentales y simulación. Fuente: (Papari & Hawboldt, 2017). ....	49
Figura 3-14: Comparativa del rendimiento del biocombustible y char entre datos experimentales, el modelo de (Papari & Hawboldt, 2017) y el desarrollado. Fuente: (Papari & Hawboldt, 2017). ....	50

## Lista de tablas

	<b>Pág.</b>
Tabla 1-1: Tipos de pirólisis, condiciones de proceso y tecnologías. Fuente: (Campuzano et al., 2019).....	9
Tabla 1-2: Ventajas y desventajas de diferentes reactores de pirólisis. Fuente: (Aschjem, 2019), (Campuzano et al., 2019), (Brassard et al., 2017), (Jalalifar et al., 2020). .....	23
Tabla 2-1: Constantes de reacciones químicas. Fuente: (Chan et al., 1985), (Morf et al., 2002) .....	32
Tabla 2-2: Constantes y condiciones iniciales de simulación. Fuente: (Papari & Hawboldt, 2017). .....	37

## Lista de Símbolos y abreviaturas

### Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI
$A$	Factor de frecuencia	$s^{-1}$
$E$	Energía de activación	$\frac{kJ}{mol}$
$R$	Constante de los gases ideales	$\frac{J}{mol K}$
$T$	Temperatura	$K$
$r$	Velocidad de reacción	$\frac{kg}{m^3 s}$
$H$	Entalpía	$\frac{kJ}{kg}$
$\dot{m}$	Flujo másico	$\frac{kg}{h}$
$dx$	Diferencial de longitud	$m$
$U$	Velocidad	$\frac{m}{s}$
$S$	Área transversal del reactor	$m^2$
$C_p$	Capacidad calorífica	$\frac{J}{kg K}$
$dq$	Diferencial de transferencia de calor	$\frac{kJ}{kg}$
$k$	Conductividad térmica	$\frac{W}{m^{-1} K^{-4}}$
$d$	Diámetro	$m$
$a$	Área de superficie de biomasa por unidad de volumen (biomasa)	$\frac{m^2}{m^3}$
$s$	Área de superficie de biomasa por unidad de volumen (reactor)	$\frac{m^2}{m^3}$
$R_{bs}$	Relación área de contacto y área de partícula de biomasa	
$R_{ss}$	Relación área de contacto y área de balón de acero	
$P_{sp}$	Distancia entre álabes del tornillo	$m$
$v$	Velocidad de giro del tornillo	$Hz$
$k_0$	Coefficiente de modelo	
$k_1$	Coefficiente de modelo	
$Q$	Flujo volumétrico	$\frac{m^3}{h}$
$P$	Presión	$kPa$
$Y$	Rendimiento	
$M$	Peso molecular	$\frac{kg}{kmol}$

## Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI
$\rho$	Densidad	$\frac{kg}{m^3}$
$\epsilon$	Porosidad	
$\theta$	Relación volumétrica biomasa-balín	
$\epsilon$	Porosidad de la partícula	
$\sigma$	Constante de Stefan-Boltzmann	$\frac{W}{m^2K^4}$
$\beta$	Factor de emisividad	
$\tau$	Tiempo	

## Subíndices

Subíndice	Término
b	Biomasa
l	Biocombustible
g	Gas
c	Carbón
s	Balín de acero
p	Presión
Cond	Transferencia de calor por conducción
Rad	Transferencia de calor por radiación
Rxn	Transferencia de calor por reacción química
Prom	Promedio

# Introducción

La constante creciente de la demanda energética a nivel mundial, concatenado con las mejoras en la calidad de vida de múltiples países, ha conllevado a que las diferentes fuentes de energía desarrollen una mayor capacidad de generación a través del tiempo. Por ejemplo, según un estudio realizado por *British Petroleum* (British Petroleum, 2022), en el año 2021, el consumo de energía global fue de 595,15 EJ, representando un incremento del 5,5 % con respecto al 2020, pero solo un 1,31 % con respecto al 2019, del cual se puede apreciar el decrecimiento significativo a causa de la pandemia del COVID 19.

No obstante, el crecimiento en el consumo energético global ha sido tan pronunciado que, con respecto a 1965, se ha presentado un incremento de 281,8 %, donde los combustibles fósiles son los responsables en aportar desde el 94% hasta el 82 % para datos del 2021. Sin embargo, se evidencia que su participación ha venido decreciendo debido a las normativas encaminadas a la reducción de gases de efecto invernadero, como por ejemplo la emisión de CO<sub>2</sub>, cuyo incremento con respecto al 2020 fue del 5,9 % a nivel global (British Petroleum, 2022). Esto ha potenciado la implementación de otras fuentes de energía, como por ejemplo las fuentes renovables, que para el año 2021 lograron aumentar su participación un 6,7 % (British Petroleum, 2022).

En Colombia, el comportamiento no ha sido diferente puesto que históricamente los combustibles fósiles son los que mayoritariamente han satisfecho la necesidad energética. Para el 2021, el consumo energético fue de 1,92 EJ donde lo demandado por petróleo, gas y carbón fue de un 67 %, seguido de la energía hidráulica con una participación del 29 %. No obstante, las energías renovables poco a poco han logrado obtener mayor participación, de tal forma que para el 2021 alcanzaron un 3,71 % del consumo energético nacional. De este rubro, la energía proveniente por biomasa y biocombustibles correspondió a un 95 % con un consumo de 67,7 PJ/año, (British Petroleum, 2022). Por otro lado, según un estudio realizado por Fedepalma, (Pérez-Rodríguez et al., 2023),

Colombia tiene un potencial de biomasa residual aprovechable de 73 a 88 millones de toneladas al año, lo cual representa un potencial energético de 204,8 a 235,3 PJ/año, representando la posibilidad de crecimiento de hasta tres veces lo que actualmente se consume.

Sumado a lo anterior, la generación de energía a partir de biomasa tiene el atractivo ambiental de que el balance neto de CO<sub>2</sub> es neutro. Además, se caracteriza por ser una materia prima versátil que permite la generación de combustibles sólidos, líquidos y gaseosos. A su vez, se pueden generar más subproductos a partir del combustible, con utilidad en industrias como la de alimentos, (A. V. Bridgwater et al., 1999).

El aprovechamiento energético de la biomasa se puede realizar tanto con métodos biológicos donde destacan la fermentación alcohólica y la digestión anaeróbica como con métodos termoquímicos tales como la pirólisis, gasificación y combustión directa. Sin embargo, según (Anex et al., 2010), la pirólisis es el proceso más rentable en cuestión de inversión económica e inclusive, respecto al costo de producir un litro de combustible líquido, mientras que los procesos biológicos se catalogaron como los más costosos junto a la gasificación a alta temperatura. A su vez, poseen una apropiada versatilidad respecto a los diferentes tipos de biomasa que pueden ser aprovechables en este tipo de procesos. Según (Campuzano et al., 2019), la pirólisis rápida es aún más atractiva a raíz de que su producto principal es combustible líquido, lo cual facilita su transporte y sirve como materia prima para producir otros tipos de compuestos. Además, el líquido producido puede alcanzar una densidad energética de 3 a 5 veces mayor que la materia prima original.

El proceso de pirólisis consiste en la descomposición termoquímica de la biomasa en condiciones de ausencia de oxígeno, que convierte la masa lignocelulósica como la celulosa, hemicelulosa y lignina en sólidos, líquidos y gases ricos en carbono. Estos se degradan térmicamente en rangos de temperatura entre 250 a 600 °C (Roy & Dias, 2017). Dependiendo del tipo de materia prima, condiciones operativas y tipo de tecnología, se pueden alcanzar diferentes rendimientos para los combustibles, por lo cual, está establecido tres tipos de pirólisis, dependiendo especialmente de la velocidad de calentamiento. Por un lado se encuentra la pirólisis lenta, que se caracteriza por ser llevada a cabo en rangos de temperatura entre 300 y 400 °C, bajas velocidades de calentamiento desde 0,1 – 1 K/s, tiempos de residencia entre 5 a 30 minutos y tamaños de partícula entre 5-50 mm, especializándose en la producción de carbón vegetal (Afanasjeva et al., 2018).

Por otro lado, la pirólisis rápida se da en un rango de temperatura cercanos a los 500 °C, con una velocidad de calentamiento entre 10 a 200 K/s, tamaño de partícula de biomasa inferior a 1 mm y tiempos de residencia inferiores a dos segundos. Esta última se enfoca en la producción de combustible líquido, en donde destacan entre sus tecnologías más usadas, los reactores de lecho fluidizado, de lecho fijo, y reactores *auger* que permiten alcanzar rendimientos de combustible líquido entre el 50 y 75 % de rendimiento, (Jahirul et al., 2012), (Garcia-Nunez et al., 2017).

El reactor *auger* es una tecnología de pirólisis intermedia que se puede utilizar con éxito para la producción de grandes cantidades tanto de carbón vegetal como de bio-aceite. Se puede usar para condiciones de pirólisis rápida con sólo variar el tiempo de residencia de la biomasa mediante la velocidad de giro del tornillo. En este tipo de reactores, la biomasa se alimenta continuamente mientras que la rotación del sinfín mueve el producto a lo largo del eje hasta el final de la zona de calentamiento. A medida que la biomasa se descompone, los gases y los volátiles orgánicos abandonan el reactor y el carbón vegetal se recoge en el fondo, (Brassard et al., 2017). Dentro de sus ventajas destaca que es un equipo versátil que puede transformar diferentes tipos de biomasa, además de que es reconocido como una de las tecnologías con mejores resistencias no solo para la pirólisis rápida, sino también para la pirólisis lenta o intermedia. Además, puede ser usado en instalaciones horizontales, inclinadas o verticales. Es adecuado para ser transportado a los lugares donde se encuentre la materia prima y puede ser escalado a nivel industrial, (Campuzano et al., 2019).

A pesar de todo, la pirólisis en un reactor *auger* es una tecnología viable que aún no ha recibido el estudio y entendimiento a profundidad como otro tipo de tecnologías, por lo cual resulta necesario conocer con claridad su panorama actual a nivel aplicativo, para posteriormente profundizar en el entendimiento de la misma. Por lo tanto, el objetivo de este trabajo consiste en realizar un estudio de las diferentes tecnologías que se usan en el proceso de pirólisis rápida, con enfoque especial en los reactores *auger*, en donde se planteará el modelamiento y simulación de un caso en particular con el fin de analizar la variación del rendimiento de un producto en específico mediante la variación de las condiciones de operación y diseño, de tal forma que se pueda encontrar una condición que permita alcanzar rendimientos cercanos a los de un reactor de lecho fluidizado a nivel industrial. Finalmente, se comparará los resultados del modelo con resultados experimentales que se encuentren en la literatura.

## Justificación

Según un estudio realizado por (British Petroleum, 2022), la demanda energética de Colombia para el año 2021 fue de 1,92 EJ, de los cuales, el 3,71 % correspondió al aporte por energías renovables. De este rubro, la energía proveniente de biomasa y biocombustibles correspondió a un 95 % con un consumo de 67,6 TJ/año. Por otro lado, una investigación realizada por Fedepalma (Pérez-Rodríguez et al., 2023), reporta que el país tiene un potencial de biomasa aprovechable de 73 a 88 millones de toneladas al año, lo cual corresponde a un potencial energético de 204,8 a 235,3 PJ/año, representando la posibilidad de crecimiento de hasta tres veces lo que actualmente se consume.

Ante esta oportunidad, resulta imprescindible profundizar en el entendimiento de las tecnologías que, por medio de procesos termoquímicos como la pirólisis, pueden producir diferentes fuentes de energías renovables tales como el bio-aceite, gas de síntesis y carbón vegetal. Sin embargo, muchas de las tecnologías estudiadas no han logrado ser escaladas a procesos industriales, por lo cual resulta necesario ahondar en alguna opción viable con el potencial para ser usada en dicho tipo de requerimientos. Dentro de estas tecnologías, los reactores *auger* han logrado tener casos de éxito y destacan por ser versátiles, sin embargo, aún no han alcanzado su reproductibilidad comercial, por lo tanto, es importante entender qué ventajas y desventajas tienen con respecto al resto de tecnologías, o qué impedimentos persisten en la aplicación a escala industrial de los mismos, además de comprender qué condiciones operativas o de diseño podrían mejorar su rendimiento y/o eficiencia.

## Objetivo general

Evaluar la viabilidad de los reactores *auger* en los procesos de pirólisis rápida para la producción de biocombustibles, en comparación a las tecnologías convencionales y al día de hoy más desarrolladas.

## Objetivos específicos

- Realizar una revisión bibliográfica de las diferentes tecnologías usadas para pirólisis rápida, con el fin de comparar las ventajas y desventajas de cada una.
- Establecer un modelo que describa el comportamiento de un reactor *auger* bajo el modelo de flujo pistón.

- Solucionar numéricamente el modelo y realizar un estudio paramétrico de las variables con respecto al rendimiento del biocombustible líquido.
- Validar el modelo obtenido con datos experimentales que se encuentren en literatura.



# 1. Marco teórico

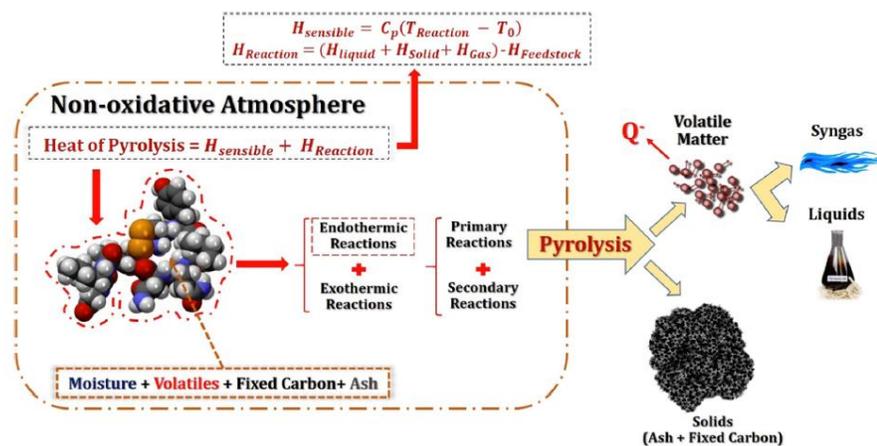
## 1.1 Concepto técnico de pirólisis

La pirólisis es un proceso endotérmico que consiste en la descomposición termoquímica de la biomasa en condición de ausencia de oxígeno, que convierte la masa lignocelulósica como la celulosa, hemicelulosa y lignina en sólidos, líquidos y gases ricos en carbono. Estos se degradan térmicamente en rangos de temperatura entre 250 a 600 °C (Roy & Dias, 2017), donde la hemicelulosa se descompone primero, seguido de la celulosa y finalmente la lignina, que requieren de temperaturas más altas. La degradación térmica de la biomasa en una atmósfera no oxidante ocurre en tres pasos: secado del sólido donde se evapora el agua contenida en la biomasa, conllevando a una contracción y ruptura de la partícula. Posteriormente se dan las reacciones primarias exotérmicas que liberan productos volátiles, conllevando a su vez un aumento en la porosidad de la biomasa. Finalmente, al aumentar más la temperatura, toman lugar las reacciones secundarias endotérmicas que descomponen los productos de reacciones primarias y se da el craqueo térmico de la estructura del carbón, generando más gas y un residuo carbonoso rico en carbono fijo, (Puente, 2012).

La celulosa  $C_6H_{12}O_5$  es el componente principal de las paredes celulares de las plantas y consta de unidades de anhidroglucosa, conectados por enlaces glucósidos. Las tres reacciones primarias competitivas en la degradación son, fragmentación a hidroxiacetaldehído y otros carbonilos, ácidos y alcoholes, seguido de la despolimerización a levoglucosano y otros productos anhidroazúcares. Por último se da la deshidratación en carbón, gases y agua, (Van de Velden et al., 2010). Por otro lado, la hemicelulosa es la que une las microfibras de la celulosa con la pared celular. Varía en su estructura y composición de xilanos, y tiene una baja estabilidad térmica. Sus reacciones de descomposición son similares a la hemicelulosa, es decir, a través de deshidratación y despolimerización. La deshidratación produce fragmentos de anhídrido, ácidos solubles en agua, carbón, gases y agua, mientras que la despolimerización produce compuestos

orgánicos volátiles, levoglucosano, anhidrohexosas, levoglucosenona y furanos, (Van de Velden et al., 2010). Finalmente, la lignina es el componente fortalecedor de la pared celular y está presente principalmente en la biomasa leñosa. Su estructura depende del tipo de la especie vegetal, y debido a dicha diversidad se pueden producir diversos productos en la pirólisis, como catecoles, vainillinas, hidratos de carbonos aromáticos, entre otros. A baja temperatura domina su deshidratación, mientras que a altas temperaturas se forman diferentes monómeros que luego se descomponen y pasan a la fase de vapor. La lignina es más estable térmicamente que la celulosa y la hemicelulosa, por lo cual, produce más carbón y una mayor fracción de compuestos aromáticos, (Van de Velden et al., 2010).

