

Diseño De Un Gasificador Downdraft A Escala Laboratorial Para Biomasa Fibrosa

Juan David Balcucho Dominguez

Trabajo de Grado para Optar el título de Ingeniero Mecánico

Director

Yesid Javier Rueda Ordoñez

Ingeniero Mecánico, Ph. D

Codirector

Manuel De Jesus Martínez

Ingeniero Mecánico, Ph. D

Universidad Industrial De Santander

Facultad De Ingenierías Físico Mecánicas

Escuela De Ingeniería Mecánica

Bucaramanga

2019

Dedicatoria

A mi madre Dora Dominguez Duran.

Por haberme apoyado en todo momento, por sus consejos, sus valores, por la motivación constante que me ha permitido ser una persona de bien pero más que nada, por su amor.

A mi padre Juan Carlos Balcucho.

Por los ejemplos de perseverancia y constancia que los caracterizan y que me ha infundado siempre, por el valor mostrado para salir adelante.

A mis maestros.

Lic. Yesid Javier Rueda Ordoñez por su gran apoyo y motivación para la culminación de mis estudios profesionales, para la elaboración de esta tesis y compromiso en todo momento en la misma a lo largo del tiempo.

A mis amigos.

Que nos apoyamos mutuamente en nuestra formación profesional y al gran apoyo que me ofrecieron durante todo el periodo de la carrera y que hasta ahora seguimos siendo grandes amigos.

Agradecimientos

Al director de trabajo de grado, Yesid Javier Rueda Ordoñez por su gran orientación, compromiso y disposición en todo momento a lo largo del tiempo para realizar esta tesis.

A nuestros docentes de la escuela de ingeniería mecánica de la universidad industrial de Santander, por haber compartido sus conocimientos a lo largo de la preparación de nuestra profesión.

A la universidad industrial de Santander por haberme permitido formarme en ella.

Tabla de contenido

Introducción	14
1. Objetivos	15
1.1 Objetivo General	15
1.2 Objetivos Específicos.....	15
2. Revisión de la literatura	16
2.1 Biomasa.....	16
2.1.1 Definición	16
2.1.2 Ventajas.....	16
2.1.3 Clasificación según su estado	16
2.1.3.1 Sólida	17
2.1.3.2 Líquida	17
2.1.3.3 Gaseosa	17
2.2 Conversión termoquímica de la biomasa	17
2.2.1 Gasificación	18
2.2.2.1 Gasificación del carbón.....	19
2.2.2.2 Pirólisis	19
2.2.2.1 Pirólisis lenta.....	20
2.2.2.2 Pirólisis intermedia.	20
2.2.2.3 Pirólisis rápida	20
2.2.3 Productos.....	21
2.2.3.3 Gas no condensable.....	22
2.3 Tipos de reactores	22
2.3.1 Reactor de lecho fijo	23

2.3.1.1 Reactor de corriente descendente (downdraft).....	23
2.4 Reactor Free-fall	23
2.4.1 Sistema de alimentación	24
2.4.1.1 Tolva de alimentación.....	25
2.4.4.2 Transportador de tornillo sin fin	26
2.4.2 Condensación y limpieza del vapor..	28
2.4.2.1 Separador ciclónico.....	28
2.4.2.2 Condensador..	30
3. Metodología del Análisis	30
3.1 Diseño del reactor	30
3.1.1 Principios de diseño del reactor..	30
3.1.1.1 Tasa de calentamiento de la partícula..	31
3.1.1.2 Velocidad de caída libre de la partícula..	36
3.2 Diseño del Sistema de Limpieza y Condensación del Vapor	37
3.2.1 Diseño del Depósito de Carbón..	38
3.2.2 Diseño del sistema de limpieza.....	38
3.2.3 Condensación del Vapor..	39
3.3 Sistema de alimentación de biomasa	39
3.3.1 Transportador de tornillo sin fin..	40
3.3.1.1 Motor.....	40
3.3.1.2 Hélice..	41
3.3.1.3 Eje del tornillo.....	41
3.3.2 Tolva de Alimentación.....	42
4. Resultados y Análisis.....	43

4.1 Dimensionamiento del reactor	43
4.2 Diseño del sistema de alimentación	45
4.2.1 Diseño del tornillo.....	45
4.2.2 Diseño del tubo	45
4.2.3 Tolva de alimentación.....	46
4.2.4 Equipo de fijación	46
4.2.5 Diseño final.....	47
4.3 Sistema de limpieza	48
4.3.1 Separador ciclónico.....	48
4.4 Diseño final del reactor	49
4.5 Simulación del proceso de transferencia de calor.....	49
4.6 Modelamiento cinético de la biomasa.....	51
5. conclusiones.....	52
Referencias Bibliográficas	54
Apéndices.....	56

Lista de tablas

Tabla 1. Procesos termoquímicos, parámetros de operación y sus productos	18
Tabla 2. Tipos de pirolisis y sus parámetros	21
Tabla 3. Propiedades de la biomasa y sus productos	22
Tabla 4. Tipo de hélice y paso de un tornillo sin fin	26

Lista de Figuras

Figura 1. Tipos de separadores ciclónicos.	29
Figura 2. Tiempo requerido por una partícula de 69.7 kg/m^3 para alcanzar los 600°C a diferentes temperaturas de pared interior del reactor.	35
Figura 3. Diagrama de fuerzas de un cuerpo en caída libre	36
Figura 4. Diámetro del tornillo sin fin y el eje.	41
Figura 5. Flujo de masa y embudo en una tolva.	42
Figura 6. Vista frontal del reactor, cotas en mm.	44
Figura 7. Diseño del tornillo sin fin.	45
Figura 8. Diseño del tubo.	45
Figura 9. Diseño de la tolva de alimentación.	46
Figura 10. Equipo de fijación.	47
Figura 11. Diseño final del sistema de alimentación.	47
Figura 12. Diseño del ciclón teniendo en cuenta el espesor del material., cotas en mm	48
Figura 13. Perfil de temperatura de la partícula.	50
Figura 14. Curva de conversión α .	51
Figura 15. Curva de conversión volátil de la masa.	52

Lista de Apéndices

(Ver otros apéndices en la carpeta adjunta al cd)

Apéndice A: Cálculos de Diseño	56
Apéndice B: Sistema de alimentación, limpieza y condensación	68
Apéndice C: Simulación térmica ANSYS	75
Apéndice D: Modelamiento cinético de la partícula.....	82
Apéndice E: Cálculos	
Apéndice F: Piezas	
Apéndice G: Planos	

RESUMEN

TITULO: DISEÑO DE UN GASIFICADOR DOWNDRAFT A ESCALA LABORATORIAL PARA BIOMASA FIBROSA¹

AUTORES: JUAN DAVID BALCUCHO DOMINGUEZ.²

PALABRAS CLAVES: BIOMASA, BAGAZO, REACTOR, GASIFICACION, PIROLISIS, BIO ACEITE, GAS NO CONDENSABLE.

DESCRIPCIÓN:

En este trabajo se llevó a cabo el diseño de un reactor para biomasa a escala laboratorio para gasificación. Además, se pretende esquematizar un sistema de alimentación para abastecerlo y un sistema de limpieza a la salida de este.

En este sentido, para el diseño del reactor se trabajó biomasa con forma de esfera, por lo cual, se hizo pertinente hacer un análisis de transferencia de calor con el fin de conocer la evolución de la temperatura en la esfera y de esta forma encontrar el tiempo necesario para que esta se degrade completamente, a partir del tiempo hallado anteriormente se calculó las dimensiones del reactor. Además, se prosiguió a analizar el comportamiento de la biomasa a lo largo del reactor mediante una simulación en el software ANSYS, y un estudio cinético de su descomposición térmica. Los resultados de la simulación mostraron que el tiempo en el que la partícula se degrada se asemeja

¹ Trabajo de grado

² Facultad de Ingenierías Físico-Mecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. Director: Yesid Javier Rueda Ordoñez. Ingeniero Mecánico.

al tiempo calculado mediante el análisis de transferencia de calor pero con diferencias aceptables. Por otro lado, se comparó la viabilidad entre construir el sistema de alimentación y limpieza o adquirirlo directamente de una compañía especializada en este tipo de equipos.

ABSTRACT

TITLE: DESIGN OF A DOWNDRAFT LABORATORY SCALE GAUGE FOR FIBROUS BIOMASS.³

AUTORES: JUAN DAVID BALCUCHO DOMINGUEZ.⁴

KEY WORDS: BIOMASS, BAGASSE, REACTOR, GASIFICATION, PYROLYSIS, BIO OIL, NON-CONDENSABLE GAS.

DESCRIPTION:

In this work the design of biomass free fall reactor at laboratory scale was carried out; In addition, a feeding system was designed to supply it and a cleaning system at the exit of this one. For the design of the reactor the bagasse of sugar cane was worked as a sphere, a heat transfer analysis was done in order to know the evolution of the temperature in the sphere and in this way the necessary time was found for it to be degrade completely, from the time previously found, the dimensions of the reactor were calculated. In addition, the behavior of the biomass along the reactor was analyzed by means of a simulation in the ANSYS software, and a kinetic study of its thermal decomposition. The results of the simulation showed that the time in which the particle degrades resembles the time calculated by the heat transfer analysis but with acceptable

³ Bachelor Thesis

⁴ Facultad de Ingenierías Físico-Mecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. Director: Yesid Javier Rueda Ordoñez. Ingeniero Mecánico.

differences. On the other hand, the feasibility was compared between building the feed and cleaning system or acquiring it directly from a company specialized in this type of equipment.

Introducción

En la actualidad el petróleo crudo, el carbón y el gas son los principales recursos energéticos usados en el mundo, por esta razón, el tamaño de las reservas de combustibles fósiles se ha convertido en un tema de suma importancia, puesto que, estudios demuestran que si las proporciones entre el consumo mundial y las reservas de petróleo, carbón y gas continúan creciendo a tasas como la de 2006 (11266 millones de toneladas anuales) las reservas de estos durarán 40, 200 y 70 años, respectivamente.

Sin embargo, el panorama no es nada favorable para los combustibles fósiles, ya que un estudio reciente evidenció que el consumo global de energía primaria en 2017 fue (13276 millones de toneladas), es decir, que aumentó un 17% en comparación al consumo del año 2006.

A causa de este aumento en el consumo, se ha modificado la duración de las reservas de petróleo, carbón y gas, disminuyéndolas en gran medida. A raíz de esto, las energías renovables se han convertido en una gran opción para la sostenibilidad energética en el futuro.

Por otra parte, en Colombia, la agricultura se ha caracterizado por los monocultivos tecnificados por región de caña de azúcar, café, flores, algodón, plátano, banano, sorgo, maíz, arroz, palma africana, papa y yuca, entre otros. Gracias a esta gran diversidad y cantidad de biomasa que posee, está llamado a ser un país pionero en la utilización de este recurso, y por tal motivo se ve en la necesidad de buscar los medios para estudiarla y aprovecharla. Una forma de estudiar el poder energético de la biomasa es mediante el diseño de un gasificador con el cual, se pueda aprender

más acerca del proceso de obtención de esta energía. Con este estudio centrado en la gasificación se pueden proporcionar datos acerca del poder energético que posee la biomasa fibrosa y las condiciones necesarias para su máximo aprovechamiento.

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

Diseñar un gasificador downdraft a escala laboratorio para de llevar a cabo el estudio de biomasa fibrosa.

1.2 Objetivos Específicos

- Simular el proceso de transferencia de calor que se lleva a cabo en la gasificación de biomasa fibrosa.
- Analizar mediante un modelamiento cinético el cambio de masa que sufre la biomasa durante el proceso de gasificación.
- Diseñar un reactor continuo de gasificación de lecho fijo para biomasa fibrosa.
- Diseñar un sistema de alimentación que garantice el ingreso de la biomasa al gasificador.
- Diseñar un sistema de limpieza de gas que permita obtener un gas más apto para posteriores aplicaciones.

2. Revisión de la literatura

2.1 Biomasa

2.1.1 Definición

Se define como todo tipo de materia orgánica, de origen vegetal o animal, utilizable como fuente de energía renovable, a partir de la Secretaría de Energía (2008) la biomasa es:

Se entiende por tal al conjunto de materia orgánica renovable de origen vegetal, animal o procedente de la transformación natural o artificial de la misma. Como fuente de energía presenta una enorme versatilidad, permitiendo obtener mediante diferentes procedimientos tanto combustibles sólidos como líquidos o gaseosos. (p.4)

Es decir, la biomasa es todo tipo de materia orgánica que permite la obtención de energía a partir de distintos procesos.

