



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

FACULTAD DE CIENCIAS

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“DISEÑO DE UN EQUIPO DE PIRÓLISIS TÉRMICA PARA EL
APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS DE CÁSCARA DE
NARANJA, GENERADOS EN EL CANTÓN CALUMA.”**

Trabajo de titulación

Tipo: Propuesta Tecnológica

Presentado para optar por el grado académico de:

INGENIERO QUÍMICO

AUTOR: SANTIAGO ANDRES AGUIAR CONYA

DIRECTOR: ING. MARCO RAÚL CHUIZA ROJAS

Riobamba-Ecuador

2020

©2020, Santiago Andrés Aguiar Conya

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho de Autor.

Yo, Santiago Andres Aguiar, declaro que el presente trabajo de titulación es de mi autoría y los resultados del mismo son auténticos. Los textos en el documento que provienen de otras fuentes están debidamente citados y referenciados.

Como autor asumo la responsabilidad legal y académica de los contenidos de este trabajo de titulación. El patrimonio intelectual pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

Riobamba, 14 de julio de 2020



Santiago Andrés Aguiar Conya

020256521-4

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

FACULTAD DE CIENCIAS

CARRERA INGENIERÍA QUÍMICA

El Tribunal de Trabajo de titulación certifica que: El trabajo de titulación técnico: **“DISEÑO DE UN EQUIPO DE PIRÓLISIS TÉRMICA PARA EL APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS DE CÁSCARA DE NARANJA, GENERADOS EN EL CANTÓN CALUMA.”**, de responsabilidad del señor Santiago Andres Aguiar Conya ha sido minuciosamente revisado por los Miembros del Tribunal de Trabajo de Titulación, quedando autorizada su presentación.

	FIRMA	FECHA
Ing. Paul Gustavo Palmay Paredes PRESIDENTE DEL TRIBUNAL	 Firmado electrónicamente por: PAUL GUSTAVO PALMAY PAREDES	2020-07-14
Ing. Marco Raúl Chuiza Rojas DIRECTOR DE TRABAJO DE TITULACIÓN	 Firmado electrónicamente por: MARCO RAUL CHUIZA	2020-07-14
Ing. Mayra Paola Zambrano Vinueza MIEMBRO DEL TRIBUNAL	 Firmado electrónicamente por: MAYRA PAOLA ZAMBRANO VINUEZA	2020-07-14

DEDICATORIA

A dos seres imprescindibles en mi vida Dios y mi madre Bélgica Conya, por no dejar desmayar mis sueños y propósitos en la vida.

Santiago Aguiar

AGRADECIMIENTO

A Bélgica Conya, Esthela Verdezoto, María Aguiar y Carla Verdezoto por ser pilares fundamentales en mi formación académica.

A cada una de las personas que contribuyeron al desarrollo de este trabajo por su contribución desinteresada.

Santiago Aguiar

TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS	xi
ÍNDICE DE ANEXOS	xii
ABREVIATURAS.....	xiii
RESUMEN.....	xvii
ABSTRACT	xviii

CAPÍTULO I

1. DIAGNÓSTICO Y DEFINICIÓN DEL PROBLEMA	1
1.1. Identificación del problema.....	1
1.2. Justificación del proyecto	2
1.3. Línea base del proyecto	2
1.3.1. Reconocimiento del lugar del Proyecto.....	2
1.3.2. Marco conceptual	3
<i>1.3.2.1. Cáscara de naranja</i>	<i>3</i>
<i>1.3.2.2. Biomasa como alternativa energética.</i>	<i>3</i>
<i>1.3.2.3. Usos principales de la biomasa.</i>	<i>3</i>
<i>1.3.2.4. Características de la biomasa.</i>	<i>4</i>
1.3.3. Pirólisis de Biomasa.	4
1.3.4. Incidencia de la temperatura en la pirólisis de biomasa.	5
<i>1.3.4.1. Efecto de la velocidad de calentamiento</i>	<i>6</i>
1.4. Tecnologías del proceso de pirólisis.....	7
1.5. Cinética de reacción para pirólisis de biomasa.	8
1.6. Modelo Cinético.....	8
1.7. Ecuación de pirólisis de la biomasa.	9
1.8. Beneficiarios Directos e Indirectos.	10
1.8.1. Beneficiarios Directos.....	10
1.8.2. Beneficiarios Indirectos.....	10

CAPÍTULO II

2.	OBJETIVOS DEL PROYECTO	11
2.1.	Objetivo general	11
2.2.	Objetivos específicos	11

CAPÍTULO III

3.	ESTUDIO TÉCNICO	12
3.1.	Localización del Proyecto	12
3.2.	Ingeniería del Proyecto	13
3.2.1.	Tipo de Estudio	14
3.2.2.	Determinación de Variables del proceso	15
3.2.2.1.	<i>Temperatura</i>	15
3.2.2.2.	<i>Presión</i>	15
3.2.2.3.	<i>Tiempo de residencia</i>	15
3.2.2.4.	<i>Tipo de biomasa</i>	15
3.2.2.5.	<i>Ecuación cinética</i>	15
3.2.3.	Consideraciones preliminares para el diseño	16
3.2.3.1.	<i>Tipo de pirólisis</i>	16
3.2.3.2.	<i>Selección del tipo de reactor</i>	16
3.2.3.3.	<i>Flujo de alimentación</i>	16
3.2.3.4.	<i>Material de construcción del reactor</i>	16
3.2.3.5.	<i>Entalpías de formación</i>	17
3.2.3.6.	<i>Coefficiente de conducción de calor de la biomasa</i>	17
3.2.4.	Cálculos de Ingeniería	17
3.2.4.1.	<i>Determinación del modelo cinético</i>	17
3.2.4.2.	<i>Análisis inmediato de la biomasa a partir de gráfica TGA</i>	22
3.2.4.3.	<i>Análisis elemental de la biomasa</i>	25
3.2.4.4.	<i>Determinación del poder calórico superior de la cáscara de naranja</i>	27
3.2.4.5.	<i>Determinación de la entalpía de combustión</i>	27
3.2.4.6.	<i>Determinación de la entalpía de formación</i>	28

3.2.4.7. <i>Determinación de la entalpía de reacción</i>	28
3.2.4.8. <i>Determinación de la entalpia de reacción</i>	29
3.2.4.9. <i>Ecuación de la temperatura</i>	30
3.2.4.10. <i>Cálculo del volumen del reactor PFR con reacción química</i>	31
3.2.4.11. <i>Temperatura de operación</i>	34
3.2.4.12. <i>Diámetro del reactor</i>	34
3.2.4.13. <i>Longitud del reactor</i>	35
3.2.4.14. <i>Área del Reactor</i>	35
3.2.4.15. <i>Calculo del tiempo de residencia</i>	35
3.2.4.16. <i>Cálculo de Potencia</i>	37
3.2.4.17. <i>Coeficiente global de transferencia de calor</i>	38
3.2.4.18. <i>Transporte de materia prima dentro del reactor</i>	40
3.2.4.19. <i>Tornillo de alimentación</i>	43
3.2.4.20. <i>Dimensionamiento del ciclón</i>	44
3.2.4.21. <i>Diseño del intercambiador de calor</i>	51
3.2.5. Validación del equipo	55
3.2.6. Análisis de costo beneficio del proyecto	58
3.2.6.1. <i>Costos de inversión</i>	58
4. CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN DEL PROYECTO	60
CONCLUSIONES	66
RECOMENDACIONES	67
BIBLIOGRAFÍA	
ANEXOS	

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1-1: Zonas de incidencia de la temperatura en la pirolisis de biomasa	5
Tabla 2-1: Efectos de la velocidad de calentamiento en procesos de pirólisis	6
Tabla 3-1: Datos cinéticos de las reacciones.....	9
Tabla 1-3: Ubicación y datos meteorológicos del Cantón Caluma.....	12
Tabla 2-3: Materiales para construcción del reactor, metales comunes.....	16
Tabla 3-3: Entalpías de formación.....	17
Tabla 4-3: Datos cinéticos adicionales.....	21
Tabla 5-3: Parámetros cinéticos y ecuación cinética de la pirólisis de la cáscara de naranja proveniente del Cantón Caluma	21
Tabla 6-3: Resultados del análisis inmediato.....	25
Tabla 7-3: Resultados del análisis elemental	25
Tabla 8-3: Codificación para Volumen de reactor.....	32
Tabla 9-3: Codificación para el tiempo de residencia del reactor.....	36
Tabla 10-3: Cociente de relleno	40
Tabla 11-3: Característica del ciclón Stairmand	47
Tabla 12-3: Variables calculadas para el diseño	51
Tabla 13-3: Propiedades termodinámicas	52
Tabla 14-3: Flujos de salida	57
Tabla 15-3: Recursos de materiales	58
Tabla 16-3: Recursos humanos	58
Tabla 17-3: Costo total del proyecto.....	59
Tabla 1-4: Dimensiones y variables de operación del reactor PFR; ¡Error! Marcador no definido.	
Tabla 2-4: Dimensiones del ciclón..... ¡Error! Marcador no definido.	
Tabla 3-4: Dimensiones y variables del intercambiador	¡Error! Marcador no definido.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1: Productos de pirólisis y etapas fundamentales.....	5
Figura 2-1-: Configuraciones del reactor para pirólisis de biomasa	7
Figura 3-1: Tipos de reacciones en el proceso de pirólisis de biomasa.	8
Figura 1-3: Localización geográfica del Cantón Caluma	12
Figura 2-3: TGA cáscara de naranja.....	18
Figura 3-3: Análisis grafico de la regresión lineal.....	21
Figura 4-3: Análisis TGA de la cáscara de naranja	22
Figura 5-3: Curva para el análisis inmediato.....	22
Figura 6-3: Análisis TGA de la cáscara de naranja	33
Figura 7-3: Tiempo de residencia	37
Figura 8-3: Resistencias de cerámica tipo abrazadera	39
Figura 9-3: Tornillo sin fin de vuelo seccional.....	40
Figura 10-3: Sistema de bridas	42
Figura 11-3: Tolva de alimentación.....	43
Figura 12-3: Tipos de ciclones.....	46
Figura 13-3: Parámetros de dimensionamiento de ciclón.....	47
Figura 14-3: Ciclón con cada una de sus variables.....	51
Figura 15-3: Características del intercambiador	54
Figura 16-3: Simulación del Reactor PFR.....	56

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXOS A: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

ANEXOS B: FACTURA ELECTRÓNICA DEL ANÁLISIS TGA POR PARTE DE LA UCE

ANEXOS C: RESULTADOS DEL ANÁLISIS TGA DE LA CÁSCARA DE NARANJA

ABREVIATURAS

A Factor pre exponencial (s^{-1})

A Área (m^2)

a Altura de entrada al ciclón (m)

b Ancho de entrada al ciclón (m)

B Diámetro de salida de partículas (m)

C₀ Coeficiente de resistencia al material transportado

C_{pi} Capacidad calorífica en $\left(\frac{KJ}{mol}\right)$

D Peso de la muestra (mg)

D Diámetro (m)

Dc Diámetro de entrada al ciclón (m)

Dexte Diámetro externo (m)

Dint Diámetro interno (m)

Ds Diámetro de salida del ciclón (m)

E Peso de la muestra después del calentamiento (mg)

f Factor de seguridad

FA₀ Flujo de alimentación $\left(\frac{mol}{s}\right)$

H Altura total del ciclón (m)

h Altura de parte cilíndrica (m)

h_{aire} Factor de conductividad del aire $\left(\frac{W}{m^2K}\right)$

K Constante cinética de la reacción (s^{-1})

KAceroSUS304 Conductividad térmica del acero

L Longitud (m)

m Flujo masico de agua de enfriamiento (Kg/s)

MLDT Temperatura media logarítmica (K)

m_i Masa inicial (mg)

$m_{(t)}$ Masa en cada intervalo de tiempo (mg)

m_f Masa final (mg)

n Velocidad de giro del tornillo (*r. p. m.*)

ni Coeficiente estequiométrico de cada uno de los componentes de la reacción

NH Número de cabezas de velocidad de entrada del ciclón

n_T Número de tubos

p paso del tornillo en la hélice (m)

P_H Potencia requerida (*KW*)

PM Peso molecular ($\frac{g}{mol}$)

Phu Peso de la muestra húmeda (mg)

Pse Peso de la muestra seca (mg)

Pcn Peso de cenizas (mg)

Pim Peso inicial de la muestra (mg)

PCS Poder calorífico superior ($\frac{KJ}{mol}$)

Q Potencia *W*

Qc Calor de condensado ($\frac{KJ}{s}$)

R Constante universal de los gases (*J/Kmol*)

S Altura de salida del ciclón (m)

S Área de relleno (m^2)

T Temperatura a la que se da la reacción (K)

T Temperatura de operación (K)

T Tiempo de residencia (h)

TA Temperatura de alimentación (K)

$Tamb$ Temperatura de los alrededores (K)

T_R Temperatura a condiciones estándar (K)

TR Temperatura de referencia (K)

U Coeficiente global de transferencia de calor W/m^2K

U_a Coeficiente de transferencia de calor KW/Km^3

V Volumen del reactor en la codificación (m^3)

v Velocidad de desplazamiento ($\frac{m}{s}$)

V_{TR} Volumen total del reactor PFR (m^3)

V_S Volumen de seguridad (m^3)

V_v Flujo volumétrico (m^3/s)

X Grado de conversión

z Altura parte cónica(m)

ΔH^0 Entalpía de combustión ($\frac{KJ}{mol}$)

ΔH^0_f Entalpía de formación ($\frac{KJ}{mol}$)

$\Delta H_R(T)$ Variación de entalpía de reacción a una determinada temperatura ($\frac{KJ}{mol}$)

ΔP Caída de presión (Pa)

β Tasa de calentamiento (K/s)

%C Pérdida de peso (%)

%C.F Porcentaje de carbono fijo (%)

%C Porcentaje de carbono (%)

%Cn Porcentaje de cenizas (%)

%Hum Porcentaje de humedad en base seca (%)

%H Porcentaje de hidrogeno (%)

%M.V Porcentaje de Materia Volátil (%)

%N Porcentaje de nitrógeno (%)

%O Porcentaje de oxigeno (%)

%S Porcentaje de azufre (%)

λ cociente de relleno

ρ Densidad ($\frac{Kg}{m^3}$)

RESUMEN

El objetivo fue el diseño de un equipo de pirólisis térmica para el aprovechamiento de residuos de cáscara de naranja, generados en el Cantón Caluma. El que tiene como punto de partida la selección del reactor en este caso flujo pistón, puesto que debido a sus características es el que mejor se ajusta para el trabajo con biomasa, adicional a este se consideró una serie de equipos que complementen el funcionamiento adecuado del reactor, como son tolva de alimentación, ciclón e intercambiador de calor. Se consideró la tolva de alimentación conectado a un tornillo sin fin misma que en su parte inferior consta de un ducto que permite del ingreso de nitrógeno gaseoso para crear una atmosfera inerte dentro del reactor, seguido de esto se diseñó el reactor en base a resultados obtenidos en el estudio termogravimétrico , para plantear una cinética rápida que permitiría relacionar las demás variables, dando paso a el desarrollo del balance de masa y energía del reactor flujo pistón, el que está diseñado en acero SUS304 que fue escogido por su resistencia a altas temperaturas alcanzando su máximo de 900 °C en secuencia al diseño se adiciona un sistema de sellado de bridas con sello de cobre que por sus características asegura una atmosfera inerte dentro del reactor, circundado el reactor por un conjunto de 7 resistencias de abrazadera de cerámica que proporciona una potencia de 5080 W cada una de ellas, seguido a este se diseñó un ciclón de alta eficiencia de tipo Stairmand por sus cualidades de trabajo permiten tener una eficiencia de hasta 90% consecutivo a este se dimensiona un intercambiador de calor de tubo y coraza a contracorriente. Obteniendo así un equipo de alta eficiencia cuyos resultados de validación mostraron un flujo de sólidos bio-char de 13.75 Kg/h y 61.23 Kg/h constituyentes de gases condensables característicos del aceite pirólítico esto debido a su alta temperatura de operación de 769.012 K y su largo tiempo de residencia dentro del reactor de 1.15 h.