En la Figura 1-1 se observa la representación de la pirólisis, donde se especifica que el calor del proceso está compuesto por calor sensible y calor de reacción. Los productos líquidos y gaseosos provienen de los compuestos volátiles mientras que los productos sólidos proceden de las cenizas y el carbón fijo. La fase gaseosa generalmente está compuesta por CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, y H<sub>2</sub>, mientras que la fase líquida por alquitranes compuestos por cetonas, ácido acético, compuestos aromáticos y otras fracciones más pesadas junto al agua, (Puente, 2012).



**Figura 1-1:** Representación esquemática de la pirólisis. **Fuente:** (Campuzano et al., 2019).

Las reacciones primarias se deben a la escisión térmica de los enlaces químicos en los componentes individuales de la materia prima, mientras que las reacciones secundarias incluyen el craqueo, reformado, deshidratación, condensación, polimerización, carbonización, oxidación y gasificación, (Campuzano et al., 2019). No obstante, se puede

evitar que los productos primarios no intervengan en las reacciones secundarias si estos son removidos y enfriados rápidamente al salir del reactor, (Campuzano et al., 2019).

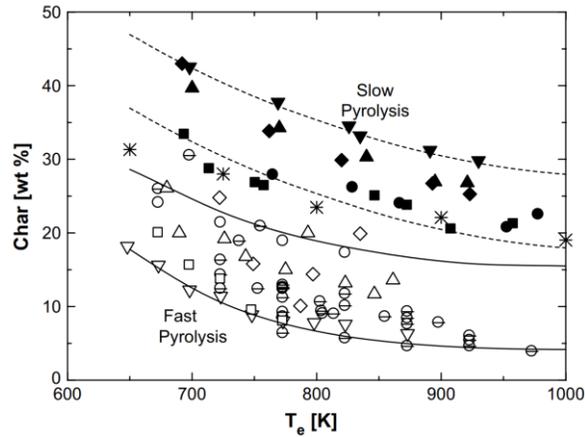
Dependiendo de la temperatura y el tiempo de residencia de la biomasa, la pirólisis se puede clasificar dependiendo de la velocidad de calentamiento, tal como se ilustra en la Tabla 1-1:

**Tabla 1-1:** Tipos de pirólisis, condiciones de proceso y tecnologías. **Fuente:** (Campuzano et al., 2019)

Tipo de Pirólisis	Condiciones de la pirólisis				Tecnologías	Productos principales
	Tiem. de residencia de volátiles	Tiem. de residencia de sólidos	Transf. de calor	Temp. (°C)		
Rápida	Hasta 2 s	Corto	1000 °C/min	400-600	BFB, CFB, spouted bed, entrained flow, auger	Líquido
Intermedia	Entre 10 y 30 s	Desde segundos hasta min	100 °C/min	400-600	Auger, rotary kiln, fixed bed	Líquido, sólido y gas
Lenta – Torrefacción	Desde minutos hasta horas	Desde min hasta h	Baja	250-350	Auger, rotary kiln, fixed bed	Sólido
Lenta – Carbonización	Largo	Desde h hasta días	Muy baja	300-500	Auger, rotary kiln, fixed bed	Sólido

La pirólisis lenta, también conocida como carbonización, se caracteriza por tener tiempos prolongados de reacción, desde horas hasta días (5-30 min o incluso de 23 a 25 horas), con temperaturas de reacción entre 300 a 500 °C, y bajas tasas de calentamiento, del orden de (0.1–0.8 °C/s). Dicho proceso se usa principalmente para producir altos rendimientos en biochar, pero principalmente a bajas temperaturas, puesto que, cuando se aumenta los componentes orgánicos se queman y la celulosa y hemicelulosa se destruye a altas temperaturas, (Roy & Dias, 2017). Los rendimientos del biochar dependen de las propiedades de la biomasa, las condiciones operativas y del tipo de reactor, pero en general puede estar en el orden de 30 a 40%, según un estudio realizado por Di Blasi (Di Blasi, 2009).

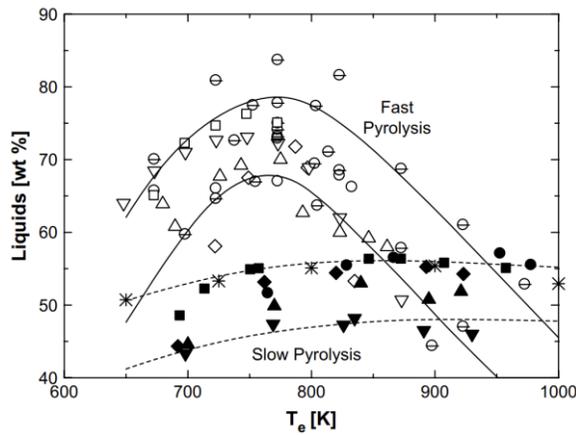
En la Figura 1-2 se puede notar el comportamiento del rendimiento del char con respecto a la temperatura, para diferentes tipos de biomasa. Donde se observa, que a menores temperaturas y bajo pirólisis lenta, se logra obtener los mayores rendimientos, mientras que, con pirólisis rápida los rendimientos disminuyen sustancialmente debido a que hay una competencia entre la reacción primaria que genera el char, con respecto a la formación de volátiles, siendo favorecida esta última cada vez que aumenta la temperatura. Por otro lado, la pirólisis intermedia involucra tasas de transferencia de calor más altas, por el orden de 100 °C/min y tiempos de residencia entre 10 y 30 segundos.



**Figura 1-2:** Rendimiento del char en función de la temperatura de calentamiento. **Fuente:** (Di Blasi, 2009).

En la pirólisis rápida se utilizan tasas de calentamiento entre 10 – 1000 °C/s, en tiempos de residencia mucho más cortos como por ejemplo, de 0,5 a 2 segundos. En este tipo de pirólisis se puede obtener rendimientos de bio combustible líquido entre 65 y 80% de biomasa, (Roy & Dias, 2017).

En la Figura 1-3 se puede apreciar cómo varía el rendimiento del biocombustible en función de la temperatura y el tipo de pirólisis:

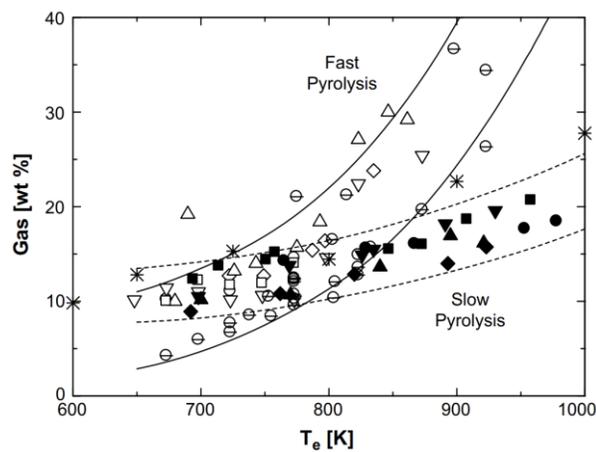


**Figura 1-3:** Rendimiento del combustible líquido en función de la temperatura de calentamiento. **Fuente:** (Di Blasi, 2009).

Donde se puede observar que, en un rango especial de temperaturas, 450 – 530 °C, se obtienen los mayores porcentajes de rendimiento, en un orden de hasta un 80 %, debido principalmente al favorecimiento de las reacciones primarias, pero luego de superado el punto de inflexión máximo, las reacciones secundarias empiezan a tomar más importancia

y el rendimiento del bio combustible empieza a decrecer. De igual forma, el craqueo de los vapores de alquitrán propicia el aumento del gas, pero la disminución del bio combustible. Por otro lado, con la pirólisis lenta, decrece considerablemente.

El comportamiento del rendimiento del gas se puede apreciar en la Figura 1-4, que a diferencia del char y el biocombustible, su rendimiento aumenta de manera proporcional en ambos procesos de pirólisis, pero su rendimiento no alcanza a un 30 %, en las condiciones que favorecen el bio combustible, puesto que la disminución de este último propicia el aumento del gas.



**Figura 1-4:** Rendimiento del gas en función de la temperatura de calentamiento. **Fuente:** (Di Blasi, 2009)

Así mismo, cuando la tasa de transferencia de calor es más alta, se ve más favorecido el rendimiento. El incremento de la temperatura favorece la fase gaseosa a causa de la producción de moléculas pequeñas y estables a mayor temperatura, debido al craqueo de la fase líquida y sólida (Mkhize et al., 2016).

## 1.2 Reactores de pirólisis

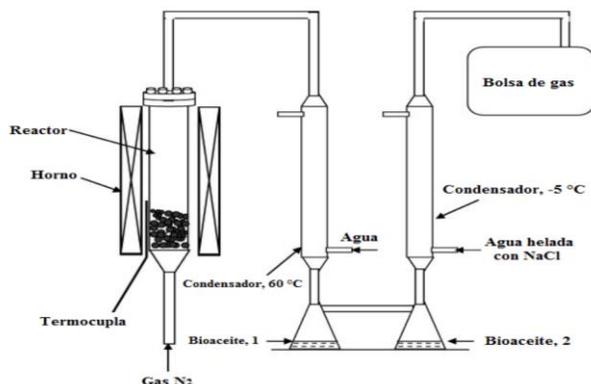
En el proceso de pirólisis existen múltiples tecnologías que pueden ser implementadas dependiendo del tipo de biomasa, tamaño, las condiciones operativas o los productos de interés, que buscan potenciar algunas variables más que otras, como por ejemplo, mejorar la tasa de transferencia de calor, disminuir o aumentar el tiempo de residencia del vapor y la biomasa, incentivar el área de contacto entre la biomasa y la fuente de energía, entre

otras. Para esto, se han diseñado diferentes tipos de reactores a lo largo del tiempo, donde alguno de los más conocidos se muestran a continuación.

### 1.2.1 Reactor de lecho fijo

Este diseño de reactor corresponde a uno de los más simples y económicos de diseñar e implementar. Como se puede observar en la Figura 1-5, consiste en un recipiente donde la biomasa se apila en el fondo del reactor, a la altura deseada y la transferencia de calor se suele dar a través de las paredes, mediante la cubierta de una chaqueta, donde en algunos casos suele tener un agitador mecánico. Se caracteriza por tener un flujo de gas inerte como el nitrógeno capaz de desplazar y guiar los compuestos volátiles para evitar la ocurrencia de reacciones secundarias, (Afnasjeva et al., 2018). Este reactor generalmente se trabaja por lotes, por lo cual conlleva que el tiempo de residencia o de reacción sea considerablemente mayor, para obtener un resultado de rendimiento deseado. Por ejemplo, en una investigación realizada por (Aylón et al., 2008), determinan que para obtener un 38% de rendimiento, en el reactor de lecho fijo requiere 30 minutos mientras que en un fluidizado, alcanzan el mismo resultado pero con solo 3,7 minutos.

Esta tecnología generalmente se usa para procesos de pirólisis lenta, con bajas temperaturas entre 300 a 400 °C y bajas velocidades de calentamiento entre 0,1 – 2°C/min. Se usa principalmente para producir char como producto principal, y por tal razón es que la temperatura no es tan alta, puesto que desfavorecería la generación de este producto. No obstante, también se produce en menor proporción el bioaceite y los gases, donde estos últimos en vez de condensarse, suelen ser usados como combustible para calentar el reactor, (Afnasjeva et al., 2018)



**Figura 1-5:** Esquema de un reactor de lecho fijo. **Fuente:** (Afnasjeva et al., 2018).

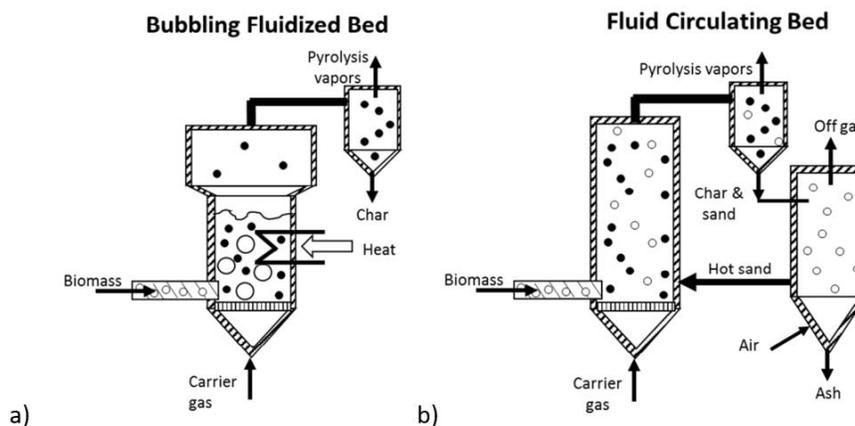
Los rendimientos esperados dependen del tipo de biomasa y la configuración del reactor, pero se suele tener rendimientos de char entre 30 y 50 %, según lo reportado en algunas fuentes como (Aylón et al., 2008), (Aschjem, 2019) y (Garcia-Nunez et al., 2017).

Dentro de las ventajas de este reactor se encuentra su facilidad en el diseño y construcción, su confiabilidad y su independencia en el tamaño de biomasa, pero como desventaja se encuentra que tiene tiempos largos de reacción, es por lotes, y presenta complejidad a hora de retirar el carbón producido, (Aschjem, 2019).

### **1.2.2 Reactor de lecho fluidizado**

Un reactor de lecho fluidizado se caracteriza por ser un recipiente que contiene una capa de material de lecho, como arena, en el fondo y un fluido inerte que fluye para ayudar a prevenir reacciones no deseadas. La transferencia de calor se da desde las paredes del reactor y mediante la inyección de vapor o nitrógeno caliente. Sin embargo, la función de la arena es propiciar la alta transferencia de calor hacia a la biomasa y mantener la temperatura media (Lathouwers & Bellan, 2001). En el fondo del reactor se introduce el gas inerte a presión con el fin de evitar las reacciones secundarias u otro tipo de reacciones no deseadas como la combustión o hidrólisis. La diferencia con respecto al reactor de lecho fijo, es que este, al tener el flujo ascendente del gas inerte, permite que se presente un movimiento en las partículas del lecho, mejorando de manera notable la transferencia de calor, (Andrés Obando, 2015). La biomasa entra al reactor y se mezcla inicialmente con la arena. Una vez empieza el calentamiento, las partículas de biomasa comienzan a reaccionar y expulsan productos como gases y alquitrán, mientras que se forma el carbón, que ayuda a mantener compacto el lecho con la biomasa. Durante el proceso de reacción y operación, los gases producto de la pirólisis se mezclan con el gas inerte para luego ser expulsados del reactor, junto con las partículas de carbón pequeñas que se erosionaron debido al movimiento y contacto con la arena. Los alquitranes deben tener un muy bajo tiempo de residencia para que no se degraden y se generen reacciones secundarias. Este tipo de reactor, debido a su condición de movimiento del lecho y expulsión de los productos, propicia a que se pueda operar de manera continua, (Lathouwers & Bellan, 2001).

En la Figura 1-6, se puede apreciar el esquema de dos tipos de reactores de lecho fluidizado. El reactor de lecho fluidizado burbujeante (BFB) se caracteriza por usar arena caliente como medio y fuente para la transferencia de calor con la biomasa. El tamaño de partícula se debe operar entre 2 – 3 mm, pero idealmente menor a 0,5 mm, con el fin de evitar aerosoles dentro de la partícula y lograr altas transferencias de calor. Este tipo de reactor es especialmente diseñado para obtener mejores rendimientos del biocombustible, por el orden del 65 %. La fuente de calor es el mismo gas que se genera de la pirólisis, que al combustionar, se usa una chaqueta alrededor del reactor para que se dé la transferencia de calor. Las tasas de transferencia de calor entre los gases de combustión y el lecho son entre 100-200 W/m<sup>2</sup>K, que al ser bajos requiere de mayor área de transferencia. Los rendimientos con respecto al combustible líquido que se pueden alcanzar está entre los 50 y 78 % dependiendo del tipo de biomasa (Garcia-Nunez et al., 2017). Dentro de sus ventajas se encuentra que, a nivel de diseño es simple, es fácil de operar y es adecuado para escalar a uso industrial. Sin embargo, requiere que el tamaño de la biomasa sea muy pequeño para alcanzar las tasas de transferencia de calor requeridas, y el tamaño del carbón producido es muy pequeño debido al desgaste por la colisión con las partículas de arena (Aschjem, 2019). Este problema conlleva a que la separación del carbón del bioaceite sea más compleja, promoviendo su presencia, lo que genera envejecimiento, erosión, bloqueo y dificultad en la combustión del líquido.