2.1.2 Ventajas

- Emisión neutra de carbono: La biomasa al ser quemada libera a la atmósfera la misma cantidad de carbono con la que esta se forma.
- Costo económico inferior al de cualquier tipo de energía de origen fósil.
- Es de fácil acceso ya que se encuentra presente en todo el mundo.

2.1.3 Clasificación según su estado

2.1.3.1 Sólida

Este tipo de biomasa es el más conocido, y en él podemos englobar la madera obtenida de tratamientos selvícolas forestales, residuos de las industrias que trabajan con cualquier tipo de biomasa (carpinterías, papeleras, etc.), residuos obtenidos en las podas y limpieza de parques y jardines, subproductos o residuos de naturaleza agrícola (e.j. paja), cultivos energéticos, turba, residuos agroindustriales (orujo, serrín, huesos de aceituna), fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU), etc. (Herguedas y Taranco, 2012, p.6)

2.1.3.2 Líquida

“Este grupo englobaría a los residuos ganaderos, los residuos industriales biodegradables y las aguas residuales urbanas (ARU). Gran parte de la bibliografía consultada incluye también en este punto los aceites y biocarburantes (bioetanol y biodiesel)”. (Herguedas y Taranco, 2012, p.7)

2.1.3.3 Gaseosa

“Se trata del metano o biogás obtenido a partir de residuos de animales, residuos agroalimenticios, vertederos y escombreras, etc., a través de diversos procesos (termoquímicos, microbiológicos, etc.)”. (Herguedas y Taranco, 2012, p.7)

2.2 Conversión termoquímica de la biomasa

En la conversión termoquímica, toda la biomasa es convertida en gases que posteriormente se sintetizan en un producto deseado o usado directamente para alguna aplicación específica.

El objetivo que se tiene al usar la conversión termoquímica es la producción de biocombustibles y energía térmica, es por esta razón, que existen varias posibilidades de conversión, las cuales son: licuefacción, pirólisis, gasificación y combustión como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 1

Procesos termoquímicos, parámetros de operación y sus productos

Oxidación	Proceso	Temperatura (°C)	Presión (MPa)	Productos primarios
Ninguna	Licuefacción	250-330	5-20	Bio-crudo, H ₂ O, CO ₂
Ninguna	Pirolisis	380-530	0.1-0.5	Bio-aceite, carbón, gases no condensables
Parcial	Gasificación	500-1300	>0.1	CO, H ₂ (Gas pobre), bio-carbon
Completa	Combustión	700-1400	>0.1	H ₂ O, CO ₂ , cenizas

Nota. Adaptado de “*Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*”, de Basu, P., 2010, p. 12, Oxford, UK: Editorial Elsevier.

2.2.1 Gasificación

Según Basu (2010):

La gasificación es un proceso mediante el cual se transforman combustibles fósiles en gases y productos químicos útiles. La gasificación guarda la energía en enlaces químicos en el gas producto a diferencia de la combustión donde los enlaces se rompen y se libera la energía.

Para realizar dicha transformación es necesario de un medio para producir la reacción. Entre los medios más comunes se encuentra el aire, el oxígeno, vapor o una mezcla entre los anteriores gases. El aire es el medio de gasificación más usado para estos procesos debido a su facilidad de encontrar en el ambiente.

El proceso de gasificación se puede dividir en 4 pasos principalmente:

- Secado.

- Descomposición térmica o pirólisis.
- Gasificación del carbón.
- Combustión.

2.2.2.1 Gasificación del carbón. En esta etapa se dan las reacciones químicas entre los hidrocarburos en el combustible, vapor, dióxido de carbono, oxígeno e hidrógeno en el reactor. Aunque de todas las reacciones químicas que se dan la más importante es la del carbón, debido a que el carbón que se obtiene de la pirólisis no es totalmente puro. Este contiene cierta cantidad de hidrocarburo que comprende hidrógeno y oxígeno.

2.2.2.2 Pirólisis

Proceso similar a la gasificación (a la cual en realidad incluye) por el cual se realiza una oxigenación parcial y controlada de la biomasa, para obtener como producto una combinación variable de combustibles sólidos (carbón vegetal), líquidos (efluentes piroleñosos) y gaseosos (gas pobre). Generalmente, el producto principal de la pirólisis es el carbón vegetal, considerándose a los líquidos y gases como subproductos del proceso. (Secretaría de Energía, 2008, p.9)

Para comprender más a fondo el funcionamiento de este reactor es necesario hacer una distinción entre las diversas clases de pirólisis que existen.

Los tres tipos principales son:

- Pirólisis lenta
- Pirólisis intermedia
- Pirólisis rápida

2.2.2.1 Pirólisis lenta

La pirólisis lenta básicamente es un proceso en el cual, la producción de carbón es la principal meta, sin embargo también se obtiene líquido y gas en menores proporciones, además, es la más antigua de todas y se caracteriza por un calentamiento lento de la biomasa a temperaturas relativamente bajas y en ausencia de oxígeno por un largo período de tiempo (Basu, 2010).

2.2.2.2 Pirólisis intermedia. La pirólisis intermedia es un proceso en el que la biomasa se calienta a temperaturas un poco más elevadas que la lenta, por un lapso de tiempo más corto en ausencia de oxígeno, esto deriva en la obtención de porcentajes más bajos de sólido (carbón) y más altos de líquido y gas.

2.2.2.3 Pirólisis rápida. En palabras de Bridgwater citado por James (2009): “este tipo de pirólisis la biomasa es rápidamente calentada a temperaturas y presiones intermedias en ausencia de oxígeno por un período de tiempo que no supera los 2 segundos”. El propósito principal es maximizar la producción de líquido (bio-aceite) sobre las demás (Montoya, 2014). Para realizar esta pirólisis se deben cumplir los siguientes parámetros:

- Calentamiento rápido de las partículas de biomasa de aproximadamente 1000°C/s
- Temperaturas de calentamiento entre los 450°C y 650°C
- Tamaños de partículas menores a 2 mm
- Tiempo de residencia de los vapores menor a 2 s
- Baja humedad de la biomasa de alimentación (<10%)

Los rendimientos en los productos de la pirólisis rápida están reportados para el bagazo de caña de azúcar como: 42 wt % gases no condensables, 37 wt % bio aceite y 21 wt % carbón.

En la siguiente tabla se muestra los tres tipos de pirólisis con sus respectivos parámetros:

Tabla 2.

Tipos de pirolisis y sus parámetros

Tipo	Parámetros
Lenta	-Tasa de calentamiento lenta -Largo tiempo de residencia de la biomasa -Gran tamaño de partículas -Bajas temperaturas (400°C)
Intermedia	-Temperaturas moderadas (500°C) -Tiempo moderado de residencia de los vapores (10-20 s)
Rápida	-Tasa de calentamiento alta (1000°C/s) -Tiempo corto de residencia del vapor (<2 s) -Tamaño pequeño de partículas (<2 mm) -Temperaturas moderadas (450°C-650°C)

Nota. Adaptado de “Design, optimization and evaluation of a free-fall biomass fast pyrolysis reactor and its products”, de James, C., 2009, p. 3, Universidad del Estado de Iowa, Ames, Iowa.

2.2.3 Productos

Los productos que se obtienen de la pirólisis rápida son 3 principalmente:

- Bio-aceite
- Carbón
- Gas no condensable

Tabla 3.

Propiedades de la biomasa y sus productos

Propiedades físicas	Bagazo de caña de azúcar	Bio aceite	Carbon
Cont. humedad, wt %	6.6	24.2	-
pH	-	3.2	-
Grav. Específica	-	1.07	-
Comp. elemental, wt %			
C	49.0	65.4	60.9
H	6.6	7.7	3.4
O	43.8	24.2	7.9
N	0.6	1.8	1.5
Cenizas	6.0	1.0	26.3
Formula molecular	$\text{CH}_{1.6}\text{O}_{0.67}$	$\text{CH}_{1.4}\text{O}_{0.28}$	$\text{CH}_{0.67}\text{O}_{0.1}$
Valor de calentamiento alto (HHV), MJ/Kg	18.3	29.3	23.9
Valor de calentamiento bajo (LHV), MJ/Kg	17.0	24.1	22.4

Nota. Adaptado de “Fast pyrolysis of sugarcane and cassava residues in a free-fall reactor”, de Pattiya, A.,

Sukkasi, S. y Goodwin, V., 2012, Energy, 44, p. 1067-1077. Copyright 2012 de Elsevier.

2.2.3.3 Gas no condensable

Este es el vapor formado de partículas más livianas que no se condensa, este gas es una mezcla de gases de pesos moleculares bajos como el dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, etano y etileno los cuales no se condensan cuando se enfría el vapor. Cabe agregar, que estos gases tienen un LHV entre 11-20 MJ/Kg (Basu, 2010).

2.3 Tipos de reactores

El diseño del reactor depende en gran medida del proceso termoquímico que se quiere aplicar, es por ello que se cuenta con innumerables diseños de reactores, que se han ido perfeccionando con el paso del tiempo para mejorar la eficiencia en la obtención de los productos primarios.

Los reactores más usados son:

- Lecho fijo
- Lecho fluido
- Flujo de arrastre

2.3.1 Reactor de lecho fijo

Este es el más antiguo, en el cual las partículas descienden durante su operación y el calor para la descomposición térmica de la biomasa se suministra desde una fuente externa permitiendo una combustión limitada. Además, este se puede dividir en tres tipos: de corriente ascendente (updraft), de corriente descendente (downdraft) y de corriente cruzada (crossdraft), el nombre lo designa la dirección en la que viaja el gas portador (Basu, 2010).

2.3.1.1 Reactor de corriente descendente (downdraft). Es un reactor en el cual ingresan las partículas sólidas de biomasa y aire desde la parte superior del reactor, aunque el aire ingresa por una boquilla que se encuentra a una altura menor que la de la entrada de las partículas de biomasa. Recibe el nombre de corriente descendente, debido a que el aire y las partículas fluyen desde la parte superior hasta la parte inferior del reactor. Después de realizarse el proceso en el reactor el vapor resultante sale por la parte inferior del reactor.

Una de las ventajas principales de los reactores de tipo downdraft es la baja cantidad de alquitrán que resulta después de proceso, por lo cual, hace más fácil la limpieza del vapor resultante. Además, el tiempo que requiere para encenderse es menor que el de un reactor de flujo ascendente (updraft).

2.4 Reactor Free-fall

El reactor implementado para este diseño es de tipo downdraft llamado reactor free-fall o de caída libre. Este es un reactor de pirólisis rápida, en el cual, la biomasa particulada (<2 mm), es rápidamente descompuesta, de manera térmica, en una atmósfera con ausencia de oxígeno. Además, presenta una

tecnología que en principio es simple en comparación con otros tipos de reactores, ya que las partículas de biomasa (bagazo de caña) caen desde la parte superior del reactor, las partículas grandes de carbón son atrapadas por un colector localizado en la parte inferior y el gas resultante pasa a través de un ciclón para terminar su limpieza. Por último el gas pasa por un condensador para enfriar el gas y poder separar el gas condensable (bio-aceite) y el gas no condensable (Papari y Hawboldt, 2015, p. 1583).

2.4.1 Sistema de alimentación

“Existe un gran número de sistemas que permiten el transporte de materiales de un lugar a otro, cada uno tiene sus propias características y son usados en dependencia de las condiciones de trabajo” (Rodríguez, 2018). Entre los más sistemas de transporte más utilizados se encuentran:

- Elevadores de cangilones
- Transportadores de celdas
- Transportadores de cadena
- Transportadores de banda, apiladores, cargadores de barcos, ...
- Transportadores sin fin

Para transportar y alimentar la biomasa al reactor de forma constante se optó por un transportador formado por un tornillo sin fin, debido a la sencillez de fabricación, el diseño compacto y su bajo costo.

El sistema de alimentación está compuesto por:

- Tolva de alimentación
- Transportador de tornillo sin fin

2.4.1.1 Tolva de alimentación

Según la RAE (2014):

Una tolva es una caja en forma de tronco de pirámide o de cono invertido y abierta por abajo, dentro de la cual se echan granos u otros cuerpos para que caigan poco a poco entre las piezas del mecanismo destinado a triturarlos, molerlos, limpiarlos, clasificarlos o para facilitar su descarga.

Además, Mehos y Morgan (2016) mencionan que: “en una tolva de alimentación ocurren dos patrones de flujo cuando el material a granel que lleva dentro se mueve desde la parte superior hasta la salida de ella”. Estos dos patrones son:

- Flujo de masa

Todas las partículas se encuentran en movimiento mientras se descargan a la salida de la tolva, este flujo evita el estancamiento de material en las paredes de la tolva, tiene un perfil de velocidad uniforme que permite una salida más controlada del material.

