

**Desarrollo de un dispositivo para pirólisis de residuos orgánicos como alternativa  
tecnológica para su valorización**

Juan José Espinel Pinzón

Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Mecánico

Director

Yesid Javier Rueda Ordoñez

PhD en Ingeniería Química

Codirector

Pablo Antonio Nieto Rangel

PhD (C) en Ingeniería Mecánica

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físicomecánicas

Escuela de Ingeniería Mecánica

Bucaramanga

2024

## Tabla de contenido

Introducción .....	9
1 Planteamiento del problema.....	10
2 Objetivos.....	12
2.1 Objetivo general .....	12
2.2 Objetivos específicos.....	12
3 Justificación .....	12
4 Marco teórico .....	14
4.1 Estado del arte .....	14
4.2 Marco conceptual: .....	17
4.2.1 Pirólisis .....	17
4.2.2 Tipos de reactores de pirólisis.....	18
4.2.3 Cinética de la descomposición térmica de biomasas .....	21
5 Caracterización de material orgánico.....	23
5.1 Análisis próximo .....	23
5.1.1 Prueba de Humedad .....	23
5.1.2 Prueba de contenido de ceniza .....	26
5.1.3 Prueba de contenido de material volátiles. ....	27
5.1.4 Contenido de carbono fijo.....	29

	3
5.2 Poder calorífico .....	29
5.3 Densidad de lecho .....	30
5.4 Tamaño de partícula.....	31
5.5 Fracción de vacío .....	31
5.6 Termogravimetría y parámetros cinéticos.....	33
6 Diseño conceptual.....	35
6.1 Requerimientos y restricciones .....	35
6.1.1 Requerimientos funcionales.....	35
6.1.2 Requerimientos no funcionales.....	35
6.1.3 Restricciones.....	35
6.2 Diseño preliminar.....	35
6.2.1 Dimensionamiento del reactor .....	35
6.2.2 Suministro de energía .....	39
7 Montaje.....	43
7.1 Descripción de subsistemas y componentes.....	43
7.1.1 Subsistema – Reactor.....	43
7.1.2 Subsistema suministro de energía.....	45
7.2 Ensamblaje.....	46
8 Resultados.....	48
9 Conclusiones.....	51

Referencias..... 52

### Lista de tablas

Tabla 1 Caracterización del proceso de pirólisis .....	18
Tabla 2 Resultados – porcentaje de humedad.....	24
Tabla 3 Humedad – Otras biomosas .....	25
Tabla 4 Resultados – porcentaje de ceniza .....	27
Tabla 5 Resultados – porcentaje de material volátil .....	28
Tabla 6 Tamaño de partícula – Cisco de café.....	31
Tabla 7 Energía de activación y factor pre-exponencial del cisco de café .....	34
Tabla 8 Rendimiento de pirólisis de cisco de café – condiciones ideales .....	49
Tabla 9 Rendimiento de pirólisis de cisco de café – reactor desarrollado.....	50

## Lista de Figuras

Figura 1 Reactor tipo batch.....	19
Figura 2 Reactor tipo semi-batch.....	20
Figura 3 Reactor de lecho fijo.....	20
Figura 4 Reactor de lecho fluidizado .....	21
Figura 5 Vaso de precipitado para la evaluación de la densidad de lecho.....	30
Figura 6 Fracción de masa de cisco de café con partículas menores a 500 $\mu$ m.....	32
Figura 7 Termogravimetría del cisco de café .....	33
Figura 8 $\alpha$ vs T para el cisco de café.....	41
Figura 9 Gasificador – Escuela de Ingeniería Mecánica UIS .....	44
Figura 10 Quemador de gas natural – Escuela de ingeniería Mecánica UIS.....	45
Figura 11 Turboventilador – Escuela de Ingeniería Mecánica .....	46
Figura 12 Modificación del reactor para el proceso de pirólisis.....	47
Figura 13 Montaje final .....	48

## RESUMEN

**TÍTULO:** DESARROLLO DE UN DISPOSITIVO PARA PIRÓLISIS DE RESIDUOS ORGÁNICOS COMO ALTERNATIVA TECNOLÓGICA PARA SU VALORIZACIÓN

**AUTOR:** JUAN JOSÉ ESPINEL PINZÓN

**PALABRAS CLAVE:** Pirólisis, Reactor, Biomasa, Cisco de café, Cinética química

La biomasa ha sido históricamente utilizada como fuente de energía, y su relevancia ha resurgido en las últimas décadas debido a sus beneficios renovables y sostenibles. Este proyecto se enfoca en el diseño y construcción de un reactor funcional para llevar a cabo la pirólisis de residuos orgánicos, específicamente cisco de café, con el objetivo de obtener productos de valor agregado, tales como biocarbón, líquidos y gases combustibles. Para el diseño del reactor, se utilizaron ecuaciones de transferencia de calor y masa, termodinámica y cinética química, con el fin de garantizar una distribución de temperatura adecuada y la eficiencia en la descomposición térmica de la biomasa. Estos modelos matemáticos permitieron predecir el comportamiento del sistema y definir los parámetros operativos clave para maximizar la producción de biocarbón y minimizar la formación de subproductos no deseados. Durante las pruebas experimentales en el reactor desarrollado, se identificaron gradientes de temperatura a lo largo del lecho de biomasa, lo que resultó en diferentes zonas de termoconversión: gasificación cerca de la fuente de energía, pirólisis en la zona intermedia y torrefacción en las áreas más alejadas. Estas variaciones térmicas influyeron en la distribución de los productos, haciendo que los rendimientos difieran de los obtenidos a escala de laboratorio. Las conclusiones más relevantes indican que el reactor fue eficiente en la producción de biocarbón, aunque se observó la presencia de cenizas en la fracción sólida debido a la combustión parcial de la biomasa en contacto con la llama. Además, la existencia de trazas de aire atmosférico en la cámara de reacción favoreció este fenómeno, lo que sugiere la necesidad de un mayor control en la atmósfera interna del reactor. En resumen, aunque las condiciones experimentales no fueron completamente homogéneas, el reactor cumplió el propósito de procesar la biomasa de manera efectiva. Este trabajo representa un paso importante en la optimización de equipos a escala piloto para la pirólisis de residuos orgánicos, con potencial para futuras mejoras en la uniformidad térmica y la eficiencia de recolección de productos.

## ABSTRACT

**TITLE:** DEVELOPMENT OF A DEVICE FOR PYROLYSIS OF ORGANIC WASTE AS A TECHNOLOGICAL ALTERNATIVE FOR ITS VALORIZATION.

**AUTHOR:** JUAN JOSÉ ESPINEL PINZÓN

**KEYWORDS:** Pyrolysis, Reactor, Biomass, Coffee husk, Chemical kinetics, Chemical kinetics

Biomass has been historically used as an energy source, and its relevance has resurfaced in recent decades due to its renewable and sustainable benefits. This project focuses on the design and construction of a functional reactor to carry out the pyrolysis of organic waste, specifically coffee husks, with the objective of obtaining value-added products such as biochar, liquids and fuel gases. For the design of the reactor, heat and mass transfer equations, thermodynamics and chemical kinetics were used to guarantee an adequate temperature distribution and efficiency in the thermal decomposition of the biomass. These mathematical models allowed predicting the behavior of the system and defining the key operating parameters to maximize biochar production and minimize the formation of unwanted by-products. During experimental tests in the developed reactor, temperature gradients were identified along the biomass bed, resulting in different thermoconversion zones: gasification near the energy source, pyrolysis in the intermediate zone and torrefaction in the more distant areas. These thermal variations influenced the distribution of the products, causing the yields to differ from those obtained in the laboratory. The most relevant conclusions indicate that the reactor was efficient in the production of biochar, although the presence of ash in the solid fraction was observed due to the partial combustion of the biomass in contact with the flame. In addition, the existence of traces of atmospheric air in the reaction chamber favored this phenomenon, suggesting the need for greater control in the internal atmosphere of the reactor. In summary, although the experimental conditions were not completely homogeneous, the reactor served its purpose of processing biomass effectively. This work represents an important step in the optimization of pilot-scale equipment for organic waste pyrolysis, with potential for future improvements in thermal uniformity and product collection efficiency.

## **Introducción**

La contaminación de los residuos sólidos es una problemática global que ha sido foco de discusión durante décadas, debido a las consecuencias ambientales negativas que produce. En general, parte de esta problemática se puede atribuir al aumento desmesurado de la población mundial y la poca implementación de metodologías de tratamientos para contrarrestar este fenómeno negativo.

En Colombia, se ha intentado llevar a cabo actividades a través del programa de Gestión Integral de Residuos Sólidos, que permitan la clasificación, separación, transformación y destinación de los desechos.

Para los residuos sólidos orgánicos, se han desarrollado técnicas como el compostaje para la creación de fertilizantes vegetales o la descomposición térmica para generar materia prima como biocombustibles o lubricantes que pueden ser usados en otro tipo de procesos.

La pirólisis es el proceso por el cual se realiza la degradación térmica de un material, en un ambiente con baja cantidad de oxígeno. Consiste en elevar la temperatura del material de tal manera que se produzca la deshidratación y oxidación, para luego generar productos sólidos como el carbón, líquidos como los alquitranes y productos gaseosos como el metano, que son valiosos como materia prima para procesos industriales y de manufactura.