**Figura 1-6:** Esquema de reactores de lecho fluidizado: a) lecho fluidizado burbujeante BFB, b) lecho fluidizado circulante CFB. **Fuente:** (Garcia-Nunez et al., 2017)

Por otro lado, se encuentran los reactores de lecho fluidizado circulante que se caracterizan por tener un tamaño de partícula de biomasa alrededor de 6 mm, un poco

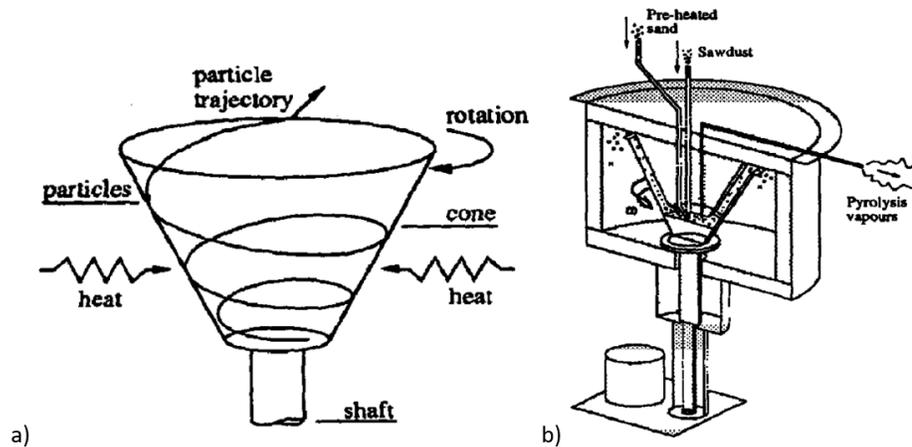
más alto que el BFB, y un porcentaje de humedad menor al 10 % en la alimentación. El principio de funcionamiento es similar, con la diferencia de que el lecho es altamente expandido y los sólidos se recirculan continuamente a través de un circuito externo que comprende de un ciclón. Este tipo de reactor opera en un régimen hidrodinámico especial conocido como lecho rápido, que permite tener un buen control de la temperatura y mezcla uniforme en todo el lecho. Adicional, el flujo del gas es considerablemente mayor que en el BFB, lo que permite que tenga buenos rendimientos, (Liu et al., 2017). En un estudio realizado por (Garcia-Nunez et al., 2017), se reportan eficiencias entre un 54 % a 71 %, donde la diferencia radica en el tipo de biomasa usada, como plantas timoteo y aserrín de pino.

Dentro de las ventajas de este tipo de reactor se encuentra que es una tecnología ampliamente estudiada y entendida, que se caracteriza por ser un sistema donde se puede tener control sobre la transferencia de calor, y que a diferencia del BFB, se pueden usar tamaños de partículas de biomasa más grandes. Dentro de sus desventajas se encuentra que a nivel de escala industrial, son pequeños y no pueden manejar elevados flujos de biomasa, poseen una hidrodinámica compleja y las partículas de carbón producidas tienden a ser muy finas (Aschjem, 2019).

### **1.2.3 Reactor de cono giratorio**

El reactor de cono giratorio es un sistema que se caracteriza por generar un lecho transportador mediante la acción de la fuerza centrífuga, una vez empieza a girar, por lo cual no tiene la necesidad de usar grandes cantidades de gas transportador, pero sí se necesita para la quema del carbón y para transportar la arena. En su accionar, tanto la arena como la biomasa se direccionan en la parte superior del reactor y se presionan contra la pared caliente por efecto de la fuerza centrífuga, (Garcia-Nunez et al., 2017). En la Figura 1-7, se puede observar el principio de funcionamiento de este tipo de reactor, además de una visión transversal del reactor por dentro, de un modelo cuyo el ángulo superior del cono es de  $\pi/2$  radian, un diámetro mínimo inferior de 200 mm y un diámetro superior de 600 mm (Wagenaar et al., 1994). El carbón y la arena caen por derramamiento sobre un lecho fluido que rodea el cono, donde se elevan a una cámara de combustión separada de lecho fluido burbujeante, donde el carbón se quema y calienta la arena, que luego vuelve a caer en el cono giratorio. La arena caliente se recircula al pirolizador, (A. V. Bridgwater, 2012). La velocidad de giro de un reactor puede estar entre 360 a 960 RPM,

con la constante aplicación de partículas conductoras de calor como la arena, donde por su excelente mezcla conlleva a altas tasas de transferencia de calor, en el orden de 5000K/s. Los tiempos de residencia dentro del reactor son muy cortos, siendo en promedio para la fase gaseosa de 0,3 segundos y de 0,5 segundos para la fase sólida (Liu et al., 2017). Las diferencias de temperatura dentro de la geometría del reactor, considerando la parte inferior y superior, son menores a 10 °C (Wagenaar et al., 1994).

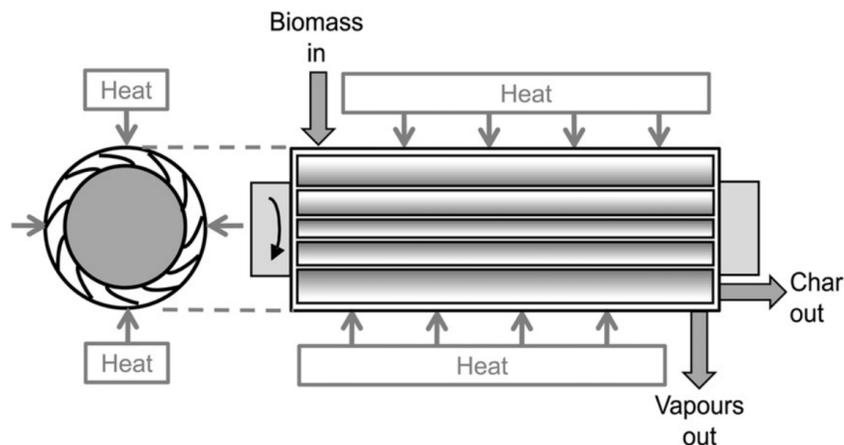


**Figura 1-7:** Reactor de cono giratorio: a) principio de funcionamiento, b) representación transversal. **Fuente:** (Wagenaar et al., 1994).

Según (A. V. Bridgwater, 2012), en este tipo de tecnología se pueden alcanzar rendimientos del 60 al 70 % para el combustible líquido, dependiendo del tipo de biomasa y de las condiciones operativas del equipo. Por ejemplo, en la prueba realizada por (Wagenaar et al., 1994) alcanzaron un máximo de 70 % a 600°C de temperatura. Este tipo de tecnología es ideal para pirólisis rápida y flash debido a las altas tasas de transferencia de calor y cortos tiempos de residencia. Junto a los BFB y CFB, son de los reactores que más se han usado a escala industrial, como por ejemplo en Malasia que los usan para tratar la biomasa proveniente de los racimos del fruto de palma africana. Dentro de sus ventajas se encuentra que sus costos operacionales son más bajos debido a que no necesita grandes cantidades de gas transportador, y tiene menos desgaste. Sin embargo, requieren de tamaño de partículas pequeños y a nivel de escala industrial no son tan grandes (Aschjem, 2019).

### 1.2.4 Reactor de pirólisis ablativa

Los reactores que se fundamentan en la pirólisis ablativa se diferencian de los demás respecto a la forma en que se transfiere el calor a la biomasa, puesto que en estos sistemas se transfiere directamente desde la pared del reactor con el fin de fundir la biomasa que está en contacto con ella bajo presión. La capa fundida posteriormente se evapora y genera un producto similar al derivado de los sistemas de lecho fluidizado. El frente de la pirólisis se mueve unidireccionalmente a través de la partícula de biomasa. A medida que se retira la madera, la película de aceite residual proporciona lubricación para las subsiguientes partículas de biomasa, para luego evaporarse. En la Figura 1-8 se puede apreciar el esquema de un reactor de pirólisis ablativa. Este tipo de tecnología tiene la ventaja de que no depende del tamaño de partícula de la materia prima puesto que las velocidades de reacción no están limitadas por la transferencia de calor a través de la misma biomasa, si no por la temperatura de la pared del reactor y la presión con la que se ejerza el contacto para que haya alta tasa de transferencia de calor, por lo cual no hay un límite establecido para el tamaño de la biomasa. A su vez, no hay necesidad de gas inerte, por lo que el equipo de procesamiento es más pequeño y, por lo tanto, el sistema de reacción es más intensivo, además, la ausencia de gas fluidizante aumenta sustancialmente la presión parcial de los vapores condensables, lo que conduce a una recolección más eficiente y equipos más pequeños.



**Figura 1-8:** Esquema de un reactor de pirólisis ablativa. **Fuente:** (A. V. Bridgwater, 2012)

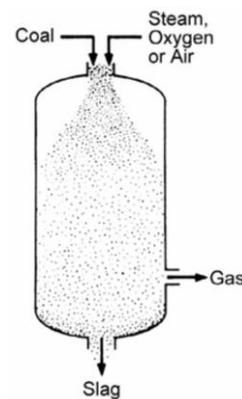
Los rendimientos de combustibles líquidos se pueden encontrar entre el 60 % y 75 %, (García-Núñez et al., 2017), (A. V. Bridgwater, 2012). Incluso, en la investigación realizada

por Peacocke & Bridgwater, (1994), se alcanzan valores de rendimiento de hasta 81 % para el bioaceite, a 600 °C de temperatura y 1.71 segundos de tiempo de residencia.

Dentro de sus ventajas se encuentra que no requiere de gas transportador inerte y que se pueden usar diferentes tamaños de biomasa, por lo cual no se requiere de molienda previa. Sin embargo, como desventaja se encuentra que es una tecnología costosa y difícil para escalar, debido a que el proceso se controla a través del área de superficie y la temperatura, además de que el accionamiento es de manera mecánica (García-Núñez et al., 2017).

### 1.2.5 Reactor de flujo arrastrado

El reactor de flujo arrastrado es una tecnología cuyo funcionamiento consiste en el ingreso de la biomasa, gas de arrastre e incluso oxígeno en co-corriente para generar calor a partir de combustión parcial. En la figura Figura 1-9 se puede observar el esquema de un reactor de flujo arrastrado que se usa para gasificación, sin embargo, el concepto para la pirólisis sería similar, con la diferencia de que en la entrada, sería biomasa en vez de carbón. La transferencia de calor también puede ser por una fuente externa, y se prefiere de esta forma para evitar la contaminación de los productos de la pirólisis. Las tasas de transferencia de calor demandadas son del orden de  $10^4$  °C/s, donde principalmente se da por radiación desde la pared del reactor. Es una tecnología enfocada en producir mejores rendimientos de gas y líquidos. Para su funcionamiento, demanda que la biomasa sea pulverizada con el fin de promover el flujo de transferencia de masa dentro del reactor, (Bohn & Benham, 1984).



**Figura 1-9:** Esquema de un reactor de pirólisis de flujo arrastrado. **Fuente:** (Zhang et al., 2018)

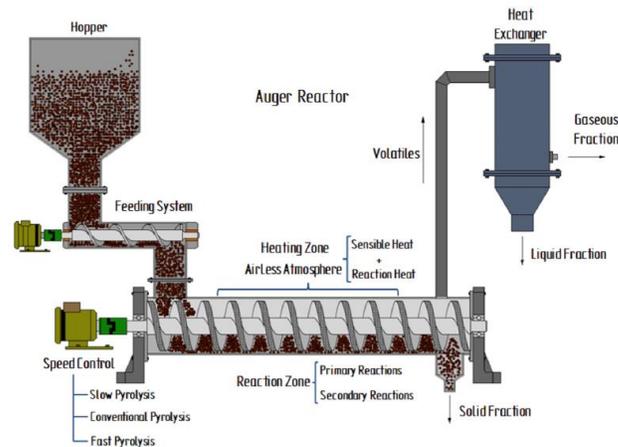
Sin embargo, la mayoría de sus desarrollos no han tenido tanto éxito debido a la escasa transferencia de calor entre el gas caliente y la partícula sólida, por lo cual conlleva a que se requieran altos flujos de gas y grandes tamaños en las instalaciones de planta. Los rendimientos de los combustibles líquidos son alrededor de 50 % a 55 %, (A. V. Bridgwater, 2012). En una investigación realizada por Sun et al. (2010), se encuentran rendimientos con respecto al bioaceite del orden del 40 % a una temperatura de 700 °C. También identificaron que la temperatura de reacción tiene el mayor impacto en el rendimiento de los productos. Cuando aumentan la temperatura, el rendimiento del gas aumenta considerablemente, mientras que para el biocombustible y el carbón se reduce notablemente.

### 1.2.6 Reactor *Auger*

Los reactores *auger* o de tornillo sin fin, consisten en un tornillo helicoidal que gira dentro de una carcasa cerrada. En este sistema, la materia prima se alimenta junto a balines de acero, continuamente mientras el tornillo mueve el producto a lo largo de todo el eje hasta el final de la zona de calentamiento. Debido al giro del tornillo, se promueve una alta transferencia de calor entre los balines y la biomasa, además de que se mantienen condiciones idóneas de mezcla. Esta propiedad conlleva a que dentro del reactor se experimente buena dispersión axial, y por tal, la biomasa tenga una mayor uniformidad en el tiempo. La fuente de transferencia de calor también puede ser externa, y en estos casos, el giro interno genera que la biomasa haga contacto con la pared caliente del reactor. La pared debe estar a una temperatura superior que la temperatura de reacción. Por otro lado, el tiempo de residencia de los productos dentro del reactor está controlado por la velocidad de giro del tornillo y por el flujo del gas inerte. A medida que la biomasa se descompone, los gases y los volátiles orgánicos abandonan el reactor y el carbón vegetal se recoge en el fondo. En la Figura 1-10 se puede observar el esquema del proceso de pirólisis en un reactor *auger*, el cual se puede identificar que, dependiendo de la velocidad de giro del tornillo accionada por el motor, se puede usar el sistema para pirólisis lenta o rápida.

Algunas de las ventajas y desventajas de este tipo de tecnología se muestran a continuación, (Campuzano et al., 2019):

- Se puede tener un control preciso en la velocidad de flujo másico y tiempos de residencia, lo que permite que se pueda usar para pirólisis lenta, intermedia y rápida, dependiendo del producto de interés.
- Adecuado para usar portadores de transferencia de calor, como balines de acero.
- No es sensible a condiciones hidrodinámicas del lecho.
- La separación de fases es mucho más sencilla puesto que los sólidos caen por gravedad.
- Presenta menor desgaste en la fracción sólida



**Figura 1-10.** Esquema del proceso de pirólisis en un reactor *auger*. **Fuente:** (Campuzano et al., 2019).

- El gas de pirólisis es menos diluido, lo cual favorece su aprovechamiento.
- Se puede usar en configuraciones verticales, inclinadas u horizontales.
- Es adecuado para aplicaciones móviles o ubicaciones con accesibilidad limitada, o donde se encuentre la fuente de materia prima.
- Se puede operar con diferentes tipos de materia prima y tamaño de partícula, debido a la versatilidad del tipo de pirólisis que se quiera usar.
- Tiene menos pérdidas de energía que otros tipos de reactores, y posee una mejor tasa de conversión energética.
- El tamaño del reactor es bajo, lo que conlleva a que requiera una menor cantidad de energía para llevar a cabo la pirólisis. Esto lo hace mucho más eficiente energéticamente, y reduce costos de capital a la hora de escalarlo a una planta.
- Simplicidad de diseño, operabilidad y mantenimiento.

- Menores consumos de gas inerte transportador, lo que conlleva a menores costos de operación y mantenimiento.

Por otro lado, algunas de sus desventajas se enuncian a continuación, (Campuzano et al., 2019):

- Mayor tiempo de residencia de los gases producidos, con respecto a otro tipo de tecnologías como BFB y CFB, conllevando a que se favorezca la ocurrencia de reacciones secundarias.
- A nivel de mantenimiento y operación, se puede presentar riesgo de taponamiento y desgaste mecánico, como consecuencia de la rotación del tornillo, la erosión y las altas temperaturas.
- Se requieren álabes especiales para lograr un buen comportamiento de mezcla.
- Posibles dificultades de transferencia de calor a gran escala. Sin embargo, se puede mejorar, implementando reactores de diámetros pequeños.

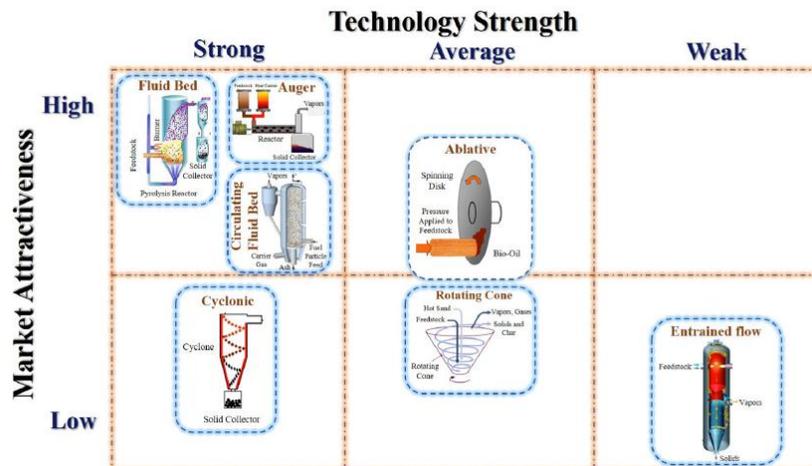
En una investigación realizada por Brassard et al. (2017), recapitulan múltiples pruebas de reactores *auger* con diferentes tipos de biomasa y condiciones operativas, encontrando que el rendimiento del bioaceite puede llegar hasta un 70 %, cuando se usa aserrín de madera, arena y una temperatura de reacción de 500 °C. Sin embargo, el rendimiento promedio fue de 53,3 % para escala de laboratorio y de un 37,3 % para reactores de escala industrial. Brassard et al., 2017 concluyeron que, al aumentar la capacidad del reactor, el rendimiento del biocombustible disminuía, probablemente debido a la disminución en la transferencia de calor en la medida de que el reactor era más grande.