- Flujo de embudo

Ocurre cuando parte del material se encuentra en movimiento, en otras palabras, existe material estancado alrededor de las paredes de la tolva. Esto reduce la vida útil de la tolva y deteriora el material contenido en la tolva.

Cuando se diseña una tolva de alimentación se hace con el valor teórico de flujo dentro de ella, es decir, se diseña partiendo de la idea, que el material tendrá un patrón de flujo de masa, no obstante, si las propiedades del material cambian puede llegar a causar que el flujo cambie de masa a embudo fácilmente. Por tal motivo, se recomienda tener un margen de 3° aproximadamente a la hora de escoger el ángulo de diseño de la tolva (Mehos y Morgan, 2016).

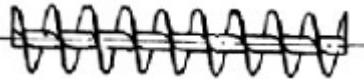
2.4.4.2 Transportador de tornillo sin fin. Rodríguez (2018) menciona que: un transportador de tornillo sin fin es un equipo que permite trasladar cualquier tipo de material a granel de un lugar a otro, está conformado por 4 partes esencialmente:

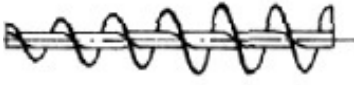
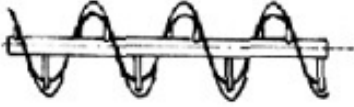
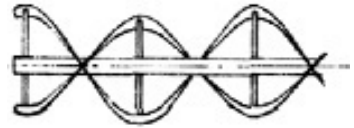
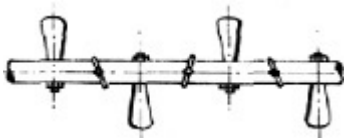
- Una hélice montada sobre un eje que se encuentra suspendido en un canal.
- Un motor situado en uno de los ejes del tornillo que tiene como función hacer girar la hélice que transporta la biomasa.
- Equipo de fijación.
- Conjunto final de la caja.

Existen diferentes tipos de hélices según el material a transportar y la función que realizan. En la tabla 4 se presentan los distintos tipos de hélices.

Tabla 4

Tipo de hélice y paso de un tornillo sin fin

Tipo de hélice	Tipo de material a transportar/aplicación	Figura
Hélice continua, de paso igual al diámetro.	Tipo de hélice normal para transporte de sólidos.	
Hélice de gran paso, de 1,5 a 2 veces el diámetro.	Se utiliza para productos que fluyen muy bien.	
Hélice de pequeño paso, de mitad del diámetro normalmente.	Se utiliza en tornillos sin fin inclinados hasta unos 20-25°, se usa con el objetivo de transportar objetos mientras se enfría.	

Hélice de paso variable.	Utilizado para compresión de productos, como es el caso de las prensas de tornillo.	
Hélice de diámetro variable.	Se utiliza como extractor dosificador de sólidos de tolvas.	
Hélice de cinta	Tipo de hélice adecuada para productos que producen atascamiento.	
Hélice mezcladora, con dos hélices de tipo cinta, uno a derecha y otro a izquierda	Se utiliza como equipo mezclador	
Hélice mezcladora, con eje provisto de paletas	Se utiliza como equipo mezclador	

Nota. Recuperado de cálculo de transportadores de tornillo sin fin, Rodríguez, H., 2018. Recuperado de <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>

- Cuando el material a granel ingresa por una boquilla que se encuentra conectada a la tolva de alimentación, este ocupa el lugar entre las hélices del tornillo y el canal o tubo mientras gira, gracias al motor que se encuentra conectado a un extremo. El material depositado comienza a trasladarse hasta una boquilla de salida que se encuentra al final del canal o tubo.

- El canal o tubo debe tener un rozamiento considerable entre sus paredes y el material a granel, para evitar que el material gire con el eje y no se traslade, ya que el movimiento del material a granel debe ser en dirección radial y no girar en dirección transversal.

2.4.2 Condensación y limpieza del vapor. Con el fin de separar los productos que se obtienen del reactor es necesario realizar dos procesos principalmente. El primero es la extracción de partículas finas de carbón del vapor de salida del reactor, por medio de un separador ciclónico. En segundo lugar, se extrae el bio-aceite al disminuir la temperatura del vapor por medio de un condensador hasta conseguir dos fases, una líquida (bio-aceite) que irá a una cámara de condensado y un gas no condensable, el cual puede ser venteado al ambiente o utilizado posteriormente.

2.4.2.1 Separador ciclónico

Los separadores ciclónicos son dispositivos que tienen como finalidad separar o remover las partículas sólidas que se encuentren en el aire o en cualquier tipo de gas. Principalmente, están compuestos en dos partes, el barril que se encuentra en la parte superior y el cono que se encuentra en la parte inferior del separador. El aire o gas cargado con partículas sólidas ingresa por la entrada que se encuentra en la parte superior del separador y se mueve hacia abajo en el cono formando un vórtice. Al recorrer la parte externa del cono el gas aumenta la velocidad generando una fuerza centrífuga que arrastra las partículas sólidas al fondo del cono y separándolas del gas. Posteriormente, el gas limpio comienza a moverse radialmente hasta que sale por la parte superior del separador, mientras que las partículas sólidas son atrapadas en el filtro que se encuentra en la salida de la parte inferior del separador (Bashir, 2015).

Los separadores ciclónicos tienen diferentes diseños que dependen de factores como el lugar de entrada y salida del gas tanto sucio como limpio; el movimiento del gas limpio y la forma en la que entra el gas sucio al separador, es decir, si el gas ingresa tangencial o radialmente. En la siguiente figura se muestra los tipos de separadores ciclónicos nombrados anteriormente (Bashir, 2015):

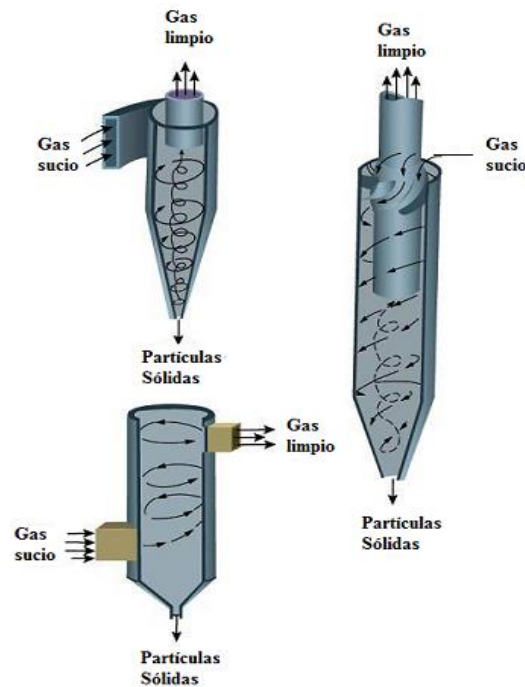


Figura 1. Tipos de separadores ciclónicos. Recuperado de:

https://www.researchgate.net/publication/312160127_Design_and_fabrication_of_cyclone_separator. (Traducción propia).

2.4.2.2 Condensador. El condensador básicamente es un contenedor relleno con hielo o hielo seco, por el cual circula el gas disminuyendo su temperatura y condensándose. Además, el condensado que se produzca es el bio-combustible que se formó del proceso y el gas que no se condense puede ser directamente venteado o utilizado para analizar posteriormente.

Después de salir del ciclón y ser limpiado, el gas pasa a través de un condensador que se encarga de disminuir la temperatura del gas hasta el punto de condensarlo y así obtener bio-aceite y gas no condensable.

3. Metodología del Análisis

3.1 Diseño del reactor

Es un reactor sencillo que consta de pocas partes, las cuales son fijas, fáciles de construir, operar y mantener. El diseño del reactor de caída libre está basado en el procesamiento de un flujo másico de 1kg/h de biomasa fibrosa (bagazo de caña de azúcar) de 1 mm de tamaño de partícula, sin embargo, se hizo un diseño flexible, con la intención de poder trabajar con un amplio rango de tamaños de partícula que van desde 125 micras a 1000 micras y por ende con distintas densidades de partícula.

3.1.1 Principios de diseño del reactor. El diseño del reactor de caída libre está cimentado en 2 principios fundamentales, los cuales al desarrollarse permiten obtener el dimensionamiento para la conversión completa y las temperaturas de operación del reactor. El primer principio es la tasa de calentamiento de la partícula en el reactor y el segundo es la velocidad de caída libre de

la partícula en el reactor. Un gran número de suposiciones y cálculos fueron desarrollados con el propósito de dar solución a estas dos nociones esenciales.

3.1.1.1 Tasa de calentamiento de la partícula. La tasa de calentamiento en un reactor de caída libre corresponde a un proceso de gasificación, el cual es un proceso de alta temperatura en donde la biomasa es calentada rápidamente en ausencia de aire produciendo gases condensables (cg), gases no condensables (gnc) y cenizas.

Según Basu (2010): “Una característica primordial en el proceso de gasificación es la temperatura, la cual debe ser cuidadosamente controlada alrededor de los 600 °C”. Para este estudio se asume que las partículas de biomasa tienen una geometría esférica y que estas tendrán una completa pirólisis al alcanzar una temperatura de 600 °C en el centro.

Una vez establecida la condición en la que ocurre el proceso de gasificación, resta calcular el tiempo requerido por la partícula en alcanzarla, para ello se cuenta con un análisis sencillo, en el cual se deprecia cualquier efecto producido por el cambio en la densidad y encogimiento de la partícula, dicho proceso se denomina análisis de sistemas concentrados.

Este análisis asume una distribución de temperatura uniforme a través de un cuerpo, con lo cual se puede tomar como una función del tiempo $T(t)$. Dado que este análisis solo es factible si la resistencia térmica del cuerpo a la conducción de calor es cero, es necesario establecer un criterio para la aplicabilidad del análisis mediante el número adimensional de Biot. Este valor es una relación entre la convección en la superficie del cuerpo y la conducción dentro del cuerpo, como se muestra en la ecuación 1:

$$Bi = \frac{hL_c}{k} \quad (1)$$

Donde, h es el coeficiente de transferencia de calor por convección en la superficie del cuerpo, k es la conductividad térmica del cuerpo y L_c es la longitud característica del cuerpo la cual se define como la relación entre el volumen del cuerpo V y su área superficial A_s , como lo muestra a continuación en la ecuación 2:

$$L_c = \frac{V}{A_s} \quad (2)$$

El análisis de sistemas concentrados es aplicable si se cumple con la ecuación 3:

$$Bi \leq 0.1 \quad (3)$$

EES, es un programa general de resolución de ecuaciones que puede resolver numéricamente miles de ecuaciones algebraicas y diferenciales no lineales acopladas, este fue usado para resolver varias de las siguientes ecuaciones y cálculos. Una versión más detallada de los cálculos realizados se encuentra en el apéndice A.

Para el valor de la conductividad térmica de la biomasa se puede usar la ecuación empírica citada por Siau y desarrollada por MacLean (1941), quien midió la conductividad térmica de varias especies de madera con un largo rango de humedades y densidades. En el apéndice A se calcula el valor de la conductividad térmica.

$$K_{eff} = sp.gr(0.2 + 0.0055m_d) + 0.0238 \quad para \ m_d < 40\% \quad (4)$$

Donde m_d es el contenido de humedad de la biomasa y $sp.gr$ la gravedad específica.

Dado que las partículas experimentan una caída libre a lo largo del reactor, estas van a estar sometidas a 2 mecanismos de transferencia de calor: convección y radiación. Según Cengel: “los coeficientes de transferencia de calor por convección para gases están en un rango de 2 a 25 W/m²K”. Es probable que el coeficiente de transferencia de calor por convección sea mayor a 10

W/m²K, sin embargo, al asumir un coeficiente de transferencia de calor por convección bajo asegura que el reactor estará sobredimensionado. Según Bohn y Benham en palabras de James (2009): “concluyen que la transferencia de calor por radiación es la principal fuente de calentamiento de las partículas dentro de un reactor de flujo arrastrado” (p. 22), y es por esta razón que el coeficiente de transferencia de calor por radiación dimensionará el reactor de una manera más precisa y confiable. Este coeficiente de transferencia de calor por radiación se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$h_{rad} = \frac{\sigma(T_p^2 + T_{i,reactor}^2)(T_p + T_{i,reactor})}{\frac{1}{\varepsilon_p} - 1 + \frac{1}{F_{p,i,reactor}}} \quad (5)$$

Dónde, σ es la constante de Stefan-Boltzmann, T_p es la temperatura de la partícula, $T_{i, reactor}$ es la temperatura de la pared interior del reactor, ε_p es la emisividad de la partícula y $F_{p,i,reactor}$ es el factor de vista de la partícula a la pared interior del reactor. En el Apéndice A se calcula el factor de visibilidad y el coeficiente de transferencia de calor por radiación.