## 1 Planteamiento del problema

Los residuos orgánicos son materiales biodegradables, que se encuentran fácilmente en la cotidianidad, como en los restos de comida, la vegetación o los desechos de origen animal y/o humano. La ONU, por medio de la organización One Planet (2022) afirma que, anualmente, en el mundo se producen 2000 toneladas de residuos, de las cuales, la mitad, son residuos orgánicos biodegradables. La ineficiente gestión de estos residuos, además de generar un problema de contaminación como la producción de lixiviados y gases de efecto invernadero, también suscita la pérdida de recursos económicos, al no aprovechar adecuadamente su composición química para obtener fertilizantes y/o fuentes de energía.

En el decreto 2811 de 1974, donde se dicta el Código Nacional de Recursos Naturales Renovables y de Protección al Medio Ambiente, se expone la importancia de implementar métodos actuales para todos los procesos, desde la recolección hasta la colocación final de desechos de cualquier tipo (Ministerio de Ambiente, Decreto 2811, 1974, art 34). Debido a esto, se ha creado la Gestión Integral de Residuos Sólidos, que trata los temas relacionados con la generación, almacenamiento, recolección, procesamiento y disposición final de residuos en el país (Hernández, 2021). Sin embargo, el gobierno nacional hace lo mínimo requerido para el sistema de gestión y dispone insuficientes recursos económicos para tal fin (Sáez y Urdaneta, 2014).

Actualmente, Colombia tiene problemas con la gestión de sus residuos sólidos. Municipios como Bogotá y Bucaramanga tienen rellenos sanitarios colapsados, a los cuales no les queda mucho tiempo de trabajo y están generando inconvenientes de contaminación irreversibles en los ecosistemas, afectando a la población.

Debido a los retos a los que se está enfrentando la población mundial en pro de mejorar la gestión de los residuos, la ingeniería se ha encargado de buscar métodos o procesos de

transformación que permitan darles un valor agregado a los residuos orgánicos. Uno de ellos es la creación de compostaje como fertilizante orgánico de cultivos. Otro es la generación de biogás a través de la digestión anaeróbica.

Otro de los procesos que funciona como alternativa de valorización de material orgánico es la pirólisis, que consiste en la degradación térmica de los materiales, obteniendo productos como biocarbón, biogás y alquitranes.

Tangri y Wilson (2017) afirman que los procesos de pirólisis y gasificación no han sido exitosos a nivel mundial, ya que, aunque son alternativas que se presentan como “amigables” con el medio ambiente, son procesos que contienen algunos riesgos de contaminación y energéticamente son ineficientes. Estas dificultades son, para la ingeniería, un impulso a seguir desarrollando proyectos que propongan soluciones efectivas.

Este trabajo tiene como finalidad el desarrollo de reactor de pirólisis de material orgánico que permita obtener subproductos sólidos, líquidos y gaseosos que pueden ser incorporados en procesos industriales como materia prima.

## 2 Objetivos

### 2.1 Objetivo general

- Desarrollar un dispositivo funcional que permita llevar a cabo las reacciones relacionadas con la pirólisis de residuos orgánicos.

### 2.2 Objetivos específicos

- Identificar las propiedades del residuo orgánico lignocelulósico a trabajar, con los parámetros físicos y térmicos que se deben cumplir para permitir el correcto desarrollo del proceso de pirólisis de dicha materia prima.
- Diseñar un reactor de pirólisis que permita el cumplimiento y control de los parámetros establecidos para realizar el proceso de degradación y descomposición térmica de 1 kg de residuo orgánico.
- Construir un reactor para realizar la pirólisis de 1 kg de residuo orgánico, con el cual sea factible la recolección de los productos sólidos y líquidos, así como la quema del gas resultante del proceso, como producto de valor agregado.

## 3 Justificación

La conversión de biomasa en calor y luz es una práctica antigua que impulsó el desarrollo humano. Aunque fue desplazada por combustibles fósiles más eficientes, recientemente ha resurgido el interés por convertirla en gas o líquido, motivado por sus beneficios renovables, ambientales y sociopolíticos (Basu, 2013).

Teniendo en cuenta los beneficios renovables, se puede argumentar que los combustibles fósiles, como el carbón, el petróleo y el gas, son fuentes prácticas y eficientes de energía, pero son finitos y no renovables. En contraste, la biomasa se está generando constantemente. Esta característica hace que su uso sea sostenible, lo que ha aumentado el interés en su aprovechamiento para la producción de energía. Hacer uso de la biomasa como combustible, proporciona energía neutra en carbono, siempre que se gestione adecuadamente con prácticas de replantación.

Por otra parte, los beneficios en el ámbito ambiental, también son considerables. Con la creciente evidencia del calentamiento global, se reconoce la necesidad urgente de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) causadas por el ser humano. El medio ambiente se ha convertido en un tema importante, desde las escuelas hasta las empresas, y ha sido un impulsor clave para el uso de la biomasa en la producción de energía. En muchos países existen regulaciones que hacen viable el cambio de combustibles fósiles a combustibles a base de biomasa. Por ejemplo, si una planta de energía reemplaza combustibles fósiles por biomasa, puede obtener créditos por la reducción de CO<sub>2</sub>, los cuales pueden intercambiarse en mercados donde se permiten estas transacciones.

Además, Basu (2013) señala que el uso de biomasa genera importantes beneficios sociopolíticos, como la creación de empleo local y el impulso de industrias asociadas a su producción. También, reduce la dependencia de combustibles fósiles importados, brindando mayor independencia energética y protegiendo a los países de las fluctuaciones en el precio y suministro de estos recursos.

Estos beneficios incrementan la relevancia del desarrollo de equipos que faciliten este proceso, con el objetivo de identificar y evaluar los parámetros necesarios para el diseño y construcción de reactores a gran escala.

## 4 Marco teórico

### 4.1 Estado del arte

- **Propuesta de diseño de un horno-reactor para realizar la pirólisis de la cáscara de arroz**

*Autores: Ana Cristina Fuentes Hernández, Ángel Recio Recio*

El diseño del reactor de pirólisis propuesto en este trabajo tiene como objetivo la producción de carbón vegetal utilizando la cáscara de arroz como materia prima. El reactor está constituido por un cuerpo de forma cilíndrica, complementado por un fondo cónico y una tapa elíptica. Esta configuración estructural no solo facilita una adecuada acumulación de los gases generados durante el proceso, sino que también permite la eficiente remoción de cenizas al final del ciclo de pirólisis. El diseño ha sido inspirado en los principios empleados en hornos industriales, pero adaptado a una escala de planta piloto, lo que requiere ajustes específicos para optimizar el control de temperatura y las condiciones de operación.

Para asegurar la estabilidad y eficiencia del reactor, se han llevado a cabo una serie de cálculos térmicos y mecánicos. Estos incluyen el dimensionamiento de la cantidad de biomasa necesaria para un ciclo de operación óptimo, así como la determinación del aire mínimo requerido para sostener el proceso de combustión controlada. Además, se ha prestado especial atención al aislamiento térmico del equipo, con el fin de minimizar las pérdidas de calor y mejorar la eficiencia energética del sistema.

Un aspecto clave del diseño es la incorporación de una toma de vapores, que permite la extracción controlada de los gases producidos durante la pirólisis. Estos gases, además de ser analizados para evaluar la composición química del proceso, presentan la posibilidad de ser

aprovechados como biocombustibles, lo que añade una dimensión de sostenibilidad al proyecto. Este enfoque integrado, que combina la producción de carbón vegetal con la captación y potencial utilización de gases, busca maximizar el aprovechamiento de los subproductos de la pirólisis y contribuir a una gestión más eficiente de los recursos en sistemas de conversión de biomasa.

- **Diseño de un reactor de pirólisis experimental para pruebas de biomasa agroforestal.**

*Autores: Christopher Gabriel Guevara García, Manuel Alejandro Pablo Espinosa*

El desarrollo del reactor se llevó a cabo bajo los lineamientos establecidos por la normativa ASME Sección VIII División 1, que proporciona los requisitos para el diseño y construcción de recipientes a presión. Este enfoque garantiza que el tanque cumpla con los estándares de seguridad y rendimiento necesarios para un reactor de pirólisis operando en condiciones de alta temperatura.

La estructura del reactor fue diseñada conforme al reglamento aplicable a la fabricación y montaje de estructuras, con el fin de asegurar tanto la estabilidad como la resistencia del sistema. Esto implica un análisis detallado de las cargas a las que estará sometido el reactor durante su operación, incluyendo las cargas térmicas, mecánicas y de presión. Asimismo, se llevó a cabo una evaluación de la transferencia de calor para determinar el tipo adecuado de aislante térmico, lo que resultó fundamental para mantener una temperatura controlada dentro de la cámara de combustión. La elección del aislante no solo aseguró la eficiencia energética del reactor, sino que también contribuyó a la seguridad operacional al evitar pérdidas excesivas de calor.

Para el control preciso del proceso de pirólisis, se seleccionaron equipos de medición que permiten monitorear variables clave como la temperatura y la presión dentro del reactor. Estos dispositivos de control son esenciales para garantizar que el proceso se mantenga dentro de los

parámetros establecidos, optimizando la conversión de biomasa en carbón vegetal. Además, se realizó un análisis detallado de los costos asociados a los materiales y la mano de obra necesarios para la construcción del reactor, lo que permitió proyectar la viabilidad económica del proyecto.