Palabras clave: <INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA QUÍMICA>,<CÁSCARA DE NARANJA>,<REACTOR FLUJO PISTÓN>, <PIRÓLISIS>,<CINÉTICA>,<TIEMPO DE RESIDENCIA>,<TERMOGRAVIMÉTRICO>,<TEMPERATURA>,<DISEÑO DE REACTOR>



Firmado electrónicamente por:
**MARCO RAUL
CHUIZA**



17-06-2020

0068-DBRAI-UPT-2020

ABSTRACT

The objective was the design of thermal pyrolysis equipment for the use of orange peel waste, generated in Caluma Canton. The starting point was the selection of the reactor, in this case, piston flow since due to its characteristics is the one that best fits for work with biomass, in addition to this, a series of equipment was considered to complement the proper functioning of the reactor, such as feed hopper, cyclone and heat exchanger. The feed hopper connected to an endless screw was considered, which in its lower part consists of a duct that allows the entry of gaseous nitrogen to create an inert atmosphere inside the reactor, followed by this the reactor was designed based on the results obtained in the thermogravimetric study, to propose rapid kinetics that would allow the other variables to be related, giving way to the development of the mass and energy balance of the piston flow reactor, which is designed in SUS304 steel that was chosen for its resistance to high temperatures reaching its maximum of 900 °C in sequence to the design is added a flange sealing system with a copper seal that by its characteristics ensures an inert atmosphere within the reactor, The reactor is surrounded by a set of 7 ceramic clamping elements that provide a power of 5080 W each, followed by a Stairmand type high-efficiency cyclone designed for its working qualities that allow for the efficiency of up to 90%. Thus obtaining high-efficiency equipment whose validation results showed a flow of bio-char solids of 13.75 Kg/h and 61.23 Kg/h of condensable gas characteristic of pyrolytic oil due to its high operating temperature of 769,012 K and its long residence time inside the reactor of 1.15 h.

KEYWORDS: <CHEMICAL ENGINEERING AND TECHNOLOGY>, <ORANGE SHELL>, <PISTON FLOW REACTOR>, <PYROLYSIS>, <KINETICS>, <TIME OF RESIDENCE>, <THERMOMETRIC>, <TEMPERATURE>, <REACTOR DESIGN>

CAPÍTULO I

1. DIAGNÓSTICO Y DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

1.1. Identificación del problema

Durante las últimas décadas, el uso de combustibles fósiles ha aumentado significativamente la emisión de gases de efecto invernadero y es responsable del calentamiento global (Gómez, et al, 2005).

Los productos agrícolas y sus residuos, generados durante la cosecha o el procesamiento, representan una opción viable como fuente de energía debido a su alto contenido de carbono (Demirbas, 2005).

La naranja es un producto agrícola muy conocido por contener minerales como el potasio, magnesio, calcio y funcionar como antioxidante, la superficie de cultivo de este fruto en el Ecuador es de 19.486 hectáreas que producen no más de 42.000 toneladas cada año, el 65,56 % concentrado en una provincia: Bolívar, la mayoría en el cantón Caluma, este cantón tiene características de clima subtropical y es el lugar propicio para la producción agrícola de las plantaciones de naranja, así como otras variedades de cítricos, se estima que el 80% de las plantaciones del cantón son dedicadas al cultivo y cosecha de este fruto (Estrada, 2015).

La naranja se utiliza para producir jugo, licor de naranja, etc. La producción de zumo de naranja genera principalmente cáscara, bagazo y semillas, simbolizando un desperdicio el cual no tiene un manejo adecuado y representando un área de oportunidad para el presente trabajo.

1.2. Justificación del proyecto

Los residuos agrícolas se pueden utilizar por combustión directa, tratamientos bioquímicos y termoquímicos, donde el último implica la pirólisis, licuefacción, gasificación y extracción con fluidos supercríticos (Bridgwater, 2003). La pirólisis es uno de los principales métodos de conversión termoquímica para convertir la biomasa en productos valiosos; Carbón sólido, producto líquido y gaseoso, rendimientos y composiciones dependen de las condiciones de pirólisis y será una forma sustentable de obtener productos combustibles de alto valor.

Con el “DISEÑO DE UN EQUIPO DE PIRÓLISIS TÉRMICA PARA EL APROVECHAMIENTO DE RESIDUOS DE CÁSCARA DE NARANJA, GENERADOS EN EL CANTÓN CALUMA”, se desea realizar un estudio para la generación de este bio-combustible, visibilizar este procedimiento y a futuro poder implementarlo y utilizar con otros residuos agrícolas en la provincia.

De esta manera utilizaremos desechos no alimenticios como los residuos de la cáscara de naranja para tener combustibles con características similares a las obtenidas de productos derivados de petróleo disminuyendo de esta manera la huella de carbono dejado por otros procesos de obtención de combustibles, y en la actualidad el uso de combustibles no contaminantes es una opción prioritaria en la sociedad.

1.3. Línea base del proyecto

1.3.1. Reconocimiento del lugar del Proyecto

El cantón Caluma está ubicado en la región subtropical de la Provincia Bolívar cuyo principal atractivo es la producción masiva de naranja, llegando a ser prioridad al momento de consumir por su exquisito e inigualable sabor, ya que el 60% de la producción nacional de naranja en el país lo genera el cantón (El Telégrafo, 2013).

Siendo la naranja el producto de mayor relevancia del cantón Caluma, este trae consigo la generación de residuos como cáscara de naranja, que no tiene ninguna utilidad por ello se ha planteado una alternativa para el aprovechamiento de estos, con el propósito de generar un biocombustible fundamentado en el diseño de un equipo de pirolisis térmica, ya que con previa revisión bibliográfica

y visita en el lugar no se encontró con ningún tipo de propuesta relacionado con el tema a desarrollarse, llegando a la conclusión que un equipo de estas características permitirá al cantón dar un valor agregado a su producción y tener un mejor manejo de estos desechos sólidos orgánicos, beneficiando de manera directa tanto al productor como al consumidor del cantón Caluma.

1.3.2. Marco conceptual

1.3.2.1. Cáscara de naranja.

Está constituida por vesículas oleosas cubiertas por una capa cerosa protectora, cuyos componentes más importantes están los pigmentos y aceites esenciales. Mientras tanto que los pigmentos son aquellos compuestos que se encargan de la coloración de la fruta. Previo a la maduración predomina el pigmento clorofilo cuya función principal es enmascarar a los carotenos quienes se encargan de la coloración naranja en la maduración del fruto.

Los aceites esenciales están principalmente constituidos por fracciones consideradas volátiles, particularmente terpenos, compuestos nitrogenados y fenólicos. Mismos que son líquidos volátiles insolubles en agua, pero solubles en compuestos orgánicos como, éter, aceites vegetales y minerales (Ulloa, 2012).

1.3.2.2. Biomasa como alternativa energética.

Condiciones desfavorables para el medio ambiente, han hecho que la biomasa gane lugar en la actualidad para la generación de nuevos combustibles considerándola, así como recurso primordial para la producción de energía renovable. La energía contenida en la materia orgánica proviene de la energía solar y química, que mediante procesos fotosintéticos se acumula en los enlaces de las moléculas formadas en el interior del organismo. Dentro del área de biomasa vegetal se halla una de las principales fuentes de biomasa que se genera en mayor proporción de los procesos agrícolas (Vargas, 2019).

1.3.2.3. Usos principales de la biomasa.

Estos se dividen en dos grandes categorías:

- **Biomasa de baja eficiencia.** Entre estas tenemos madera, paja, estiércol y otros tipos de abonos que se utilizan para la cocina, iluminación y calefacción de interiores esto se da generalmente en las poblaciones más pobres de países en desarrollo.
- **Tecnologías bioenergéticas.** Hacen uso de sólidos, líquidos y gases como vectores principales de energía secundaria para la generación de calor, electricidad, cogeneración de calor y combustibles direccionados a distintos sectores.

1.3.2.4. Características de la biomasa.

Es necesario conocer cada una de las características de la biomasa, para llevar a cabo una evaluación técnica y económica en el proceso de conversión a un recurso energético, señalando las principales características como:

- **Tipos de biomasa.** Entre los tipos de biomasa los que en mayor abundancia se encuentran son los residuos forestales, residuos agropecuarios, residuos industriales y urbanos.
- **Poder calórico.** Principal factor debido que se establece parámetros que indican la cantidad de energía disponible.
- **Composición química y física.** En base al origen de biomasa que se utilice en el proceso de transformación energética determina el tipo de subproducto que se puede obtener en el caso de los desechos agropecuarios generan gran cantidad de gas pobre (Vargas, 2019).

1.3.3. Pirólisis de Biomasa.

Es la conversión termoquímica de la biomasa en tres principales productos: líquido (bioaceites), gas (biogás) y residuo carbonoso (biocarbón), por calentamiento de la biomasa, (alrededor de 500 °C), en condiciones anaeróbicas.

Existen diferentes tipos de pirólisis en función de la velocidad de calentamiento y el tiempo de residencia de la biomasa en los reactores (Vargas, 2019).

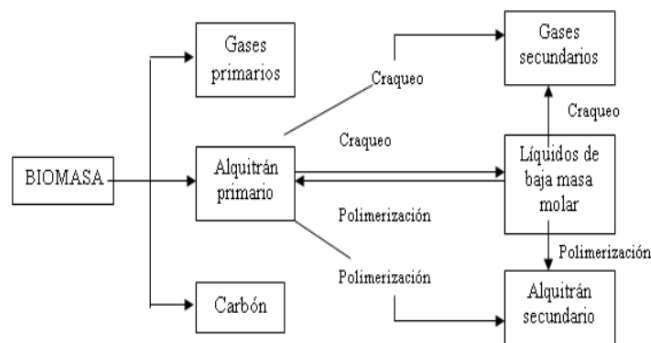


Figura 1-1: Productos de pirólisis y etapas fundamentales

Fuente:(Medina, et al, 2008)

1.3.4. Incidencia de la temperatura en la pirólisis de biomasa.

Se enfoca principalmente en cinco zonas principalmente, pues los efectos de la temperatura en la biomasa determinan su descomposición a continuación se describen cada una de las zonas:

Tabla 1-1: Zonas de incidencia de la temperatura en la pirolisis de biomasa

ZONA	TEMPERATURA	EFEECTO
1	< 100 °C	Evaporación del agua contenida en la biomasa
2	100 °C -250 °C	Descomposición de líquidos extractivos.
3	250 °C -400 °C	Descomposición de hemicelulosa
4	400 °C – 500 °C	Descomposición de celulosa y lignina
5	> 500 °C	Descomposición de la lignina

Fuente:(Vargas,2019)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

La característica física más importante durante el proceso radica en el tamaño de la partícula, puesto que a un mayor tamaño de partícula mayor será el tiempo para que los productos continúen con el proceso de descomposición, de esta manera se generan reacciones secundarias, así como la presencia de gradientes térmicos y condensación de la fracción volátil en la superficie de las partículas lo que genera un aumento en la generación de residuos sólidos. Mientras tanto cuando se habla de una partícula de menor tamaño traen consigo reacciones que se dan únicamente en el sólido es decir

reacciones de una sola fase o también conocidas como homogéneas esto se debe a la migración instantánea de los productos hacia el exterior de la partícula (Cutíño, et al, 2015).

1.3.4.1. Efecto de la velocidad de calentamiento

Es otro parámetro importante para garantizar el rendimiento y composición de los productos entre estos tenemos:

- **Calentamientos rápidos.** Este se lleva a cabo a temperaturas moderadas de 400-600 °C produciendo mayor cantidad de volátiles y por consiguiente más líquidos.
- **Calentamientos lentos.** Generalmente se llevan a cabo a las mismas temperaturas que el rápido generando de esta manera más charcoal.

Entonces se puede decir que, por sí solo la velocidad de calentamiento no determina el rendimiento de cada uno de los productos, ha de tenerse en cuenta el tiempo de residencia en el reactor cabe señalar que durante velocidades de calentamiento lentas se dan reacciones secundarias entre las partículas de charcoal y los volátiles teniendo como producto de reacción charcoal secundario.

Cada uno de los parámetros de operación del proceso de pirólisis se han de ajustar para generar productos de interés (Angulo, 2013).

Tabla 2-1: Efectos de la velocidad de calentamiento en procesos de pirólisis

Proceso de pirólisis	Tiempo de permanencia	Velocidad de calentamiento	Temperatura final (°C)	Productos
Carbonización	Días	Muy baja	400	Carbón vegetal
Convencional	5-30 min	Baja	600	Carbón bio-aceite, gas
Rápido	<2s	Muy alta	~ 500	Bio-aceite
Flash	<1s	Alta	<650	Bio-aceite, químicos, gas
Ultra-rápido	<0,5s	Muy alta	~1000	Químicos, Gas
Vacío	2-30s	Media	400	Bio-aceite
Hidropirólisis	<10s	Alta	<500	Bio-aceite
Metanopirólisis	<10s	Alta	>700	Químicos

Fuente:(Bautista,2013)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

1.4. Tecnologías del proceso de pirólisis.

En la actualidad se cuenta con una serie de tecnologías enfocadas al desarrollo de nuevos combustibles cuyo origen provenga de la biomasa, entre estas tenemos:

- Pirólisis por abrasión, reactor tipo vórtex.
- Reactor de lecho fluidizado.
- Pirólisis en cono rotatorio.
- Pirólisis por flujo arrastrador, reactor de flujo concurrente.

Teniendo como configuraciones de los reactores a la fluidización neumática que comprende reactor de lecho fijo y fluidizado, fluidización mecánica, teniendo esta un reactor cono rotatorio o tornillo sin fin y finalmente reactores de calentamiento por contacto directo en un disco caliente o un tanque de vacío. Cada una de las tecnologías ya mencionadas poseen cuatro componentes fundamentales cuya diferenciación radica es su forma o ubicación dentro del sistema:

1. Reactor
2. Filtro o ciclón
3. Condensador
4. Depósito de obtención de Bio-productos (Fajardo, 2011)

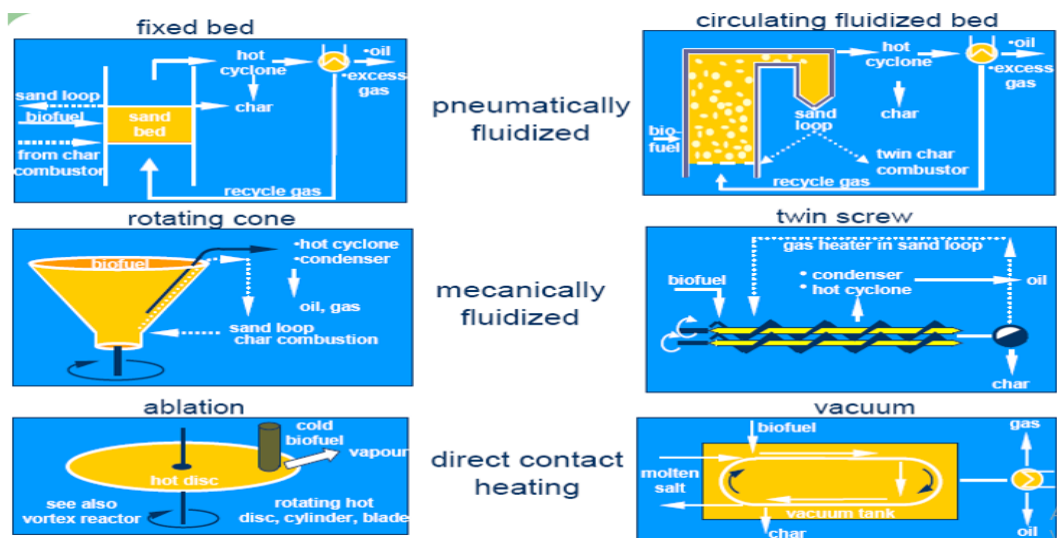


Figura 1 -1: Configuraciones del reactor para pirólisis de biomasa

Fuente:(Fajardo, 2011)

Realizado por: Santiago.A.2020.

1.5. Cinética de reacción para pirólisis de biomasa.

La determinación de una cinética de reacción para biomasa, se torna un tanto complejo puesto que se presenta en múltiples etapas, pero para el desarrollo de investigación se toma una cinética genérica. El modelo cinético divide las reacciones en primarias y secundarias. Durante la reacción primaria, la biomasa se descompone en tres productos: gas, bio-oil y char. El bio-oil se descompone, en gas y char, de acuerdo con dos reacciones secundarias paralelas. (Ledesma, 2017).