Respecto a la temperatura, notaron la tendencia de que, al aumentarla, el rendimiento del carbón disminuía notablemente, mientras que la del gas seguía en aumento de manera proporcional. El rendimiento del líquido tenía un aumento hasta cierta temperatura, entre los 500 a 550 °C, pero posteriormente volvía a decrecer. Incluso, a mayor temperatura el bioaceite producido presentaba un menor HHV. Otros investigadores encontraron que la relación entre la temperatura de la pared del reactor, con respecto a la biomasa por dentro, solía tener una diferencia de entre 100 °C y 200 °C, lo que conllevaba a que fuese difícil estimar la temperatura de reacción, debido a que muchos autores reportaban la temperatura del reactor, en vez de la temperatura a la que se generaba la reacción de pirólisis, (Brassard et al., 2017).

El efecto encontrado respecto al flujo del gas inerte corresponde a que al aumentar el flujo, se favorece el rendimiento del bioaceite debido a que disminuye su tiempo de residencia y evita la generación de reacciones secundarias, pero por el contrario, disminuye el rendimiento del carbón y el gas. Sin embargo, cuando se disminuye el flujo, se favorece la producción del bio carbón debido a que al haber mayor tiempo de residencia, los componentes volátiles pueden reaccionar con el residuo carbonáceo, (Brassard et al., 2017). El efecto de la velocidad de flujo de la biomasa está directamente relacionado al tiempo de residencia, puesto que, al disminuir favorece el rendimiento del biocarbón. De igual forma, el tamaño de partícula juega un papel importante, puesto que entre más pequeño se favorece la producción de bioaceite al tener mejor transferencia de calor dentro de la partícula, y menor tiempo de residencia de los gases en la misma, evitando la ocurrencia de reacciones secundarias. Por el contrario, cuando el tamaño es mayor, se favorece la producción del biocarbón (Brassard et al., 2017). Respecto a el efecto de algunos catalizadores como el CaO y CaOMgO, encontraron que su aplicación puede mejorar la calidad del bioaceite producido, disminuyendo la acidez y el oxígeno, y aumentando el pH y la capacidad calorífica. Sin embargo, no se evidenció una mejora en términos de rendimiento (Brassard et al., 2017).

### **1.3 Comparación de tecnologías**

En la Figura 1-11 se puede observar una gráfica publicada por la PyNe pero adaptada por Campuzano et al. (2019), la cual expone las fortalezas y atractivo comercial de cada una de las tecnologías mencionadas anteriormente. Se puede apreciar que los reactores *auger*, al igual que los de lecho fluidizado y recirculante, son uno de los que más atractivo comercial poseen, además de que bajo ciertas condiciones también pueden alcanzar altos rendimientos en la producción de bioaceite.



**Figura 1-11:** Fortaleza y atractivos de diferentes tipos de reactores de pirólisis. **Fuente:** (Campuzano et al., 2019).

En la Tabla 1-2 se describe una comparación de las principales ventajas y desventajas de cada una de las tecnologías para realizar pirólisis:

**Tabla 1-2:** Ventajas y desventajas de diferentes reactores de pirólisis. **Fuente:** (Aschjem, 2019), (Campuzano et al., 2019), (Brassard et al., 2017), (Jalalifar et al., 2020).

Tipo de reactor	Ventajas	Desventajas
Lecho fijo	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Facilidad de diseño y construcción</li> <li>* Confiabilidad e independencia en el tamaño de biomasa</li> <li>* Bajo costo de producción</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Tiempos largos de reacción y complejidad en controlar la temperatura</li> <li>* Se opera por batches. Difícil de operar en forma continua</li> <li>* Complejidad a la hora de retirar el biocarbón</li> <li>* Baja tasa de transferencia de calor</li> </ul>
Lecho fluidizado burbujeante (BFB)	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Diseño y operación simple, de bajo costo</li> <li>* Adecuado para escalar a uso industrial</li> <li>* Buen control de temperatura</li> <li>* Transferencia de calor adecuada a partículas de biomasa</li> <li>* Tiempos de residencia cortos</li> <li>* Buen control en variables de operación como temperatura y tiempo de residencia.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Requiere de tamaños de partículas muy pequeños</li> <li>* Tamaño pequeño de partícula de carbón producido.</li> <li>* Contaminación del biocombustible con pequeñas partículas del biocarbón. La rápida remoción del carbón es esencial.</li> <li>* Presenta desgaste del material del lecho</li> </ul>
Lecho fluidizado circulante (CFB)	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Tecnología ampliamente estudiada y probada</li> <li>* Buen control en la transferencia de calor</li> <li>* Se puede usar tamaño de partícula más grande</li> <li>* Apropiado para mayores rendimientos de bioaceite</li> <li>* Se puede aprovechar la transferencia de calor a través de conducción y convección mediante la aplicación de balines</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Pequeños a escala industrial</li> <li>* Hidrodinámica compleja</li> <li>* Partículas de carbón muy finas que pueden contaminar el biocombustible</li> </ul>

Reactor de cono giratorio	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Bajos costos operacionales debido a que no requieren mucho gas transportador</li> <li>* Tienen menos desgaste mecánico</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Requiere de tamaños de partículas pequeños</li> <li>* Pequeños a escala industrial</li> <li>* Se deben combinar tres subsistemas complejos como el cono rotatorio, el elevador que recicla los balines de acero y el lecho burbujeante con quemador de carbón.</li> </ul>
Reactor de pirólisis ablativa	<ul style="list-style-type: none"> <li>* No dependen del tamaño de biomasa</li> <li>* No usan gas inerte y por tal, menores costos de operación</li> <li>* El biocombustible producido genera lubricación para la biomasa que ingresa</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Tecnología costosa y más compleja de escalar</li> <li>* La velocidad de reacción está directamente relacionada a la presión de la biomasa en las paredes del reactor y la temperatura de la misma.</li> </ul>
Reactor de flujo arrastrado	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Tecnología que se puede usar tanto para gasificación como pirólisis.</li> <li>* Permite tener rendimientos aceptables de gas y biocombustible</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Requiere de biomasa pulverizada</li> <li>* No ha tenido éxito a nivel industrial debido a la transferencia de calor internamente, puesto que se requiere un caudal de gas considerable y por tal, un tamaño de reactor más grande</li> <li>* La tasa de transferencia de calor entre los gases y las partículas sólidas es baja</li> <li>* Menor rendimiento de biocombustible líquido a comparación de otras tecnologías</li> </ul>
Reactor Auger	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Control preciso de variables</li> <li>* Versátil en tipo de pirólisis, ubicación y configuración demandada</li> <li>* Se puede operar con diferentes materias primas y tamaños de partículas</li> <li>* Menores consumos de gas inerte</li> <li>* Compacto, fácil de operar y de hacer mantenimiento</li> <li>* Más eficiente energéticamente y permite el uso de transportadores de calor</li> <li>* Separación de fases de producto, sencilla</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>* Mayor tiempo de residencia con respecto a BFB y CFB</li> <li>* Riesgo de taponamiento y desgaste mecánico</li> <li>* Requiere álabes especiales para garantizar condiciones ideales de mezcla</li> <li>* Posibles dificultades de transferencia de calor para reactores a escala industrial</li> </ul>

Los reactores BFB y CFB se consideran que son los más documentados y disponibles comercialmente, (Brassard et al., 2017) y se aprecia ciertos vacíos en otras tecnologías como el *auger*. Por lo tanto, resulta motivante, a partir de todas las ventajas y la versatilidad que tiene el reactor *auger*, ahondar en su conocimiento, entendimiento e investigación.

## 1.4 Antecedentes – modelamiento y simulación de reactores *auger*

A pesar de que en un reactor *auger* se presenta un movimiento y una geometría compleja, con múltiples fases, componentes, reacciones químicas y fenómenos de transferencia, en la literatura se encuentran diferentes perspectivas de desarrollo para la simulación de un

sistema de estos. Algunos investigadores optan por modelar considerando la totalidad de los fenómenos, mientras que otros prefieren realizar suposiciones para reducir la complejidad del modelo. A continuación, se enuncian diferentes desarrollos de modelos y simulación para este tipo de tecnología.

En un estudio desarrollado por Aramideh et al. (2015), se simuló mediante la dinámica de fluidos computacional, el proceso de pirólisis rápida en un reactor *auger*, en donde los resultados numéricos se validaron con resultados experimentales. Todas las fases se modelaron como medios continuos mediante el uso de un modelo multiflujo. Las reacciones químicas se simularon con un mecanismo de reacción de varios pasos que considera múltiples compuestos en la biomasa y varias especies gaseosas en el reactor. La geometría compleja del sistema y la dinámica de fluidos se simuló basado en un marco de referencia giratorio con el fin de tener en cuenta la rotación de la barrena. Sin embargo, no se consideró el uso de conductores de calor. Dentro de los resultados obtenidos, los autores encontraron que la temperatura que maximiza el rendimiento del carbón fue de 823 K, permitiendo alcanzar rendimientos cercanos al 60%. Como conclusiones del estudio paramétrico, comprobaron que, al aumentar la temperatura de la biomasa a la entrada, se disminuía el rendimiento del biocombustible, pero al aumentar el flujo del gas inerte lo favorecía. Por otro lado, al aumentar el flujo de biomasa, desfavorecía el rendimiento de biocombustible.

Otros enfoques como el realizado por Funke et al. (2018), estudian el coeficiente de transferencia de calor entre una mezcla de partículas de biomasa y las de los portadores de calor en un reactor *auger*, caso particular de estudio, por medio de simulaciones DEM (métodos de elementos discretos), con el objetivo de identificar las condiciones de diseño que optimizarían la aplicación de este sistema para el proceso de pirólisis rápida. Dentro de los resultados encontraron que la transferencia de calor puede ser del mismo orden que la de un reactor de lecho fluidizado si se mantiene una relación de 7 a 12 entre los portadores de calor y la biomasa, considerando además que las partículas son de un diámetro monodisperso. A su vez, encontraron que, con la geometría de un reactor de un solo tornillo, se podría tener un mejor resultado si se cambiaba el orden de ingreso entre las partículas de biomasa y los portadores de calor al reactor, además de aumentar el espaciamiento entre álabes del tornillo, lo que les permitió tener coeficientes de transferencia de calor de  $400 \text{ Wm}^{-2}\text{K}^{-1}$ . Un aspecto para recalcar es que en este estudio no se consideró el calor generado por las reacciones químicas primarias o secundarias.

Por otro lado, otros autores como (Qi & Wright, 2020) simularon las reacciones de pirólisis de un flujo de biomasa granular en un reactor *auger* de doble tornillo mediante el método de elementos discretos extendido (DEM). En esta metodología, tanto la hidrodinámica como la transferencia de calor interna de la partícula son considerados y, además, acoplados con las cinéticas de las reacciones químicas multicomponentes en las partículas sólidas. La integración de las ecuaciones diferenciales ordinarias de las cinéticas de reacción es acoplada con el solucionador del DEM mediante un algoritmo de tiempo de paso aditivo. El modelo cinético considerado fue el desarrollado por (Calonaci et al., 2010), donde se asume que la descomposición de la celulosa, hemicelulosa y lignina es independiente y por tal, la pirólisis se considera como una superposición de las tres reacciones. Además, no considera la inclusión de las reacciones secundarias. Como condiciones del sistema, consideraron una proporción de biomasa y arena de 1:15, con una velocidad del tornillo de 40 RPM. Además, las partículas de biomasa y arena las asumieron esféricas. Finalmente, compararon los resultados de la simulación con los datos experimentales mediante una expresión de desviación media, que corresponde a la sumatoria de las diferencias entre los puntos experimentales y los puntos calculados, dividido entre el número de puntos, alcanzando valores de hasta 0.05, concluyéndose como buenos resultados de aproximación.

El método de elementos discretos, el cual es de enfoque Lagrangiano, tiene la desventaja de trabajar con un reducido número de partículas debido a las limitaciones computacionales, puesto que esta metodología considera las leyes de Newton para describir el movimiento de una partícula individual. Por otro lado, el modelo multifluido Euleriano considera las fases gaseosas y sólidas como un medio interpenetrante y, en consecuencia, es capaz de manejar sistemas multifásicos que contienen un gran número de partículas a una escala relativamente grande. Acorde a lo anterior, en un reciente estudio realizado por (Shi et al., 2019) se realizaron simulaciones de dinámica de fluidos computacional (CFD) tridimensional (3D) para estudiar la dinámica de flujo de sólidos y su comportamiento de retromezclado en un reactor *auger* basado en el método Euleriano-Euleriano. Además, determinaron la distribución de tiempos de residencia de los sólidos y el comportamiento de retromezclado en la dirección del eje axial. Posteriormente, (Shi et al., 2019) con el ánimo de simular la pirólisis lenta para la producción de carbón, al modelo de CFD anterior le incorporaron un esquema de reacción de pirólisis integral (modelo cinético multicomponente multi pasos) basado en la composición de la biomasa para

posteriormente determinar la distribución de temperatura en la dirección axial del reactor, los rendimientos máxicos de los productos de las reacciones, la composición elemental del carbón y su rendimiento energético. Todos estos resultados los compararon con datos experimentales, donde obtuvieron una diferencia media de solo 7.7 %, 6.2 % y 1.7 % respecto al rendimiento del carbón, biocombustible y gas.

Una metodología de menor complejidad fue desarrollada por (Codignole Luz et al., 2017), en donde se realiza un análisis numérico de un reactor *auger* con especial atención en las cinéticas de reacción y los fenómenos de transferencia de masa y calor mediante una herramienta computacional de 1D. Los perfiles de temperatura y patrones de conversión sobre el eje axial del reactor se determinan considerando el modelo en estado estacionario. Se asume constantes los cambios en el eje radial. Los procesos de transferencia de calor se basan en un modelo de energía de activación distribuida por 4 paralelos y la distribución de la variación de tiempos de residencia se determina con un modelo de dispersión axial. Esta dispersión de tiempos la usan para determinar la dispersión de velocidad promedio dentro del reactor, lo que les permite solucionar el sistema de ecuaciones diferenciales que contemplan los balances de materia y energía de cada fase. Usaron el modelo de energía de activación distribuida, propuesto por (Miller & Bellan, 1997). Sin embargo, en el desarrollo de este modelo no se tuvo en cuenta aspectos mecánicos de la geometría del equipo, como la velocidad de giro del tornillo o el espaciamiento de los álabes. Tampoco se consideró el uso de gas inerte ni la presencia de reacciones secundarias.