Comparando el valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación con el coeficiente asumido de transferencia de calor por convección se puede apreciar que es aproximadamente 2 veces mayor, y por ende trabajar con este coeficiente asegura un diseño confiable del reactor.

Después de verificar el criterio de aplicabilidad de sistemas concentrados ($Bi \leq 0.1$) para los distintos tamaños de partícula como se muestra en apéndice A, se procede a calcular el tiempo requerido por la partícula para alcanzar la temperatura de gasificación, la cual se ha definido anteriormente como 600 °C, mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{T_{(t)} - T_{\infty}}{T_i - T_{\infty}} = e^{-bt} \quad (6)$$

Donde T_{∞} es la temperatura del fluido, que para este caso se presume que es igual a la temperatura de la pared interior del reactor, T_i es la temperatura inicial de la partícula y b es una cantidad positiva cuya dimensión es $(\text{tiempo})^{-1}$ y está expresada mediante la ecuación 7.

$$b = \frac{hA_s}{\rho V C_p} \quad (7)$$

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor por radiación, el cual se usa para ser conservadores, A_s es el área superficial de la partícula, ρ es la densidad de la partícula y C_p el calor específico de la partícula.

El artículo proporcionado por Martinez, Rodríguez, Esperanza y Leiva proporciona un valor de densidad aparente de 69.7 kg/m^3 como referencia debido a que es la biomasa más común, se trabajó esta densidad con el fin de tener en cuenta la porosidad de la partícula.

El bagazo de caña de azúcar al ser compuesto en su mayoría de celulosa y lignina debe tener en promedio un valor de calor específico entre 1.3 y 1.6 KJ/KgK, para el diseño se utiliza un valor medio de 1.5 KJ/KgK.

En la siguiente figura se muestra el tiempo requerido para que una partícula de 69.7 kg/m^3 de varios tamaños de partícula alcance los 600°C en el centro, para diferentes temperaturas de la pared interior del reactor.

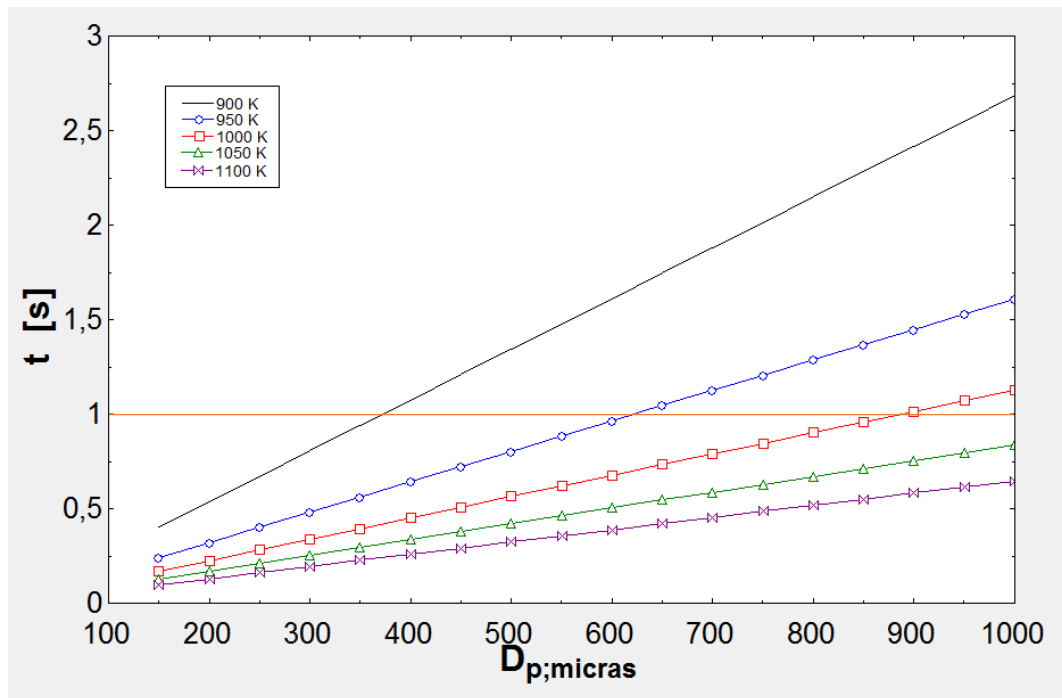


Figura 2. Tiempo requerido por una partícula de 69.7 kg/m^3 para alcanzar los 600°C a diferentes temperaturas de pared interior del reactor.

El proceso de gasificación requiere que el tiempo de residencia de los vapores dentro del reactor sea mayor a 1 segundo debido a que entre 1-2 segundos ocurre el proceso de pirólisis rápida en el reactor según Martínez, Rodríguez, Esperanza y Leiva. Proceso que precede a la gasificación, por consiguiente, se puede trabajar un rango de temperaturas de pared interior del reactor entre 900 K y 1000 K para tamaños de partícula de 1000 micras.

3.1.1.2 Velocidad de caída libre de la partícula. Un cuerpo en caída libre experimenta una serie de fuerzas que producen un balance de fuerzas como se muestra en la siguiente figura.

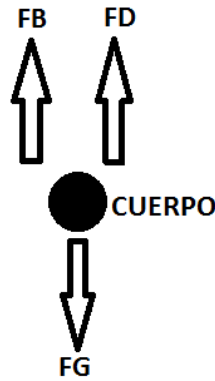


Figura 3. Diagrama de fuerzas de un cuerpo en caída libre

La fuerza de flotación F_B , y la fuerza de arrastre F_D , se oponen a la fuerza debido a la gravedad (peso) F_G , la sumatoria de fuerzas en el cuerpo se expresa en la siguiente ecuación:

$$\sum F = ma = m \frac{dv}{dt} = F_B + F_D + F_G \quad (8)$$

Escrita de otra forma como,

$$\frac{dv}{dt} = \frac{\rho_f g V_p}{m} + \frac{C_D \rho_f A_c}{2m} v^2 - g \quad (9)$$

Donde dv/dt es el cambio en la velocidad de la partícula, ρ_f es la densidad del fluido, g es la gravedad, V_p es el volumen de la partícula, m es la masa de la partícula, C_D es el coeficiente de arrastre y A_c es el área de sección transversal de la partícula. El coeficiente de arrastre está en función del número de Reynolds, el cual se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{\rho_f D_p v}{\mu} \quad (10)$$

En este caso D_p es el diámetro de la partícula y μ es la viscosidad del fluido. Para resolver este problema se debe aplicar un proceso iterativo, puesto que la velocidad está en función del coeficiente de arrastre y este está sujeto al número de Reynolds, el cual está en función de la velocidad. De esta manera, se resuelve el problema mediante el software EES como se muestra en el apéndice A. También, se puede conocer el coeficiente de arrastre con el cual, mediante el método de Euler con la condición inicial de $dv/dt=0$ en $t=0$, se puede resolver la ecuación 9 y de esta forma encontrar la velocidad para el tiempo t .

El diámetro del reactor fue seleccionado con base en el flujo volumétrico de vapores producidos para encontrar la velocidad a la que los vapores dejan el reactor, el flujo volumétrico fue dividido entre este diámetro de tubería de acero estándar cedula 40.

3.2 Diseño del Sistema de Limpieza y Condensación del Vapor

Un aspecto importante que debe ser considerado en el diseño es el proceso de purificación y condensación del vapor que sale del reactor.

El proceso de purificación debe empezar con la remoción del carbón del vapor, debido a que si este no se elimina puede servir como catalizador para reacciones secundarias, lo cual es perjudicial para el rendimiento y la estabilidad del bio-aceite. Para lograr este objetivo es necesario diseñar un sistema de limpieza que cuente con un depósito donde se atrapen las partículas más grandes de carbón provenientes del reactor, posteriormente tendrá un ciclón el cual extraiga las partículas más finas de carbón y otras impurezas que estén presentes en el vapor, y por último un sistema de condensación para la obtención del bio combustible.

3.2.1 Diseño del Depósito de Carbón. Como anteriormente se mencionó, este depósito tiene la función de atrapar las partículas de mayor tamaño provenientes del reactor y una vez retenidas evitar que escapen para que no se mezclen de nuevo con el vapor producto del reactor.

Este depósito de carbón está ubicado en el fondo del reactor y tiene en la parte superior una expansión repentina, la cual actuará como una cámara de sedimentación en la que la caída repentina y ruda de velocidad hará que las partículas caigan separándose del vapor. Para más información revisar el apéndice A.

3.2.2 Diseño del sistema de limpieza. A partir de la aplicación en la que vaya a ser usado el gas que sale del reactor se decide si es o no viable el uso de un sistema de limpieza. Como se quiere caracterizar el gas que se obtiene del proceso es ineludible que se encuentre lo más limpio posible, por tal motivo el reactor debe poseer sistema de limpieza.

Con el diseño del depósito de carbón, las partículas grandes que contiene el gas son atrapadas, y por tal circunstancia, el gas queda cargado solo con partículas finas. Para eliminar los restos de partículas pequeñas es necesario el diseño de un sistema de limpieza que atrape dichos residuos. Este sistema estará conformado por un ciclón que recibe el gas a una temperatura de aproximadamente 600°C y atrapa las partículas finas mencionadas anteriormente en el fondo del ciclón por medio de un filtro de algodón que se encontrará ubicado en la parte baja del ciclón, mientras el gas circula hacia la parte superior del ciclón donde se encuentra la salida.

Para diseñar el ciclón se parte del conocimiento de las propiedades y características del gas a la salida del reactor, es decir, se conoce el flujo másico del gas de salida del reactor, la densidad, la viscosidad del gas y la densidad de las partículas finas de carbono.

Conociendo las propiedades del gas se procede a elegir el ancho de entrada del ciclón, que haga que la velocidad a la entrada del ciclón se encuentre en un rango entre 10 y 15 m/s con el caudal del gas que sale del reactor. Después se dimensiona el ciclón usando la medida anteriormente escogida para hallar el valor del diámetro del ciclón. Para comprobar que el dimensionamiento fue correcto se debe hallar el valor de la caída de presión, el cual debe ser menor a 100 mmH₂O, es decir, aproximadamente 1000 Pa. Si la caída de presión se encuentra dentro del rango, el dimensionamiento se desarrolló de manera acertada. De lo contrario, la medida del ancho de entrada del ciclón inicialmente elegida deber ser cambiada y verificada de nuevo. Por último, se calcula el diámetro mínimo de partículas finas que el ciclón puede atrapar y enviar hacia el filtro de algodón, Para más información dirigirse al apéndice A.

3.2.3 Condensación del Vapor. El objetivo principal es disminuir la temperatura del vapor después de haber pasado por el sistema de limpieza para poder separar el gas condensable (bio-aceite) del gas no condensable. Con lo mencionado anteriormente, basta con que el vapor pase por medio de una tubería a través de un recipiente con hielo para que la temperatura baje y se produzca la separación del gas.

3.3 Sistema de alimentación de biomasa

El sistema de alimentación tiene como función el ingreso y transporte de biomasa hacia el reactor de forma continua y segura. Está compuesto principalmente por una tolva y un

transportador de tornillo sin fin, el primero, recibe y almacena la biomasa que ingresara después al reactor, mientras que el sistema de transporte conduce la biomasa desde la tolva de almacenamiento hasta el reactor.

3.3.1 Transportador de tornillo sin fin. El transportador de tornillo sin fin tiene como función principal trasladar la biomasa entregada por la tolva de alimentación al silo, donde se llevará a cabo el proceso de gasificación.

Un transportador de tornillo sin fin está compuesto principalmente por:

- Una hélice montada sobre un eje que se encuentra suspendido en un canal.
- Un motor situado en uno de los ejes del tornillo que tiene como función hacer girar la hélice que transporta la biomasa.
- Equipo de fijación.
- Conjunto final de la caja.

3.3.1.1 Motor. Para transportar el flujo de 1 kg/h de esferas de biomasa de 1 mm de diámetro a través de un tornillo sin fin horizontal de 12 mm de diámetro y una longitud de 0,5 m, se necesita un motor con una potencia de 0,0004045 HP que girará a una velocidad de 500 rpm.