El reactor de pirólisis fue diseñado con una capacidad de procesamiento de 10 kg de biomasa por ciclo, alcanzando una temperatura máxima de 500 °C. Se estimó que cada ciclo de operación tendrá una duración aproximada de 4 horas.

- **Condiciones de un diseño de un reactor de pirólisis a escala de laboratorio para la obtención de biocarbón a partir de residuos orgánicos sólidos**

*Autor: Gabriel Andrés Obando*

Esta investigación se enfocó en establecer las condiciones necesarias para el diseño de un reactor a escala de laboratorio destinado a la transformación de ROS, con el fin de valorizarlos en forma de biocarbón sólido, comúnmente conocido como biocarbón o biochar. El reactor diseñado cuenta con un tornillo de 250 mm de largo y 10 mm de diámetro, con una capacidad de procesamiento máxima de 1,55 g/min de flujo másico. En términos energéticos, el sistema requiere un suministro de 93,25 vatios para mover los residuos a lo largo del reactor, y 68 vatios adicionales para alcanzar la temperatura necesaria para la transformación de los ROS en biocarbón.

El reactor fue fabricado en cuarzo, un material elegido debido a su alta conductividad térmica de 7,5 W/m·K a 20°C, comparado con otros minerales de suelo, lo que garantiza una eficiente transferencia de calor dentro del sistema. El calentamiento se realiza mediante un horno de microondas doméstico modificado, con una potencia máxima de 1200 vatios, capaz de operar en un rango de temperaturas entre 450°C y 600°C. Estas temperaturas son ideales para maximizar

la proporción de producto sólido en comparación con las fases líquida y gaseosa generadas durante el proceso de pirólisis. La energía necesaria para el funcionamiento del horno se suministra mediante paneles solares, cuya instalación inicial requirió una inversión de \$1.690.000 pesos colombianos, lo que añadió un componente de sostenibilidad al sistema.

Finalmente, el reactor cuenta con una entrada de helio gaseoso que se encarga de mantener una atmósfera controlada y adecuada durante el proceso de pirólisis, optimizando así la calidad del biocarbón producido y asegurando que las condiciones del proceso se mantengan estables y reproducibles.

## **4.2 Marco conceptual:**

### **4.2.1 Pirólisis**

Klug (2012) define la pirólisis como “una descomposición térmica que ocurre en ausencia de oxígeno” (p.37). Este proceso térmico permite que se rompan los enlaces químicos sin que se desarrolle el proceso de combustión.

El proceso de pirólisis puede ser caracterizado por la velocidad de reacción, la temperatura, el tiempo de reacción o la presión de operación” (Obando, 2015, p.17). En la Tabla 1 se muestran las características de los diferentes tipos de pirólisis.

En la Tabla 1 se observa una relación entre el tipo de pirólisis y el producto obtenido. Es decir, dependiendo del tiempo de residencia, se pueden obtener diferentes proporciones de productos.

**Tabla 1***Caracterización del proceso de pirólisis*

PIRÓLISIS	TIEMPO	RAPIDEZ DE CALENTAMIENTO	PRESIÓN (BAR)	TEMPERATURA MÁXIMA (°C)	PRODUCTO PRINCIPAL
Convencional	5-30 min	Baja	1	600	Gas, líquido y sólido
Fast	0.5 – 5 min	Muy alta	1	650	Líquido
Flash líquido	< 1 seg	Alta	1	<650	Líquido
Flash gas	< 1 seg	Alta	1	>650	Gas
Ultra	<0.5 seg	Muy alta	1	1000	Gas

*Nota:* Datos tomados de *Condiciones de diseño de un reactor de pirólisis a escala de laboratorio para la obtención de biocarbón a partir de residuos orgánicos sólidos* (p.17), por G.A. Obando, 2015.

En la Tabla 1 se observa una relación entre el tipo de pirólisis y el producto obtenido. Es decir, dependiendo del tiempo de residencia, se pueden obtener diferentes proporciones de productos.

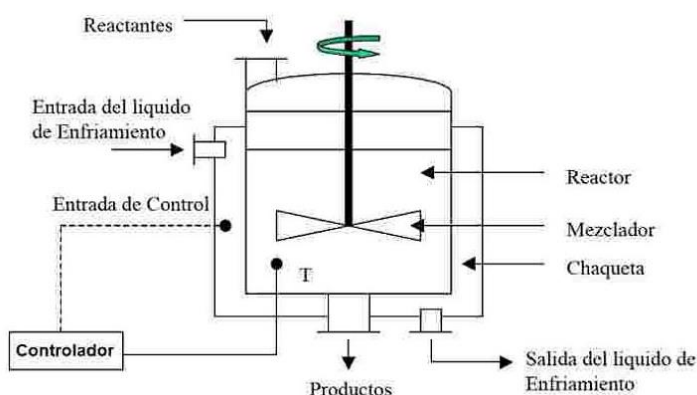
#### **4.2.2 Tipos de reactores de pirólisis**

Los reactores son los dispositivos que se encargan de establecer las condiciones óptimas para el desarrollo de la pirólisis. Se han diseñado diferentes tipos de reactores para este tipo de procesos, en los cuales, la identificación “depende de muchos factores, entre ellos, el tiempo de residencia, el tipo de contacto entre la muestra a degradar (directo - indirecto), el catalizador o las cinéticas de reacción, incidiendo en mayor o menor medida sobre los resultados obtenidos” (Obando, 2015, p.18). A continuación, se presentan los diseños usados para el proceso de pirólisis.

**4.2.2.1 Reactor tipo batch.** Un reactor de tipo batch se caracteriza por ser un equipo que trabaja por cargas, es decir, que el reactor no tiene un ingreso continuo de reactivos, ni una salida continua de productos, tal como se muestra en la Figura 1. Además, cuentan con un agitador que mantiene la mezcla homogeneizada (Noguera, 2020)

**Figura 1**

*Reactor tipo batch*

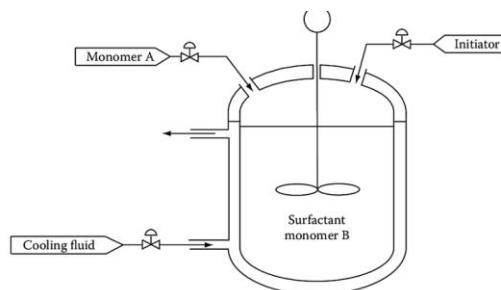


*Nota:* Tomado de *Reactores intermitentes o reactores batch* por Bulmaro Noguera en el blog de Ingeniería Química Reviews (IQR), 2020

**4.2.2.2 Reactores tipo semi-batch.** Un reactor semi-continuos o semi-batch es una modificación del modelo batch. En la Figura 2, se puede apreciar que este tipo de reactores permiten el ingreso de reactivos en medio del proceso de reacción de un lote previamente dispuesto en el reactor (Noguera, 2021). La ventaja de este tipo de diseño es que se puede tener control de la reacción, tanto en la velocidad, como en la obtención de productos.

## Figura 2

### Reactor tipo semi-batch

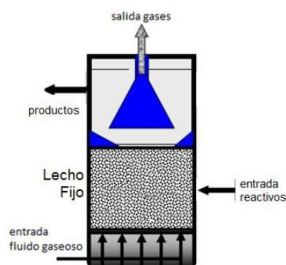


*Nota:* Tomado de *Reactores semi-continuos o semi-batch* por Bulmaro Noguera en el blog de Ingeniería Química Reviews (IQR), 2021

**4.2.2.3 Reactor de lecho fijo.** Este tipo de reactor es aquel en el que los reactivos están estáticos con respecto al reactor. Su uso es común en reacciones catalíticas, en donde el catalizador se encuentra en una posición fija y los reactivos están alrededor de él, produciéndose así, la descomposición térmica (Obando, 2015). En este sentido, el catalizador funciona como un acelerador de la reacción. Un ejemplo de modelo de reactor de lecho fijo, se presenta en la Figura 3.

## Figura 3

### Reactor de lecho fijo

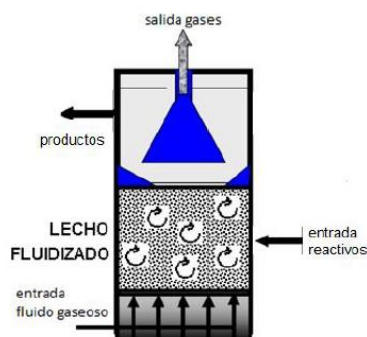


*Nota:* Tomado de *Condiciones de diseño de un Reactor de Pirólisis a escala de laboratorio para la obtención de Biocarbón a partir de Residuos Orgánicos Sólidos* G.A. Obando, 2015.

**4.2.2.4 Reactores de lecho fluidizado.** En contraste con el reactor de lecho fijo, este tipo de reactores tienen un flujo que permite que el material particulado del lecho se eleve y se distribuya dentro del reactor, aumentando la transferencia de calor entre ellas, tal como está representado en la Figura 4. En procesos catalíticos, este dispositivo tiene la ventaja que promueve el buen contacto entre el reactivo y el catalizador (Obando, 2015). En el diseño de este tipo de equipos, tiene importancia la capacidad de fluidización del lecho.

#### Figura 4

*Reactor de lecho fluidizado*



*Nota:* Tomado de *Condiciones de diseño de un Reactor de Pirólisis a escala de laboratorio para la obtención de Biocarbón a partir de Residuos Orgánicos Sólidos* G.A. Obando, 2015.