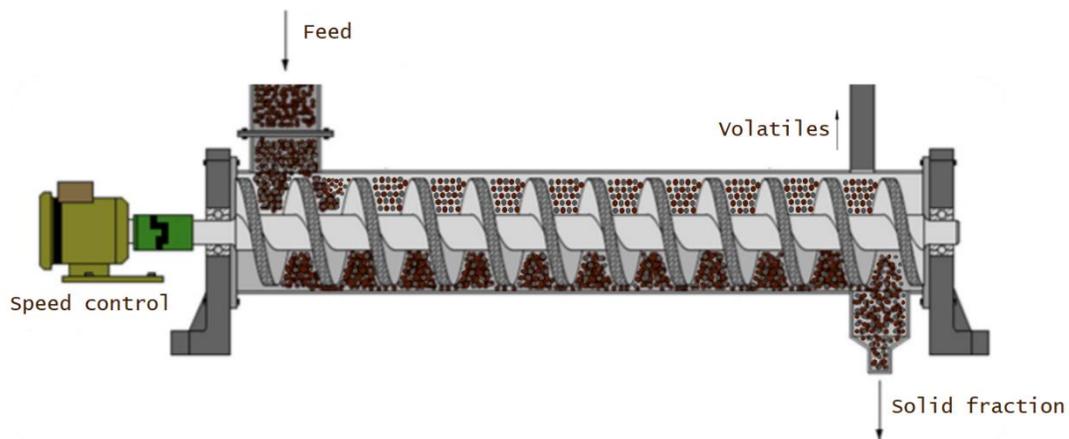
Otro enfoque diferente a los anteriormente mencionados, donde se consideran más fenómenos dentro del proceso, pero no involucra una alta demanda computacional como los modelamientos por CFD y DEM; fue aplicado por (Papari & Hawboldt, 2017). Ellos desarrollaron un modelo para la pirólisis de biomasa en un reactor *auger* considerando flujo pistón tanto en la fase sólida como en la fase gaseosa. Las ecuaciones de transporte para cada fase fueron combinadas con los modelos cinéticos de las reacciones con el fin de predecir los rendimientos del biocombustible líquido, el carbón y los gases no condensables. A su vez, contemplan el uso de balines de acero como medio de transporte de calor y sin gas de arrastre. Dentro del balance de materia por componente, se consideró la porosidad de la biomasa y una relación volumétrica entre la biomasa y los balines. Para determinar el tiempo de residencia usaron una expresión que depende de la velocidad de giro del tornillo y el espaciamiento entre álabes, y el flujo de biomasa. Probaron diferentes cinéticas de reacción como la de (Miller & Bellan, 1997), pero la aproximación más cercana

con respecto a los datos experimentales fue obtenida mediante el uso del modelo propuesto por (Chan et al., 1985), el cual considera las cinéticas por fases y no por componentes. El modelo se usó con el objetivo de evaluar el rendimiento del biocombustible líquido en función de la temperatura, el flujo de materia prima y la presión del reactor, a lo cual obtienen resultados coherentes con respecto a los datos experimentales, alcanzando rendimientos entre 51 % a 61 %. Además, evidencian que, a temperaturas superiores a 450 °C, el rendimiento de biocombustible disminuye. Sin embargo, en el trabajo desarrollado no incluyen el balance de materia y la generación del biocarbón, ni la variación en la temperatura de los balines de acero, además de que intercambiaron de forma errónea las constantes de Arrhenius y energía de activación en las reacciones de generación de biocombustible y carbón, con respecto a lo originalmente propuesto por (Chan et al., 1985).

Considerando los desarrollos encontrados en la literatura, se puede observar que se ha abordado bajo diferentes metodologías el proceso de pirólisis de un reactor *auger*. Desde modelos a partir de CFD y DEM, que se caracterizan por ser los más robustos, dado a que involucran la mayor cantidad de fenómenos y permiten obtener las mejores aproximaciones con respecto a los datos experimentales, pero que también son los que tienen mayor demanda computacional. Como también modelos cuyas suposiciones han permitido reducir el grado de complejidad en el planteamiento y solución de las ecuaciones representativas, pero que de igual forma pueden tener buenas aproximaciones con respecto a los datos experimentales, para algunas condiciones especiales de operación, haciéndolos más prácticos a la hora de realizar un análisis paramétrico que permita encontrar las condiciones idóneas de diseño y operación para optimizar el rendimiento del combustible de interés, como por ejemplo el modelo que considera flujo pistón dentro del reactor.

## 2. Metodología

En el presente capítulo se describe un modelo matemático que permitirá definir el comportamiento fenomenológico del proceso de pirólisis de un reactor *auger* para producir bioaceite, gas y carbón. En el esquema del reactor se considera que la transferencia de calor se da a partir del contacto con balines de acero, que ingresan junto a la biomasa dentro del reactor (ver en la Figura 2-1 los balines representados por esferas grises, y la biomasa con esferas café).



**Figura 2-1:** Reactor *auger* de un solo tornillo, con balines y biomasa. Adaptado de: (Campuzano et al., 2019)

El proceso se considera que toma lugar en estado estacionario, con el tornillo sin girando a una velocidad constante. Esto se justifica por el hecho que los fenómenos térmicos y de transferencia de masa dentro del reactor son rápidos, lográndose el estado estacionario de manera casi instantánea en cada punto a lo largo del reactor

### 2.1 Modelo de flujo pistón de un reactor *auger*

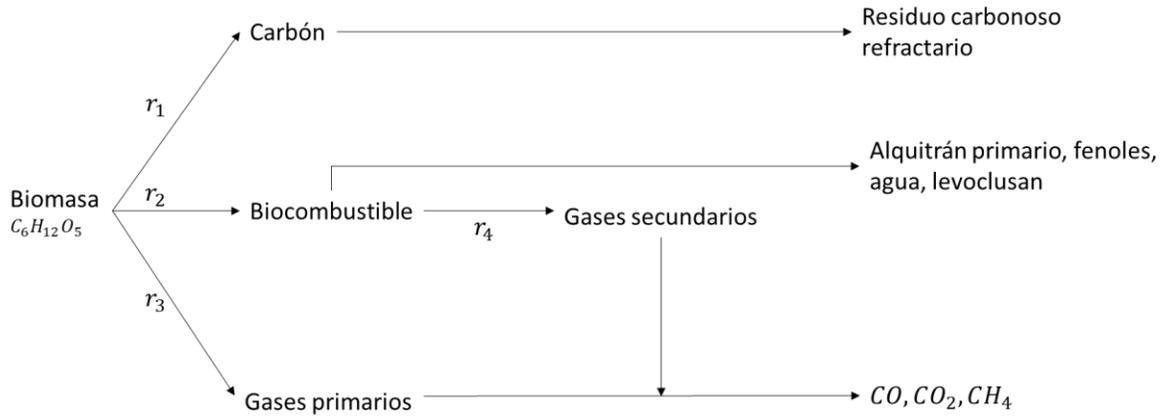
Con el ánimo de poder plantear las ecuaciones que representan el fenómeno, se considera a continuación las siguientes características y suposiciones dentro del reactor:

- Se considera que la alimentación ingresa desde el punto inicial del eje axial. De igual forma, la salida de gases y sólidos se da hasta la parte final de la longitud del reactor. En la salida de gases se evacuarán tanto los gases condensables como los no condensables. Los gases condensables corresponden al biocombustible.
- No se considera la aplicación de gas inerte.
- Se considera que el volumen de biomasa y balines ocupa todo el espacio a nivel radial y axial dentro del reactor.
- Se asume que no hay variación en el eje radial por efecto del tornillo transportador, por lo cual, se considera flujo pistón tanto en la fase sólida, como la fase gaseosa.
- Se considera el comportamiento de los gases como ideal.
- Reactor en estado estacionario, sin variaciones en el tiempo.
- Se desprecian los gradientes de temperatura dentro de las partículas, debido a su reducido tamaño. Se asume su temperatura como uniforme.
- Se considera que la forma de la biomasa y los balines es esférica y monodispersa.
- Se asume que el vapor y la biomasa están en equilibrio térmico.
- Se desprecian las pérdidas de energía hacia el exterior del reactor.

Con base en esto, y previo a plantear los balances de materia y energía, resulta necesario entender el modelo cinético de reacción.

### **2.1.1 Modelo cinético**

Como se ha mencionado anteriormente, la pirólisis consiste en el proceso de descomposición termoquímica de la biomasa, en ausencia de oxígeno, donde se llevan a cabo reacciones primarias y secundarias que producen carbón, biocombustible líquido y gases. En el presente trabajo se aplicará la misma metodología implementada por (Papari & Hawboldt, 2017), la cual consiste en usar el modelo propuesto por (Chan et al., 1985) para describir las reacciones químicas primarias mientras que para la reacción secundaria que consume el biocombustible, se aplicarán las constantes del modelo propuesto por (Morf et al., 2002). El esquema de reacción se puede apreciar en la Figura 1-1 y Figura 2-2. Cabe mencionar que, dentro del reactor, los combustibles líquidos también se generan como gases, solo que, al ser condensables se denominarán como líquidos.



**Figura 2-2:** Vías de reacción de pirólisis de biomasa. **Fuente:** Adaptado de (Papari & Hawboldt, 2017)

La cinética de reacción propuesta es de primer orden y se puede apreciar en la ecuación (2-1):

$$r_i = A_i \rho_b \exp\left(-\frac{E_i}{RT}\right) \quad | \quad i = 1,2,3. \tag{2-1}$$

En donde,

$E_j$  ( $\text{kJ mol}^{-1}$ ) y  $A_j$  ( $\text{s}^{-1}$ ) es la energía de activación y el factor de frecuencia de cada producto.  $\rho_b$  ( $\text{kg m}^{-3}$ ) corresponde a la densidad de la biomasa,

$R$  es la constante de los gases ideales y

$T$  ( $\text{K}$ ) la temperatura de reacción de la biomasa.

Y para la reacción secundaria, la única diferencia es que se cambia la densidad de la biomasa por la densidad del biocombustible,  $\rho_l$ , que sirve como reactivo en la tercera reacción química:

$$r_4 = A_4 \rho_l \exp\left(-\frac{E_4}{RT}\right) \tag{2-2}$$

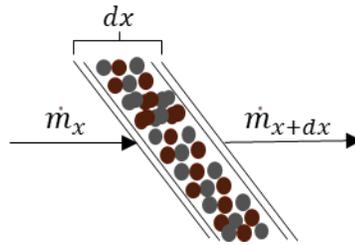
Los parámetros para cada reacción química se muestran en la siguiente Tabla 2-1:

**Tabla 2-1:** Constantes de reacciones químicas. **Fuente:** (Chan et al., 1985), (Morf et al., 2002)

Reacción	$A (s^{-1})$	$E (kJ/mol)$	$\Delta H (kJ/kg)$
(1) <i>Biomasa</i> → <i>gas</i>	$1.3 \times 10^8$	140	150
(2) <i>Biomasa</i> → <i>biocombustible</i>	$2 \times 10^8$	133	150
(3) <i>Biomasa</i> → <i>carbón</i>	$1.08 \times 10^7$	121	150
(4) <i>Biocombustible</i> → <i>gas</i>	$4 \times 10^4$	76.6	--

### 2.1.2 Balances de materia y energía

Conociendo las ecuaciones de reacción química, se procede a establecer el balance de materia por componente, analizando las corrientes de entrada y salida de un volumen diferencial de control dentro del reactor, como se evidencia en la Figura 2-3:

**Figura 2-3:** Balance de masa en volumen diferencial dentro del reactor.

Por lo cual, el balance de materia para la biomasa expresado en su forma diferencial quedaría de la siguiente forma:

$$\left. \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} S U_b \rho_b \right|_x - \left. \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} S U_b \rho_b \right|_{x+dx} - \sum_{i=1}^3 \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} r_i S dx = 0 \quad (2-3)$$

En el cual, al despejar y tomar el límite cuando  $dx \rightarrow 0$ , se obtiene:

$$\frac{d\rho_b}{dx} = \frac{-r_1 - r_2 - r_3}{U_b} \quad (2-4)$$

De las anteriores ecuaciones,  $\epsilon$  representa la porosidad de la biomasa.  $\theta$  corresponde a la proporción volumétrica de la biomasa, con respecto al volumen total que involucra la suma tanto de los balines de acero como la biomasa.  $S (m^2)$  es el área transversal del reactor,

$U_b$  (m/s) es la velocidad promedio de la biomasa dentro del reactor y  $\rho_b$  (kg/m<sup>3</sup>) es su densidad.

De igual forma, se procede establecer el balance de materia para el gas que se genera, considerando como condición inicial, que es cero:

$$\epsilon U_g \rho_g S|_x - \epsilon U_g \rho_g S|_{x+dx} + \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} r_1 S dx + \epsilon r_4 = 0 \quad (2-5)$$

Al llevar el balance en su forma de ecuación diferencial, queda de la siguiente forma:

$$\frac{d\rho_g}{dx} = \frac{1}{\epsilon U_g} \left( \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} r_1 + \epsilon r_4 \right) \quad (2-6)$$

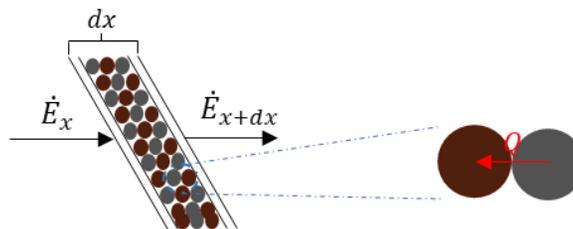
Aplicando el mismo concepto, se realiza el balance de materia tanto para el carbón y los gases condensables o biocombustible líquido, obteniendo las siguientes ecuaciones:

$$\frac{d\rho_l}{dx} = \frac{1}{\epsilon U_l} \left( \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} r_2 - \epsilon r_4 \right) \quad (2-7)$$

$$\frac{d\rho_c}{dx} = \frac{r_3}{U_c} \quad (2-8)$$

En donde  $\rho_l$  y  $\rho_c$  son las densidades de los gases condensables y el carbón, y  $U_l$  y  $U_c$  sus velocidades correspondientes dentro del reactor.

Seguidamente se procede a establecer el balance de energía, considerando un volumen de control diferencial dentro del reactor como se observa en la Figura 2-4. De igual forma, se considera la transferencia de calor por conducción, radiación y por reacción química, entre las partículas de biomasa y los balines de acero:



**Figura 2-4:** Balance de energía en volumen diferencial dentro del reactor.

De esta forma, se establece el balance de energía para la biomasa de la siguiente forma:

$$\frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} SU_b \rho_b C_{p,b} T_b \Big|_x - \frac{(1-\epsilon)}{(1+\theta)} SU_b \rho_b C_{p,b} T_b \Big|_{x+dx} + dq_{cond,b} + dq_{rad,b} - dq_{rxn,b} = 0 \quad (2-9)$$

En donde  $C_{p,b}$  y  $T_b$  corresponde al calor específico y temperatura de la biomasa. Por otro lado, las últimas tres expresiones representan el calor que se transfiere por conducción, radiación y por reacción química. Al llevar el balance a su forma diferencial cuando se saca el límite de  $dx \rightarrow 0$ , queda de la siguiente forma:

$$\frac{dT_b}{dx} = \frac{(1+\theta)}{(1-\epsilon)} \left( \frac{1}{U_b \rho_b S C_{pb}} \right) (dq_{cond,b} + dq_{rad,b} - dq_{rxn,b}) \quad (2-10)$$

Cabe mencionar que el calor de reacción está restando debido a que la reacción global de pirólisis es endotérmica.

Utilizando el mismo concepto para el balance de energía, pero en los balines de acero se obtiene la siguiente ecuación diferencial:

$$\frac{dT_s}{dx} = \frac{(1+\theta_s)}{(1-\epsilon)} \left( \frac{1}{U_s \rho_s S C_{ps}} \right) (-dq_{cond,s} - dq_{rad,s}) \quad (2-11)$$

En donde  $\theta_s$  representa la proporción volumétrica del balín de acero, con respecto a la suma total de la biomasa y el balín. Las expresiones para las ecuaciones de transferencia de calor se expresan a continuación y son las usadas inicialmente por (Liang et al., 2008) y luego adaptadas para un reactor *auger* por (Papari & Hawboldt, 2017). La siguiente ecuación representa el calor que se transfiere por conducción entre la biomasa y el balín de acero:

$$dq_{cond,b} = \frac{2k_b k_s}{(k_b + k_s)} S_b R_{bs} \frac{(T_s - T_b)}{(d_{ps} + d_{pb})} S dx \quad (2-12)$$

Donde  $k_b$  y  $k_s$  ( $W m^{-1} K^{-1}$ ) representan la conductividad térmica de la biomasa y el balín.  $T_s$  y  $T_b$  (K) sus temperaturas, y  $d_{ps}$  y  $d_{pb}$  (m) los diámetros de partícula.  $S_b$  corresponde al

área superficial externa de la biomasa por unidad de volumen del reactor  $\left(\frac{m^2}{m^3}\right)$  y  $R_{bs}$  es la relación entre el área de contacto sobre el área superficial de la biomasa. Donde el diámetro del área de contacto es calculado con base en el diámetro del balín,  $d_c = 0.2d_{ps}$ .

En este orden de ideas,  $S_b$  se calcula de la siguiente forma:

$$S_b = a_b \left( \frac{1}{1 + \theta} \right) \quad (2-13)$$

$$a_b = \frac{6(1 - \epsilon)}{d_{pb}} \quad (2-14)$$

Siendo  $a_b$  el área superficie de la biomasa por volumen de biomasa  $(m^2/m^3)$ . Seguidamente se presenta la expresión para la transferencia de calor por radiación:

$$dq_{rad,b} = \sigma \beta S_b (1 - R_{bs}) (T_s^4 - T_b^4) S dx \quad (2-15)$$

Donde  $\sigma$  representa la constante de Stefan-Boltzmann  $(W m^{-2} K^{-4})$ , y  $\beta$  es el factor de emisividad. Por otro lado, el calor que se consume durante la reacción química se determina a partir de la siguiente expresión:

$$dq_{rxn} = \left[ \sum_{j=1}^3 r_j \Delta H_j \right] \frac{(1 - \epsilon)}{(1 + \theta)} \quad (2-16)$$

Donde las tasas de reacción y los gradientes de entalpía de reacción se enunciaron en la Tabla 2-1 y la ecuación (2-1). Para el flujo de calor que sale del balín de acero, las expresiones de calor son similares, con algunos cambios en las relaciones del área de biomasa con respecto al volumen, según (Liang et al., 2008). El calor por conducción se calcula como sigue:

$$dq_{cond,s} = \frac{2k_b k_s}{(k_b + k_s)} S_s R_{ss} \frac{(T_s - T_b)}{(d_{ps} + d_{pb})} S dx \quad (2-17)$$

Donde:

$$S_s = a_s \left( \frac{\theta_s}{1 + \theta_s} \right) \quad (2-18)$$

$$a_s = \frac{6(1 - \epsilon)}{d_{ps}} \quad (2-19)$$

Y para el calor por radiación:

$$dq_{rad,s} = \sigma \beta S_s (1 - R_{ss}) (T_s^4 - T_b^4) S dx \quad (2-20)$$

Siendo la única diferencia de que se cambia  $S_b$  y  $R_{sb}$  por  $S_s$  y  $R_{ss}$ .