3.3.1.2 Hélice. Para diseñar la hélice del tornillo sin fin se parte del conocimiento del flujo de biomasa y el tamaño de partículas que va a transportar. En primer lugar, el diámetro del tornillo sin fin debe ser como mínimo de 12 veces el diámetro de la partícula, ya que la biomasa se puede aproximar a un material homogéneo porque sus propiedades varían muy poco y el material es pequeño. La medida del paso es igual al diámetro del tornillo sin fin. Este parámetro depende de las características del material a transportar. En la tabla 4 se muestra el paso del tornillo sin fin dependiendo de las características del material.

Por último, el valor de la velocidad de avance del tornillo sin fin se puede determinar conociendo el flujo del material (Q), el área de relleno del transportador (S), la densidad del material (ρ) y por último, un coeficiente (K), que depende de la inclinación del tornillo. Para más información ir al apéndice A.

3.3.1.3 Eje del tornillo. Para diseñar el eje se debe tener en cuenta la opción tomada de la tabla 4. En ella da la relación entre el diámetro de la hélice y el diámetro del eje del tornillo. Cuando se tenga dicha opción se debe encontrar el valor del diámetro del tornillo que es la principal medida. Se entiende por tornillo el conjunto del eje y la hélice.

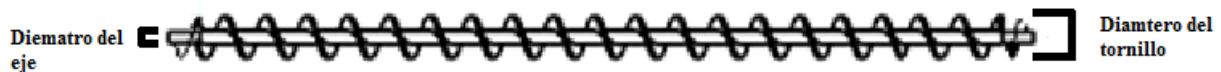


Figura 4. Diámetro del tornillo sin fin y el eje.

Para encontrar el valor del diámetro del tornillo se deben tener en cuenta diferentes factores como el tipo de material, el flujo de biomasa que va a transportar que para el caso estudiado es de 1kg/h. En el apéndice b se pueden encontrar los cálculos y los procesos correspondientes.

3.3.2 Tolva de Alimentación. Para diseñar una tolva de alimentación es necesario conocer el tipo de biomasa que se va trabajar para evitar problemas comunes en el manejo de sólidos, como flujo errático y falta de flujo.

Dentro de una tolva se puede presentar dos tipos de flujos en sólidos, el flujo de masa y el flujo de embudo, en el primero, todos los sólidos dentro de la tolva están en movimiento, como todo el flujo está en movimiento se eliminan posibles estancamientos en ciertas regiones de la tolva, característica que presenta el flujo de embudo. En la gráfica 5 se muestra el flujo de masa y el flujo de embudo en una tolva de alimentación.

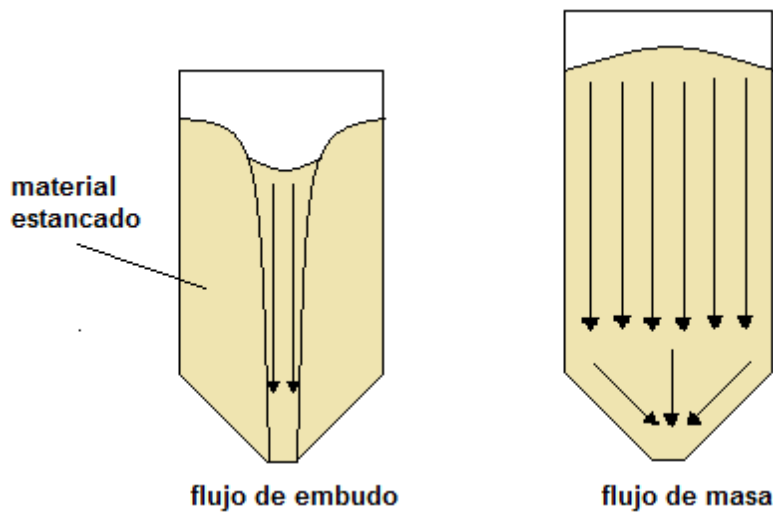


Figura 5. Flujo de masa y embudo en una tolva.

Conociendo el flujo de biomasa que maneja el reactor, se halla el valor del diámetro de salida de la tolva, usando como parámetros extra que el ángulo del cono es de 30° y una constante

(m) que toma el valor de 0 o 1 dependiendo del tipo de salida de la tolva. Si es una salida de tipo redonda o cuadrada, $m=1$, pero si es ranurada, $m=0$.

Para encontrar las demás medidas de la tolva se realizó una tabla donde se variaba la altura del cono para conocer los valores tanto del diámetro del cilindro como la altura del cilindro en base al volumen que la tolva iba a manejar.

4. Resultados y Análisis

4.1 Dimensionamiento del reactor

El tiempo de caída libre de la partícula en el reactor fue de 2 segundos, para una partícula de 1000 micras cayendo por 2 segundos desde el reposo, viajará a 0.66 m/s y recorrerá una distancia de 1.325 m aproximadamente. Esta es la longitud requerida por el reactor para calentar esta misma partícula a 600 °C, sin embargo, la longitud que tendrá el reactor será de 2.1 m (longitud efectiva de calentamiento) para de esta forma poder trabajar con distintos tipos de biomasa.

Aplicando la ley de gases ideales como un estimado, el flujo volumétrico de vapores que salen del reactor a 600 °C y 1 atm es de 24 L/min aproximadamente. Se seleccionó un diámetro de 1" ya que a este los vapores saldrán a una velocidad de 0.66 m/s aproximadamente y recorrerán en 1.827 s una distancia de 1,2 m aproximadamente, la cual es menor a la longitud del reactor y por ende aceptable. Este diámetro también se justifica estructuralmente, puesto que no pone en riesgo la integridad estructural del reactor como podría ocurrir con un diámetro menor y funcionalmente evita una posible obstrucción de biomasa la puede ocurrir con un diámetro menor.

Para mayor flexibilidad, el reactor fue diseñado con 4 secciones: 3 secciones de 0.66 m y 1 sección de 0.356 m, cada sección con un puerto de salida de vapor para que de esta manera se

asegure que el tiempo de residencia de los vapores para las distintas biomasa que se trabajen esté en el rango de 1-3 segundos. Además de usarse como puerto de salida de los vapores, también se puede usar para el ingreso del medio de gasificación. Es decir, el aire puede ingresar por el penúltimo tubo para producir la combustión de la biomasa. Se tiene un control de la cantidad de aire que ingresa al gasificador dependiendo del tipo de biomasa que se esté quemando. Al tener dicho control del medio gasificador y de la temperatura de los calentadores del reactor el diseño permite un uso más amplio.

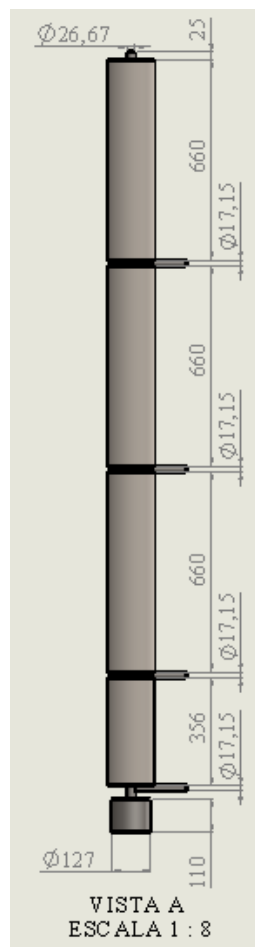


Figura 6. Vista frontal del reactor, cotas en mm.

4.2 Diseño del sistema de alimentación

4.2.1 Diseño del tornillo

Datos de diseño

$$D_{Hélice} = 0,02 \text{ m}$$

$$p_{Tornillo} = 0,04 \text{ m}$$

$$L_{Tornillo} = 0,5 \text{ m}$$

$$S_{Tornillo} = 5 * 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$V_{Tornillo} = 0,008 \text{ m/s}$$

$$D_{Eje} = 0,02 \text{ m}$$

Diseño final

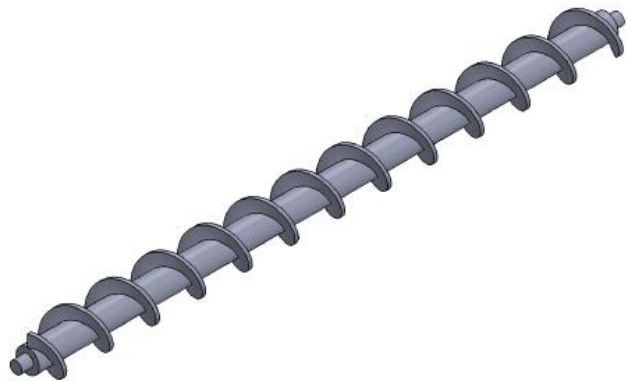


Figura 7. Diseño del tornillo sin fin.

4.2.2 Diseño del tubo

Datos de diseño

$$D_{Tubo} = 0,04 \text{ m}$$

$$L_{Tubo} = 0,5 \text{ m}$$

$$D_{Tolva} = 0,08 \text{ m}$$

Diseño final

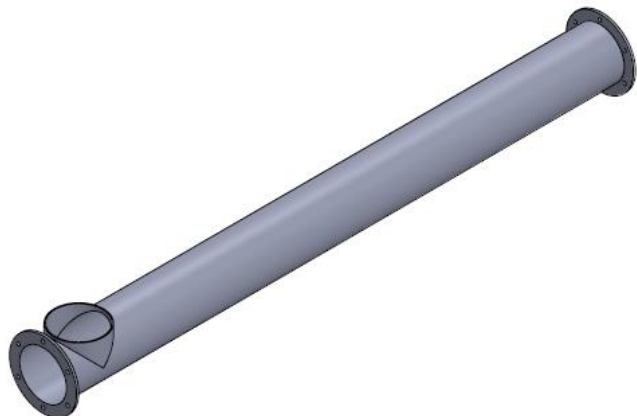


Figura 8. Diseño del tubo.

4.2.3 Tolva de alimentación

Datos de diseño

$$D_{Salida\ Tolva} = 0,04\ m$$

$$\theta_{Cono} = 30^\circ$$

$$H_{Cono} = 0,11\ m$$

$$H_{Cilindro} = 0,15\ m$$

$$D_{Cilindro} = 0,18\ m$$

$$V_{Almacenamiento} = 0,0036\ m^3$$

Diseño final

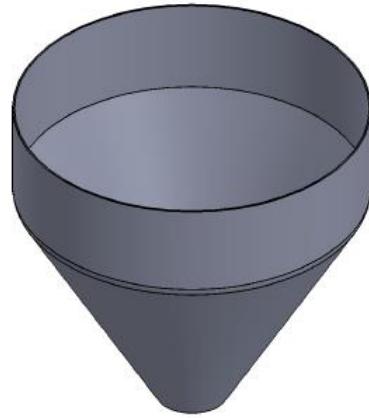
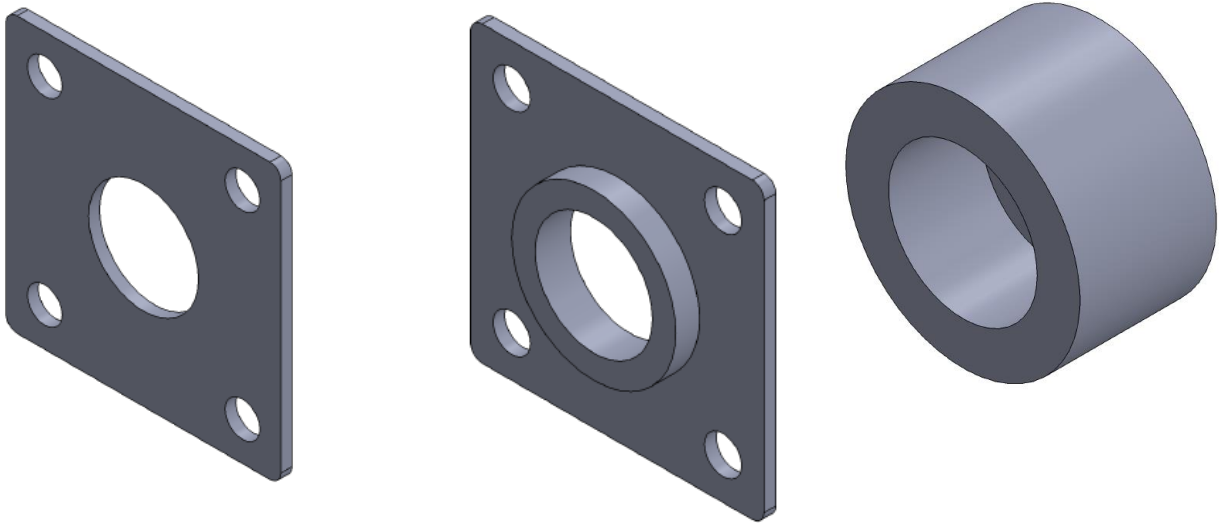


Figura 9. Diseño de la tolva de alimentación.