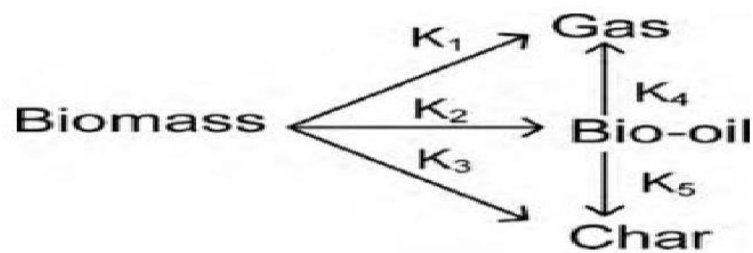


Figura 2-1:Tipos de reacciones en el proceso de pirólisis de biomasa.

Fuente: (Ledesma, 2017)

Realizado por: Aguiar Santiago,2020.

1.6. Modelo Cinético.

Se establece que cada una de las reacciones primarias como secundarias son de primer orden, de modo que la velocidad de cada componente se denota de la siguiente manera.

$$\frac{dm_{BIO}}{dt} = W_{BIO} = -(K_1 + K_2 + K_3)(m_{BIO})$$

$$\frac{dm_{GAS}}{dt} = W_{GAS} = (K_1)(m_{BIO}) + (K_4)(m_{OIL})$$

$$\frac{dm_{OIL}}{dt} = W_{OIL} = (K_2)(m_{BIO}) - (K_4 + K_5)(m_{OIL})$$

$$\frac{dm_{CHAR}}{dt} = W_{CHAR} = (K_3)(m_{BIO}) + (K_5)(m_{OIL})$$

$$K_j = K_{j0} \exp\left(\frac{-E_j}{RT}\right)$$

Donde:

E : Energía de activación (Kj/mol)

K_j : Constante cinética (s^{-1})

R : Constante universal de los gases. $R = 8,3143 J \cdot K^{-1} \cdot mol^{-1}$

T : Temperatura absoluta (K)

K_{j0} : Factor pre exponencial o factor de frecuencia (s^{-1})

$$\frac{dm_x}{dt} = W_x, \text{ velocidad de reacción } \left(\frac{Kg}{s} \right)$$

m_x , masa del compuesto x (Kg)

Los valores de E_j y K_{j0} para los diferentes tipos de reacciones se muestran a continuación.

Tabla 3-1: Datos cinéticos de las reacciones

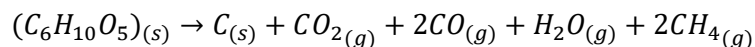
Número de reacción	Producto	E(KJ/mol)	$K_{j0}(s^{-1})$
1	Gas	88	1.43×10^4
2	Bio-oil	112	4.12×10^6
3	Char	106	7.37×10^5
4	Gas	75	3.66×10^4
5	Char	32	3.615

Fuente:(Ledesma, 2017)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

1.7. Ecuación de pirólisis de la biomasa.

Entre principales productos de la pirólisis de biomasa tenemos carbono, agua, metano, monóxido de carbono, dióxido de carbono teniendo la siguiente ecuación (Vargas, 2019).



1.8. Beneficiarios Directos e Indirectos.

1.8.1. Beneficiarios Directos:

- El Gobierno Autónomo Descentralizado del Cantón Caluma

1.8.2. Beneficiarios Indirectos:

- Los comerciantes y productores de naranja del Cantón Caluma

CAPÍTULO II

2. OBJETIVOS DEL PROYECTO

2.1. Objetivo General

- Diseñar un reactor de pirólisis térmica para el aprovechamiento de residuos de cáscara de naranja, generados en el Cantón Caluma.

2.2. Objetivos específicos

- Determinar la temperatura de pirólisis para la degradación de residuos provenientes de cáscara de naranja mediante pruebas termogravimétricas.
- Diseñar el reactor a utilizar en base a resultados obtenidos en la degradación de residuos, para un funcionamiento óptimo en pirólisis de biomasa.
- Validar el equipo mediante simulación en un software especializado.

CAPÍTULO III

3. ESTUDIO TÉCNICO

3.1. Localización del Proyecto

Este proyecto pretende ser implementado en:

Tabla 1-3: Ubicación y datos meteorológicos del Cantón Caluma

UBICACIÓN	Cantón Caluma , perteneciente a la Provincia de Bolívar, Ecuador.
LATITUD	-1.58333 m
LONGITUD	-79.1333 m
ALTITUD	380 m.s.n.m
CLIMA	Temperatura máxima: 21 °C
	Temperatura mínima: 18°C

Fuente: GAD CANTONAL CALUMA

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.



Figura 1-3: Localización geográfica del Cantón Caluma

Fuente: Adaptado de Google Earth (2020)

3.2. Ingeniería del Proyecto

Esta propuesta tecnológica tiene como propósito la futura implementación en el Cantón Caluma de un equipo de pirolisis térmica, cuya finalidad será generar combustibles de tercera generación a partir de residuos de cáscara de naranja.

Se recogió información referente a pirolisis térmica de biomasa tanto en el ámbito internacional como nacional, mediante investigación, revisión de artículos científicos mismos que se encuentran publicados en páginas web, tesis libros y demás material bibliográfico.

Una vez recabada la información necesaria se identificó, que en el Cantón Caluma no se ha desarrollado ningún equipo de las condiciones que se está planteando realizar, mientras tanto se tomó investigaciones semejantes a esta realizadas a nivel nacional como internacional, las que nos permitieron adquirir información para el diseño del reactor.

Con la información adquirida se procederá a identificar variables de construcción y parámetros que debe cumplir el equipo fundamentándose en modelos teóricos y comerciales en operación, mismos que permitirán tener un equipo de condiciones altamente calificadas.

Después de identificar las variables predominantes para el proceso de pirólisis de biomasa, se procede a realizar el diseño de ingeniería para ello se establecerá un flujo de entrada de residuos de cáscara de naranja para llevar a cabo el dimensionamiento del equipo que sea necesario para obtener un combustible de tercera generación a nivel industrial.

Finalmente, analizadas todas y cada una de las variables influyentes en el proceso se procederá a la validación del equipo mediante simulación en el software especializado.

Adicional a esto se realizará un análisis costo/ beneficio el mismo que ayudará a determinar el monto económico que implica la ejecución del proyecto.

3.2.1. Tipo de Estudio

El diseño de un equipo de pirólisis térmica para el aprovechamiento de residuos de cáscara de naranja, es un proyecto de tipo propuesta tecnológica mismo que se llevó a cabo mediante métodos deductivo, inductivo y experimental lo que permitirán alcanzar con el propósito esperado.

Método Deductivo

Este requiere de una serie de principios para emplear en casos específicos, luego de haber analizado las muestras de cáscara de naranja proveniente del Cantón Caluma tanto como análisis inmediato, elemental y TGA, en base a ello se identificó la viabilidad de generar combustibles para esto se diseñó el equipo adecuado de pirólisis de biomasa que pueda cumplir con el propósito.

Método Inductivo

Parte de los inconvenientes que el GAD del Cantón Caluma presenta brinda una solución favorable, motivo por el cual se procedió al reconocimiento de la situación actual del Cantón sobre el manejo de residuos de cáscara de naranja procediendo de esta manera al análisis inmediato, elemental y TGA lo que permitió conocer parámetros muy importantes para el diseño del equipo de pirólisis térmica y este pueda satisfacer con las necesidades de manejo de estos residuos.

Método Experimental

Método apropiado para llevar a cabo cualquier tipo de investigación, puesto que analizadas las muestras de cáscara de naranja del Cantón Caluma arrojaron resultados valederos para el diseño del equipo, pues, para llevarse a cabo se tuvo que realizar un análisis inmediato basado en resultados obtenidos en el TGA mismos que nos permiten conocer: temperatura, humedad de la biomasa en estudio, mientras tanto que el análisis elemental permite el conocimiento de composición de Carbono, Hidrogeno, Azufre y Oxígeno, resultados que implícitamente permiten el cálculo de poder calorífico de la muestra y determinación de la fórmula molecular de la biomasa.

3.2.2. Determinación de Variables del proceso

3.2.2.1. Temperatura

En el proceso de pirolisis de biomasa la temperatura es uno de los factores o variables más importantes a tomar en cuenta, puesto que de esta dependerán los productos a obtenerse, cabe mencionar que la determinación de este permitirá establecer diferentes etapas de descomposición que tiene la biomasa.

3.2.2.2. Presión

La presión es una variable importante al momento de realizar el diseño de un equipo, puesto que es directamente proporcional a la temperatura, explicándose de forma más didáctica a mayor temperatura dentro del reactor será mayor la presión que se genere en el mismo, de la misma forma a menor temperatura será menor la presión dentro del reactor, de esta manera se puede decir que existirá un aumento o disminución de productos durante el proceso pirolítico.

3.2.2.3. Tiempo de residencia.

Está relacionado principalmente con los productos que se deseen obtener, se lo relaciona también como el indicador del tipo de reactor que se debe utilizar para no afectar en la generación de productos.

3.2.2.4. Tipo de biomasa.

El conocimiento de esta variable resulta de gran importancia para el proceso, puesto que de esta depende la cantidad de productos que se desean obtener, así como sus características fisicoquímicas que es importante indagarlas ya que algunas de estas pueden afectar el proceso pirolítico.

3.2.2.5. Ecuación cinética.

Esta variable es fundamental para el diseño del reactor, ya que de esta depende la determinación del volumen y tiempo de residencia para obtener un proceso que garantice la obtención de productos esperados.

3.2.3. Consideraciones preliminares para el diseño.

3.2.3.1. Tipo de pirólisis

Se ha seleccionado pirólisis convencional por lo tanto se tomarán en cuenta las variables operacionales que se ajusten a esa categoría.

3.2.3.2. Selección del tipo de reactor

Luego de analizar las ventajas y desventajas para la operación de pirólisis de biomasa se ha seleccionado al reactor tipo PFR con tornillo sin fin ya que tiene un buen procesamiento de materia prima pequeña y gran escala con un costo de operación bajo siendo de fácil operación y rápido mantenimiento.

3.2.3.3. Flujo de alimentación

En base al estudio realizado por (Suntivarakorn et al., 2018), recomienda para el diseño un flujo continuo de alimentación de 75 Kg/h equivalente a 0.1286 mol/s para cáscara de naranja.

3.2.3.4. Material de construcción del reactor

Debido a las elevadas temperaturas a las que debe estar expuesta la materia prima limitan seleccionar materiales puesto que este debe tomar en cuenta propiedades mecánicas para que el material soporte las condiciones a las que va estar expuesto. A menudo se encuentra en bibliografía materiales que pueden trabajar a las condiciones que se ha expuesto como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 2-3: Materiales para construcción del reactor, metales comunes

Metales comunes	Máxima temperatura de uso (K)	Temperatura de funcionamiento continuo (K)
SUS316	1273	973
SUS304	1273	973

Fuente:(Vargas, 2019)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

3.2.3.5. Entalpías de formación

Se considera los compuestos que intervienen en la reacción de pirólisis, mostrados en la siguiente tabla.

Tabla 3-3: Entalpías de formación

Compuesto	Entalpía de formación KJ/mol	Cp (KJ/mol K)
$H_2O (g)$	-241.83	0.3336
$H_2O (l)$	-285.84	0.0754
$CO_2 (g)$	-393.50	0.03611
$CO (g)$	-110.52	0.02895
$C (s)$	0	0.01118
$O_2 (g)$	0	0.02910
$CH_4 (g)$	-74.85	0.03431

Fuente: (Felder & Rousseau, 1991)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

3.2.3.6. Coeficiente de conducción de calor de la biomasa

Se tomará en cuenta el valor obtenido en el trabajo “Diseño de un reactor de pirólisis experimental para pruebas de biomasa agroforestal”, el que indica el coeficiente de $4.55 \frac{W}{mK}$ (Guevara & Pablo, 2016)

3.2.4. Cálculos de Ingeniería

3.2.4.1. Determinación del modelo cinético

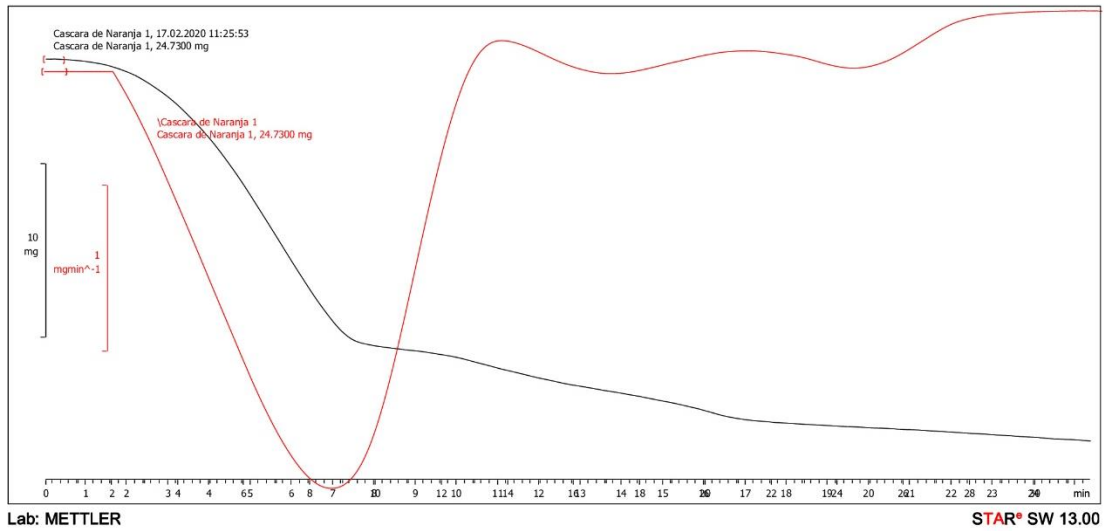


Figura 2-3: TGA cáscara de naranja

Fuente: Laboratorio de investigación UCE

Calculo del grado de conversión

$$X = \frac{m_i - m(t)}{m_i - m_f}$$

m_i = masa inicial (mg)

$m(t)$ = masa en cada intervalo de tiempo (mg)

m_f = masa final (mg)