#### 4.2.3 Cinética de la descomposición térmica de biomasa

Como se menciona anteriormente la pirólisis es un proceso de conversión termoquímica de biomasa que ocurre bajo un aumento de temperatura en una atmósfera inerte, produciendo fracciones sólidas como carbón, líquidas como aceites o ceras y una gaseosa a partir de la conversión de la biomasa durante el proceso.

Para realizar el análisis cinético, Rueda Ordoñez & Tannous (2017) utilizaron un modelo adimensional de conversión de masa experimental (1):

$$\alpha_{exp} = \frac{m_i - m_t}{m_i - m_f} \quad (1)$$

Donde  $m_i$  es la masa inicial,  $m_f$  es la masa final y  $m_t$  es la masa en un tiempo  $t$ . Determinando que la tasa de conversión de masa experimental, está dada por la derivada de la Ecuación 1, lo cual refiere a la Ecuación 2:

$$\left(\frac{d\alpha}{dt}\right)_{exp} = -\frac{dm_t}{dt} \frac{1}{m_i - m_f} \quad (2)$$

Rueda Ordoñez & Tannous (2017) dicen que la tasa de conversión de masa, teóricamente está definida por la Ecuación 3:

$$\frac{d\alpha}{dt} = [f(\alpha)] k \quad (3)$$

Donde  $k$  es la constante de velocidad de reacción. Esta constante puede ser determinada a partir de la Ecuación de Arrhenius (4), ya que esta Ecuación es válida para las reacciones de conversión que tienen dependencia con la temperatura.

$$k = A \exp(-E_a/RT) \quad (4)$$

Donde  $k$  es la velocidad de reacción,  $A$  es el factor pre-exponencial de la biomasa,  $E_a$  es la energía de activación de la biomasa,  $R$  es la constante universal de los gases y  $T$  es la temperatura absoluta.

La función  $f(a)$  es el modelo de reacción. Anca – couse *et al* (2014) recomiendan que sea definida como en la Ecuación 5.

$$f(\alpha) = (1 - \alpha)^n \quad (5)$$

Donde  $n$  es el orden de la reacción. Finalmente, la tasa de conversión de masa queda definida a través de la Ecuación 6.

$$\frac{d\alpha}{dt} = (1 - \alpha)^n A \exp(-E_a/RT) \quad (6)$$

Con esta expresión, es posible conocer la relación de la conversión de la masa en un reactor o en un volumen de control con respecto a la temperatura, en un proceso de conversión termoquímica como el de pirólisis.

## 5 Caracterización de material orgánico

### 5.1 Análisis próximo

El análisis próximo de cualquier material, comprende la determinación del porcentaje de 4 componentes básicos: humedad, material volátil, cenizas y carbono fijo. Estos datos permiten evaluar y estimar la calidad de los productos que se pueden obtener, luego de cualquier proceso de conversión termoquímica.

Las pruebas para este análisis fueron realizadas en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Estas pruebas fueron llevadas a cabo a partir de las normas establecidas por la Asociación Española de Normalización y Certificación (AENOR).

#### 5.1.1 Prueba de Humedad

- **Título de la norma:** Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido de humedad. Método de secado en estufa. Parte 3: Humedad de la muestra para análisis general (ISO 18134-3:2015).

La norma establece que el porcentaje de humedad se puede determinar a partir de la Ecuación 7:

$$M_{ad} = \frac{m_2 - m_3}{m_2 - m_1} * 100 \quad (7)$$

Donde:

$m_1$  es la masa en gramos del plato vacío y la tapa;

$m_2$  es la masa en gramos del plato, la tapa y la porción de ensayo antes del secado;

$m_3$  es la masa en gramos del plato, la tapa y la porción del ensayo después del secado.

Para esta prueba, se tomaron 4 muestras de cisco de café. Los resultados están expresados en la Tabla 2

**Tabla 2**

*Resultados – porcentaje de humedad*

<b>MUESTRA</b>	<b>% HUMEDAD</b>
1	8.0308
2	8.1103
3	7.4206
4	7.4626

*Nota:* Los datos fueron calculados a partir de las pruebas realizadas en el laboratorio de combustión de la Universidad Industrial de Santander.

La humedad promedio de la muestra es de 7.7561%, con una desviación estándar de 0.365. Los resultados de la prueba están presentes en el Apéndice A.

El porcentaje de humedad en procesos de conversión termoquímica tiene la importancia, ya que indica la cantidad de energía que se debe suministrar al proceso para la evaporación del agua presente en la biomasa. Rueda Ordoñez & Tannous (2017) realizaron pruebas de humedad a diferentes tipos de biomasa, las cuales se presentan a en la Tabla 3.

**Tabla 3**

*Humedad – Otras biomosas*

<b>BIOMASA</b>	<b>% HUMEDAD</b>
Cáscara de arroz	6.08
Bagazo de caña	2.32
Madera	5.22
Hojas de caña	8.42

*Nota:* Tomado de “Análisis cinético de la descomposición térmica de biomosas aplicando un esquema de reacciones paralelas independientes” por Y. Rueda & K. Tannous, 2017, Revista UIS Ingenierías.

Teniendo en cuenta estos datos, se puede inferir que, aunque el cisco de café tiene una humedad alta, comparada con estas biomosas, está dentro de la humedad promedio. Evidentemente, es conveniente realizar el proceso de pirólisis con biomasa seca, ya que eso mejora el proceso de conversión, disminuyendo la cantidad de energía a suministrar.

### 5.1.2 Prueba de contenido de ceniza

- **Título de la norma:** Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido de ceniza.  
(ISO 18122:2015)

La norma establece que el cálculo del contenido de ceniza de una muestra en base seca, se realiza a partir de la siguiente Ecuación:

$$A_d = \frac{(m_3 - m_1)}{(m_2 - m_1)} * 100 * \frac{100}{100 - M_{ad}} \quad (8)$$

Donde:

$m_1$  es la masa en gramos del plato vacío;

$m_2$  es la masa en gramos del plato más la porción de ensayo.

$m_3$  es la masa en gramos del plato más la ceniza.

$M_{ad}$  es el contenido de humedad en porcentaje de la porción usada.

Para esta prueba, se usaron 4 muestras de cisco de café. El contenido de humedad que se tuvo en cuenta para realizar el cálculo fué el valor promedio obtenido en la prueba de humedad. Los resultados están expresados en la Tabla 4:

El porcentaje de cenizas promedio del cisco de café en base seca fue de 2.8705% con una desviación estándar de 0.311. Los resultados de la prueba están en el Apéndice A

**Tabla 4***Resultados – porcentaje de ceniza*

MUESTRA	% CENIZA
1	3.2190
2	3.0408
3	2.5603
4	2.6618

*Nota:* Los datos fueron calculados a partir de las pruebas realizadas en el laboratorio de combustión de la Universidad Industrial de Santander.

La cantidad de ceniza cobra sentido en los procesos de conversión termoquímica, ya que este porcentaje de masa no se debe tener en cuenta en los cálculos del poder calorífico de la misma, ya que no hacen ningún aporte energético. Por tanto, conviene que este valor sea lo más bajo posible.

Mukherjee *et al* (2021) realizaron un análisis próximo al cisco de café, donde determinaron que el contenido de ceniza para esta biomasa, era aproximadamente del 1.7%. Comparando este valor, con el promedio obtenido en las pruebas realizadas para este proyecto, se evidencia una diferencia que puede estar asociada a factores, tales como el uso de una norma diferente y un equipo distinto.

### 5.1.3 Prueba de contenido de material volátiles.

- **Título de la norma:** Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido de material volátil (ISO 18123:2015)

La norma establece que el cálculo del contenido de material volátil de una muestra en base seca, se realiza a partir de la siguiente Ecuación:

$$V_d = \left[ \frac{100 * (m_2 - m_3)}{m_2 - m_1} - M_{ad} \right] * \left( \frac{100}{100 - M_{ad}} \right) \quad (9)$$

Donde:

$m_1$  es la masa en gramos del crisol vacío más la tapa;

$m_2$  es la masa en gramos del crisol, su tapa y la porción de ensayo antes del calentamiento.

$m_3$  es la masa en gramos del crisol, su tapa y el residuo después del calentamiento.

$M_{ad}$  es el contenido de humedad en porcentaje de la porción usada.

Para esta prueba, se usaron 4 muestras de cisco de café. El contenido de humedad que se tuvo en cuenta para realizar el cálculo fué el valor promedio obtenido en la prueba de humedad.

Los resultados están expresados en la Tabla 5:

**Tabla 5**

*Resultados – porcentaje de material volátil*

MUESTRA	% VOLÁTILES
1	89.240
2	83.671
3	78.090
4	78.571

*Nota:* Los datos fueron calculados a partir de las pruebas realizadas en el laboratorio de combustión de la Universidad Industrial de Santander.

El porcentaje de material volátil promedio del cisco de café en base seca fue de 82.393%. con una desviación estándar de 5.21. Los resultados de la prueba están en el Apéndice A.

El porcentaje de material volátil es el porcentaje más alto que se presenta en el análisis próximo de biomasa. Este valor da una referencia de la calidad de productos que se podrían obtener en los procesos de conversión termoquímica. Por tanto, conviene que este valor sea alto.