4.2.4 Equipo de fijación



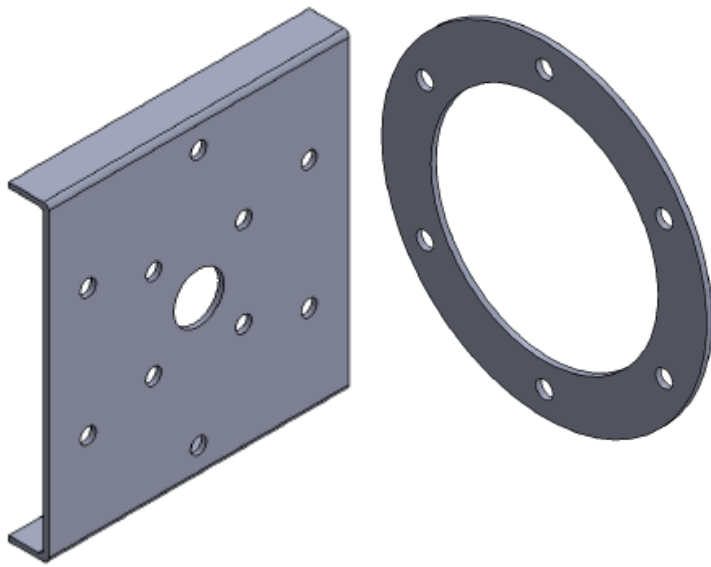


Figura 10. Equipo de fijación.

4.2.5 Diseño final

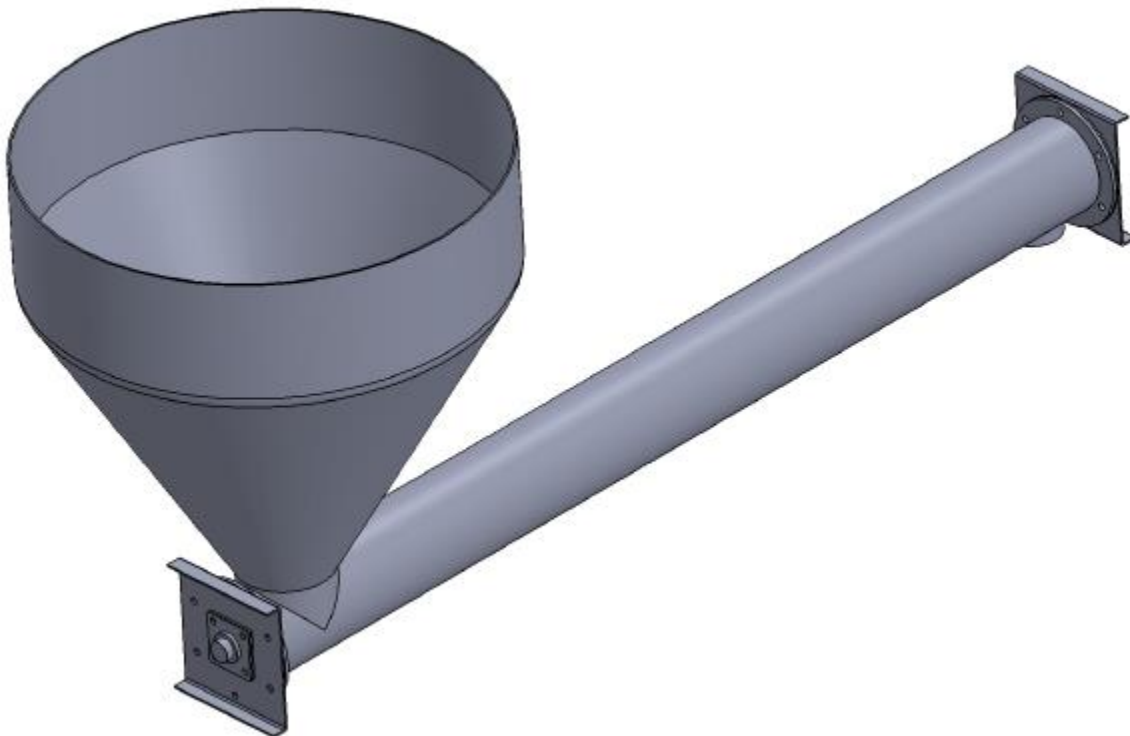


Figura 11. Diseño final del sistema de alimentación.

4.3 Sistema de limpieza

4.3.1 Separador ciclónico

Datos de diseño

$$B_c = 0,004 \text{ m}$$

$$D_c = 0,016 \text{ m}$$

$$D_e = 0,008 \text{ m}$$

$$H_c = 0,008 \text{ m}$$

$$L_c = 0,032 \text{ m}$$

$$S_c = 0,002 \text{ m}$$

$$Z_c = 0,032 \text{ m}$$

$$J_c = 0,004 \text{ m}$$

$$V_c = 12,5 \text{ m/s}$$

$$N_c = 5$$

$$P_G = 0,5428 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_p = 2000 \text{ Kg/m}^3$$

$$D_{pc} = 1,1 * 10^{-6} \text{ m}$$

$$\Delta P = 338 \text{ Pa}$$

Diseño final

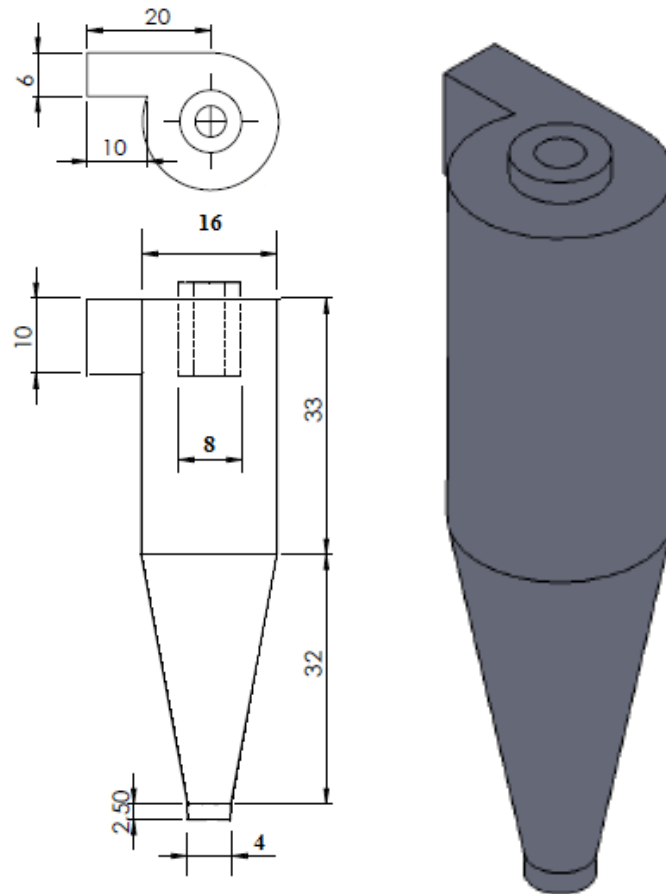
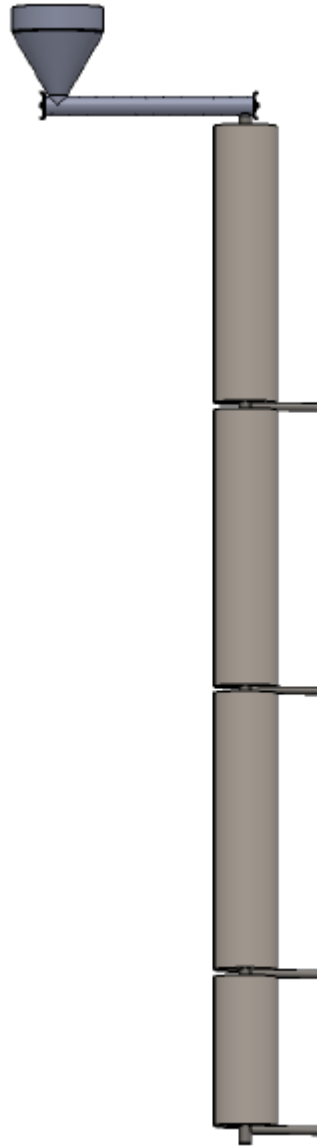


Figura 12. Diseño del ciclón teniendo en cuenta el espesor del material.,
cotas en mm

4.4 Diseño final del reactor



4.5 Simulación del proceso de transferencia de calor

Para la comprensión de los fenómenos de transferencia de calor que ocurren en la biomasa al ser gasificada, sin la necesidad de hacer un montaje experimental se procede a realizar una simulación térmica transitoria mediante la herramienta Workbench del software ANSYS.

Para esta simulación se tiene en cuenta los cambios de densidad, y conductividad térmica que sufre la biomasa durante el proceso de calentamiento. Para más información ver el apéndice C. Esta simulación arrojó como resultado el siguiente perfil de temperatura con respecto al tiempo:

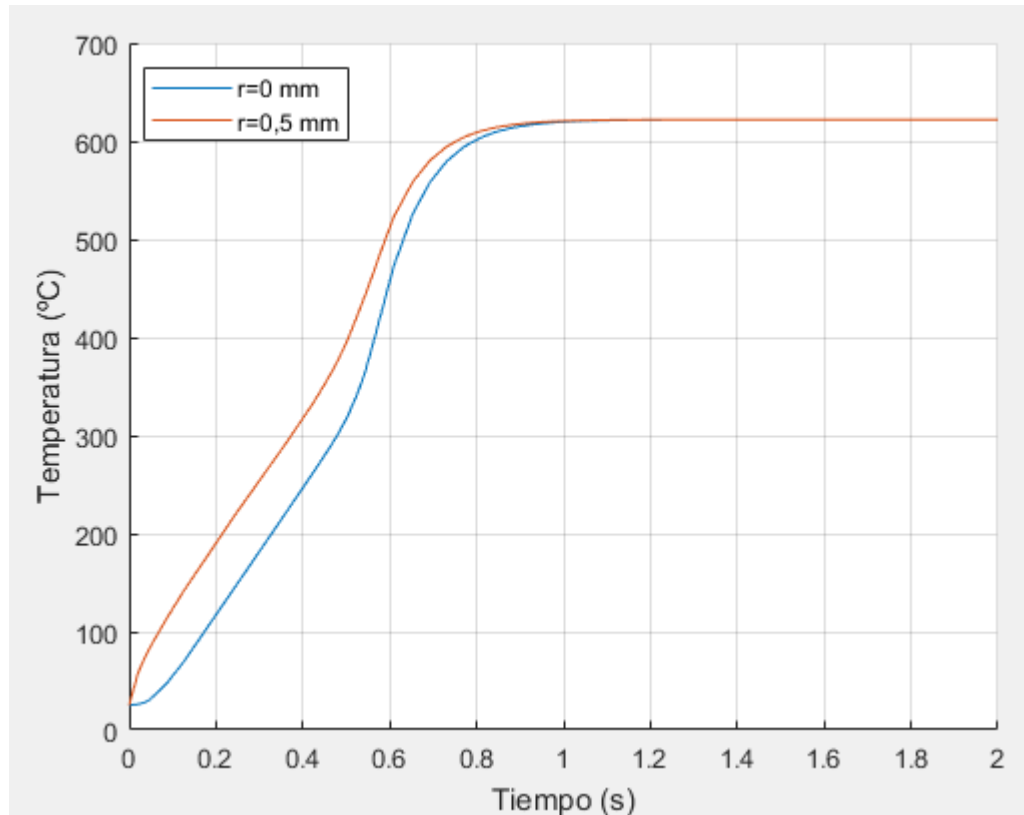


Figura 13. Perfil de temperatura de la partícula.

En la simulación la partícula alcanza los 600 °C en un tiempo de 0,75 s aproximadamente, la diferencia entre el tiempo encontrado en la simulación y el tiempo encontrado por medio del análisis de sistemas concentrados radica en que en la simulación sí se tuvo en cuenta el cambio de densidad y conductividad térmica a causa del calentamiento. No obstante, para efectos prácticos la solución mediante el análisis de sistemas concentrados es válida.

4.6 Modelamiento cinético de la biomasa

Para el análisis de la descomposición térmica de la biomasa se hizo un modelamiento cinético basado en el estudio realizado por Rueda y Tannous se calculó la tasa de conversión teórica dada por la ecuación 11.

$$\left(\frac{d\alpha}{dt}\right)_{teorico} = A[f(\alpha)] \left[\exp\left(\frac{-E}{RT}\right) \right] \quad (11)$$

Donde E es la energía de activación, A es un factor pre exponencial, R es la constante universal de los gases y T es la temperatura absoluta.