Función para variación de masa

$$F(x) = (1 - x)$$

Ecuación de Arrhenius

$$K(t) = Ae^{-E/RT}$$

Proceso no estacionario

Tasa de calentamiento

$$\beta = \frac{dT}{dt}$$

Ecuación de Arrhenius en función de la tasa de calentamiento

$$K_{(t)} = \frac{A}{\beta} e^{-E/RT}$$

Expresamos en su forma linear

$$\ln(K_{(t)}) = \ln\left(\frac{A}{\beta} e^{-\frac{E}{RT}}\right)$$

$$\ln(K_{(t)}) = \ln\left(\frac{A}{\beta}\right) - \frac{E}{RT}$$

Ecuación cinética

$$\frac{dx}{dT} = K_{(t)} F_{(x)}$$

Consideramos que el termino E/RT >>1

Integramos

$$\frac{dx}{dT} = \frac{A}{\beta} e^{-\frac{E}{RT}} (1-x)$$

$$\frac{dx}{(1-x)} = \frac{A}{\beta} e^{-\frac{E}{RT}} dT$$

$$\int \frac{dx}{(1-x)} = \frac{A}{\beta} \int e^{-\frac{E}{RT}} dT$$

$$\int \frac{dx}{(1-x)} = \frac{ART^2}{\beta E} e^{-\frac{E}{RT}}$$

$$u = 1 - x$$

$$du = -dx$$

$$dx = -du$$

$$\int \frac{-du}{(u)} = \frac{ART^2}{\beta E} e^{-\frac{E}{RT}}$$

$$-\ln(u) = \frac{ART^2}{\beta E} e^{-\frac{E}{RT}}$$

$$-\ln((1-x)) = \frac{ART^2}{\beta E} e^{-\frac{E}{RT}}$$

Forma linear

$$-\ln(-\ln(1-x)) = \ln\left(\frac{ART^2}{\beta E} e^{-\frac{E}{RT}}\right)$$

$$-\ln(-\ln(1-x)) = \ln\left(\frac{ART^2}{\beta E}\right) - \frac{E}{RT}$$

De la forma: $y = a + bx$

$$b = \frac{E}{R}$$

$$x = \frac{1}{T}$$

$$y = \text{Ln}(-\text{Ln}(1 - x))$$

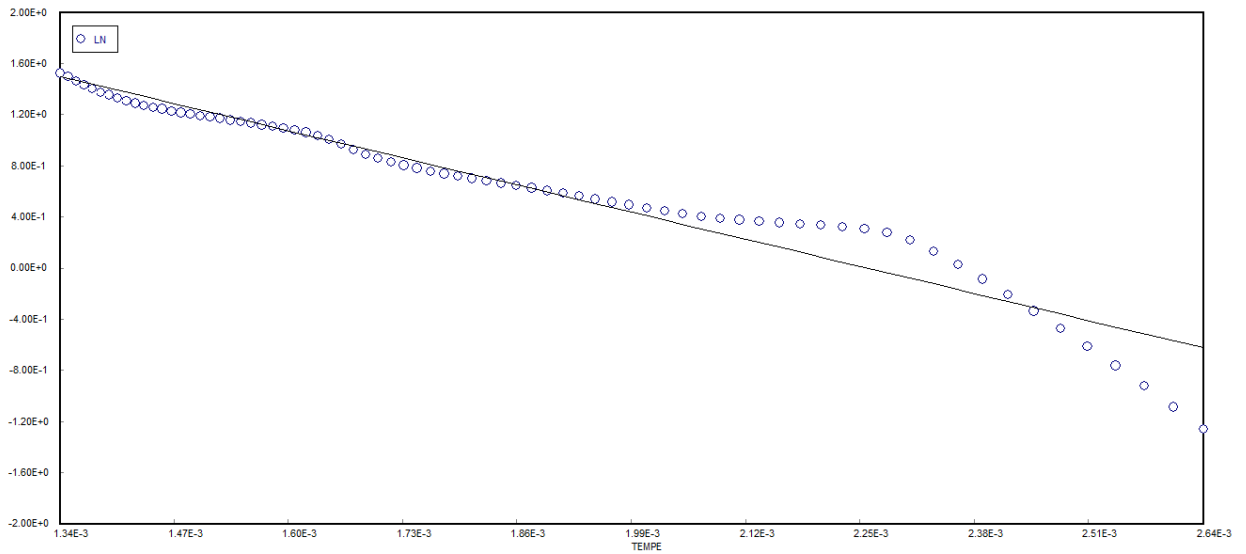


Figura 3-3: Análisis gráfico de la regresión lineal

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Tabla 4-3: Datos cinéticos adicionales

R(J/K.mol)	Velocidad de calentamiento(K/s)	Temperatura pico más alto (K)
8.31447	0.25	403

Fuente: Laboratorio de investigación UCE

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

Tabla 5-3: Parámetros cinéticos y ecuación cinética de la pirólisis de la cáscara de naranja proveniente del Cantón Caluma

Energía de Activación (J/mol)	A(s ⁻¹)	Ecuación cinética
13497.0641	0.09840379	$\frac{dx}{dt} = 0.09840379 e^{-\frac{13497.0641}{R(T-403)}} (1 - X)$

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

3.2.4.2. Análisis inmediato de la biomasa a partir de gráfica TGA

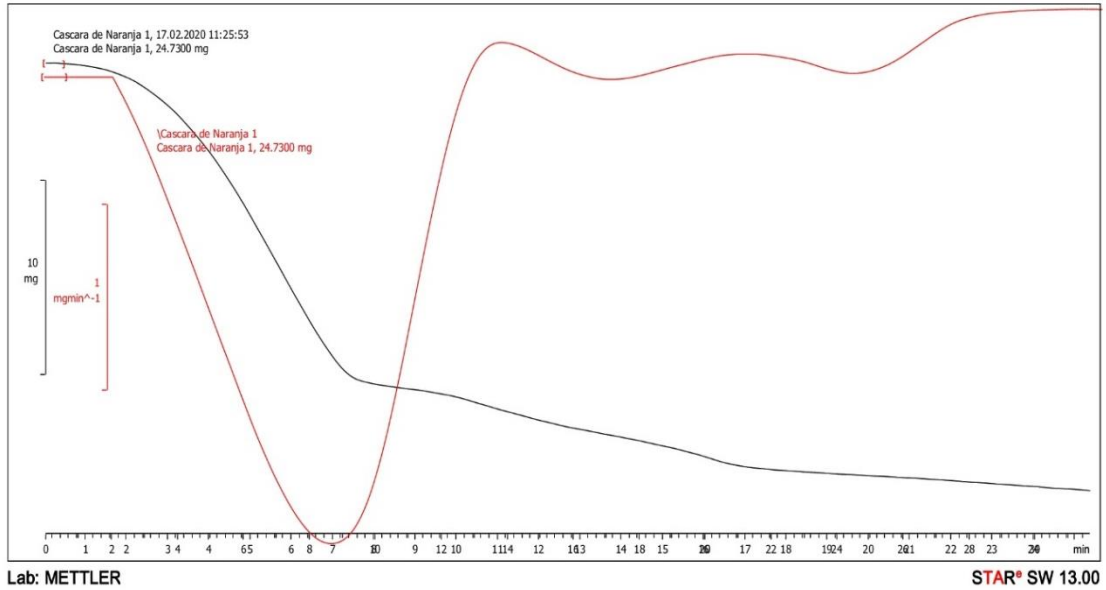


Figura 4-3: Análisis TGA de la cáscara de naranja

Fuente: Laboratorio de investigación UCE

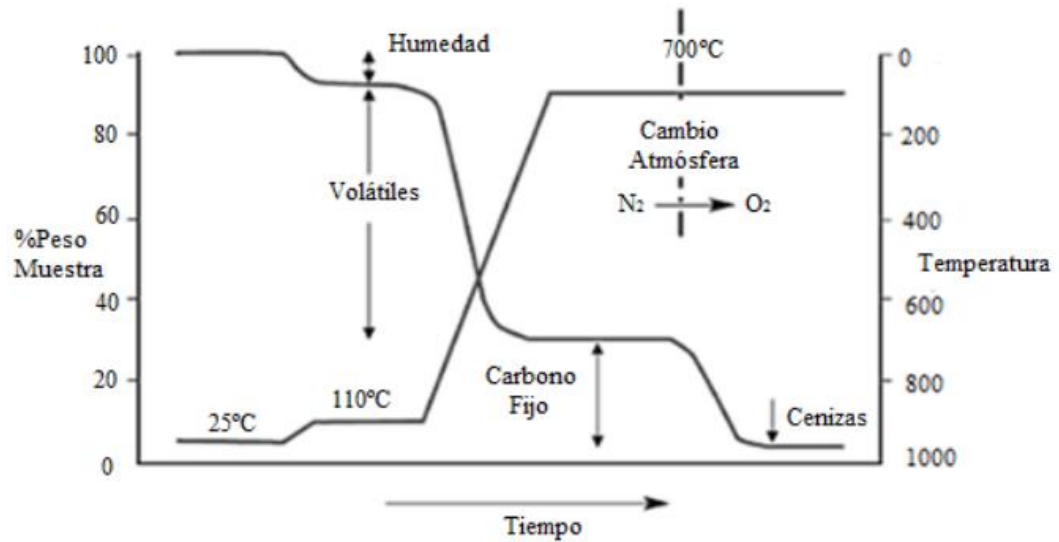


Figura 5-3: Curva para el análisis inmediato

Fuente: (Regalado & Marín, 2017)

Humedad

$$\%Hum = \frac{Phu - Pse}{Phu} \times 100$$

Donde:

$\%Hum$ = Porcentaje de humedad.

Phu = Peso de la muestra húmeda.

Pse = Peso de la muestra seca.

$$\%Hum = \frac{24.73 - 20.0558}{24.73} \times 100$$

$$\%Hum = \frac{24.73 - 20.0558}{24.73} \times 100$$

$$\%Hum = 18.90$$

Cenizas

$$\%Cn = \frac{Pcn}{Pim} \times 100$$

Donde:

$\%Cn$ = Porcentaje de cenizas

Pcn = Peso de cenizas (mg)

Pim = Peso inicial de la muestra (mg)

$$\%Cn = \frac{2.64328}{24.73} \times 100$$

$$\%Cn = 10.69$$

Compuestos volátiles

$$\%M.V = \%C - \%Hum$$

$$\%C = \frac{D - E}{D} * 100$$

Donde:

$\%M.V$ = Porcentaje de Materia Volátil

$\%C$ = Pérdida de peso

$\%Hum$ = Porcentaje de Humedad

D =Peso de la muestra (mg)

E =Peso de la muestra después del calentamiento (mg)

$$\%C = \frac{20.0558 - 6.26499}{20.0558} * 100$$

$$\%C = 68.762$$

$$\%M.V = 68.762 - 18.90$$

$$\%M.V = 49.86$$

Carbono fijo

$$\%C.F = 100 - (\%Hum + \%Cn + \%M.V)$$

$$\%C.F = 100 - (18.90 + 10.69 + 49.86)$$

$$\%C.F = 20.54$$

Donde:

%C. F = Porcentaje de carbono fijo

%Hum = Porcentaje de Humedad

%Cn = Porcentaje de cenizas

%M. V = Porcentaje de Materia Volátil

Tabla 6-3: Resultados del análisis inmediato

% Humedad	% Cenizas	% Compuestos volátiles	%Carbono fijo
18.90	10.69	49.86	20.54

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

3.2.4.3. Análisis elemental de la biomasa

Tabla 7-3: Resultados del análisis elemental

%C	%H	%O	%N	%S
44.29	5.74	46.33	1.03	0.05

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Determinación de fórmula empírica

$$\text{Carbono} = \frac{44.29}{12} = 3.69$$

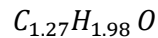
$$\text{Hidrogeno} = \frac{5.74}{1} = 5.74$$

$$\text{Oxígeno} = \frac{46.33}{16} = 2.89$$

$$\text{Carbono} = \frac{3.69}{2.89} = 1.27$$

$$\text{Hidrogeno} = \frac{5.74}{2.89} = 1.98$$

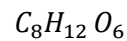
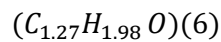
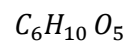
$$\text{Oxígeno} = \frac{2.89}{2.89} = 1$$



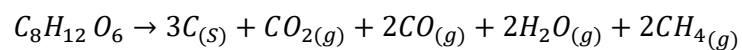
Determinación de fórmula Molecular

Para obtener la fórmula empírica se considera la cantidad de carbono que se encuentra dentro de la celulosa ya que la cáscara de naranja posee un alto contenido de esta.

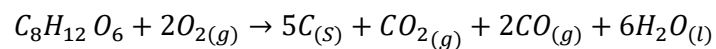
Celulosa



Ecuación de pirólisis de cáscara de naranja



Ecuación de la combustión de cáscara de naranja



3.2.4.4. Determinación del poder calórico superior de la cáscara de naranja

$$PCS = 0.3491C + 1.1783H + 0.1005S - 0.1034O - 0.0151N - 0.0211Cn \text{ (Vargas, 2019)}$$

$$PCS = 0.3491(44.29) + 1.1783(5.74) + 0.1005(0.05) - 0.1034(46.33) - 0.0151(1.03) - 0.0211(10.69)$$

$$PCS = 17.198472 \text{ MJ/Kg}$$

$$PCS = 3508.488 \text{ KJ/mol}$$

3.2.4.5. Determinación de la entalpía de combustión

$$\Delta H^0 = PCS + \Delta nRT_R$$

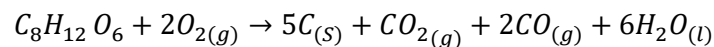
$$\Delta H^0 = \text{Entalpía de combustión} \left(\frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right)$$

$$PCS = \text{Poder calórico superior en} \left(\frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \right)$$

$\Delta n =$ Variación de moles finales menos iniciales en la reacción de combustión

$$R = \text{Constante universal de los gases} \left(\frac{\text{KJ}}{\text{moK}} \right)$$

$$T_R = \text{Temperatura a condiciones estándar en (K)}$$



$$\Delta n = 3 - 2$$

$$\Delta n = 1 \text{ estado gaseoso}$$

$$\Delta H^0 = 3508.488 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} - (1) \left(8.314472 \times 10^{-3} \frac{\text{KJ}}{\text{moK}} \right) (298.15K)$$

$$\Delta H^0 = -3506.00904 \frac{KJ}{mol} \text{ Energía liberada en el proceso de combustión}$$

3.2.4.6. Determinación de la entalpía de formación

$$\Delta H^0 = 6\Delta H^0_{fH_2O} + 2\Delta H^0_{fCO} + \Delta H^0_{fCO_2} + 5\Delta H^0_{fC} - 2\Delta H^0_{fO_2} - \Delta H^0_{fC_8H_{12}O_6}$$

ΔH^0_f = Entalpía de formación de todos los componentes del proceso de combustión

$$-3506.00904 \frac{KJ}{mol} = 6(-285.84 \text{ KJ/mol} + 2(-110.52 \text{ KJ/mol}) + (-393.50 \frac{KJ}{mol}) + 5(0) - 2(0) - \Delta H^0_{fC_8H_{12}O_6}$$

$$\Delta H^0_{fC_8H_{12}O_6} = 1176.42904 \frac{KJ}{mol}$$

3.2.4.7. Determinación de la entalpía de reacción

Utilizando valores a condiciones de referencia de los compuestos presentes en la reacción de pirólisis de la biomasa a temperatura de 298 K como temperatura de referencia.

$$\Delta H_R(T) = \Delta H^0_R(TR) + \Delta Cp(T - T_R)$$

$\Delta H_R(T)$ = Variación de entalpía de reacción a una determinada temperatura $\left(\frac{KJ}{mol}\right)$.

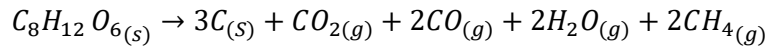
TR = Temperatura de referencia en (K).

T = Temperatura a la que se da la reacción (K).

$$\Delta Cp = \sum niC_{pi} \text{ productos} - \sum niC_{pi} \text{ reactivos}$$

C_{pi} = Representa la capacidad calorífica en $\left(\frac{KJ}{mol}\right)$

ni = coeficiente estequiométrico de cada uno de los componentes de la reacción



Calculamos el Cp de $C_8H_{12}O_6$ a partir de la ecuación proporcionada del estudio termogravimétrico

$$dT_c(T) = 6.3238 + 3.6462 \times 10^{-3}T + 0.000T^2$$

$$Cp = \int_0^{25^\circ C} 6.3238 + 3.6462 \times 10^{-3}T + 0.000T^2$$

$$Cp = 159.23 \text{ J/mol}^\circ C$$

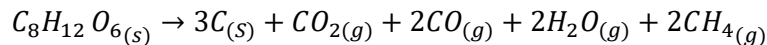
$$Cp = 0.15923 \text{ KJ/mol}^\circ C$$

$$\Delta Cp = 3CpC(s) + CpCO_2(g) + 2CpCO(g) + 2CpH_2O(g) + 2CpCH_4(g) - CpC_8H_{12}O_6(s)$$

$$\Delta Cp = (3(0.01118) + (0.03611) + 2(0.02895) + 2(0.3336) + 2(0.03431) - (0.15923))$$

$$\Delta Cp = 0.70414 \frac{KJ}{molK}$$

3.2.4.8. Determinación de la entalpia de reacción



$$\Delta H^0_R(TR) = 3\Delta H^0_{fC} + \Delta H^0_{fCO_2} + 2\Delta H^0_{fCO} + 2\Delta H^0_{fH_2O} + 2\Delta H^0_{fCH_4} - \Delta H^0_{fC_8H_{12}O_6}$$

$$\Delta H^0_R(TR) = 3(0) + (-393.50) + 2(-110.52) + 2(-241.83) + 2(-74.85) - (1176.42904)$$

$$\Delta H^0_R(TR) = -2424.32904 \text{ KJ}$$

$$\Delta H_R(T) = -2424.32904 - 0.70414(T - T_R)$$

3.2.4.9. Ecuación de la temperatura

Es necesario plantear esta ecuación para la determinación del volumen del reactor en este caso flujo pistón para el mismo planteamos un balance de energía considerando un sistema no adiabático y no isotérmico.

$$0 = FA_0CpA(TA - T) - FA_0X_A\Delta H_R + U_a(TA - T)$$

$TA =$ Temperatura de alimentación de la biomasa en el reacto (K)

$FA_0 =$ Flujo de alimentación de biomasa en el reactor en mol/s

$CpA =$ Capacidad calorífica de la biomasa KJ/mol.K

$U_a =$ Coeficiente de transferencia de Calor KW/Km³

$$0 = \left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}}\right) \left(0.159 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}\right) (373 - 773) - \left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}}\right) (1) (-2424.32 - 0.70(773 - 373)) + U_a(373 - 773)$$

$$U_a = 0.848 \text{ KW/Km}^3$$

Asumiendo una temperatura de operación en base a la utilizada del estudio termogravimétrico consideramos 773 K y una conversión máxima.