#### **5.1.4 Contenido de carbono fijo**

El porcentaje de carbono fijo de la muestra de cisco de café, se puede determinar a partir de la siguiente Ecuación:

$$C = 100 - (M_{ad} + A_d + V_d) \quad (10)$$

Para realizar este cálculo, se tuvo en cuenta los porcentajes promedio, obtenidos en cada una de las pruebas. En ese sentido, la cantidad de carbono fijo de la muestra de cisco de café es aproximadamente de 6.9804% en porcentaje de masa.

## **5.2 Poder calorífico**

El poder calorífico superior del cisco fue calculado a partir de una prueba realizada en la bomba calorimétrica, localizada en el laboratorio adscrito al grupo de investigación INTERFASE, en el Parque Tecnológico Guatiguará. En esta prueba, se encontró que el poder calorífico es de 19.52 MJ/kg. Esto tiene sentido, al compararlo con el estudio realizado por Poyilil *et al* (2022), donde en su análisis, determinan que el poder calorífico del cisco de café analizado es de 19.67 MJ/kg

### 5.3 Densidad de lecho

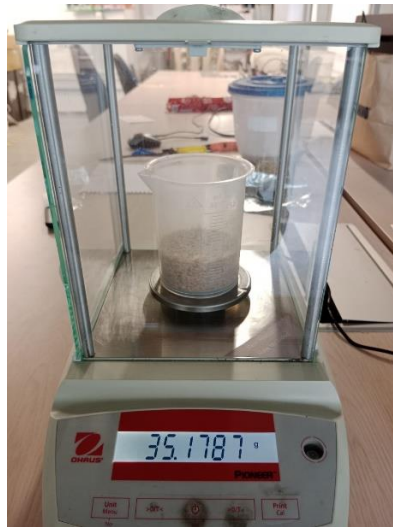
Para el cálculo de la densidad aparente del lecho del cisco de café, se utilizó un vaso de precipitado, para evaluar el volumen aproximado que ocupa una cantidad determinada de cisco, como se muestra en la Figura 5.

La densidad es la relación existente entre la masa de un cuerpo y el volumen que ocupa en el espacio, por tanto, se define con la Ecuación 11.

$$\rho_{lecho} = \frac{m}{V} \quad (11)$$

#### Figura 5

*Vaso de precipitado para la evaluación de la densidad de lecho*



*Nota:* Figura tomada en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Autoría propia.

Para la determinación de la densidad de lecho, se tomaron diferentes volúmenes, para los cuales se registraron los valores de masa, tal como se muestra en el Apéndice B. El valor promedió

de densidad de lecho fue aproximadamente de  $384.89 \text{ kg/m}^3$  con una desviación estándar de 1,875.

#### 5.4 Tamaño de partícula

El tamaño de partícula fue determinado a partir de una prueba de tamizado. Se tuvieron en cuenta tamices de número 14 y 35, los cuales tienen aberturas de  $1.4 \text{ mm}$  y  $500\mu\text{m}$  respectivamente. La prueba se hizo para una muestra con masa aproximada de  $400 \text{ g}$ . Los resultados porcentuales de la muestra se presentan en la Tabla 6.

La prueba muestra que el 56.31% de la biomasa tiene un tamaño de partícula superior a  $1.4\text{mm}$ . Esta medida será utilizada como el diámetro de partícula promedio.

**Tabla 6**

*Tamaño de partícula – Cisco de café*

TAMAÑO DE PARTÍCULA	% MUESTRA
$P > 1.4\text{mm}$	56.31
$1.4\text{mm} \geq P \geq 500\mu\text{m}$	32.185
$P < 500\mu\text{m}$	11.1075

Nota: Datos tomados en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Autoría propia

#### 5.5 Fracción de vacío

El cisco de café, al ser un material granulado, para efectos de modelamiento y cálculo matemático, será considerado como un lecho poroso. La fracción de vacío indica la cantidad de

aire que contiene el lecho entre los poros. El cálculo de este parámetro se hace a partir de la Ecuación (12)

$$\varepsilon = 1 - \frac{m_{lecho}}{m_{particula}} \quad (12)$$

En donde  $\varepsilon$  es la fracción de vacío. La Ecuación (12), considera que las masas están medidas para un volumen de lecho determinado. En este caso, se tomó  $0.0001 \text{ m}^3$  como volumen de referencia para ambas masas.

Para determinar la masa del lecho, se consideró la densidad promedio del lecho, calculada previamente. Para estimar la masa de las partículas, se utilizó una fracción de masa de cisco de café con partículas menores a  $500\mu\text{m}$ , asumiendo que no contienen fracción de aire interna. La masa fue calculada con una balanza de precisión y el volumen fue tomado a partir de un vaso de precipitado, como se muestra en la Figura 6.

### **Figura 6**

*Fracción de masa de cisco de café con partículas menores a  $500\mu\text{m}$*



*Nota:* Figura tomada en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Autoría propia.

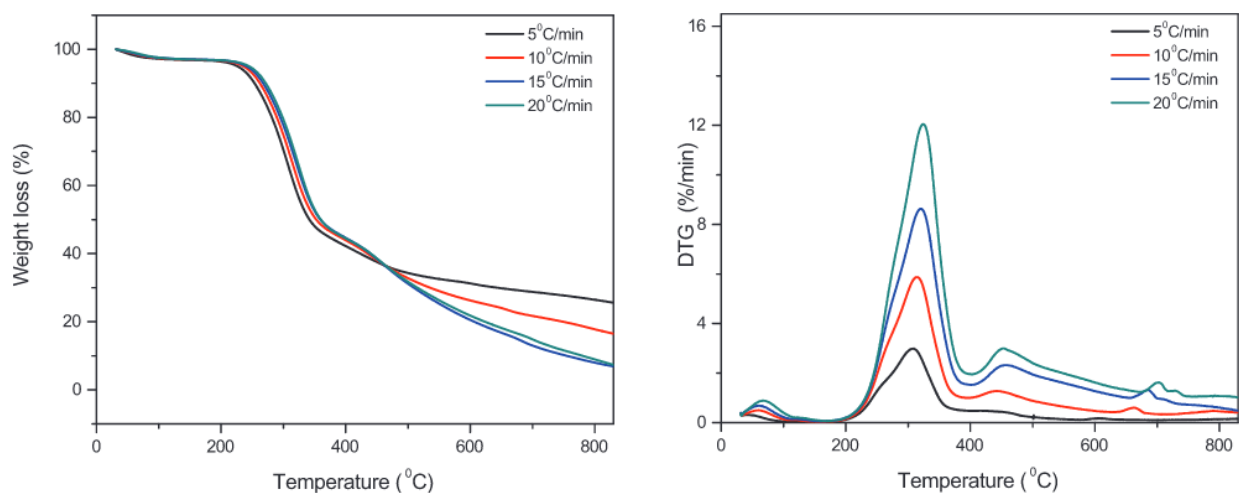
La prueba se realizó 4 veces, como se muestra en el Apéndice C. La fracción de vacío promedio fue de 0.1528, con una desviación estándar de 0.01130. Esto indica que, aproximadamente el 15.28% del lecho, es aire entre las partículas.

## 5.6 Termogravimetría y parámetros cinéticos.

Mukherjee *et al* (2021) en su trabajo titulado *Pyrolysis kinetics and activation thermodynamic parameters of exhausted coffee residue and coffee husk using thermogravimetric analysis*, realizaron un análisis termogravimétrico del cisco de café para diferentes tasas de calentamiento, el cual se muestra en la Figura 7. El análisis termogravimétrico muestra la relación entre la temperatura y el porcentaje de cambio de masa. Este análisis es fundamental a la hora de determinar las condiciones de temperatura y tasas de calentamiento a las cuales se obtienen los mejores resultados en el proceso de conversión termoquímica.

### Figura 7

*Termogravimetría del cisco de café*



Nota: Tomado de *Pyrolysis kinetics and activation thermodynamic parameters of exhausted coffee residue and coffee husk using thermogravimetric analysis* por Mukherjee *et al*, 2021, The Canadian Journal of Chemical Engineering.

En la imagen de la izquierda de la Figura 7, se puede observar gráfica donde se muestra la relación del porcentaje de conversión de masa con respecto a la temperatura. Al identificar la zona cercana a los 300°C como la zona donde la gráfica tiene el cambio de pendiente más significativo, se puede concluir que esta es la zona de mayor tasa de conversión. La imagen de la derecha, muestra la derivada de la relación del porcentaje de la masa con respecto a la temperatura. Este gráfico, confirma que la zona de mayor termoconversión está alrededor de los 300°C para las diferentes tasas de temperatura.

Además, Mukherjee *et al* (2021), realizaron la determinación de los parámetros cinéticos para el cisco de café, tales como el factor pre-exponencial y la energía de activación, los cuales son necesarios para hacer el cálculo de la tasa de conversión de masa de la Ecuación 6. Para determinar estos parámetros, aplicaron 3 métodos: Flynn-Wall-Osawa (FWO), Kissinger-Akahira-Sunose (KAS), Friedman. Los resultados promedio para la energía de activación y el factor pre-exponencial para cada uno de los métodos se encuentra en la Tabla 7.

**Tabla 7**

*Energía de activación y factor pre-exponencial del cisco de café*

MÉTODO	RESULTADOS	
	$Ea \left[ \frac{kJ}{mol} \right]$	$A \left[ \frac{1}{s} \right]$
FWO	106.2	$4.8 * 10^{11}$
KAS	96.6	$6.7 * 10^{10}$
FRIEDMAN	100.9	$1.4 * 10^{10}$

Nota: Tomado de *Pyrolysis kinetics and activation thermodynamic parameters of exhausted coffee residue and coffee husk using thermogravimetric analysis* por Mukherjee *et al*, 2021, The Canadian Journal of Chemical Engineering.