$f(\alpha)$ es el modelo de reacción, se trabajó con la ecuación de difusión bidimensional de Valensi-Carter, como se muestra en la ecuación 12.

$$f(\alpha) = [-\ln(1 - \alpha)]^{-1} \quad (12)$$

Este modelo se resolvió utilizando el método de Euler, para más información ver el apéndice D.

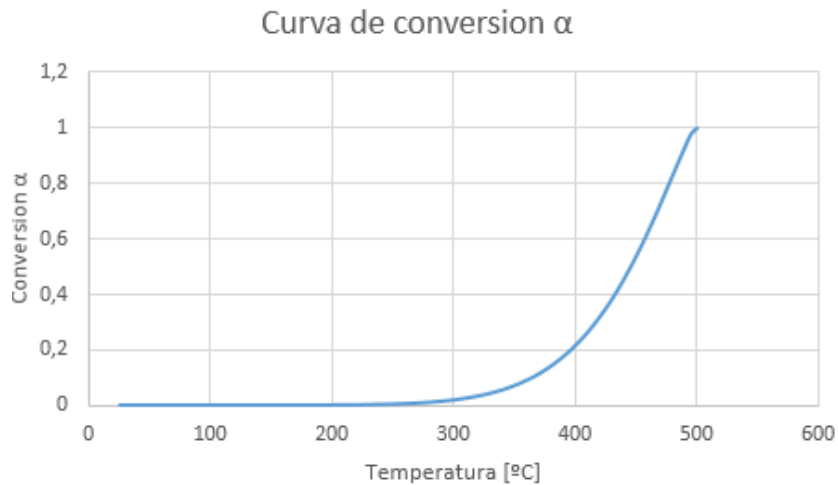


Figura 14. Curva de conversión α .

Posteriormente con la curva de conversión α se puede hallar la curva de conversión volátil de la biomasa, la cual se representa en la siguiente figura.

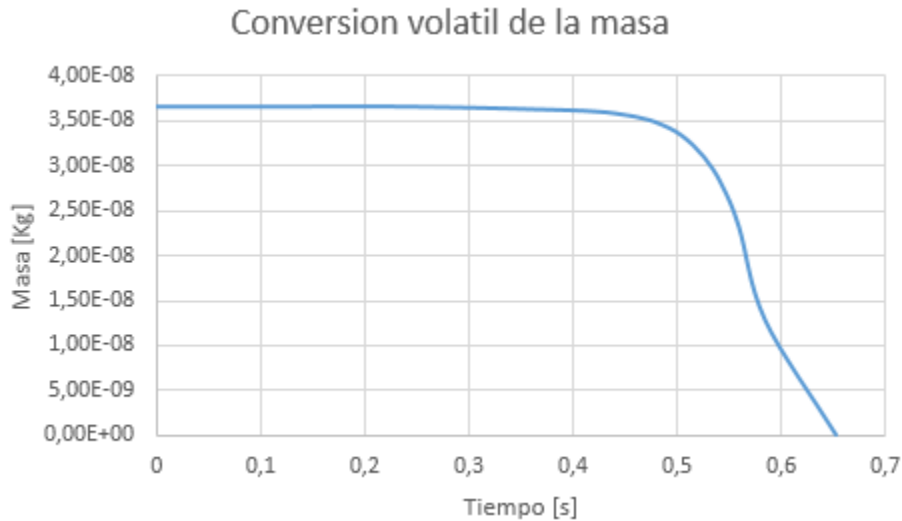


Figura 15. Curva de conversión volátil de la masa.

Se puede ver el comportamiento de degradación de la biomasa, a medida que experimenta el calentamiento en el reactor.

5. conclusiones

- Al trabajar la esfera de biomasa como un sistema concentrado produce un margen de error en el tiempo en el que la partícula alcanza la temperatura de 600°C debido a que no se toman en cuenta los cambios que se van produciendo a medida que se va incrementando la temperatura en la esfera como la pérdida de masa y la densidad de la partícula a medida que va descendiendo por el reactor.

- Al realizar el diseño del ciclón se observa que las medidas de la sección de entrada del gas no son comunes debido a que el flujo de salida del gas en el reactor es bastante bajo. Por tal motivo se recomienda cambiar el método de separación de partículas sólidas por uno diferente. Por ejemplo, un filtro de tela que posee una eficacia muy grande.
- Se recomienda adquirir un analizador de gases que permita obtener el porcentaje volumétrico de los principales elementos que componen el gas y la caída de presión después de haber pasado por el sistema de limpieza.
- La conductividad térmica de la esfera de biomasa disminuyó considerablemente debido a que las características iniciales como la densidad, humedad entre otras que presentaba la biomasa cambiaron con el tiempo y con el aumento de la temperatura.

Referencias Bibliográficas

- Bashir, K. (2015). Design and fabrication of cyclone separator (tesis de maestría). Universidad China de Petróleo. Pekín, China.
- Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and pyrolysis: practical design and theory*, Oxford, UK, Editorial Elsevier.
- Bohn, M. y Benham, C. (1984). *Biomass Pyrolysis with an Entrained Flow Reactor*. Industrial and Engineering Chemistry, Process Design and Development, 23, 355-363.
- Cengel, Y., y Ghajar, A. (2011). Transferencia DE calor y masa. Fundamentos y aplicaciones. México D.F, México: McGraw-Hill.
- Daugaard, D. y Brown, R. (2003). Enthalpy for Pyrolysis for Several Types of Biomass. Energy & Fuels, 17, 934-939.
- Herguedas, A y Taranco, C. (2012). *Materias Primas. Biomasa, biocombustibles y sostenibilidad*. Madrid: Centro Tecnológico Agrario y Agroalimentario. ITAGRA.CT.
- Higman, C. y van der Burgt, M. (2008). *Gasification*, 2nd ed. Gulf Professional Publishing/Elsevier.
- James, C. (2009). Design, optimization and evaluation of a free-fall biomass fast pyrolysis reactor and its products (tesis de maestría). Universidad del Estado de Iowa, Ames, Iowa.
- Martinez, P., Rodríguez, I., Esperanza, G. y Leiva, J. (2013). Caracterización y evaluación del bagazo de caña de azúcar como bisorbente de hidrocarburos. AFINIDAD LXXI, 565, 67-62.
- Mehos, G y Morgan, D. (2016). Hopper design principles. Estados Unidos: Chemical Engineering. Recuperado de <https://www.chemengonline.com/hopper-design-principles/?printmode=1>.

Real Academia Española y Asociación de Academias de la Lengua Española (2014). «Castillo».

Diccionario de la lengua española (23.ª Edición). Madrid: Espasa. ISBN 978-84-670-

4189-7. Consultado el 26 de febrero de 2018

Rodríguez, H. (2018). Cálculo de transportadores de tornillo sin fin. Arahal, Sevilla, España:

Ingemecánica. Recuperado de

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>.

Rueda, Y. y Tannous, K. (2015). Isoconversional kinetic study of the thermal decomposition of

sugarcane Straw for thermal conversion processes. *Bioresource Technology*, 196, 136-144.

Secretaría de Energía. (2008). *Energías renovables- Energía Biomasa*. República Argentina:

Secretaría de Energía.

Referencia de la tabla

Basu, P., (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Oxford,

U.K.: Editorial Elsevier.

Pattiya, A., Sukkasi, S. y Goodwin, V. (2012). Fast pyrolysis of sugarcane and cassava residues in

a free-fall reactor. *Energy*, 44, 1067-1077. doi:10.1016/j.energy.2012.04.035.

Rodríguez, H. (2018). Cálculo de transportadores de tornillo sin fin. Recuperado de

<https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn143.html>.

Apéndices

Apéndice A: Cálculos de Diseño

Tasa de calentamiento de la partícula

$$D_p = 0,001 \quad \text{diámetro de la partícula}$$

$$D_{p,\text{micras}} = D_p \cdot 1000000$$

$$r_p = \frac{D_p}{2} \quad \text{radio de la partícula}$$

$$V_p = \frac{\pi \cdot D_p^3}{6} \quad \text{volumen de la partícula}$$

$$V_p = 5,236E-10 \quad [\text{m}^3]$$

$$A_{s_p} = \pi \cdot D_p^2 \quad \text{área superficial de la partícula}$$

$$A_{s_p} = 0,000003142 \quad [\text{m}^2]$$

$$L_c = \frac{V_p}{A_{s_p}} \quad \text{longitud característica de la partícula}$$

$$L_c = 0,0001667 \quad [\text{m}]$$

$$A_{c_p} = \pi \cdot r_p^2 \quad \text{área transversal de la partícula}$$

$$A_{c_p} = 7,854E-07 \quad [\text{m}^2]$$

cálculo del coeficiente de transferencia de calor por radiación h_{rad}

$$T_{i_p} = 25 + 273 \quad \text{temperatura inicial de la partícula en K}$$

$$T_{\text{pared}} = 935 \quad \text{se asume una temperatura de la pared interior del reactor en K}$$

$$\epsilon_{\text{pared}} = 1 \quad \text{se asume de emisividad de 1}$$

$$\sigma = 5,67 \times 10^{-8} \quad \text{constante de Stephan Boltzmann}$$

$$\epsilon_p = 1 \quad \text{se asume que la radiación de cuerpo negro supone un factor de visibilidad de 1}$$

$$F_{p_{\text{pared}}} = 0,33 \quad \text{factor de visibilidad ver cálculos en el apéndice A}$$

Transferencia de calor por radiación entre 2 superficies: de 1(la partícula) a 2(la pared del reactor)

$$h_{\text{rad}} = F_{p_{\text{pared}}} \cdot \sigma \cdot (T_{i_p}^2 + T_{\text{pared}}^2) \cdot (T_{i_p} + T_{\text{pared}}) \quad \text{coeficiente de transferencia de calor por radiación}$$

$$h_{\text{rad}} = 22,22 \quad [\text{W/m}^2\text{K}]$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección está entre 2 y 25 W/m²K, asumiendo un valor de 10 W/m²K, el coeficiente de transferencia de calor por radiación es aproximadamente 2

veces mayor que este, por tal razon es posible trabajar con h_{rad} y despreciar h_{conv} para ser conservadores.

Aplicando el numero de biot para ver si es posible analizar el caso como un sistema concentrado se obtiene:

$$Bi_{aplicable} = \frac{h_{rad} \cdot L_c}{k_p} \quad \text{numero de biot para aplicabilidad de sistemas concentrados}$$

$$Bi_{aplicable} = 0,09822$$

El cual es menor a 0.1 por lo tanto se puede aplicar el analisis de sistema concentrado sin incurrir en un porcentaje de error alto.

La conductividad termica es determinada mediante la ecuacion 4:

$$K_{eff} = sp. gr(0.2 + 0.0055m_d) + 0.0238 \quad \text{para } m_d < 40\% \quad \text{Ecuacion 4.}$$

$$k_p = 0,0377 \text{ [W/m}^{\circ}\text{K]}$$

Donde los datos de humedad y densidad se obtienen de la siguiente tabla:

Propiedad fisica	Valor promedio
Humedad a 105 °C	7.57±1.9E-01
Densidad aparente (g/cc)	0.0697±6.9E-06
Densidad real (g/cc)	0.1656±9.9E-04
Porosidad	0.60±1.4E-05
Flotabilidad	Si

Nodal, P. D. L. C. M., Rico, I. R., Pérez, G. E., & Mas, J. L. (2014). Caracterización y evaluación del bagazo de caña de azúcar como biosorbente de hidrocarburos. *Afinidad*, 71(565).