Desglose de la ecuación de balance de energía para determinar la de temperatura.

$$0 = FA_0CpA(TA - T) - FA_0X_A(-2424.32 - Cp(T - TA)) + U_a(TA - T)$$

$$0 = FA_0CpA(TA - T) - FA_0X_A(-2424.32 + Cp(TA - T)) + U_a(TA - T)$$

$$0 = 0.020(TA - T) - 0.1286X_A(-2424.32 + 0.70(TA - T)) + U_a(TA - T)$$

$$0 = 0.020(TA - T) + 311.76X_A - 0.09002X_A(TA - T) + U_a(TA - T)$$

$$0 = (TA - T)(0.020 - 0.09002X_A + U_a) + 311.76X_A$$

$$T = \frac{311.76X_A}{(0.020 - 0.09002X_A + U_a)} + T_A$$

3.2.4.10. *Cálculo del volumen del reactor PFR con reacción química.*

Se denota la siguiente ecuación de diseño

$$\int_0^V \frac{V}{FA_0} dV = \int_{X_{A_0}}^{X_A} \frac{dXA}{-r_A}$$

$$-r_A = KCA$$

$$-r_A = KCA_0(1 - X)$$

$$V = \text{Volumen del reactor (m}^3\text{)}$$

$$FA_0 = \text{Flujo de alimentación en } \left(\frac{\text{mol}}{\text{s}}\right)$$

$$XA = \text{Conversión del reactivo}$$

$$K = \text{Constante cinética de la reacción (s}^{-1}\text{)}$$

$$\int_0^V V dV = FA_0 \int_{X_{A_0}}^{X_A} \frac{dXA}{0.09840379e^{-\frac{13497.0641}{R(T-403)}} (1 - X)CA_0}$$

Utilizando el software libre Polymath se llevó a cabo el cálculo del volumen del reactor como se muestra seguidamente la codificación del mismo.

Tabla 8-3: Codificación para Volumen de reactor

CODIFICACIÓN
$d(v) / d(x) = FA0/r$ $v(0) = 0$ $r = k * Ca * (1-x)$ $k = 0.09840379 * \exp(-13.4970641 / (R * (T-404)))$ $Ca = 0.1286 \text{ #mol/m}^3$ $T = ((311.76 * x) / (0.020 - 0.09002 * x + Ua)) + TA$ $TA = 373 \text{ #K}$ $R = 8314E-6 \text{ #KJ/mol}^*K$ $Ua = -0.848 \text{ #kW/Km}^3$ $FA0 = 0.1286 \text{ #mol/s}$ $x(0) = 0$ $x(f) = 1$

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Luego de correr el código descrito anteriormente muestra un grado de conversión máximo en el punto (0.9916053;0.3481465) ya que desde este punto crece drásticamente el volumen hasta alcanzar el grado de conversión 1 como se muestra a continuación en la siguiente gráfica llegando a la conclusión que el volumen del reactor es de $0.3481465m^3$.

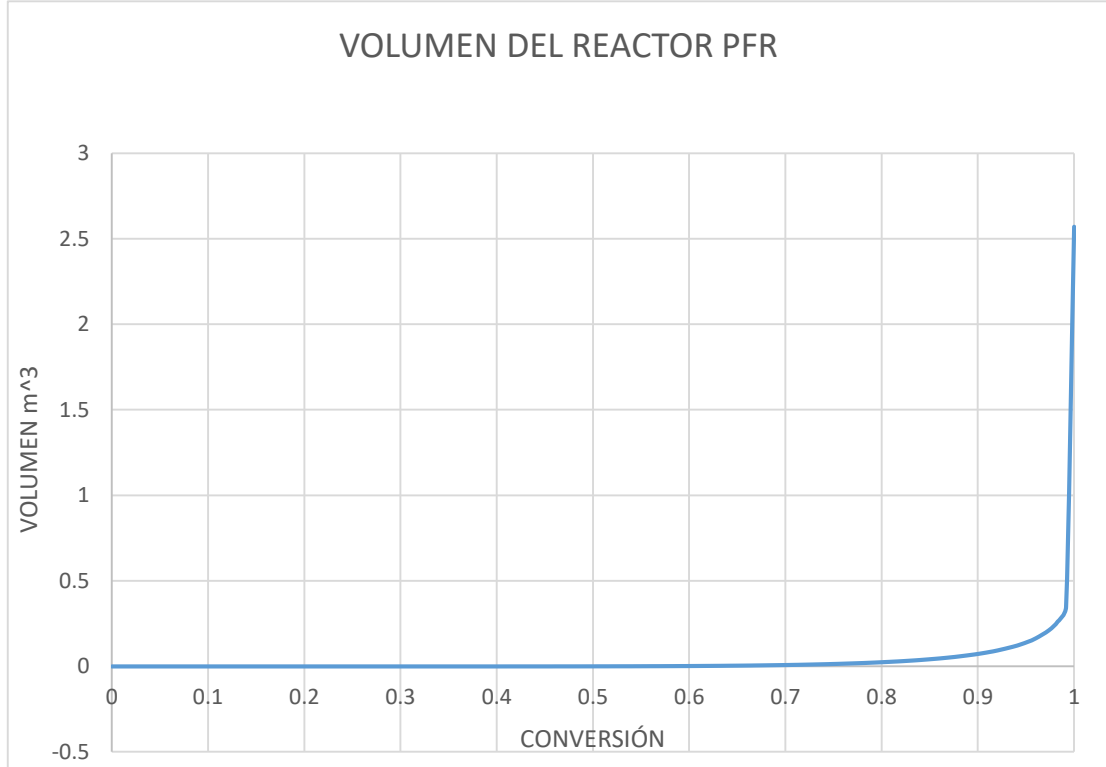


Figura 6-3: Análisis TGA de la cáscara de naranja

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

Con las condiciones de seguridad consideramos la siguiente ecuación.

$$V_s = V * f$$

$$V_s = \text{Volumen de seguridad (m}^3\text{)}$$

$$f = \text{Factor de seguridad con un valor de (0.15)}$$

$$V = \text{Volumen del reactor obtenido en la codificación (m}^3\text{)}$$

$$V_s = 0.3481465\text{m}^3 * 0.15$$

$$V_s = 0.052221975\text{m}^3$$

$$V_{TR} = V_s + V$$

$$V_{TR} = \text{Volumen total del reactor PFR (m}^3\text{)}$$

$$V_{TR} = 0.052221975\text{m}^3 + 0.3481465\text{m}^3$$

$$V_{TR} = 0.400368 \text{ m}^3$$

3.2.4.11. *Temperatura de operación*

$$T = \frac{311.76X_A}{(0.020 - 0.09002X_A + U_a)} + TA$$

$$T = \frac{311.76(0.9916053)}{(0.020 - 0.09002(0.9916053) + 0.848)} + 373$$

$$T = 769.012 \text{ K}$$

3.2.4.12. *Diámetro del reactor*

Consideramos como cilindro perfecto y en base a datos proporcionados bibliográficamente utilizamos la siguiente relación.

$$L = 5.25D$$

$$V = \pi * r^2 * 5.25D$$

$$V = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * 5.25D$$

$$V = \pi * \frac{D^2}{4} * 5.25D$$

$$V = \pi * \frac{5.25D^3}{4}$$

$$D_{int} = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D_{int} = \sqrt[3]{\frac{4 * (0,400368 \text{ m}^3)}{\pi 5.25}}$$

$$D_{int} = 0.459 \text{ m}$$

Utilizando las propiedades del acero SUS304, mismo que en el mercado se encuentra con un diámetro $d \leq 180 \text{ mm}$ escogemos un diámetro de 25 mm por motivos de seguridad y durabilidad.

$$D_{exte} = 0.459 \text{ m} + 0.025 \text{ m}$$

$$D_{exte} = 0.484 \text{ m}$$

3.2.4.13. Longitud del reactor

$$L = 5.25D$$

$$L = 5.25(0.459\text{m})$$

$$L = 2.41 \text{ m}$$

3.2.4.14. Área del Reactor

$$A = \frac{V_{TR}}{L}$$

$$A = \frac{0.400368 \text{ m}^3}{2.41 \text{ m}}$$

$$A = 0.166 \text{ m}^2$$

3.2.4.15. Calculo del tiempo de residencia

$$\tau = CA \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\tau = CA \int_0^{x_A} \frac{dX_A}{0.09840379 e^{-\frac{13497.0641}{R(T-403)}} (1-X) CA}$$

τ = Tiempo de residencia (h)

Con ayuda de Polymath evaluamos la siguiente integral como se muestra en la codificación adjunta.

Tabla 9-3: Codificación para el tiempo de residencia del reactor

CODIFICACIÓN
$d(t) / d(x) = CA/r$
$t(0) = 0$
$CA=0.1286 \text{ #mol/m}^3$
$r=k*CA*(1-x)$
$k=0.09840379*exp(-13.4970641/(R*(T-404)))$
$R=8314E-6 \text{ #KJ/mol*K}$
$T=769.012 \text{ #K}$
$x(0)=0$
$x(f)=1$

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

Tras correr el código muestra el tiempo de residencia en los siguientes puntos (0.9917304; 4162.403) puesto que desde este crece drásticamente como se muestra a continuación.

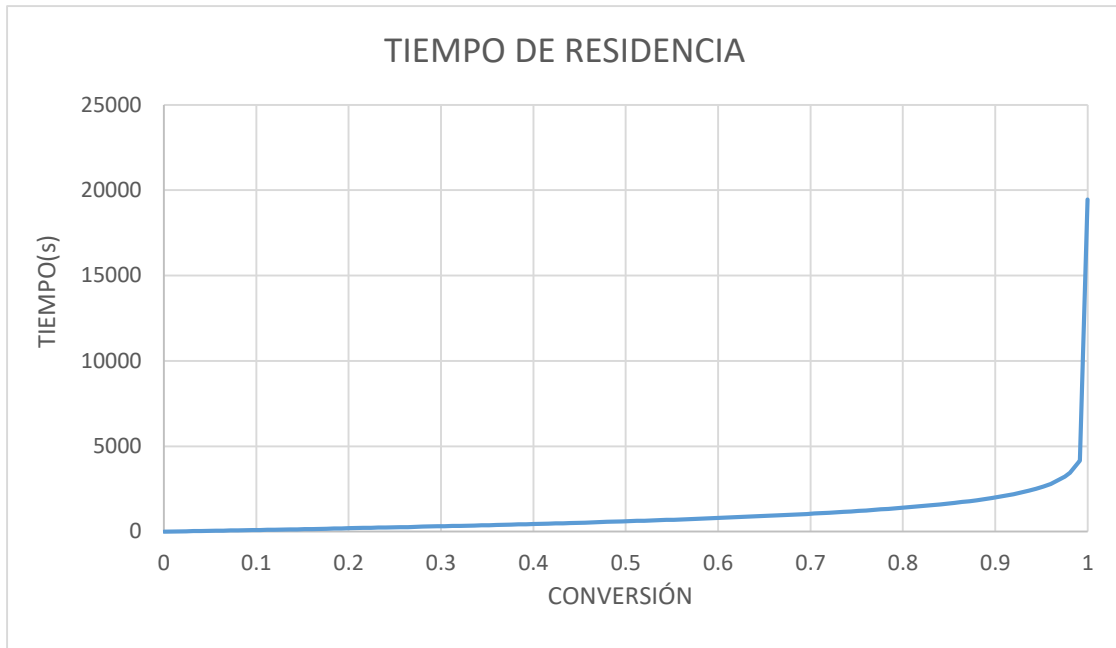


Figura 7-3: Tiempo de residencia

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

$$\tau = 4162.403 \text{ (s)}$$

$$\tau = 1.15 \text{ h}$$

3.2.4.16. Cálculo de Potencia

$$Q = \frac{T - Tamb}{\frac{1}{2\pi Dext \cdot L \cdot h \text{ aire}} + \frac{\ln \frac{Dext}{Dint}}{2\pi \cdot L \cdot KAceroSUS304}}$$

T = Temperatura de operación del reactor (K)

$Tamb$ = Temperatura de los alrededores (K)

$Dext$ = Diametro externo del reactor (m)

D_{int} = Diámetro interno del reactor (m)

L = Longitud del reactor (m)

$K_{AceroSUS304}$ = conductividad térmica

h_{aire} = Factor de conductividad del aire ($\frac{W}{m^2 K}$)

$$Q = \frac{769.012 - 298}{\frac{1}{2\pi(0.484)(2.41)(10)} + \frac{\ln \frac{0.484}{0.459}}{2\pi(2.41)(16.8)}}$$

$$Q = 34000.77 \text{ W}$$

$$Q_{biomasa} = \frac{mCp\Delta T}{T}$$

$$Q_{biomasa} = \frac{\left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}}\right) \left(0.15923 \frac{\text{KJ}}{\text{mol K}}\right) (769.012 - 298) \text{K} \times 1000}{4162.403 \text{ s}}$$

$$Q_{biomasa} = 2.31 \text{ W}$$

$$Q_{total} = Q + Q_{biomasa}$$

$$Q_{total} = 34000.77 \text{ W} + 2.31 \text{ W}$$

$$Q_{total} = 34003 \text{ W}$$

3.2.4.17. Coeficiente global de transferencia de calor

$$Q_{total} = UA\Delta T$$

$$U = \frac{Q_{total}}{A\Delta T}$$

$$U = \frac{34003 \text{ W}}{0.166 \text{ m}^2 (769.012 - 298) \text{ K}}$$

$$U = 435.93 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$Q_{\text{biomasa}} = UA\Delta T$$

$$U = \frac{2.31 \text{ W}}{0.166 \text{ m}^2 (769.012 - 298)}$$

$$U = 0.0295 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

Tipo de calentamiento

El calentamiento se lo llevara a cabo mediante el mecanismo de transferencia de calor conducción, con la utilización de resistencia tipo abrazadera cerámica misma que permite alcanzar una temperatura de 700°C con una potencia de 5080 W cuyas dimensiones son de 500 mm de diámetro y 250 mm de longitud .



Figura 8-3: Resistencias de cerámica tipo abrazadera

Fuente: (Vargas, 2019)

$$\text{Total de unidades de calentamiento} = \frac{Q_{\text{total}}}{Q_{\text{resistencia}}}$$

$$\text{Total de unidades de calentamiento} = \frac{34003 \text{ W}}{5080 \text{ W}}$$

$$\text{Total de unidades de calentamiento} = 7$$

$$\text{Longitud ocupada por las 7 unidades de calentamiento} = 1.75 \text{ m}$$

3.2.4.18. *Transporte de materia prima dentro del reactor*

Para el cumplimiento de esta función se escogió un transportador tipo tornillo sin fin de vuelo seccional mismo que permite el contacto directo de la biomasa con las paredes del reactor.



Figura 9-3: Tornillo sin fin de vuelo seccional

Fuente: (Vargas, 2019)

Área de relleno del canal

$$S = \frac{\lambda \pi D^2}{4}$$

$S = \text{Área de relleno (m}^2\text{)}$

$\lambda = \text{Cociente de relleno}$

$D = \text{Diámetro del canal}$

Por las características que presenta la biomasa consideramos un cociente de relleno pesada-abrasiva con un valor de 0.125 mostrada en la siguiente tabla.