Finalmente, reemplazando las expresiones de transferencia de calor en las ecuaciones de balance de energía tanto para la biomasa como en el balón, se completa el sistema de ecuaciones diferenciales que permite modelar las reacciones de pirólisis dentro del reactor.

### 2.1.3 Condiciones de entrada y parámetros de solución

Con el ánimo de poder resolver el sistema de ecuaciones diferenciales, se necesita establecer la velocidad promedio de una partícula de biomasa dentro del reactor. Para esto, se usa la expresión aplicada por (Papari & Hawboldt, 2017):

$$\tau_{prom} = \frac{L}{P_{sp} v_{screw}} \left( k_0 + k_1 \frac{Q}{v_{screw}} \right) \quad (2-21)$$

En donde  $\tau_{prom}$  (s) es el tiempo de residencia medio de la partícula.  $P_{sp}$  (m) es la distancia entre álabes en el tornillo.  $Q$  ( $m^3/h$ ) es el flujo volumétrico dentro del reactor y  $v_{screw}$  (Hz) es la frecuencia de giro del tornillo.  $k_0$  y  $k_1$  son coeficientes del modelo, propuestos por (Nachenius et al., 2015), y que corresponden a 0.995 y 2.959.

Por otro lado, el caudal promedio de los gases al interior del reactor se puede determinar a partir de la siguiente expresión usada por, (Papari & Hawboldt, 2017):

$$Q_{gas} = \dot{m}_{in} (1 - Y_{char}) \left( \frac{RT}{PM_{mix}} \right) \quad (2-22)$$

Donde  $Q_{gas}$  ( $m^3/h$ ) corresponde al caudal a la salida del reactor, pero considerando que la caída y variación de presión dentro del sistema es despreciable, se puede asumir que el caudal es constante.  $m_{in}$  corresponde al flujo másico de biomasa a la entrada ( $kg/s$ ),  $P$  ( $kPa$ ) es la presión dentro del reactor y  $M_{mix}$  es el peso molecular promedio de los gases.

Con el fin de poder validar el modelo, se procede a usar los mismos parámetros aplicados por (Papari & Hawboldt, 2017):

**Tabla 2-2:** Constantes y condiciones iniciales de simulación. **Fuente:** (Papari & Hawboldt, 2017).

Parámetro	Valor
Paso entre álabes ( $m$ )	0,044
Velocidad de tornillo ( $RPM$ )	45
Alimentación ( $kg/h$ )	3,5
Diámetro del reactor ( $m$ )	0,054
Longitud del reactor ( $m$ )	1,8
Diámetro de balín de acero ( $m$ )	0,001
Densidad de balín de acero ( $kg/m^3$ )	7800
Capacidad calorífica - balín de acero ( $J kg^{-1}K^{-1}$ )	500
Conductividad térmica - balín de acero ( $W m^{-1}K^{-1}$ )	15
Densidad de biomasa ( $kg/m^3$ )	318
Capacidad calorífica - biomasa ( $J kg^{-1} K^{-1}$ )	1500
Conductividad térmica de biomasa ( $W m^{-1}K^{-1}$ )	0,25
Constante de Stefan-Boltzman ( $W m^{-2} K^{-4}$ )	$5,60 \times 10^{-8}$
Factor de emisividad	0,85
Porosidad de la biomasa	0,5
Presión ( $kPa$ )	5
Temperatura inicial – balines de acero ( $^{\circ}C$ )	480
Peso molecular promedio - gases condensables ( $kg/kmol$ )	50
Peso molecular promedio - gases no condensables ( $kg/kmol$ )	27

La Tabla 2-2 especifica las dimensiones del reactor, propiedades de la biomasa y el sistema usado por (Papari & Hawboldt, 2017). En este caso, se usarán como punto de partida para simular el comportamiento del reactor, con la diferencia de que en este trabajo se considera el cambio de temperatura en los balines de acero y, además, que la salida de los productos se da al final de la longitud del reactor. Dentro de las condiciones iniciales, se considera que la biomasa entra al reactor a temperatura ambiente y los balines de acero a una 480 °C.

Posterior a resolver el sistema de ecuaciones diferenciales, se obtiene como resultado la densidad de los productos, por lo cual, se puede determinar el comportamiento del flujo másico dentro del reactor mediante las siguientes expresiones:

$$\dot{m}_b = \frac{(1 - \varepsilon)}{(1 + \theta)} S U_b \rho_b \quad (2-23)$$

$$\dot{m}_g = \varepsilon U_g S \rho_g \quad (2-24)$$

$$\dot{m}_l = \varepsilon U_l S \rho_l \quad (2-25)$$

$$\dot{m}_c = \frac{(1 - \varepsilon)}{(1 + \theta)} S U_c \rho_c \quad (2-26)$$

Y con los flujos másicos, se procede a calcular los rendimientos de los productos mediante las siguientes ecuaciones:

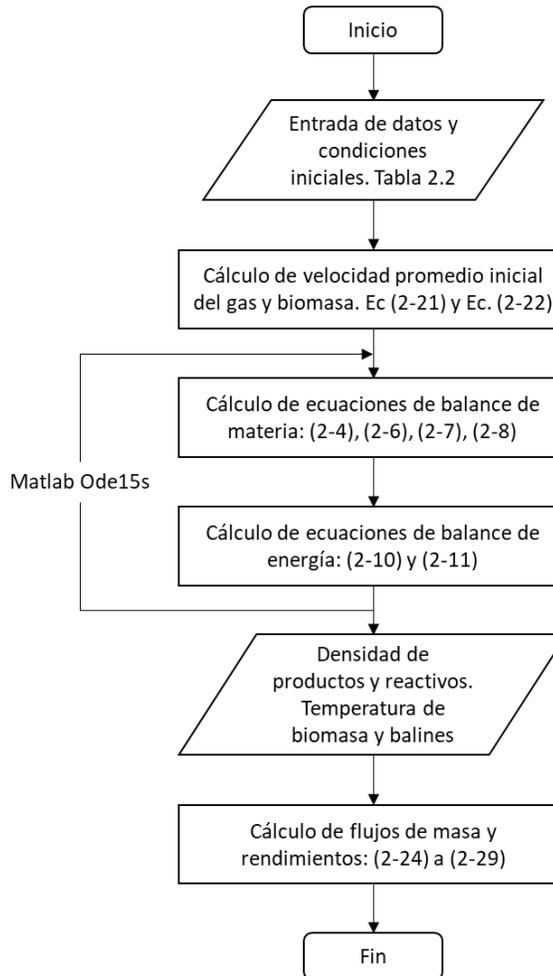
$$Y_g = \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_{b_0}} \quad (2-27)$$

$$Y_l = \frac{\dot{m}_l}{\dot{m}_{b_0}} \quad (2-28)$$

$$Y_c = \frac{\dot{m}_c}{\dot{m}_{b_0}} \quad (2-29)$$

## 2.2 Algoritmo de solución

El algoritmo para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales, comprendido por las ecuaciones (2-1) a (2-29) se ilustra en la Figura 2-5

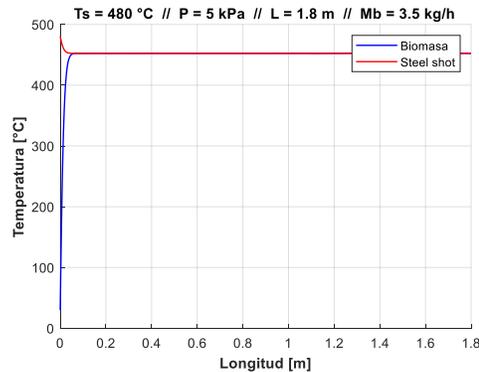


**Figura 2-5:** Algoritmo de solución para modelar el proceso de pirólisis en un reactor *auger*.

Inicialmente, se determinan las constantes y parámetros del reactor, biomasa y balines de acero. Posteriormente se calcula el caudal promedio de biomasa y gas dentro del reactor. Seguidamente se establecen las condiciones iniciales y se procede a usar la función ode15s de Matlab R2023a, con el fin de solucionar el sistema de ecuaciones diferenciales. Una vez resueltas se obtiene los valores de densidad de los productos y la biomasa residual, además de la temperatura de la biomasa y los balines. Con las densidades se procede a calcular los flujos másicos y los rendimientos de reacción.

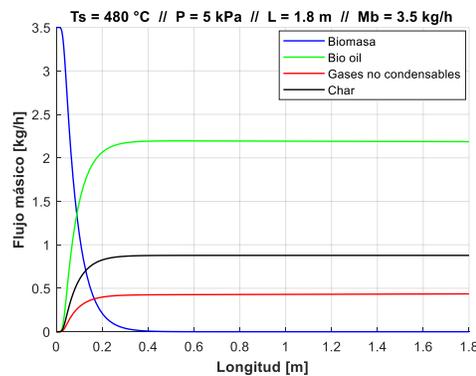
### 3. Análisis y resultados

Con el ánimo de probar el modelo anteriormente expuesto, se procede a realizar una corrida del algoritmo, considerando un flujo másico de entrada de 3.5 kg/h y usando los parámetros expuestos en la Tabla 2-2. En la Figura 3-1, se puede apreciar el comportamiento de la temperatura de la biomasa y los balines de acero dentro del reactor.



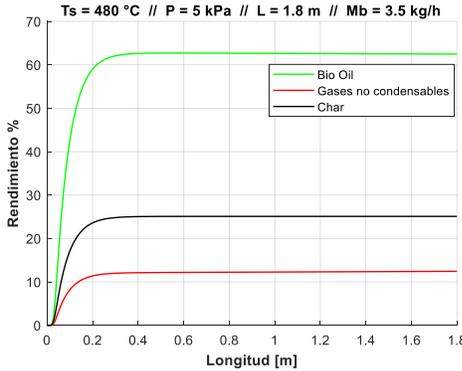
**Figura 3-1:** Comportamiento de la temperatura de la biomasa y los balines de acero dentro del reactor.

Se puede observar que la biomasa alcanza rápidamente la temperatura de reacción de 450 °C, un poco después de los primeros 5 cm de longitud, alcanzando el equilibrio térmico con los balines de acero que, de igual forma, decrecen hasta la misma temperatura. Por otro lado, cuando se alcanza esta condición, la reacción de pirólisis empieza a ocurrir, y esto se puede evidenciar en la Figura 3-2, donde la biomasa no empieza a consumirse desde la entrada, si no, cuando se alcanzan las condiciones de temperatura de reacción.



**Figura 3-2:** Distribución de productos de la reacción de pirólisis en un reactor *auger*.

Se puede apreciar que la biomasa reacciona rápidamente, estando totalmente consumida en los primeros 40 cm dentro del reactor. Respecto al rendimiento de los productos, se puede observar en la **Figura 3-3** que el bio combustible alcanza hasta un 62%, mientras que el carbón y los gases alcanzan un 25% y 12% respectivamente.



**Figura 3-3:** Rendimiento de los productos de la pirólisis de biomasa en un reactor auger.

El tiempo de residencia estimado, es de aproximadamente 6 minutos, por lo cual, es de esperarse que el carbón presente un mayor rendimiento que los gases al haber mayor tiempo de reacción.

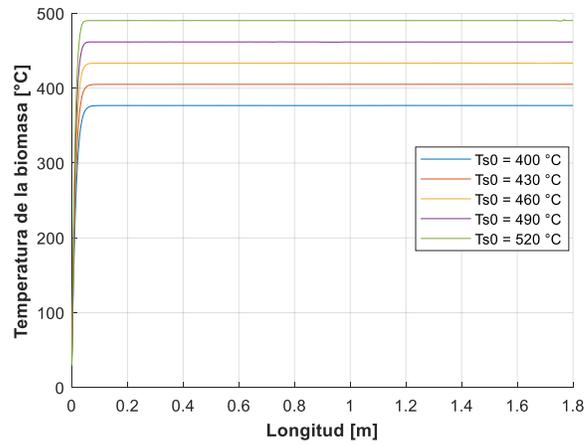
### 3.1 Análisis paramétrico

Con el fin de poder comprender la incidencia de las variables más importantes dentro del sistema bajo el modelo desarrollado, se realiza a continuación un análisis paramétrico donde se observa la afectación de la temperatura de los balines a la entrada del reactor, el cual tienen relación directa con la temperatura que alcanza la biomasa. Se analizará la afectación que tiene el diámetro de partícula de la biomasa, así como el caudal de entrada, y la presión de reacción, con respecto a los rendimientos de los productos de la pirólisis. Se procederá a identificar la mejor configuración de parámetros que permitan obtener el máximo rendimiento de biocombustibles y se simulará dicho escenario.

#### 3.1.1 Variación respecto a la temperatura

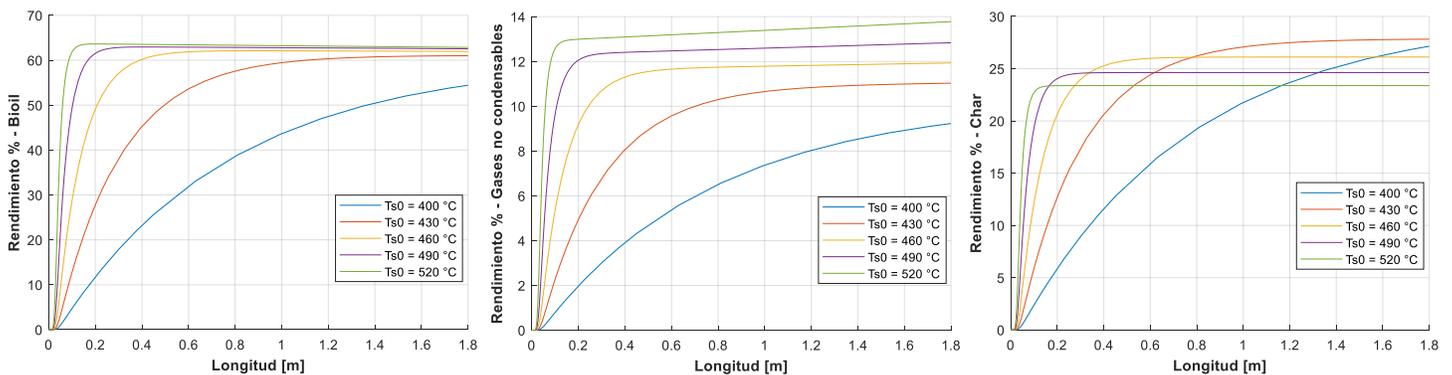
A continuación, se procede a determinar el efecto de tiene la temperatura inicial de los balines de acero al ingreso del reactor, puesto que, al transferir su energía a la biomasa mediante conducción y radiación, conlleva a que se alcance la temperatura de reacción

dentro del sistema. En la Figura 3-4 se puede observar la temperatura de reacción alcanzada en función de la temperatura inicial de los balines:



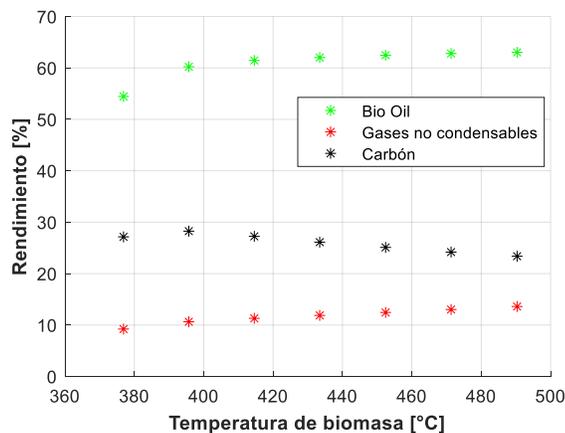
**Figura 3-4:** Temperatura de la biomasa en función de la temperatura inicial de los balines de acero.