## 6 Diseño conceptual

### 6.1 Requerimientos y restricciones

#### 6.1.1 *Requerimientos funcionales*

- Capacidad: 1kg.
- Tiempo aproximado de residencia: 40 minutos.
- Temperatura máxima de trabajo: 600°C.

#### 6.1.2 *Requerimientos no funcionales*

- Material: Acero inoxidable.
- Fuente de energía: Gas natural.
- Visualización de temperaturas de lecho
- Desmontable.

#### 6.1.3 *Restricciones*

- Ubicación: Laboratorio de Combustión
- Temperatura ambiente 25°C

### 6.2 Diseño preliminar

Para realizar el diseño preliminar, se tuvieron en cuenta dos aspectos generales: El dimensionamiento del reactor y el suministro de energía para la realización del proceso, los cuales se describen a continuación.

#### 6.2.1 *Dimensionamiento del reactor*

El dimensionamiento del reactor, se realizó a partir de la idea de un reactor de lecho fijo, cilíndrico, con aislamiento térmico para disminuir las pérdidas de calor por las paredes del mismo, el cual tenga como mínimo, la capacidad de procesar 1 kg de cisco de café por proceso,

considerando su densidad aparente. Teniendo en cuenta esto, se realizan los cálculos presentados a continuación

- **Volumen interno de reactor**

Conociendo la cantidad de masa a procesar y la densidad aparente de lecho, es posible conocer el volumen interno del reactor a partir de la Ecuación 11.

$$V = \frac{m}{\rho_{lecho}}$$

$$V = \frac{1 \text{ kg}}{384.89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 2.598 * 10^{-3} \text{ m}^3$$

Con el volumen definido, es posible calcular la altura del cilindro del reactor, asumiendo un diámetro de 0.15 m y utilizando la Ecuación 13 para el cálculo del volumen de un cilindro.

$$V_{cil} = \pi * r^2 * L \quad (13)$$

$$2.598 * 10^{-3} \text{ m}^3 = \pi * (0.075 \text{ m})^2 * L$$

$$L = 0.14701 \text{ m}$$

Con esta longitud, es posible definir toda la geometría del reactor. Para ello, se asume que el reactor está construido en lámina de acero inoxidable AISI 316 calibre 18 (1.219mm). Además, también se considera que el reactor va a tener un aislante de manta cerámica de 2.5" de espesor (0.0635 m).

- **Balance de energía – Transferencia de calor**

Al definir todos los parámetros geométricos, se pueden hacer los cálculos de transferencia de calor, considerando las siguientes condiciones.

**Consideraciones.**

- Temperatura interna constante de 600°C (condición máxima)
- Temperatura ambiente de 25°C
- Transferencia de calor en estado estacionario.
- Consideración de pérdidas de calor solo por convección natural
- Proceso a presión atmosférica.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, se planteó el siguiente balance de energía, donde se iguala el calor de conducción que viaja a través de las paredes del reactor, con el calor por convección natural en las paredes externas del reactor.

La tasa de transferencia de calor por convección se calculó a partir de la Ecuación 14

$$Q_{convección} = h * A_{ext} * (T_s - T_{\infty}) [W] \quad (14)$$

Donde  $h$  es el coeficiente de transferencia de calor por convección,  $A_{ext}$  es el área externa del reactor, la cual está en contacto con el aire ambiente,  $T_s$  es la temperatura de la superficie externa y  $T_{\infty}$  es la temperatura del aire ambiente que rodea el reactor.

Así mismo, el calor de conducción por las paredes del reactor se define a partir de la Ecuación 15

$$Q_{conducción} = \frac{T_{int} - T_s}{\frac{1}{k_{acero}} \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{k_{aislante}} \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{k_{acero}} \ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)} \quad (15)$$

Donde  $T_{int}$  es la temperatura de la pared interna del reactor. Esta temperatura se asumió como  $600^\circ\text{C}$ .  $T_s$  es la temperatura de la superficie externa,  $k_{acero}$  y  $k_{aislante}$  son las conductividades de las láminas de acero y la lámina de aislante, respectivamente. Finalmente,  $r_1, r_2, r_3, r_4$  son los radios respectivos para cada una de las láminas.

Igualando las Ecuaciones 14 y 15, se obtiene el balance de energía, como se muestra en la Ecuación 16

$$h * A_{ext} * (T_s - T_\infty) = \frac{T_{int} - T_s}{\frac{1}{k_{acero}} \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{k_{aislante}} \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{k_{acero}} \ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)} \quad (16)$$

Para la solución de este balance de energía, fue necesario el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección  $h$ . Para ello, se hizo uso de la correlación de Churchill y Chu, para la estimación del número de Nusselt, tal y como se muestra en la Ecuación 17

$$Nu = \frac{h * Lc}{k_{fluido}} = \left[ 0.825 + \frac{0.387 * Ra_L^{\frac{1}{6}}}{\left[ 1 + \left[ \frac{0.492}{Pr} \right]^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right]^2 \quad (17)$$

Donde  $k_{fluido}$  es la conductividad del fluido,  $Pr$  es el número de Prandtl para el fluido,  $Lc$ , es la longitud característica para un cilindro, y  $Ra_L$  es el número de Rayleigh que se define a partir de la Ecuación 18.

$$Ra_L = Gr_L * Pr \quad (18)$$

$Gr_L$  es el número de Grashof , el cual se determina a partir de la Ecuación 19

$$Gr_L = \frac{g * \beta * (T_s - T_\infty) * Lc^3}{\nu^2} \quad (19)$$

Donde  $\beta = 1/T$  es el coeficiente de expansión volumétrica que está en unidades de  $^{\circ}K^{-1}$ .

$g$  es el valor de la aceleración de la gravedad y  $\nu$  es la viscosidad cinemática del fluido.

Todas las propiedades del fluido han sido calculadas a la temperatura de película, que se define como en la Ecuación 20

$$T_p = \frac{T_s + T_\infty}{2} \quad (20)$$

La solución de este sistema de ecuaciones requiere una solución iterativa para calcular el valor de la temperatura superficial  $T_s$ , Por tanto, se hizo uso del Software EES, dando como solución que esta temperatura es de  $131.6^{\circ}C$ .

### 6.2.2 Suministro de energía

La energía necesaria para que ocurra el proceso de pirólisis es la sumatoria de la energía de calentamiento y la energía de reacción, tal como se muestra en la Ecuación 21. La energía de reacción es energía que necesita cada kilogramo de biomasa, para que realice el proceso de termoconversión.

$$q_{total} = q_{calentamiento} + q_{reacción} \quad (21)$$

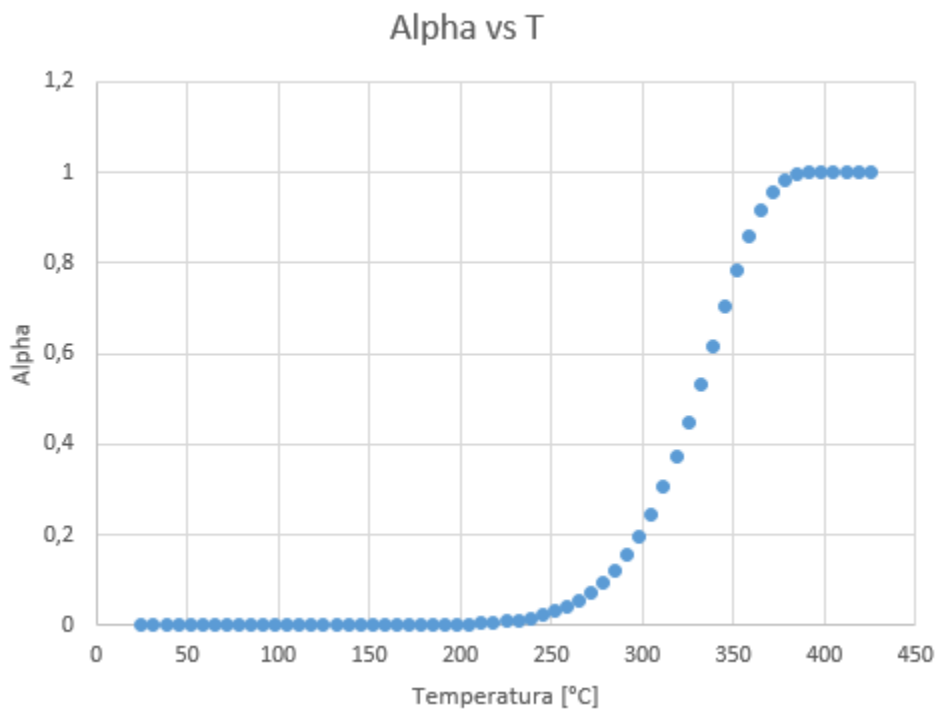
El calor de calentamiento, viene dado por la Ecuación 22. Esta Ecuación depende de la masa, pero al ser un proceso de conversión termoquímica, la masa cambia a medida que aumenta la temperatura.

$$q_{calentamiento} = m * Cp * \Delta T \quad (22)$$

Para el cálculo de la variación de la masa, es necesario encontrar la solución de la Ecuación 6, que expresa la tasa de conversión de masa. Para este caso, se utilizó el algoritmo de Newton – Raphson, para obtener una solución tabulada de la misma. El algoritmo utilizado para la solución de la Ecuación 6, está presente en la Ecuación 23. La tabla de solución está presente en el apéndice D

$$\alpha_i = \alpha_{i-1} + P * [(1 - \alpha_{i-1}) A \exp(-E_a/(R * T_i))] \quad (23)$$

Donde  $\alpha_i$  es el factor adimensional de conversión de masa en el tiempo  $i$ ,  $\alpha_{i-1}$  es el factor adimensional de conversión de masa en un tiempo anterior  $i - 1$ ,  $P$  es el paso del muestreo, que en este caso se definió como 40 segundos. Y finalmente  $T_i$  es la temperatura de la masa en el tiempo  $i$ . El valor que se tomó de referencia para la energía de activación  $E_a$ , fue de  $96.6 \text{ kJ/kmol}$  y el factor preexponencial fue ajustado visualmente, a partir del análisis termogravimétrico, presente en la Figura 7. Para el ajuste visual de este parámetro, se graficó la curva  $\alpha$  vs  $T$  para mostrar que la mayor tasa de conversión se presenta alrededor de los  $300$  o  $350^\circ\text{C}$ , tal como se muestra en la Figura 8.