Tabla 10-3: Cociente de relleno

Carga	Cociente de relleno
Pesada-abrasiva	0.125
Pesada-poco abrasiva	0.25
Ligera-poco abrasiva	0.32

Fuente: (Vargas, 2019)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

$$S = \frac{(0.125)(\pi)(0.459)^2}{4}$$

$$S = 0.045 \text{ m}^2$$

Velocidad de giro del tornillo

$$n = \frac{60v}{p}$$

$n = \text{velocidad de giro del tornillo (r.p.m)}$

$v = \text{velocidad de desplazamiento} \left(\frac{m}{s}\right)$

$p = \text{paso del tornillo en la hélice (m)}$

$$v = \frac{\text{Longitud del reactor (m)}}{\text{tiempo de residencia (s)}}$$

$$v = \frac{2.41 \text{ m}}{4162.403 \text{ s}}$$

$$v = 0.000578 \text{ m/s}$$

$$n = \frac{60(0.000578)}{(0.459)}$$

$$n = 0.075 \text{ r.p.m}$$

Potencia requerida por el tornillo sin fin

$$P_H = \frac{Q(C_0 \times L)}{367} + \frac{D \times L}{20}$$

$P_H = \text{Potencia requerida (KW)}$

$Q = \text{Flujo de material transportado} \left(\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right)$

$C_0 =$ Coeficiente de resistencia al material transportado

$$P_H = \frac{0.075(2.5 \times 2.41)}{367} + \frac{0.459 \times 2.41}{20}$$

$$P_H = 0.056 \text{ KW}$$

Sellado del reactor

Debido al requerimiento de que el reactor opere en una atmósfera inerte la necesidad de su sellado es de vital importancia para el funcionamiento correcto de este considerando así un sistema de bridas con sello de cobre como se muestra a continuación (Garrido, 2013).

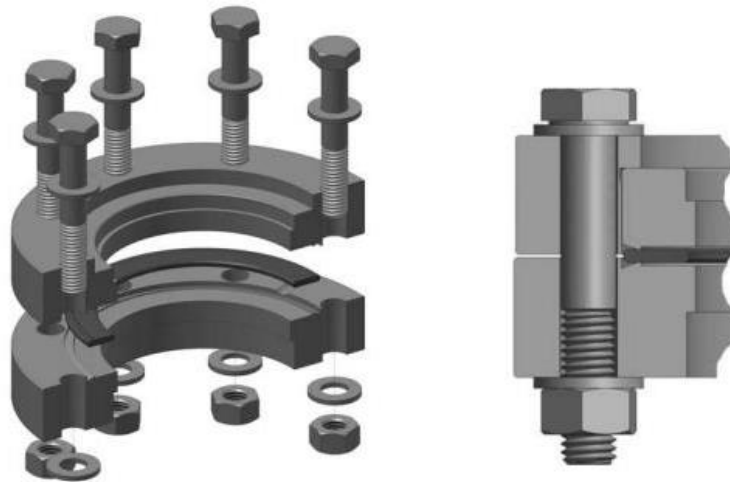


Figura 30-3: Sistema de bridas

Fuente: (Vargas, 2019)

Alimentación de biomasa

Se va a llevar a cabo con una tolva de alimentación conectada a un tornillo sin fin el cual regulará el paso adecuado del flujo de biomasa, asegurando el fácil ingreso de nitrógeno a 700 °C gaseoso mismo que servirá para desplazar los sólidos y su punto de ingreso es la parte inferior de la tolva a presión atmosférica.

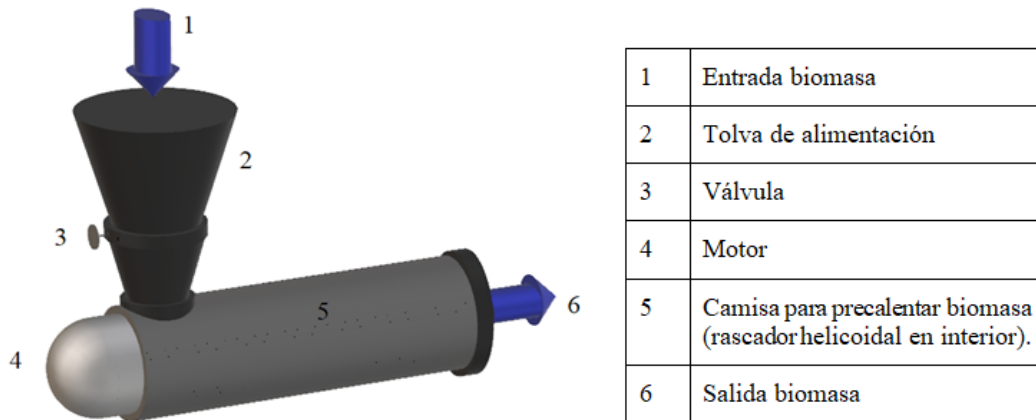


Figura 41-3: Tolva de alimentación

Fuente: (Ledesma, 2017)

3.2.4.19. Tornillo de alimentación

Llevando el flujo másico de 75 Kg/h con un flujo volumétrico $13.8 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ y considerando el diámetro a una cuarta parte del diámetro del reactor.

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi D^2}$$

$$v = \frac{(4)(13.8 \times 10^{-6})}{\pi(0.459 \times \frac{1}{4})^2}$$

$$v = 0.0013 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$S = \frac{(0.125)(\pi)(0.459 \times \frac{1}{4})^2}{4}$$

$$S = 0.0012 \text{ m}^2$$

$$n = \frac{60(0.0013)}{\left(0.459 \times \frac{1}{4}\right)}$$

$$n = 0.68 \text{ r.p.m}$$

$$P_H = \frac{0.075(2.5 \times 0.602)}{367} + \frac{(0.459 \times \frac{1}{4}) \times 0.602}{20}$$

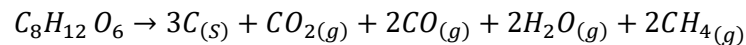
$$P_H = 0.0037 \text{ KW}$$

Nota: Se considera un cuarto de la longitud del reactor para el tornillo de alimentación que va conectado a la tolva.

3.2.4.20. Dimensionamiento del ciclón

Partimos de un balance de masa general a partir de la reacción química para conocer el flujo de salida de los gases condensables generados en el reactor.

Balance de materia



$$\left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{3 \text{ mol} C_{(s)}}{1 \text{ mol} C_8H_{12}O_6} = 0.3825 \frac{\text{mol}}{\text{s}} C_{(s)}$$

$$\left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{1 \text{ mol} CO_{2(g)}}{1 \text{ mol} C_8H_{12}O_6} = 0.1275 \frac{\text{mol}}{\text{s}} CO_{2(g)}$$

$$\left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{C}_8\text{H}_{12}\text{O}_6\right)(0.9916) \times \frac{2 \text{ mol CO}_{(g)}}{1 \text{ mol C}_8\text{H}_{12}\text{O}_6} = 0.255 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{CO}_{(g)}$$

$$\left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{C}_8\text{H}_{12}\text{O}_6\right)(0.9916) \times \frac{2 \text{ mol H}_2\text{O}_{(g)}}{1 \text{ mol C}_8\text{H}_{12}\text{O}_6} = 0.255 \text{ mol/s H}_2\text{O}_{(g)}$$

$$\left(0.1286 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{C}_8\text{H}_{12}\text{O}_6\right)(0.9916) \times \frac{2 \text{ mol CH}_4_{(g)}}{1 \text{ mol C}_8\text{H}_{12}\text{O}_6} = 0.255 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \text{CH}_4_{(g)}$$

Consideramos la fracción gaseosa entonces obtenemos un valor de $0.8925 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$

Densidad

$$\rho = \frac{PM \cdot P}{R \cdot T}$$

$P =$ Presión de operación (atm)

$PM =$ Peso molecular de gases condensable $\left(\frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)$

$R =$ Constante universal de los gases $\left(\frac{\text{atm l}}{\text{Kmol}}\right)$

$T =$ Temperatura de operación (K)

$$\rho = \frac{(106)(1)}{(0.082)(769.012)}$$

$$\rho = 1.68 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\rho = 1.68 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Flujo Volumétrico

$$V = \frac{nRT}{P1000}$$

$V = \text{flujo volumétrico (m}^3/\text{s)}$

$n = \text{flujo molar gaseoso } \left(\frac{\text{mol}}{\text{s}}\right)$

$R = \text{Constante universal de los gases } \left(\frac{\text{atm l}}{\text{Kmol}}\right)$

$T = \text{Temperatura de operación (K)}$

$P = \text{Presión de operación (atm)}$

$$V = \frac{(0.8925)(0.082)(769.012)}{(1)1000}$$

$$V = 0.056 \text{ m}^3/\text{s}$$

En base a la siguiente figura elegimos el tipo de ciclón a utilizarse.

Familia de ciclones	Eficiencia de remoción (%)		
	PST	PM10	PM2.5
Convencionales	70 - 90	30 - 90	0 - 40
Alta eficiencia	80 - 99	60 - 95	20 - 70
Alta capacidad	80 - 99	10 - 40	0 - 10

Figura 12-3: Tipos de ciclones

Fuente: (Echeverri, 2006)

Debido a su gran alcance de remoción elegimos un ciclón de alta eficiencia debido a las características del gas de salida del reactor alcanzando una eficiencia de hasta 90%.

Para determinar la velocidad de entrada del gas consideramos la siguiente figura.

Parámetro	Valor
Diámetro del ciclón (D_C)	< 1.0 m
Caída de presión	< 2488.16 Pa
Relación de velocidades (V_i/V_S)	< 1.35
Velocidad de entrada	15.2 - 27.4 m/s

Figura 53-3: Parámetros de dimensionamiento de ciclón

Fuente: (Echeverri, 2006)

Tomamos un valor de 22 m/s como velocidad de entrada al ciclón.

En base a características ya mencionamos elegimos que ciclón utilizar según la ilustración que se muestra.

Tabla 11-3: Característica del ciclón Stairmand

Dimensión	Nomenclatura	Ciclón(Stairmand)
Diámetro del ciclón	D_c/D_c	1
Altura de entrada	a/D_c	0.5
Ancho de entrada	b/D_c	0.2
Altura de salida	S/D_c	0.5
Diámetro de salida	D_s/D_c	0.5
Altura parte cilíndrica	h/D_c	1.5
Altura parte cónica	z/D_c	2.5
Altura total del ciclón	H/D_c	4
Diámetro salida de partículas	B/D_c	0.375
Factor de configuración	G	551.22
Número de cabezas de velocidad	NH	6.4
Número de vórtices	N	5.5

Fuente: (Echeverri, 2006)

Realizado por: Aguiar, Santiago, 2020

Seleccionamos Stairmand como tipo de ciclón a utilizar.

Área de entrada al ciclón

$$A = \frac{V}{V_i}$$

$A = \text{Área de entrada al ciclón}$

$V = \text{flujo volumétrico (m}^3/\text{s)}$

$V_i = \text{Velocidad d entrada al ciclón } \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$

$$A = \frac{0.056}{22}$$

$$A = 0.00254 \text{ m}^2$$

Diámetro del ciclón

$$A = a \times b$$

$$A = 0.5Dc \times 0.2Dc$$

$$A = 0.1 Dc^2$$

$$Dc = \sqrt{\frac{A}{0.1}}$$

$$Dc = \sqrt{\frac{0.00254 \text{ m}^2}{0.1}}$$

$$Dc = 0.1593 \text{ m}$$

Altura de entrada

$$\frac{a}{Dc} = 0.5$$

$$a = 0.07965 \text{ m}$$

Ancho de entrada

$$\frac{b}{D_c} = 0.2$$

$$b = 0.03186 \text{ m}$$

Altura de salida

$$\frac{S}{D_c} = 0.5$$

$$S = 0.07965 \text{ m}$$

Diámetro de salida

$$\frac{D_s}{D_c} = 0.5$$

$$D_s = 0.07965 \text{ m}$$

Altura parte cilíndrica

$$\frac{h}{D_c} = 1.5$$

$$h = 0.23895 \text{ m}$$

Altura parte cónica

$$\frac{z}{D_c} = 2.5$$

$$z = 0.39825 \text{ m}$$

Altura total del ciclón

$$\frac{H}{D_c} = 4$$

$$H = 0.6372 \text{ m}$$

Diámetro de salida de partículas

$$\frac{B}{D_c} = 0.375$$

$$B = 0.05973 \text{ m}$$

Número de cabezas de velocidad de entrada del ciclón

$$NH = 16 \frac{a \times b}{D_s^2}$$

$$NH = 16 \frac{0.07965 \times 0.03186}{0.07965^2}$$

$$NH = 6.4$$

Caída de presión en el ciclón

$$\Delta P = 0.5 \times \rho \times Vi^2 \times NH$$

$$\Delta P = 0.5 \times 1.68 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 22^2 \text{ m/s} \times 6.4$$

$$\Delta P = 2601.984 \text{ Pa}$$

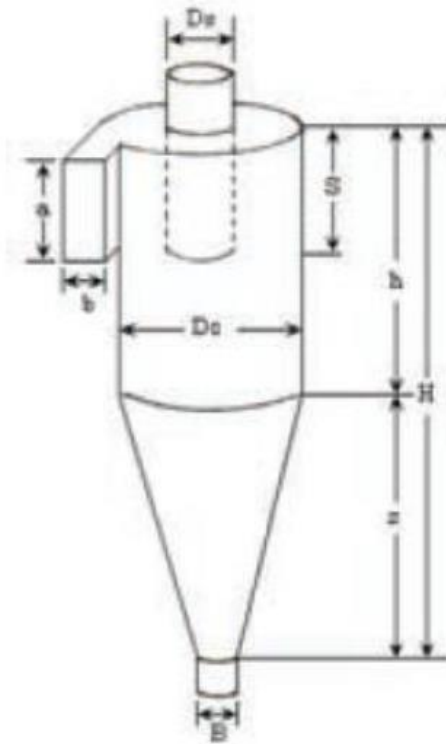


Figura 64-3: Ciclón con cada una de sus variables

Fuente: (Echeverri, 2006)

3.2.4.21. *Diseño del intercambiador de calor*

Consideramos los siguientes datos mostrados en las tablas adjuntas

Tabla 12-3: Variables calculadas para el diseño

Variable	Valor	Unidad
Flujo de gas de pirólisis	0.0145	Kg/s
Flujo de agua de pirólisis	0.00364	Kg/s
Temperatura de entrada de gas de pirólisis	769.012	K
Temperatura de condensación de gas de pirólisis	373.95	K
Temperatura de entrada del agua de enfriamiento	293	K
Temperatura de salida del agua de enfriamiento	333	K

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

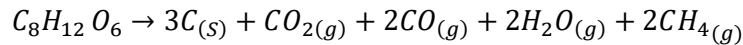
Tabla 13-3: Propiedades termodinámicas

Variable	Valor	Unidad
Calor específico promedio de gases de pirólisis	2.12	KJ/KgK
Calor específico del agua de enfriamiento	4.18	KJ/KgK
Entalpía de entrada del agua de enfriamiento	83.915	KJ/Kg
Entalpía de salida del agua de enfriamiento	251.18	KJ/Kg
Entalpía de entrada de agua de pirólisis	3480.296	KJ/Kg
Entalpía de salida de agua de pirólisis	419.17	KJ/Kg

Fuente: (Cengel & Boles, 2012)

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Balance de materia



$$\left(75 \frac{Kg}{h} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{36 Kg/mol C_{(s)}}{204 Kg/mol C_8H_{12}O_6} = 13.12 \frac{Kg}{h} C_{(s)}$$

$$\left(75 \frac{Kg}{h} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{44 Kg/mol CO_{2(g)}}{204 Kg/mol C_8H_{12}O_6} = 16.04 \frac{Kg}{h} CO_{2(g)}$$

$$\left(75 \frac{Kg}{h} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{56 Kg/mol CO_{(g)}}{204 Kg/mol C_8H_{12}O_6} = 20.41 \frac{Kg}{h} CO_{(g)}$$

$$\left(75 \frac{Kg}{h} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{36 Kg/mol H_2O_{(g)}}{204 Kg/mol C_8H_{12}O_6} = 13.12 \frac{Kg}{h} H_2O_{(g)}$$

$$\left(75 \frac{Kg}{h} C_8H_{12}O_6\right) (0.9916) \times \frac{32 Kg/mol CH_{4(g)}}{204 Kg/mol C_8H_{12}O_6} = 11.66 \frac{Kg}{h} CH_{4(g)}$$

$$\text{Flujo de gas de pirólisis} = 48.12 \frac{Kg}{h}$$

$$\text{Flujo de gas de pirólisis} = 0.013 \frac{Kg}{s}$$

$$\text{Flujo de agua de pirólisis} = 13.12 \frac{Kg}{h}$$

$$\text{Flujo de agua de pirólisis} = 0.00364 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Balance de energía global para el condensado

$$Q_c = m_{gas} C_{p_{gas}} (T_{1_{gas}} - T_{2_{gas}}) + m_{\text{agua de pirólisis}} (h_{\text{agua de entrada pirólisis}} - h_{\text{agua de salida pirólisis}})$$

$$Q_c = (0.013)(2.12)(769.012 - 373.95) + (0.00364)(3480.296 - 419.17)$$

$$Q_c = 23.28 \frac{\text{KJ}}{\text{s}}$$

Flujo de másico de agua de enfriamiento

$$Q_c = m C_p \Delta T$$

$$m = \frac{Q_c}{C_p \Delta T}$$

$$m = \frac{23.28}{4.18(333 - 293)}$$

$$m = 0.139 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Temperatura media logarítmica