El diferencial de temperatura promedio entre el alcanzado por la biomasa, y la condición inicial de los balines, es de 24°C, por lo cual, al variar la condición de entrada entre 520°C a 400°C, permite obtener un rango de temperatura de reacción entre 375 °C a 490 °C. Es importante destacar la velocidad en la que se calienta la biomasa, puesto que en menos de 10 centímetros se alcanza la temperatura de reacción, indiferente de la condición inicial en los balines. Con base en esta variación, se procede a determinar la afectación sobre el rendimiento de los productos:



**Figura 3-5:** Rendimiento en función de la temperatura inicial de los balines de acero.

Como se puede apreciar en las Figura 3-5, el rendimiento máximo de los productos se alcanza más rápido, en la medida de que aumente la temperatura de los balines. Para temperaturas superiores a 460°C, los primeros 60 centímetros dentro del reactor son suficientes para alcanzar el rendimiento límite en los productos, pero para temperaturas inferiores a los 420°C, no se alcanza el máximo rendimiento, lo que sugiere que se necesitaría un reactor de longitud más larga para que se complete la reacción. En la Figura 3-6 se puede apreciar que el rendimiento del biocombustible y los gases no condensables, aumenta progresivamente con la temperatura de reacción de la biomasa, mientras que el rendimiento del carbón disminuye. La razón de este comportamiento se debe a que, para altas temperaturas, se empieza a favorecer la degradación de la biomasa en mayor proporción de volátiles y no volátiles, pero para bajas temperaturas se favorece la producción de carbón.



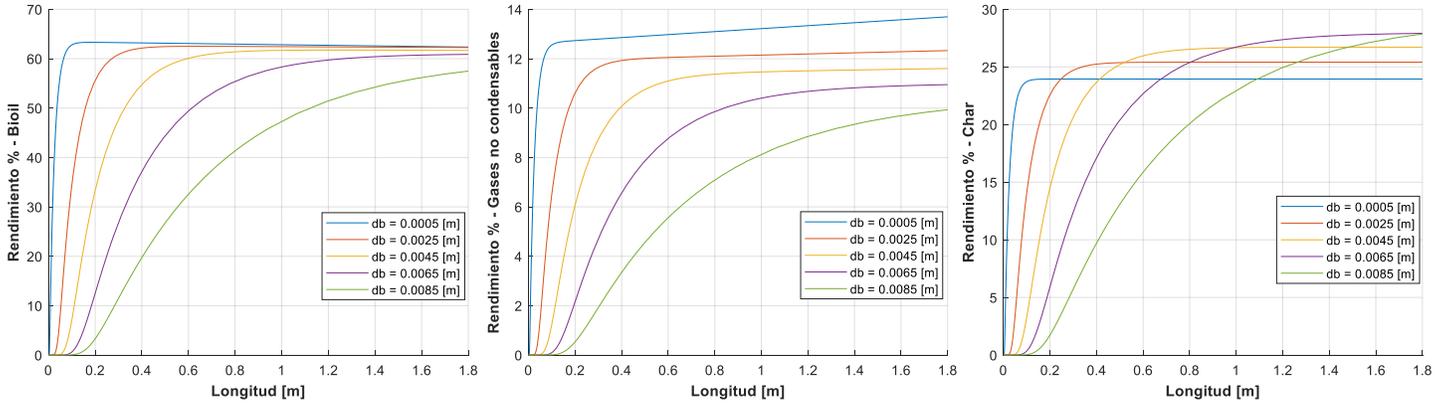
**Figura 3-6:** Rendimiento de productos en función de la temperatura de biomasa.

No obstante, se puede percibir una diferencia en la tendencia entre el primero y segundo punto del rendimiento del carbón, pero esto se debe a que el rendimiento máximo no se alcanza para la longitud establecida del reactor. Para una temperatura de reacción de 490°C, los rendimientos del bio combustible, el gas y el carbón, son de 63 %, 13,6 % y 23,3 % respectivamente.

### 3.1.2 Variación respecto al diámetro de partícula de biomasa

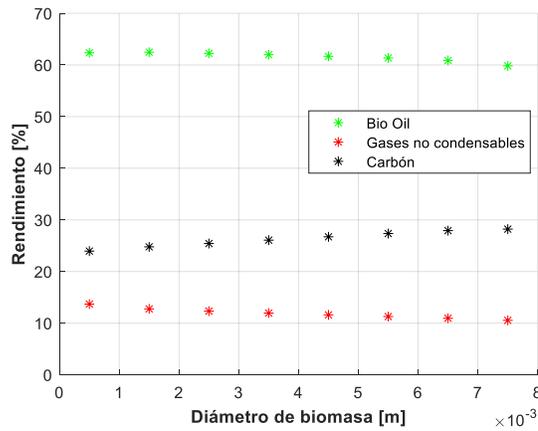
Seguidamente se procede a determinar el efecto que tiene el diámetro de partícula en la reacción de pirólisis mientras se mantienen constantes los demás parámetros presentados anteriormente en la Tabla 2-2, con una temperatura inicial de los balines de acero de 480

°C. En la Figura 3-7 y Figura 3-8 se puede evidenciar la variación del rendimiento de los tres productos, cuando se incrementa el diámetro de partícula de biomasa desde 0,5 hasta 8,5 milímetros. A medida que aumenta el diámetro, se favorece la producción del carbón, pero disminuye la del gas y el biocombustible. De igual forma, la velocidad con la que se alcanza el rendimiento máximo se favorece cuando el diámetro de partícula se hace más pequeño.



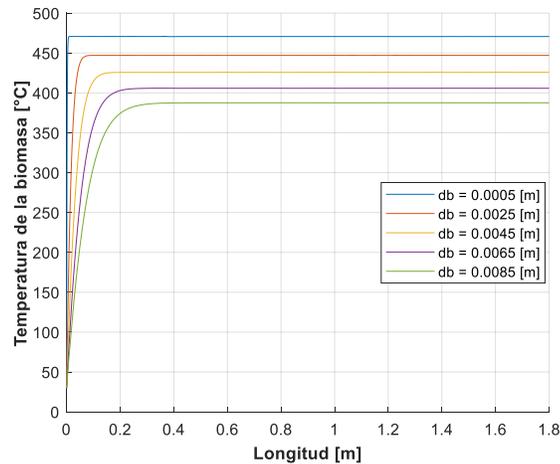
**Figura 3-7:** Rendimiento en función del diámetro de partícula de biomasa

Este comportamiento se puede explicar al considerar la temperatura final que alcanza la biomasa cuando se varía el diámetro de partícula, dado que, al aumentar, la temperatura final decrece debido a que disminuye la transferencia de calor entre las partículas. Esto se puede evidenciar en la Figura 3-9, donde también se puede observar la velocidad de calentamiento de la biomasa, siendo más lenta en la medida que crece el tamaño de las partículas.



**Figura 3-8:** Rendimiento de productos en función del diámetro de partícula de biomasa

La incidencia que tiene el diámetro de partícula corresponde a una variación promedio en la temperatura de la biomasa de aproximadamente 10 °C, por cada 0,5 milímetros. Por lo cual, la mejor condición de producción de biocombustible será cuando la biomasa se encuentre lo más fina posible y con una alta temperatura en los balines transportadores de calor.



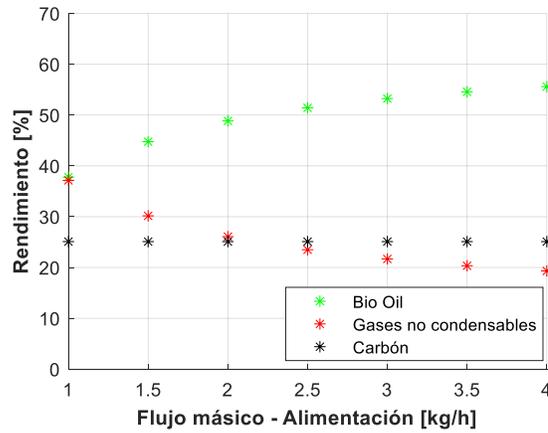
**Figura 3-9:** Variación de la temperatura de la biomasa con respecto al diámetro de partícula.

La incidencia del diámetro de partícula permite obtener hasta un 63 % de rendimiento de biocombustible cuando se disminuye a 0.5 mm.

### 3.1.3 Variación respecto al flujo de alimentación y la presión

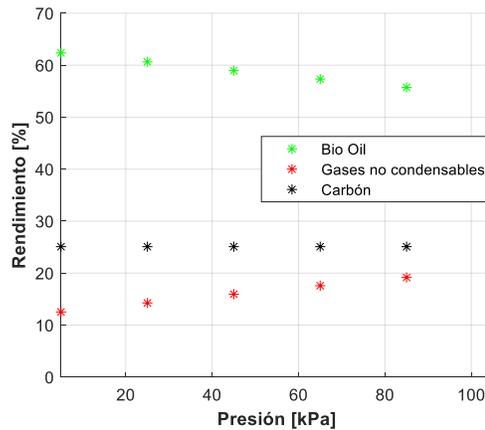
Con el ánimo de poder analizar el efecto que tiene el flujo de alimentación de biomasa dentro del reactor, se procede a simular el rendimiento de los productos para diferentes flujos, manteniendo los demás parámetros constantes con una temperatura inicial de los balines de 480°C y una presión dentro del reactor de 100 kPa. En la figura 3-10, se puede observar que en la medida que aumenta el flujo másico desde 1 hasta 4 kg/h, el rendimiento del bioaceite se incrementa, a diferencia de los gases no condensables que empieza a disminuir. Este comportamiento puede estar asociado a que, al aumentar la presión y a bajas cantidades de flujo biomasa, la reacción secundaria toma mayor importancia debido a un aumento en el tiempo de residencia, conllevando a que se consuma el combustible líquido y genere más gases. Por otro lado, el carbón no presenta una afectación notable para el rango de análisis. Sin embargo, se prevé que para caudales

mucho mayores que impliquen un tiempo de residencia menor, proceda a disminuir el rendimiento del carbón.



**Figura 3-10:** Rendimiento de los productos en función del flujo másico de alimentación

Ahora, se procede a de identificar el efecto que tiene la presión al mantenerse las demás condiciones y parámetros constantes. Como se observa en la Figura 3-11, en la medida que se aumenta la presión, el rendimiento del biocombustible disminuye, pero a costa de un aumento de igual magnitud en los gases no condensables. Este comportamiento permite inferir que la reacción secundaria se favorece entre más alta sea la presión, con llevando a que el biocombustible reacciones y se forme más gas. Al disminuir la presión al orden de los 5 kPa, se puede alcanzar un incremento de hasta un 8% en el rendimiento del bio combustible con respecto a lo que se alcanza a presión atmosférica.



**Figura 3-11:** Rendimiento de los productos en función de la presión

Finalmente, el rendimiento del carbón no presenta alguna afectación apreciable al variar la presión del sistema y el flujo de biomasa. Su mayor incidencia está asociada en la temperatura de reacción y el diámetro de partícula como se mencionó anteriormente.

### 3.2 Simulación de mejor configuración

Considerando los resultados obtenidos a partir del análisis paramétrico, se enuncia a continuación las condiciones que contribuyen a obtener mayor rendimiento en el producto de mayor interés como el bioaceite:

- Temperatura de reacción de biomasa alrededor de los 450 °C, puesto que, para menores valores, favorece la formación de carbón, y para valores elevados, el biocombustible puede reaccionar para formar gas no condensable. No obstante, el punto de inflexión donde el biocombustible se consume se puede desplazar en la medida en que se reduzca la presión de reacción. Para esto, la temperatura inicial de los balines de acero debe ser mínimo de 480 °C.
- Tamaños pequeños de partícula de biomasa, alrededor de los 0,5 milímetros, puesto que se facilita la transferencia de calor con los balines, conllevando a que se alcance la temperatura de reacción idónea.
- Bajas presiones en el orden de 5 kPa, dado a que se favorece principalmente las reacciones primarias.
- Caudales más altos, que conllevan a menor tiempo de residencia, favorece la generación del biocombustible.

Con base en las anteriores conclusiones, se simula la reacción de pirólisis dentro del reactor, considerando las condiciones que se muestran en la Figura 3-12.

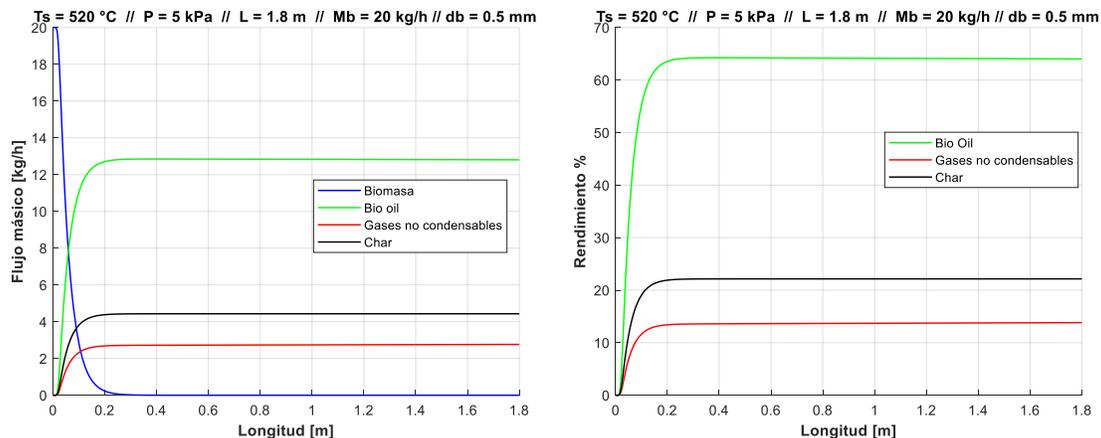


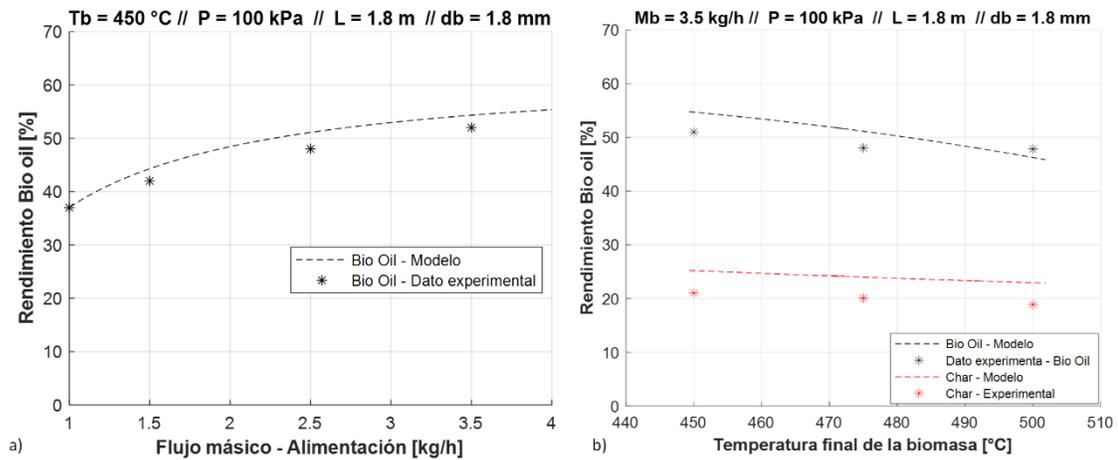
Figura 3-12: Simulación de mejor configuración de variables en el reactor auger.

Del cual se puede apreciar que se logra un rendimiento de hasta un 65%, considerablemente mayor a los alcanzados por (Papari & Hawboldt, 2017) en sus pruebas experimentales realizadas, donde el máximo fue de 51 %. Esto permite concluir que aún hay considerable margen de mejora para obtener mayor cantidad de biocombustible si se modifican las condiciones de operación del reactor convenientemente. De igual forma se puede notar que para estas condiciones, la biomasa se consume en los primeros 35 centímetros del reactor. La reacción empieza a desarrollarse relativamente rápido, puesto que en los primeros 5 cm del reactor, la biomasa alcanza la temperatura de reacción.

El rendimiento alcanzado para el char fue de 22%, el cual es similar a los resultados de (Papari & Hawboldt, 2017) cuyo rendimiento fue aproximadamente de 22%. Si se quisiera considerar aumentar este producto, se debería disminuir la temperatura de reacción, aumentar el diámetro de partícula e incrementar el tiempo de residencia de la biomasa. Para el gas, el rendimiento alcanzado fue de 13.6 % bajo este escenario de simulación. Si se considerara aumentar su rendimiento, se debería aumentar la presión y temperatura de reacción principalmente, además de disminuir el tamaño de partículas de la biomasa e incrementar el tiempo de reacción con el fin de que se favorezcan mucho más las reacciones secundarias.

### 3.3 Validación del modelo

Seguidamente se procede a simular el algoritmo del reactor bajo condiciones de operación específicas con el fin de comparar el resultado con los datos experimentales expuestos por (Papari & Hawboldt, 2017), presentados para el rendimiento del biocombustible y el carbón al variar la temperatura, y solamente para el bio combustible al variar el caudal. Los datos experimentales fueron obtenidos a partir de un reactor *auger* cuyas dimensiones son las que se expusieron en la Tabla 2-2. La Figura 3-13 muestra la comparación de dos escenarios diferentes, en donde la gráfica *a* representa la variación del rendimiento del biocombustible en función del flujo másico de biomasa a la entrada del reactor, donde la temperatura de reacción alcanzada fue de 450 °C considerando una temperatura inicial en los balines de acero de 480 °C. La presión dentro del sistema es la atmosférica y el diámetro de partícula de biomasa usado fue de 1.8 milímetros.