**Figura 8** *$\alpha$  vs  $T$  para el cisco de café*

*Nota:* Gráfica realizada a partir de la solución de la Ecuación 6 por el método de Newton – Raphson. Autoría propia

La temperatura  $T_i$  fue estimada a partir de la Ecuación 24

$$T_i = T_{inicial} + \beta * t \quad (24)$$

Donde  $T_{inicial}$  es la temperatura inicial de todo el lecho de biomasa, la cual se asumió como 25°C,  $\beta$  es la tasa de calentamiento en °C/s y  $t$  es el tiempo que viene definido por el paso del tiempo  $P$ , establecido anteriormente.

Como condición inicial, se estableció la masa inicial como 1 kg y la masa final como 0.4 kg, asumiendo que el 40% de la masa inicial será la presente al final del proceso. Esto implica

que los valores de  $\alpha$  para el inicio y fin del proceso de conversión, es de 0 y 1 respectivamente, tal como lo indica la Ecuación 1.

Finalmente, para calcular la masa en cada instante de tiempo  $i$  se despejó la Ecuación 1, tal como se muestra en la Ecuación 25.

$$m_i = m_{inicial} - \alpha_i(m_{inicial} - m_{final}) \quad (25)$$

Con la masa en cada instante de tiempo  $i$  fue posible el cálculo del calor de calentamiento para cada instante de tiempo a partir de la Ecuación número 22, teniendo en cuenta que el diferencial de temperatura  $\Delta T$  es la variación de temperatura entre un tiempo  $t_i$  y un tiempo anterior  $t_{i-1}$ .

En este modelo, se asume que toda la masa tiene la misma temperatura para cada instante tiempo a considerar. Finalmente, el calor total de calentamiento, es la sumatoria del calor de todos los instantes, el cual corresponde a un valor de 352  $kJ$  aproximadamente.

Para el cálculo del calor de reacción, se utilizó la siguiente Ecuación

$$q_{reacción} = h_{reacción} * m \quad (26)$$

Donde  $h_{reacción}$  es la entalpia de reacción y  $m$  es la masa de todo el lecho. Van de Velden *et al* (2010) expresan los valores de para la entalpia de reacción de algunas biomásas. Estos valores se encuentran entre 200 y 400  $J/g$ . Como referencia, se tomó el valor del maíz, el cual es de 267  $J/g$ . En ese sentido, y teniendo en cuenta la cantidad de masa de 1 kg, se obtuvo que el calor de reacción es de 267  $kJ$ .

Esto indica que la energía total a suministrar, para que ocurra el proceso de pirólisis es de 619 *kJ*, aproximadamente. Esto es asumiendo un sistema totalmente adiabático.

## 7 Montaje

### 7.1 Descripción de subsistemas y componentes

Para llevar a cabo el montaje del reactor de pirólisis, basado en el diseño preliminar, se utilizó un reactor y un quemador de gas natural disponibles en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. A continuación, se presenta una descripción detallada de ambos equipos

#### 7.1.1 *Subsistema – Reactor*

El reactor disponible en el laboratorio, fue el resultado del trabajo de grado titulado “*Diseño y construcción de un banco de análisis del proceso de gasificación para el laboratorio de combustión*” desarrollado por las ingenieras Laura Ximena Serrano Bayona y María Camila Uribe Moya

Serrano y Uribe (2020) realizaron la construcción del equipo mostrado en la Figura 9. Con este dispositivo, lograron realizar el proceso de gasificación de la cascarilla de arroz y la paja de arroz.

**Figura 9**

*Gasificador – Escuela de Ingeniería Mecánica UIS*



*Nota:* Tomado de “*Diseño y construcción de un banco de análisis del proceso de gasificación para el laboratorio de combustión*” por L. Serrano Bayona y M. Uribe Moya, 2020, Universidad Industrial de Santander

El dimensionamiento de este equipo fue pensado para procesar 1 kg de biomasa por hora. El cuerpo del reactor de gasificación está construido en acero inoxidable AISI 310S y AISI 304, lo cual hace que sea un reactor, que, además de soportar los requerimientos de temperatura, cuenta con cierto grado de facilidad de limpieza y mantenibilidad.

Este equipo cuenta con una capa de aislante de manta térmica de 2” de espesor. Este material posee una conductividad de  $0.14 W/m^2K$  y es comúnmente utilizado para realizar recubrimientos de hornos y reactores.

### 7.1.2 *Subsistema suministro de energía*

Para el suministro de energía se tuvo en cuenta un quemador de gas natural, como el de la Figura 10, con el cual es posible producir gases de combustión que permiten el calentamiento de la biomasa y el desarrollo del proceso termoquímico.

#### **Figura 10**

*Quemador de gas natural – Escuela de ingeniería Mecánica UIS*



*Nota:* Quemador de gas natural disponible en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Autoría propia

El quemador de gas natural está equipado con una válvula reguladora de caudal, permitiendo un flujo máximo de  $1.1357 \times 10^{-3}$  kg/s, lo que corresponde a una tasa de calor máxima

de 56.79 kW. Para su correcto funcionamiento, el equipo incluye un turboventilador que genera el flujo de aire necesario. Además, cuenta con una válvula que permite controlar el paso del aire de manera eficiente.

### **Figura 11**

*Turboventilador – Escuela de Ingeniería Mecánica*



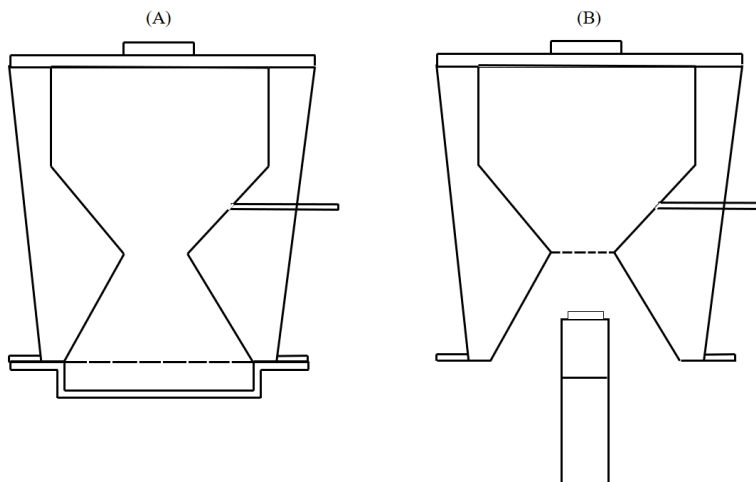
*Nota:* Turboventilador disponible en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Autoría propia

## **7.2 Ensamblaje**

Con el fin de llevar a cabo el desarrollo de un reactor funcional, se tuvieron en cuenta ciertas modificaciones al gasificador previamente descrito.

## Figura 12

### Modificación del reactor para el proceso de pirólisis



*Nota:* (A) Gasificador. (B) Modificación a reactor de pirólisis. Autoría propia

Inicialmente, el gasificador operaba mediante la combustión directa de la biomasa en todo el espacio interno del reactor, como se observa en la imagen A de la Figura 12. Sin embargo, para llevar a cabo el proceso de pirólisis, se requiere una fuente externa de calor que suministre la energía necesaria. Por este motivo, fue necesario retirar la tapa inferior del gasificador, que originalmente funcionaba como colector de cenizas, con el fin de crear un espacio para instalar el quemador de gas natural, como se muestra en la imagen B.

En la imagen B se observa una malla que separa la llama del quemador del espacio donde se encuentra la biomasa. Esta malla permite que únicamente los gases de combustión atraviesen sus poros, evitando el contacto directo de la llama con la biomasa. Al colocar esta malla en esa posición, se reduce el volumen de lecho para el cual estaba inicialmente diseñado. Sin embargo, con esta modificación, el reactor queda con la capacidad de procesar 1.8 kg de cisco de café cada ciclo de proceso, lo cual supera la capacidad necesaria para cumplir con el objetivo de este trabajo.

Finalmente, se obtuvo el montaje total, el cual se muestra en la Figura 13. En esta imagen, se puede observar la disposición del quemador junto con el ventilador, los cuales están en montaje, tal y como se propuso en la Figura 12 B.