Consideramos flujo contracorriente

$$MLDT = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T1 = (769.012 - 333)K$$

$$\Delta T2 = (373.95 - 293)K$$

$$MLDT = \frac{(769.012 - 333) - (373.95 - 293)}{\ln\left(\frac{769.012 - 333}{373.95 - 293}\right)}$$

$$MLDT = 210.86 K$$

Área del intercambiador

	Envolvente y Tubo	
	Doble tubo	Tubos en U
Área máxima por unidad (m^2).	10	800
Número de pasos.	1/1	(1-2)/(2-4)
Presión máxima de operación (bar).	1000/1000	140/140
Temperatura mínima de aproximación ($^{\circ}C$).	5	5
Caída de presión (bar).		
Envolvente	0,5-1,0	0,2-0,6
Tubo	0,2-0,6	0,4-1,0
Vapores de hidrocarburos (condensadores parciales).		
Lado de la coraza.	Lado de los tubos.	U ($kJ/m^2 s k$)
Disolventes orgánicos a presión atmosférica con gas presente no condensable.	Agua o salmuera	0,110-0,340
Disolventes orgánicos al vacío con gas presente no condensable.	Agua o salmuera	0,280-0,680

Figura 75-3: Características del intercambiador

Fuente: (Vargas, 2019)

Consideramos datos que se muestran en la siguiente imagen

Productos de gas de pirólisis se consideran como disolventes orgánicos a presión atmosférica con gas presente no condensable con un valor de transferencia de calor de $0.110 KJ/m^2 sK$

$$A = \frac{Q_c}{U \cdot MLDT}$$

$$A = \frac{23.28 \frac{KJ}{s}}{\left(0.110 \frac{KJ}{m^2 s K}\right) (210.86 K)}$$

$$A = 1.0033 m^2$$

Número de tubos

Seleccionamos un diámetro y longitud basado en recomendaciones y trabajos ya realizados como diámetro equivalente de 0.0254 m con diámetro interno de 0.021m mismos tubos que presentan una longitud de 2.43 m (Vargas, 2019).

$$n = \frac{A}{\pi \cdot De \cdot L}$$

$$n_T = \text{Número de tubos}$$

$$A = \text{área del intercambiador (m}^2\text{)}$$

$$De = \text{Diámetro del tubo (m)}$$

$$L = \text{Longitud del tubo (m)}$$

$$n = \frac{1.0033}{\pi(0.0254)(2.43)}$$

$$n = 5$$

3.2.5. Validación del equipo

En base a resultados obtenidos en cálculos de balance de materia y energía en cada una de las operaciones fundamentales, mismos que resultaron de utilidad para la simulación del reactor. Principalmente partiendo de valores obtenidos en el análisis experimental TGA se establecieron parámetros de operación y comportamiento de la cáscara de naranja como son datos de temperatura de operación de 769.012 K, planteamiento de una cinética rápida la misma que en base a bibliografía se establece que para la mayoría de procesos pirolíticos de biomasa se considera un orden de reacción

igual a uno esto nos lleva a tener un mejor panorama para el dimensionamiento y simulación del proceso.

Es necesario mencionar que para llevar a cabo la simulación se hizo uso de un software especializado como es el caso de Aspen Plus, ya que este permite llevar a cabo el desarrollo de modelos de simulación con sólidos no convencionales a pesar de que la biomasa no este precargada en el simulador.

The image shows a schematic of a Plug Flow Reactor (PFR) and its configuration in Aspen Plus. The schematic at the top shows a reactor vessel with a catalyst bed, receiving an input stream labeled 'CELLULOS' and producing an output stream labeled 'GASES' under the reactor type 'PFR'.

The software interface below is divided into several sections:

- Specifications:**
 - Reactor type: Reactor with specified temperature
 - Operating condition:
 - Constant at inlet temperature
 - Constant at specified reactor temperature: 496 C
 - Temperature profile
- Configuration:**
 - Reactor dimensions:
 - Length: 2.41 meter
 - Diameter: 0.459 meter
 - Elevation:
 - Reactor rise: 0 meter
 - Reactor angle: 0 deg
 - Valid phases:
 - Process stream: Vapor-Only
 - Thermal fluid stream: Vapor-Liquid
- Stoichiometry:**
 - Reaction: 1) CELLULOS --> WATER + 2 METHA-01 + CARBO-02 + CARBO-01
 - Reacting phase: Vapor
 - Rate basis: Reac (vol)
 - Power Law kinetic expression:
 - If To is specified: Kinetic factor = $k(T/T_0)^n e^{-E/R(1/T-1/T_0)}$
 - If To is not specified: Kinetic factor = $kT^n e^{-E/RT}$
 - Parameters:
 - k: 0.0984038
 - n: 1
 - E: 13.49 kJ/mol
 - To: 403 K
 - [C] basis: Molarity

Figura 16-3: Simulación del Reactor PFR

Fuente: ASPEN PLUS

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020

Como resultados de la simulación obtuvimos los siguientes valores de flujos de productos adjuntadas en la siguiente tabla

Tabla 14-3: Flujos de salida

COMPUESTOS	ENTRADA (Kg/h)	FRACCIÓN	SALIDA (Kg/h)
$C_8H_{12}O_{6(s)}$	75	0.9916	0.63
$C_{(s)}$	0	0	13.12
$CO_{2(g)}$	0	0	16.04
$CO_{(g)}$	0	0	20.41
$H_2O_{(g)}$	0	0	13.12
$CH_{4(g)}$	0	0	11.66

Fuente: ASPEN PLUS

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Con los resultados obtenidos se puede evidenciar que se genera una cantidad menor de carbono sólido que viene hacer bio-char que puede ser utilizado con otros fines dentro del ámbito industrial y para el desarrollo del mismo, demostrando de esta manera la viabilidad de construir un reactor tipo PFR ya que de este se genera en mayor parte gases condensables constituyentes del aceite pirólítico de cáscara de naranja.

3.2.6. Análisis de costo beneficio del proyecto

3.2.6.1. Costos de inversión

Recursos de Materiales

Tabla 15-3: Recursos de materiales

DENOMINACIÓN	CANTIDAD/UNIDADES	COSTO UNITARIO (\$)	COSTO TOTAL (\$)
Tolva de alimentación	1	1500	1500
Tanque de nitrógeno	1	580	580
Resistencias eléctricas	7	90	630
Ciclón	1	1200	1200
Intercambiador de calor tubo y coraza	1	900	900
Sellado del reactor	1	300	300
Cilindro acero SUS 304	1	500	500
TOTAL			5610

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Recursos Humanos

Tabla 16-3: Recursos humanos

Actividad	Costo Total (\$)
Mano de Obra	2000
Elaboración de planos	90
Análisis	90
TOTAL	2180

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Costo total del proyecto

Tabla 17-3: Costo total del proyecto

Actividad	Costo Total(\$)
Recursos de materiales	5610
Recursos humanos	2180
TOTAL	7790

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Evaluado cada uno de los resultados obtenidos, conducen a pensar en el mínimo costo de inversión que tiene esta propuesta tecnológica y en los grandes beneficios que esta representaría para la reutilización de la cáscara de naranja, un residuo que se presenta en gran proporción en el Cantón Caluma

4. CRONOGRAMA DE EJECUCIÓN DEL PROYECTO

ACTIVIDAD	TIEMPO																											
	1° mes				2° mes				3° mes				4° mes				5° mes				6° mes							
	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4				
Revisión bibliográfica	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■	■
Muestreo y caracterización de la materia prima			■	■																								
Obtención de datos de la muestra					■	■	■	■																				
Diseño de Ingeniería									■	■	■	■	■															
Validación del proceso de obtención de combustible mediante simulación													■	■														
Elaboración y corrección de borradores, tipiado del trabajo final																	■	■	■	■	■	■						
Empastado y presentación del trabajo final																					■	■						
Auditoría académica																							■	■				
Defensa del trabajo																											■	

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

4.1. Resultados

Como parte fundamental en el diseño del equipo de pirólisis térmica para el aprovechamiento de los residuos de la cáscara de naranja se toma en consideración variables importantes como el tipo pirólisis, seleccionando de esta manera pirólisis convencional puesto que esta se ajusta a las variables operacionales de esta categoría.

De la misma manera se escoge en base a sus características el reactor PFR adaptado con tornillo sin fin de vuelo seccional, que por tener un buen procesamiento de materia prima pequeña y gran escala con un costo de operación bajo siendo de fácil operación y rápido mantenimiento.

Es necesario mencionar que para alimentar la biomasa al reactor se eligió una tolva conectada a un tornillo sin fin el cual regulará el paso adecuado del flujo de biomasa, asegurando el fácil ingreso de nitrógeno a 700 C gaseoso, mismo que servirá para desplazar los sólidos y crear una atmósfera inerte en el reactor, asegurando así el proceso de pirólisis su punto de ingreso se ubica en la parte inferior de la tolva regulada por una válvula de control manual el que se accionara cuando la materia prima ingrese por la tolva de alimentación misma que ingresada se deberá sellar la tolva para impedir el ingreso de cualquier agente externo al desarrollo del proceso.

El proceso se llevará a cabo en todos los bloques de operación a presión atmosférica con una temperatura de operación de 769.012 K

Tabla 1-4: Dimensiones y variables de operación del reactor PFR

Variable	Símbolo	Valor	Unidad
Volumen	V_{TR}	0.400368	m^3
Diámetro interno	D_{int}	0.459	m
Diámetro externo	D_{exte}	0.484	m
Longitud	L	2.41	m
Área	A	0.166	m^2
Temperatura de operación	T	769.012	K
Presión de operación	P	760	mmHg
Tiempo de residencia	T_R	1.15	h
Potencia	Q_{total}	34003	W
Coefficiente global de transferencia de calor	U	435.93	W/m^2K
Acero SUS304	$K_{AceroSUS304}$	16.8	
Calentamiento por resistencia abrazada de cerámica(5080 W)	Total de unidades de calentamiento	7	
Longitud ocupada por las resistencias	L	1.75	m
Tornillo sin fin de vuelo seccional		1	
Área de relleno del canal	S	0.045	m^2
Velocidad de giro del tornillo	n	0.075	$r.p.m$
Potencia requerida por el tornillo sin fin	P_H	0.056	KW

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Tabla 2-4: Dimensiones del ciclón

Variable	Símbolo	Valor	Unidad
Área de entrada	A	0.00254	m^2
Diámetro	D_C	0.1593	m
Altura de entrada	a	0.07965	m
Ancho de entrada	b	0.03186	m
Altura de salida	S	0.07965	m
Diámetro de salida	D_s	0.07965	m
Altura parte cilíndrica	h	0.23895	m
Altura parte cónica	z	0.39825	m
Altura total	H	0.6372	m
Diámetro de salida de partículas	B	0.05973	m
Número de cabezas de velocidad	NH	6.4	
Caída de presión	ΔP	2601.984	Pa

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

Tabla 3-4: Dimensiones y variables del intercambiador

Variable	Símbolo	Valor	Unidad
Temperatura media logarítmica	MLDT	210.86	K
Área del intercambiador	A	1.0033	m^2
Coefficiente global de transferencia de calor	U	0.110	KJ/m^2sK
Diámetro equivalente	D	0.03186	m
Longitud	L	2.43	m

Realizado por: Aguiar Santiago, 2020.

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

El diseño que mejor se ajusta para llevar a cabo este tipo de pirólisis convencional de biomasa es el reactor PFR con adaptación de un tornillo sin fin de característica de vuelo seccional permitiendo de esta manera el contacto de la biomasa con las paredes las que están diseñadas de acero SUS304 por su alta capacidad de resistencia al calor alcanzando temperaturas de 900°C, señalado esta característica aseguramos un calentamiento óptimo para dar paso al proceso de pirólisis y obtener en su mayoría productos gaseosos condensables constituyentes de aceite pirólitico.

Para el diseño del reactor PFR es de suma importancia el análisis de la temperatura por ello para la determinación de temperatura de operación, se llevó a cabo un análisis gráfico mediante resultados proporcionado por el TGA de la cáscara de naranja para interpretar el cambio o descomposición de la materia prima con respecto al intervalo de temperatura, correlacionándolo con la codificación realizada en POLYMATH software gratuito, que permitió la resolución de la ecuación diferencial para la determinación del volumen del reactor, que fue evaluado respecto a la fracción de descomposición de la cáscara de naranja junto con valores proporcionados por el planteamiento de una cinética rápida $r_A = 0.09840379e^{-\frac{13497.0641}{R(T-403)}}(1-X)CA_0$ mostrando un crecimiento exponencial en la fracción de 0.9916053 dando un volumen ya con consideraciones de seguridad con un valor de $0.400368 m^3$ hay que resaltar que para llevar a cabo la resolución de la ecuación diferencial para la determinación del volumen se calculó el coeficiente de transferencia de calor de $U_a = 0.848 KW/Km^3$ asumiendo una temperatura de operación igual a la máxima del estudio termogravimétrico de 773 K y una conversión máxima, el propósito de exponer todos y cada uno de los cálculos consecutivos es que nos llevan a tener una temperatura óptima de operación la misma que partió de un balance de energía en el reactor obteniendo de esta manera la ecuación de la temperatura cuyo valor es 769.012 K representando la temperatura óptima de operación. Analizado cada uno de los procedimientos, muestra la necesidad de realizar un estudio comparativo con datos experimentales como es el caso de TGA y valores obtenidos en software de desarrollo matemático para así fortalecer la toma de decisión para el diseño de un reactor y otros equipos que estén relacionados al ámbito del desarrollo industrial obteniendo equipos de calidad y con un bajo índice de fallo, el paralelismo del desarrollo de esta propuesta tecnológica demuestra un campo por explorar en el ámbito del diseño óptimo.

En lo que respecta al análisis del tiempo de residencia de 1.15 h este va arraigado con la velocidad longitudinal de desplazamiento con un valor de 0.000578 m/s velocidad que justifica el valor mínimo de giro de tornillo debido a su alto valor de tiempo residencia y velocidad de transporte baja requiere una velocidad de giro del tornillo sin fin de vuelo seccional de 0.075 r.p.m de esta manera se puede asegurar un contacto de la biomasa con las paredes del reactor teniendo un calentamiento uniforme en cada una de las partículas distribuidas dentro del reactor.

5. CONCLUSIONES

Se determinó la temperatura de pirólisis mediante pruebas termo gravimétricas, comparándolas con resultados de la resolución de la ecuación diferencial para cálculo de volumen en POLYMATH y datos del balance de energía estableciendo de esta manera la ecuación de temperatura misma que permitió obtener el valor de temperatura de 769.012 K para la degradación de la cáscara de naranja.

Se diseñó el reactor con resultados obtenidos en la degradación de la biomasa como son el coeficiente de transferencia de calor de la biomasa con un valor de $0.0295 \text{ W/m}^2\text{K}$ y el coeficiente global de $U = 435.93 \text{ W/m}^2\text{K}$ mismos que resultaron de cálculos consecutivos utilizando datos proporcionados por el estudio TGA de los residuos de la cáscara de naranja con un volumen de 0.400368 m^3 .

Se diseñó el reactor PFR para el proceso de pirólisis térmica aprovechando los residuos de cáscara de naranja (diferentes variedades) cuyas especificaciones principales se basa en la elaboración con acero SUS304, el que también consta de otros equipos adicionales como son tolva de alimentación, ciclón e intercambiador de calor de tubo y coraza, el mismo se encuentra circundado de 7 unidades de calentamiento de resistencias de cerámica tipo abrazadera de 5080 W cada una.

Se validó el equipo mediante simulación en un software especializado obteniendo valores favorables como son 13.75 Kg/h de residuos sólidos(C) y 61.23 Kg/h de productos deseados (CO_2, CO, CH_4, H_2O).