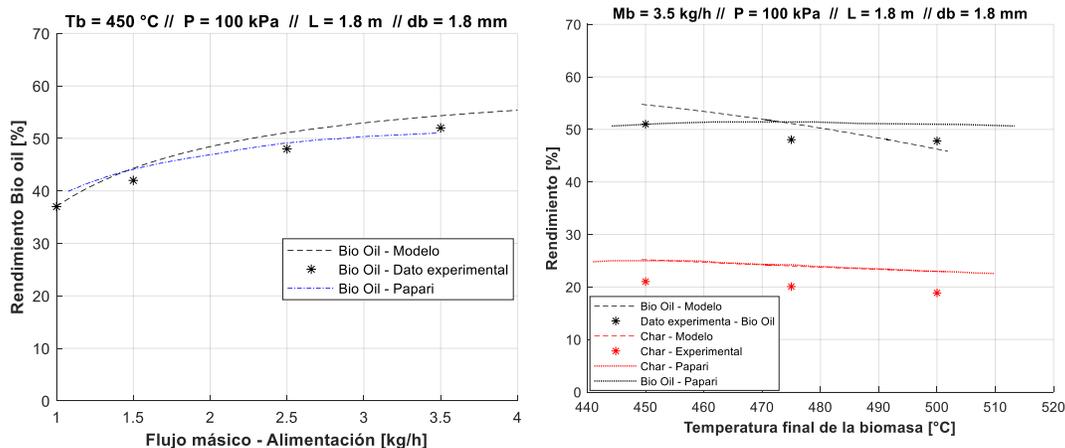


**Figura 3-13:** Comparativa del rendimiento del biocombustible entre datos experimentales y simulación. **Fuente:** (Papari & Hawboldt, 2017).

En la figura *b*, el flujo de alimentación se mantiene constante a 3.5 kg/h, pero se varía la temperatura final que alcanza la biomasa, variando de igual forma la temperatura de los balines de acero. Sin embargo, en este caso los autores (Papari & Hawboldt, 2017) presentan datos experimentales del rendimiento del carbón. De ambos resultados, se puede apreciar un buen ajuste entre el modelo y los datos experimentales, en donde para flujos más bajos la aproximación es mucho mejor en el caso del bio combustible. Esto se verifica al calcular la desviación estándar relativa promedio entre los datos experimentales y lo estimado con el modelo, obteniendo un 13.4 % y 7.2 % para cada caso. Para el carbón,

la aproximación mantiene la misma tendencia constante, pero con valores superiores, arrojando una desviación estándar relativa de 20 %.

Seguidamente se procede a comparar los resultados del modelo con los obtenidos por (Papari & Hawboldt, 2017), como se puede observar en la Figura 3-14:



**Figura 3-14:** Comparativa del rendimiento del biocombustible y char entre datos experimentales, el modelo de (Papari & Hawboldt, 2017) y el desarrollado. **Fuente:** (Papari & Hawboldt, 2017).

Del cual se puede apreciar una diferencia en la aproximación a los datos experimentales entre ambos modelos, donde la diferencia radica en que (Papari & Hawboldt, 2017) no consideró el cambio en la temperatura de los balines al transferir calor a la biomasa. La predicción de los datos para el char es muy similar, pero en el bio combustible, el modelo desarrollado considerando el cambio de temperatura en los balines de acero, permite tener una mejor aproximación para valores de temperatura de reacción y flujo de alimentación más elevados.

## 4. Conclusiones y recomendaciones

### 4.1 Conclusiones

Los reactores *auger* son una tecnología versátil que se puede utilizar para diferentes condiciones de operación, según el producto deseado. Se puede usar para procesos desde pirólisis, rápida, intermedia o lenta dado a que se tiene control en el tiempo de reacción gracias al giro del tornillo y el caudal de entrada, así como de la temperatura de reacción mediante el cambio en la temperatura de los balines de acero. Para la pirólisis rápida, se pudo demostrar que, a comparación de los reactores de lecho fluidizado cuyos rendimientos oscilan entre 50 y 78%, los reactores *auger* pueden alcanzar niveles cercanos de rendimiento del biocombustible líquido en valores de hasta un 65 % cuando se determina la configuración de parámetros adecuada. Por ejemplo, a baja presión de reacción, pequeños diámetros de partícula en la biomasa, tiempos de residencias cortos y encontrando el punto de inflexión de la temperatura donde el rendimiento se maximiza. Esto encamina su viabilidad para ser usado en este tipo de procesos para la producción de biocombustibles.

Se realizó un análisis paramétrico a partir del cual se identificó que la temperatura de inflexión donde se maximiza el rendimiento del biocombustible es menor a la que se reporta en literatura para reactores de lecho fluidizado, como la reportada en la Figura 1-3. Esto se debe a que los tiempos de residencia en un reactor *auger* son más largos, conllevando a que la reacción secundaria se favorezca más rápido.

Por otro lado, el modelo desarrollado asumiendo un comportamiento de flujo pistón y teniendo en cuenta el cambio en la temperatura de las partículas de acero proporciona una buena aproximación para el rendimiento del biocombustible líquido, para diferentes valores de flujo y temperatura. Al comparar los resultados del modelo con datos experimentales encontrados en literatura, se logra una desviación estándar relativa de hasta 7.2 %. Considerar el cambio en la temperatura de las partículas de acero al transferir calor a la

biomasa permite una mejor aproximación a altas temperaturas y tasas de flujo. Sin embargo, no permite una mejora en la aproximación de datos experimentales para el rendimiento del carbón, y esto puede estar asociado a que no se consideró la transferencia de calor interna dentro de las partículas, puesto que las aproximaciones del modelo fueron mayores que los datos reales con una diferencia de hasta 4 %.

## 4.2 Recomendaciones

Para futuros trabajos donde se involucre la implementación de un modelo de flujo pistón para el proceso de pirólisis rápida en un reactor *auger*, se podría considerar el uso de un flujo de gas inerte dentro del modelo, con el fin de evidenciar su efecto respecto al favorecimiento del rendimiento del bio combustible. También se podría considerar la variación en la porosidad de la biomasa, en la medida que la reacción va progresando y se van generando los productos.

Se podría considerar un escenario donde la transferencia de calor se de a través de las paredes en vez de usar balines de acero, con el fin de evidenciar un mejor o peor efecto en la transferencia de calor.

Por otro lado, se podría analizar el tamaño y la proporción de los balines de acero, con respecto a las partículas de biomasa. En el trabajo actual solamente se analizó la variación del diámetro de partícula de biomasa sin considerar modificaciones en los balines, pero se podría encontrar alguna configuración el cual permita aumentar el tamaño de la biomasa sin afectar el rendimiento del bio combustible. De igual forma se podría analizar un escenario donde el tamaño de la biomasa y los balines de acero no son monodispersos.

## Bibliografía

- Afanasjeva, N., Castillo, L. C., & Sinisterra, J. C. (2018). Review Biomasa lignocelulósica . Parte II : Tendencias en la pirólisis de biomasa. *Journal of Science with Technological Applications*, 5(2018), 4–22.  
[%7C](https://doi.org/10.34294/j.jsta.18.5.31)
- Andrés Obando, G. (2015). Condiciones de diseño de un Reactor de Pirolisis a escala de laboratorio para la obtención de Biocarbón a partir de Residuos Orgánicos Sólidos ( ROS ). *Repositorio RIDUM*, 1, 83.  
[https://ridum.umanizales.edu.co/jspui/bitstream/20.500.12746/2590/1/informe\\_final\\_trabajo\\_investigacion\\_Gabriel\\_Obando\\_2016.pdf](https://ridum.umanizales.edu.co/jspui/bitstream/20.500.12746/2590/1/informe_final_trabajo_investigacion_Gabriel_Obando_2016.pdf)
- Anex, R. P., Aden, A., Kazi, F. K., Fortman, J., Swanson, R. M., Wright, M. M., Satrio, J. A., Brown, R. C., Daugaard, D. E., Platon, A., Kothandaraman, G., Hsu, D. D., & Dutta, A. (2010). Techno-economic comparison of biomass-to-transportation fuels via pyrolysis, gasification, and biochemical pathways. *Fuel*, 89(SUPPL. 1), S29–S35. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2010.07.015>
- Aramideh, S., Xiong, Q., Kong, S. C., & Brown, R. C. (2015). Numerical simulation of biomass fast pyrolysis in an auger reactor. *Fuel*, 156, 234–242.  
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.04.038>
- Aschjem, C. W. S. (2019). Modeling and optimization of pyrolysis reactors. *Norwegian University of Life Science*, 20.  
<http://hdl.handle.net/11250/2608647>
- Aylón, E., Fernández-Colino, A., Navarro, M. V., Murillor, R., García, T., & Mastral, A. M. (2008). Waste tire pyrolysis: Comparison between fixed bed reactor and moving bed reactor. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 47(12), 4029–4033. <https://doi.org/10.1021/ie071573o>

- Bohn, M. S., & Benham, C. B. (1984). Biomass Pyrolysis with an Entrained Flow Reactor. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 23(2), 355–363. <https://doi.org/10.1021/i200025a030>
- Brassard, P., Godbout, S., & Raghavan, V. (2017). Pyrolysis in auger reactors for biochar and bio-oil production: A review. *Biosystems Engineering*, 161, 80–92. <https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2017.06.020>
- Bridgwater, A. V., Meier, D., & Radlein, D. (1999). An overview of fast pyrolysis of biomass. *Organic Geochemistry*, 1479–1493. <https://doi.org/10.1016/j.jinorgbio.2016.11.027>
- Bridgwater, A. V. (2012). Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. *Biomass and Bioenergy*, 38, 68–94. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048>
- British Petroleum. (2022). BP Statistical Review of World Energy 2022,( 71st edition). <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2022-full-report.pdf>, 1–60.
- Calonaci, M., Grana, R., Barker Hemings, E., Bozzano, G., Dente, M., & Ranzi, E. (2010). Comprehensive kinetic modeling study of bio-oil formation from fast pyrolysis of biomass. *Energy and Fuels*, 24(10), 5727–5734. <https://doi.org/10.1021/ef1008902>
- Campuzano, F., Brown, R. C., & Martínez, J. D. (2019). Auger reactors for pyrolysis of biomass and wastes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 102(December 2018), 372–409. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.12.014>
- Chan, W. C. R., Kelbon, M., & Krieger, B. B. (1985). Modelling and experimental verification of physical and chemical processes during pyrolysis of a large biomass particle. *Fuel*, 64(11), 1505–1513. [https://doi.org/10.1016/0016-2361\(85\)90364-3](https://doi.org/10.1016/0016-2361(85)90364-3)

- Codignole Luz, F., Cordiner, S., Manni, A., Mulone, V., & Rocco, V. (2017). Pyrolysis in screw reactors: A 1-D numerical tool. *Energy Procedia*, 126, 683–689. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.08.297>
- Di Blasi, C. (2009). Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars. *Progress in Energy and Combustion Science*, 35(2), 121–140. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2008.08.001>
- Funke, A., Grandl, R., Ernst, M., & Dahmen, N. (2018). Modelling and improvement of heat transfer coefficient in auger type reactors for fast pyrolysis application. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, 130(May), 67–75. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2018.05.023>
- Garcia-Nunez, J. A., Pelaez-Samaniego, M. R., Garcia-Perez, M. E., Fonts, I., Abrego, J., Westerhof, R. J. M., & Garcia-Perez, M. (2017). Historical Developments of Pyrolysis Reactors: A Review. In *Energy and Fuels* (Vol. 31, Issue 6). <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b00641>
- Jahirul, M. I., Rasul, M. G., Chowdhury, A. A., & Ashwath, N. (2012). Biofuels production through biomass pyrolysis- A technological review. *Energies*, 5(12), 4952–5001. <https://doi.org/10.3390/en5124952>
- Jalalifar, S., Abbassi, R., Garaniya, V., Salehi, F., Papari, S., Hawboldt, K., & Strezov, V. (2020). CFD analysis of fast pyrolysis process in a pilot-scale auger reactor. *Fuel*, 273(March), 117782. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117782>
- Lathouwers, D., & Bellan, J. (2001). Modeling of Biomass Pyrolysis for Hydrogen Production: The Fluidized Bed Reactor. *Proceedings of the 2001 DOE Hydrogen Program Review*, 1–35.
- Liang, P., Wang, Z., & Bi, J. (2008). Simulation of coal pyrolysis by solid heat carrier in a moving-bed pyrolyzer. *Fuel*, 87(4–5), 435–442. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2007.06.022>
- Liu, S., Xing, Y., Chen, H., Tang, P., Jiang, J., Tang, S., & Liang, B. (2017). Sustainable Reactors for Biomass Conversion Using Pyrolysis and Fermentation. In *Encyclopedia of Sustainable Technologies* (Vol. 3). Elsevier.

<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10245-3>

Miller, R. S., & Bellan, J. (1997). A generalized biomass pyrolysis model based on superimposed cellulose, hemicellulose and lignin kinetics. *Combustion Science and Technology*, 126(1–6), 97–137.

<https://doi.org/10.1080/00102209708935670>

Mkhize, N. M., van der Gryp, P., Danon, B., & Görgens, J. F. (2016). Effect of temperature and heating rate on limonene production from waste tyre pyrolysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 120, 314–320.

<https://doi.org/10.1016/j.jaap.2016.04.019>

Morf, P., Hasler, P., & Nussbaumer, T. (2002). Mechanisms and kinetics of homogeneous secondary reactions of tar from continuous pyrolysis of wood chips. *Fuel*, 81(7), 843–853. [https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(01\)00216-2](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(01)00216-2)

Nachenius, R. W., Van De Wardt, T. A., Ronsse, F., & Prins, W. (2015).

Residence time distributions of coarse biomass particles in a screw conveyor reactor. *Fuel Processing Technology*, 130(C), 87–95.

<https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2014.09.039>

Papari, S., & Hawboldt, K. (2017). Development and Validation of a Process Model to Describe Pyrolysis of Forestry Residues in an Auger Reactor. *Energy and Fuels*, 31(10), 10833–10841.

<https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b01263>

Peacocke, G. V. C., & Bridgwater, A. V. (1994). Ablative plate pyrolysis of biomass for liquids. *Biomass and Bioenergy*, 7(1–6), 147–154.

[https://doi.org/10.1016/0961-9534\(94\)00054-W](https://doi.org/10.1016/0961-9534(94)00054-W)

Pérez-Rodríguez, C. P., Ríos, L. A., Duarte González, C. S., Montaña, A., & García-Marroquín, C. (2023). Aprovechamiento de la biomasa residual como fuente de energía renovable en Colombia: escenario de gasificación potencial. *Palmas*, 44(1), 65–82.

Puente, F. (2012). *Cogasificación De Combustibles Fósiles Sólidos Y Orujillo Hasta El 10% En Peso, En La Central De Gasificación Integrada En Ciclo Combinado (Gicc) De Elcogas*. 261.

<https://pdfs.semanticscholar.org/72ce/c66da2d0c2412d7c7ad0ce723f743808>

58f4.pdf

- Qi, F., & Wright, M. M. (2020). A DEM modeling of biomass fast pyrolysis in a double auger reactor. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 150. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2020.119308>
- Roy, P., & Dias, G. (2017). Prospects for pyrolysis technologies in the bioenergy sector: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 77(March), 59–69. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.03.136>
- Shi, X., Ronsse, F., Nachenius, R., & Pieters, J. G. (2019). 3D Eulerian-Eulerian modeling of a screw reactor for biomass thermochemical conversion. Part 2: Slow pyrolysis for char production. *Renewable Energy*, 143, 1477–1487. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.05.088>
- Sun, S., Tian, H., Zhao, Y., Sun, R., & Zhou, H. (2010). Experimental and numerical study of biomass flash pyrolysis in an entrained flow reactor. *Bioresource Technology*, 101(10), 3678–3684. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.092>
- Van de Velden, M., Baeyens, J., Brems, A., Janssens, B., & Dewil, R. (2010). Fundamentals, kinetics and endothermicity of the biomass pyrolysis reaction. *Renewable Energy*, 35(1), 232–242. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2009.04.019>
- Wagenaar, B. M., Prins, W., & van Swaaij, W. P. M. (1994). Pyrolysis of biomass in the rotating cone reactor: modelling and experimental justification. *Chemical Engineering Science*, 49(24), 5109–5126. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(94\)00392-0](https://doi.org/10.1016/0009-2509(94)00392-0)
- Zhang, T., Zhou, Y., Li, L., Zhao, Y., De Felici, M., Reiter, R. J., & Shen, W. (2018). Melatonin protects prepuberal testis from deleterious effects of bisphenol A or diethylhexyl phthalate by preserving H3K9 methylation. *Journal of Pineal Research*, 65(2), 67–77. <https://doi.org/10.1111/jpi.12497>