### **Figura 13**

*Montaje final*



*Nota:* Montaje de reactor desarrollado. Autoría propia

## **8 Resultados**

Inicialmente, para conocer el rendimiento de esta biomasa en condiciones de pirólisis ideales, se realizaron las pruebas en el equipo dispuesto para escala laboratorial en el Laboratorio de Combustión de la Universidad Industrial de Santander. En estas pruebas se realizaron, estableciendo una temperatura de 550°C a una velocidad de calentamiento de 10 °C/min, para una muestra de 10g de cisco de café, en una atmosfera de nitrógeno inerte. Los rendimientos promedio están presentes en la Tabla 8. Los resultados de las pruebas en escala de laboratorio están en el Apéndice E.

**Tabla 8***Rendimiento de pirólisis de cisco de café – condiciones ideales*

<b>PRODUCTOS</b>	<b>PORCENTAJE %</b>
Rendimiento sólido	12.705%
Rendimiento líquido	60.521%
Rendimiento gaseoso	26.722%

*Nota:* Datos tomados a partir de prueba de pirólisis en el reactor disponible en el Laboratorio de Combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander. Autoría propia.

En la Tabla 8, es notable que, bajo estas condiciones, se prioriza la producción de fracción líquida, la cual es importante como producto de valor agregado de la biomasa en cuestión.

Teniendo en cuenta estos datos del proceso de pirólisis en condiciones ideales, se realizaron 3 pruebas en el equipo desarrollado. Estas pruebas se realizaron para 1800g de cisco de café, dispuestos en una atmósfera en ausencia de oxígeno, con una velocidad de flujo de metano de  $1.4\text{ m/s}$  y una velocidad de flujo de aire de  $4.2\text{ m/s}$ . Con estos parámetros se obtuvieron los rendimientos promedio presentes en la Tabla 9. Los resultados de las pruebas experimentales con el equipo realizado están digitados en el Apéndice E.

En la Tabla 9 se observa que los rendimientos de los productos de la pirólisis en el reactor desarrollado difieren de los obtenidos bajo condiciones ideales. Esta variación ocurre ya que, en el proceso ideal, además de asegurar una atmósfera inerte a través de un flujo de nitrógeno a unas condiciones, se asume que la temperatura en todo el lecho es homogénea en un momento dado, y que la tasa de calentamiento es uniforme para toda la masa. Sin embargo, en el reactor desarrollado, no solo la atmósfera no es completamente inerte, debido a que hay trazas de aire atmosférico que

son desplazadas por los gases de combustión que se utilizan para dar energía al proceso. Por esta razón ocurre la posibilidad que partículas de biomasa en el lecho combustionen.

Se evidencia que existen gradientes de temperatura a lo largo del lecho, esto se debe a que la energía suministrada convierte la biomasa más cercana a la fuente de energía de manera más rápida provocando que algunas fracciones del material absorban más energía para entrar en un proceso de gasificación, que ocurre entre 600°C y 700°C.

Así mismo, las zonas más lejanas a la fuente energética tienen un calentamiento más lento y por ende un gradiente de temperatura menor, dando como resultado un proceso como la torrefacción, que tiene lugar entre 150°C y 300°C.

### **Tabla 9**

*Rendimiento de pirólisis de cisco de café – reactor desarrollado*

<b>PRODUCTOS</b>	<b>PORCENTAJE %</b>
Rendimiento sólido	65.337%
Rendimiento líquido	24.416%
Rendimiento gaseoso	10.246%

*Nota:* Datos tomados a partir de prueba de pirólisis en el reactor desarrollado en este trabajo de grado. Autoría propia

## 9 Conclusiones

- Al identificar las propiedades del cisco de café, se evidenció que es un material con gran potencial para obtener productos de alto valor agregado a partir de los procesos de termoconversión, como la pirólisis y la gasificación.
- Al realizar el diseño preliminar del reactor, se consideró que la variación de la temperatura a lo largo del lecho es de manera uniforme. Sin embargo, debido a la disposición del montaje, se evidenció que, si existen gradientes de temperatura a lo largo del mismo, por tanto, se hace necesario el desarrollo de un modelo matemático que describa la variación de la temperatura a lo largo del lecho, con el paso del tiempo.
- Teniendo en cuenta la disposición del montaje construido, es notorio la existencia de gradientes de temperatura, los cuales delimitan zonas con diferentes procesos de termoconversión, tales como la gasificación en la zona más cercana a la fuente de energía, la torrefacción en la zona más alejada y la pirólisis en la zona intermedia.
- Al analizar los resultados obtenidos, se concluye que el reactor desarrollado, favorece la producción de fracciones sólidas como el biocarbón.
- Las pruebas realizadas con el reactor desarrollado evidenciaron la presencia de ceniza en la fracción sólida, lo que indica que una pequeña cantidad de biomasa entró en contacto con la llama. Este contacto, sumado a las trazas de aire presentes en el espacio vacío, provocó la combustión del material.

## Referencias

- Anca-Couce, A., Berger, A., & Zobel, N. (2014). How to determine consistent biomass pyrolysis kinetics in a parallel reaction scheme. *Fuel*, *123*, 230-240. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.01.014>
- Basu, P. (2013). *Biomass gasification, pyrolysis, and torrefaction: Practical design and theory* (Second edition). Academic Press is and imprint of Elsevier.
- Collard, F.-X., & Blin, J. (2014). A review on pyrolysis of biomass constituents: Mechanisms and composition of the products obtained from the conversion of cellulose, hemicelluloses and lignin. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *38*, 594-608. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.06.013>
- Economía Circular de los residuos orgánicos para la ciudad y el campo*. (2022, enero 9). One Planet Network. <https://www.oneplanetnetwork.org/knowledge-centre/resources/economia-circular-de-los-residuos-organicos-para-la-ciudad-y-el-campo>
- Guevara García, C. G., & Pablo Espinosa, M. A. (2016). *Diseño de un reactor de pirólisis experimental para pruebas de biomasa agroforestal* [bachelorThesis, Espol]. <http://www.dspace.espol.edu.ec/handle/123456789/36933>
- Hernández, A. C. F., & Recio, Á. R. (2005). *PROPUESTA DE DISEÑO DE UN HORNO-REACTOR PARA REALIZAR LA PIRÓLISIS DE LA CÁSCARA DE ARROZ*. *25*(2), 87-98.
- Hernández Caballero, A. N. (s. f.). *ANÁLISIS DE LA GESTIÓN DE RESIDUOS SÓLIDOS EN COLOMBIA*.

Klug, M. (2012). Pirólisis, un proceso para derretir la biomasa. *Revista de Química*, 26(1-2), 37-40.

LEVINE, I. N. (2014). *PRINCIPIOS DE FISICOQUIMICA* (6ed.). McGraw-Hill.

Manrique, R., Vásquez, D., Ceballos, C., Chejne, F., & Amell, A. (2019). Evaluation of the Energy Density for Burning Disaggregated and Pelletized Coffee Husks. *ACS Omega*, 4(2), 2957-2963. <https://doi.org/10.1021/acsomega.8b02591>

Mukherjee, A., Okolie, J. A., Tyagi, R., Dalai, A. K., & Niu, C. (2021). Pyrolysis kinetics and activation thermodynamic parameters of exhausted coffee residue and coffee husk using thermogravimetric analysis. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 99(8), 1683-1695. <https://doi.org/10.1002/cjce.24037>

Noguera, B. (2020). Reactores intermitentes o reactores batch. *Ingeniería Química Reviews*. <https://www.ingenieriaquimicareviews.com/2020/10/reactores-intermitentes-batch.html>

Noguera, B. (2021). Reactores semi-continuos o semi-batch. *Ingeniería Química Reviews*. <https://www.ingenieriaquimicareviews.com/2021/01/reactores-semi-continuos-o-semi-batch.html>

Obando, G. A. (2016). *Condiciones de diseño de un Reactor de Pirólisis a escala de laboratorio para la obtención de Biocarbón a partir de Residuos Orgánicos Sólidos (ROS)* [Trabajo de investigación, Universidad de Manizales]. <https://ridum.umanizales.edu.co/xmlui/handle/20.500.12746/2590>

- Poyilil, S., Palatel, A., & Chandrasekharan, M. (2022). Physico-chemical characterization study of coffee husk for feasibility assessment in fluidized bed gasification process. *Environmental Science and Pollution Research*, 29, 1-13. <https://doi.org/10.1007/s11356-021-17048-7>
- Rueda Ordóñez, Y. J., & Tannous, K. K. (2017). Análisis cinético de la descomposición térmica de biomásas aplicando un esquema de reacciones paralelas independientes. *Revista UIS Ingenierías*, 16(2), 119-128. <https://doi.org/10.18273/revuin.v16n2-2017011>
- Sáez, A., & Urdaneta, J. A. (2014). Manejo de residuos sólidos en América Latina y el Caribe. *Revista Omnia*, 20(3), 121-135.
- Serrano Bayona, L. X., & Uribe Mora, M. C. (2020). *Diseño y construcción de un banco de análisis del proceso de gasificación para el laboratorio de combustión*. <https://noesis.uis.edu.co/handle/20.500.14071/40233>
- Tangri, N., & Wilson, M. (2021, noviembre 2). *Gasificación y pirólisis de residuos: Procesos de alto riesgo y bajo rendimiento para la gestión de residuos - GAIA*. GAIA -. <https://www.no-burn.org/es/resources/waste-gasification-pyrolysis-high-risk-low-yield-processes-for-waste-management/>
- 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>