6. RECOMENDACIONES

Diseñar un sistema de tratamiento de los residuos sólidos como es el bio-char, generado por el proceso de pirólisis térmica cuyas proyecciones se enfoquen en la aplicación dentro del tratamiento de agua convirtiéndoles a estos residuos a carbón activado cuyo propósito fundamental está dirigido a la retención de azul de metileno disuelto en agua generalmente presente en los desagües de la industria textil ecuatoriana.

Este proyecto crea una oportunidad para la construcción de este equipo, ya que presenta características óptimas asegurando un funcionamiento adecuado y siendo una alternativa para el aprovechamiento de otros residuos semejantes al de cáscara de naranja.

El desarrollo de este proyecto también ha permitido obtener modelos matemáticos partiendo de resultados obtenidos en el estudio TGA mismos que fueron resueltos en software libre POLYMATH, dejando así un amplio camino en el campo educativo enfocado al desarrollo y diseño de reactores químicos en el caso del reactor flujo pistón, para el desarrollo con otro tipo de biomasa se ajusta los datos de ingreso en la codificación de la ecuación diferencial.

BIBLIOGRAFÍA

ANGULO, M., 2013. *Influencia de la temperatura, rampa de calentamiento y catalizador en la calidad de los productos obtenidos en la pirólisis de residuos de biomasa forestal en régimen continuo*. Bilbao: Universidad del País Vasco.

BAUTISTA, T., 2013. *Implementación de control automático para pirólisis de biomasa con microondas*. Quito.: Universidad Tecnológica Equinoccial.

BRIDGWATER, A. V., 2003. Renewable fuels and chemicals by thermal processing of biomass. *Chemical Engineering Journal*, ISSN 13858947. DOI 10.1016/S1385-8947(02)00142-0.

CENGEL, Y.A. & BOLES, M.A., 2012. *Termodinámica*. Séptima ed. México: s.n.

CUTIÑO, et al., 2015. Caracterización del bagazo de caña como biomasa vegetal. *Tecnología Química*, vol. XXXV, no. 2, pp. 179-192. ISSN 0041-8420. DOI 10.1590/2224-6185.2015.2.%x.

DEMIRBAS, A., 2005. *Potential applications of renewable energy sources, biomass combustion problems in boiler power systems and combustion related environmental issues*. 2005. S.l.: s.n.

ECHEVERRI, C., 2006. Diseño óptimo de ciclones. *Revista de Ingenierías: Universidad de Medellín*, vol. 5, no. 9, pp. 123-139. ISSN 1692-3324.

EL TELÉGRAFO, 2013. No Title. *Caluma industrializará su producción de naranja Esta noticia ha sido publicada originalmente por Diario EL TELÉGRAFO bajo la siguiente dirección: <https://www.eltelegrafo.com.ec/noticias/regional/1/caluma-industrializara-su-produccion-de-naranja> Si va a ha. 2013.*

ESTRADA, N., 2015. *Diseño de una planta despulpadora de frutas cítricas(naranja citrus sinnensis), para el municipio del Cantón Caluma* [en línea]. S.l.: Escuela Superior Politécnica de Chimborazo. Disponible en:

<http://dspace.esPOCH.edu.ec/handle/123456789/8648>.

FAJARDO, A., 2011. *Diseño y construcción de una unidad de investigación en pirólisis continua de biomasa* [en línea]. S.l.: Universidad del Valle. Disponible en: <https://bibliotecadigital.univalle.edu.co/flip/index.jsp?pdf=/bitstream/handle/10893/4139/CB-0439074.pdf?sequence=4&isAllowed=y>.

FELDER, R. & ROUSSEAU, R., 1991. *Principios Elementales De Los Procesos*. Tercera Ed. México: s.n.

GARRIDO, P., 2013. *Diseño e Implementación de un Reactor Continuo para la Degradación Química de Polímeros*. [en línea]. S.l.: Universidad de Chile. Disponible en: http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/116265/cf-garrido_ps.pdf?sequence=1.

GÓMEZ, et al., 2005. Slow pyrolysis of woody residues and an herbaceous biomass crop: A kinetic study. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, ISSN 08885885. DOI 10.1021/ie050474c.

GUEVARA, C. & PABLO, M., 2016. *Diseño de un Reactor de Pirólisis experimental para pruebas de biomasa agroforestal* [en línea]. S.l.: Escuela Superior Politécnica del Litoral. Disponible en: <http://www.dspace.espol.edu.ec/xmlui/bitstream/handle/123456789/36933/D-CD88354.pdf?sequence=-1&isAllowed=y>.

LEDESMA, I., 2017. *Diseño de una planta piloto de pirólisis rápida de la fracción orgánica de rechazo de RSU*. Sevilla: Universidad de Sevilla.

MEDINA, et al., 2008. Pirólisis de bagazo de caña a escala de laboratorio. [en línea], vol. XXVIII, no. 2, pp. 61-70. Disponible en: <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=445543756008>.

REGALADO, D. & MARÍN, K., 2017. *Determinación de parámetros cinéticos en la combustión de raquis de banano y tallo de rosas*. Quito: Universidad Central del Ecuador.

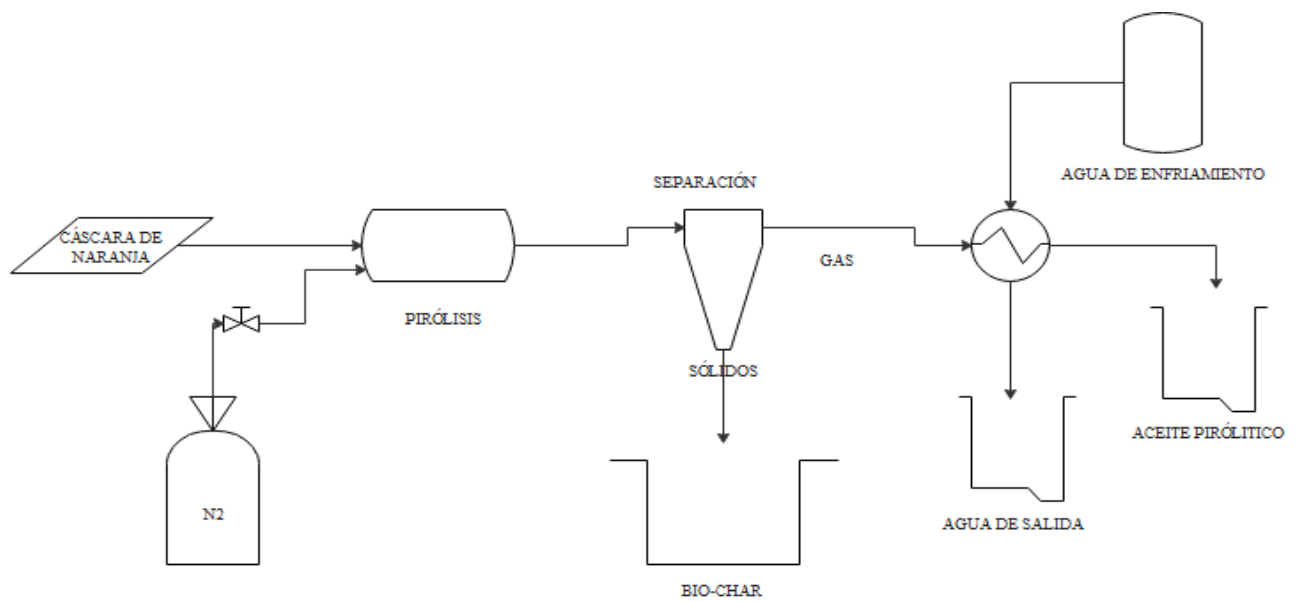
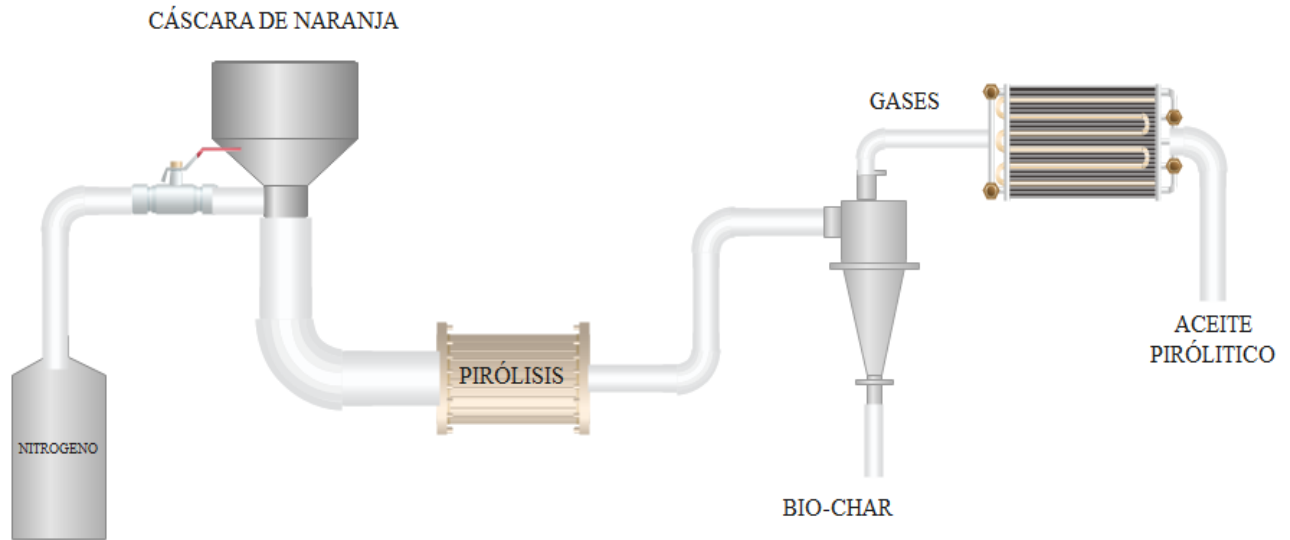
SUNTIVARAKORN, et al., 2018. Fast pyrolysis from Napier grass for pyrolysis oil production by using circulating Fluidized Bed Reactor: Improvement of pyrolysis system and production cost. *Energy Reports*, vol. 4, pp. 565-575. ISSN 23524847. DOI 10.1016/j.egy.2018.08.004.

ULLOA, C., 2012. *Estudio de las opciones de reutilización energética o material de cáscaras de naranja*. Quito: Universidad San Francisco de Quito.

VARGAS, J., 2019. *Diseño de un reactor para pirólisis de biomasa residual: raquis de banano y tallos de rosas* [en línea]. Quito: Universidad Central del Ecuador. Disponible en: <http://www.dspace.uce.edu.ec/handle/25000/19672>.

ANEXOS

ANEXOS A: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO



ANEXOS B: FACTURA ELECTRÓNICA DEL ANÁLISIS TGA POR PARTE DE LA UCE



FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA

Dir. Matriz: CALLE RITTER SN Y BOLIVIA

Dir. Sucursal: CALLE RITTER SN Y BOLIVIA

OBLIGADO A LLEVAR CONTABILIDAD: SI

Contribuyente Especial Nro: NO

R.U.C: 1768152720001

FACTURA: 001-010-000000119

NÚMERO DE AUTORIZACIÓN:
1102202001176815272000120010100000001196645360516

FECHA Y HORA DE AUTORIZACIÓN: 2020-02-11 15:21:46

AMBIENTE: PRODUCCION

EMISION: NORMAL

CLAVE DE ACCESO:
1102202001176815272000120010100000001196645360516

Razón Social / Nombres Apellidos: AGUIAR CONYA SANTIAGO ANDRES **Identificación:** 0202565214

Fecha Emisión: 11/02/2020 **Guía Remisión:** NO APLICA

Cod. Principal	Descripción	Cantidad	Precio Unitario	Descuento	Precio Total
5169	LAB.INVEST. - ANALISIS TERMOGRAVIMETRICO TGA	1.00	70.00	0.00	70.00

Información

Dirección: RIOBAMBA - ALAMOS 3

Teléfono: 0962300509

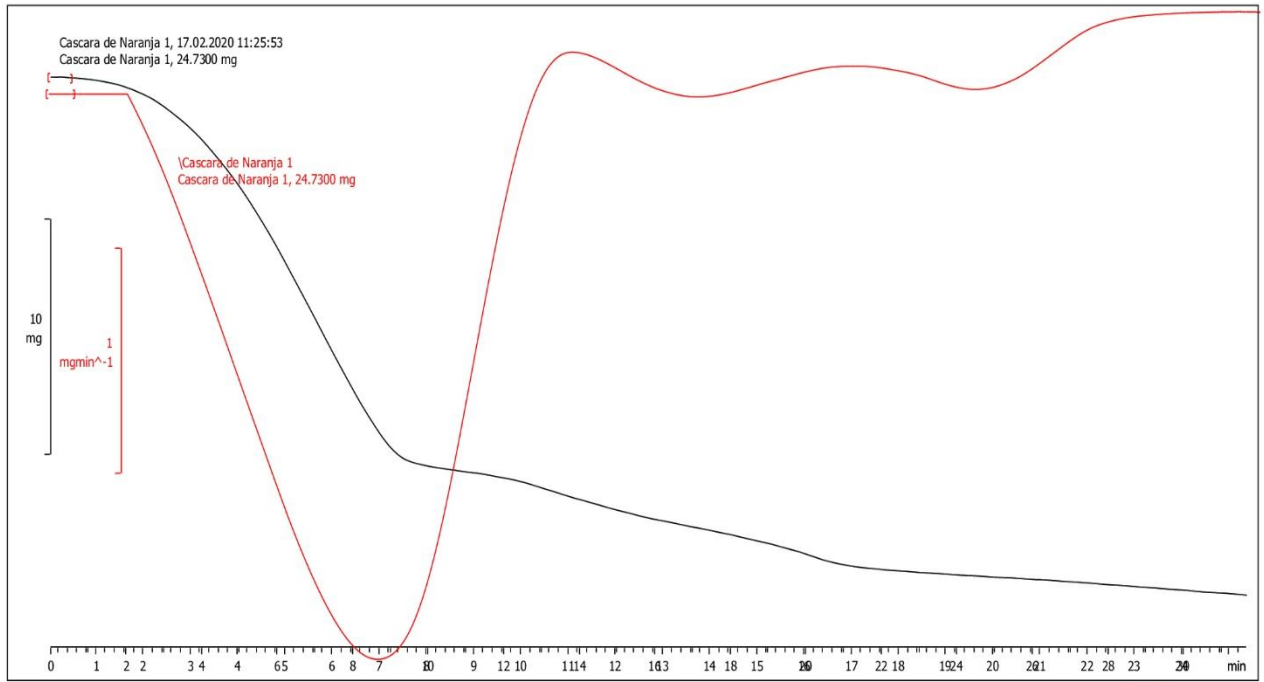
Email: aguiarsantiago70@gmail.com

Forma de Pago

Otros con Utilización del Sistema Financiero 78.40

Subtotal 12%	70.00
Subtotal 0%	0.00
Subtotal No Objeto de Iva	0.00
Subtotal Exento de Iva	0.00
Subtotal Sin Impuestos	70.00
Descuento	0.00
ICE	0.00
IVA 12%	8.40
IRBPNR	0.00
Propina	0.00
Valor Total	78.40

ANEXOS C: RESULTADOS DEL ANÁLISIS TGA DE LA CÁSCARA DE NARANJA

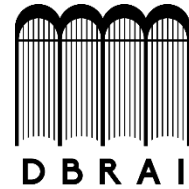


Lab: METTLER

STAR® SW 13.00



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE
CHIMBORAZO



DIRECCIÓN DE BIBLIOTECAS Y RECURSOS PARA EL APRENDIZAJE Y LA
INVESTIGACIÓN

UNIDAD DE PROCESOS TÉCNICOS

REVISIÓN DE NORMAS TÉCNICAS, RESUMEN Y BIBLIOGRAFÍA

Fecha de entrega: 22 / 06 /2020

INFORMACIÓN DEL AUTOR/A (S)
Nombres – Apellidos: Santiago Andres Aguiar Conya
INFORMACIÓN INSTITUCIONAL
Facultad: Facultad de Ciencias
Carrera: Ingeniería Química
Título a optar: Ingeniero Químico
f. Analista de Biblioteca responsable: Lic. Luis Caminos Vargas Mgs.



22-06-2020

0068-DBRAI-UPT-2020