Para garantizar la gasificación en la partícula de biomasa debemos asegurar que el centro de la partícula alcance los 600 °C.

$$T_{\text{centrop}} = 600 + 273 \quad \text{temperatura del centro de la esfera en K}$$

$$\alpha = \frac{k_p}{\rho_p \cdot C_{p_p}} \quad \text{difusividad termica de la biomasa}$$

$$\rho_p = 69,7 \quad \text{densidad de la partícula de biomasa}$$

$$C_{p_p} = 1500 \quad \text{calor específico de la biomasa en J/kg*k}$$

$$\alpha = 3,606\text{E-}07 \quad [\text{m}^2/\text{s}]$$

Aplicando la solución de sistemas concentrados se calcula el tiempo necesario para que la partícula alcance los 600°C en su centro.

$$t = \frac{\ln \left[\frac{T_{\text{centrop}} - T_{\text{pared}}}{T_{i_p} - T_{\text{pared}}} \right]}{-b} \quad \text{solucion sistema concentrado} \quad t = 1,827 \quad [\text{s}]$$

$$b = \frac{h_{\text{rad}} \cdot A_{s_p}}{\rho_p \cdot V_p \cdot C_{p_p}} \quad b = 1,275$$

Aplicando el análisis para distintos tamaños de partículas se obtiene:

Tamaño de partícula (micras)	Bi (sistema concentrado) $\leq 0,1$
150	0,01473
200	0,01964
250	0,02456
300	0,02947
350	0,03438
400	0,03929
450	0,0442
500	0,04911
550	0,05402
600	0,05893
650	0,06384
700	0,06876
750	0,07367
800	0,07858
850	0,08349
900	0,0884
950	0,09331
1000	0,09822

Acotando el reactor a un tamaño entre 10 cm y 200 cm se obtiene una tabla la cual expresa el rango de densidades de biomasa que se puede trabajar para cada tamaño de partícula:

Tamaño de partícula (micras)	Rango de densidades (Kg/m ³)	Altura del reactor (cm)
150	300-1250	10-200
200	200-750	10-200
250	150-550	10-200
300	115-468	10-200
350	90-379	10-200
400	70-315	10-200
450	58-269	10-200
500	46-235	10-200
550	42-204	10-200
600	37-185	10-200
650	32-163	10-200
700	30-147	10-200
750	26-135	10-200
800	24-124	10-200
850	22-115	10-200
900	20-106	10-200
950	19-99	10-200
1000	18-92	10-200

Calculo de la velocidad según la ley de Stokes

calculo de la velocidad terminal de la partícula según la ley de Stokes

$$u_t = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_p \cdot (\rho_p - \rho_f)}{3 \cdot \rho_f \cdot C_D}} \quad \text{velocidad de la partícula } 0.1 < Re < 1000$$

$$Re = \frac{\rho_f \cdot D_p \cdot u_t}{\mu} \quad \text{numero de reynolds} \quad Re = 9,432$$

$$C_D = \frac{24}{Re} \cdot (1 + 0,14 \cdot Re^{0,7}) \quad \text{coeficiente de arrastre} \quad C_D = 4,258 \quad [\text{coef de arrastre}]$$

$$\rho_f = 0,488 \quad \text{densidad del fluido (aire) a } 450^\circ\text{C}$$

$$\mu = 0,00003415 \quad \text{viscosidad dinámica del aire a } 450^\circ\text{C}$$

$$g = 9,81 \quad \text{gravedad}$$

$$u_t = 0,66 \quad [\text{m/s}]$$

Calculo de la velocidad y la longitud del reactor en funcion del tiempo usando el metodo de euler:

Resolviendo la siguiente ecuacion diferencial:

$$\frac{dv}{dt} = \frac{\rho_f g V_p}{m} + \frac{C_D \rho_f A_c}{2m} v^2 - g \quad \text{Ecuacion 9.}$$

Método de Euler:

```

for i=1:n
    t(i+1)=t(i)+h
    v(i+1)=v(i)+feval(f,v(i))*h
    l(i+1)=l(i)+v(i+1)*h
end

```

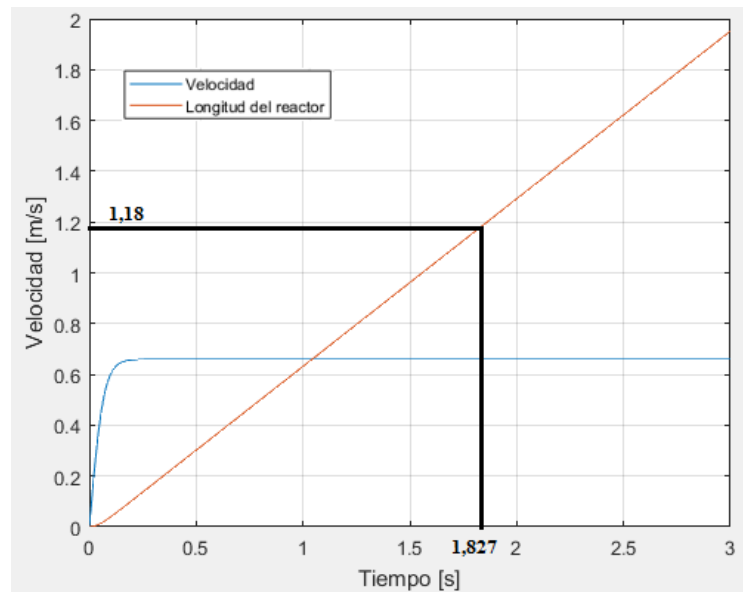
Donde:

```

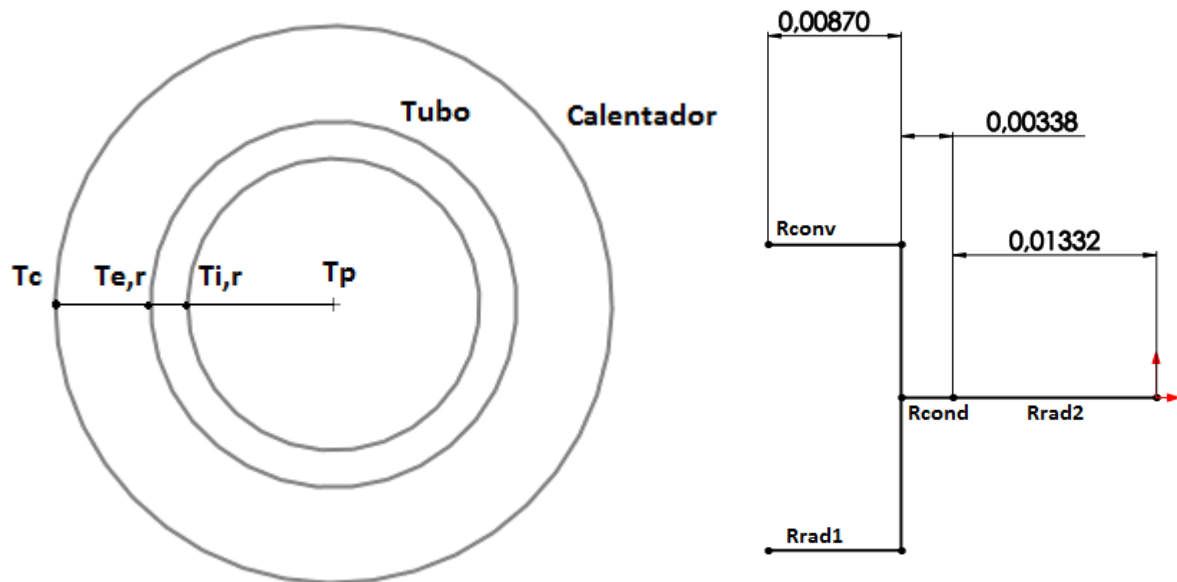
h=0.005; "paso de 0.005 segundos"
tf=3;    "tiempo final"
n=tf/h;  "numero de iteraciones"
t=zeros(1,n+1); "matrices de almacenamiento de valores de tiempo"
v=zeros(1,n+1); "matrices de almacenamiento de valores de velocidad"
l=zeros(1,n+1); "matrices de almacenamiento de valores de longitud"
ti=0; "tiempo inicial"
vi=0; "velocidad inicial"
li=0; "longitud inicial"
t(1)=ti;
v(1)=vi;
l(1)=li;

```

Se obtiene la siguiente grafica la cual da la longitud que recorre la particula en 1.827 s



Cálculos de la transferencia de calor entre la superficie de los calentadores cerámicos y el centro del tubo del reactor



$$D_{\text{calentador}} = 0,0508 \quad \text{Diametro del calentador}$$

$$r_{\text{calentador}} = \frac{D_{\text{calentador}}}{2} \quad \text{Radio del calentador}$$

$$D_{\text{e,reactor}} = 0,0334 \quad \text{Diametro de la pared exterior del reactor}$$

$$r_{\text{e,reactor}} = \frac{D_{\text{e,reactor}}}{2} \quad \text{Radio de la pared exterior del reactor}$$

$$L_{\text{reactor}} = 2,1 \quad \text{Longitud efectiva de calentamiento del reactor}$$

$$A_{\text{si,reactor}} = \pi \cdot D_{\text{i,reactor}} \cdot L_{\text{reactor}} \quad \text{Area superficial interior del reactor}$$

$$A_{\text{se,reactor}} = \pi \cdot D_{\text{e,reactor}} \cdot L_{\text{reactor}} \quad \text{Area superficial exterior del reactor}$$

calculo de R_{rad}

$$R_{\text{rad}} = \frac{1}{h_{\text{rad}} \cdot A_{\text{se,reactor}}} \quad \text{Reasistencia de radiación}$$

$$R_{\text{rad}} = 0,08087 \quad [\text{K/W}]$$

$$\epsilon_{\text{calentador}} = 0,9 \quad \text{Emisividad del calentador}$$

$$\epsilon_{\text{paredreactor}} = 0,3 \quad \text{Emisividad de la pared del reactor}$$

$$\sigma = 5,67 \times 10^{-8} \quad \text{Constante de Stephan-Boltzmann}$$

$$h_{\text{rad}} = 56,11 \quad [\text{W/m}^2\text{K}]$$

$$h_{\text{rad}} = \frac{\sigma \cdot (T_{\text{calentador}}^2 + T_{\text{e,reactor}}^2) \cdot (T_{\text{calentador}} + T_{\text{e,reactor}})}{\frac{1}{\epsilon_{\text{paredreactor}}} + \left[\frac{1 - \epsilon_{\text{calentador}}}{\epsilon_{\text{calentador}}} \right] \cdot \frac{r_{\text{e,reactor}}}{r_{\text{calentador}}}} \quad \text{Constante de TC por radiación}$$

calculo de $R_{\text{conduccion}}$

$$R_{\text{conduccion}} = \frac{\ln \left[\frac{r_{\text{e,reactor}}}{r_{\text{i,reactor}}} \right]}{2 \cdot \pi \cdot L_{\text{reactor}} \cdot k_{\text{reactor}}} \quad \text{Resistencia a la conducción}$$

$$k_{\text{reactor}} = 13,4 \quad \text{Conductividad térmica del acero inoxidable AISI 316 Cengel pag. 869}$$

$$R_{\text{conduccion}} = 0,001279 \quad [\text{K/W}]$$

calculo de R_{rad2}

$$T_{i;biomasa} = 25 + 273 \quad \text{Temperatura de entrada de la biomasa al reactor}$$

$$\varepsilon_p = 1 \quad \text{Emisividad de la biomasa se asume como un cuerpo negro}$$

$$F_{p;reactor} = 0,33 \quad \text{Factor de visibilidad del reactor}$$

$$h_{rad2} = 22,19 \quad [W/m^2 \cdot K]$$

$$h_{rad2} = \frac{\sigma \cdot (T_{i;biomasa}^2 + T_{i;reactor}^2) \cdot (T_{i;biomasa} + T_{i;reactor})}{\frac{1}{\varepsilon_p} - 1 + \frac{1}{F_{p;reactor}}} \quad \text{Coeficiente de TC por radiación}$$

$$R_{rad2} = \frac{1}{h_{rad2} \cdot A_{Si;reactor}} \quad \text{Resistencia a la radiación 2}$$

$$R_{rad2} = 0,2564 \quad [K/W]$$

calculo re R_{total}

$$R_{total} = R_{rad} + R_{conduccion} + R_{rad2} \quad \text{Resistencia total entre el centro del reactor y la superficie del calentador}$$

Calculo de las temperaturas minimas para que la biomasa alcance los 600°C

$$T_{i;reactor} = T_{pirolisis} + \dot{Q}_{tct} \cdot R_{rad2} \quad \text{Temperatura de la pared interior del reactor}$$

$$T_{e;reactor} = T_{i;reactor} + \dot{Q}_{tct} \cdot R_{conduccion} \quad \text{Temperatura de la pared exterior del reactor}$$

$$T_{calentador} = T_{e;reactor} + \dot{Q}_{tct} \cdot R_{rad} \quad \text{Temperatura del calentador}$$

$$\dot{Q}_{tct} = 240 \quad \text{Calor para llevar la biomasa y el aire a 600°C}$$

$$R_{total} = 0,3386 \quad [K/W]$$

$$T_{calentador} = 954,3 \quad [K]$$

$$T_{e;reactor} = 934,8 \quad [K]$$

$$T_{i;reactor} = 934,5 \quad [K]$$

Calculo del factor de visibilidad F_p

$$\dot{m}_{biomasa} = \frac{1}{3600} \quad \text{Flujo másico de biomasa}$$

$$D_p = \frac{1}{1000} \quad \text{Diametro de la partícula}$$

$$Vol_p = 4 \cdot \frac{\pi}{3} \cdot \left[\frac{D_p}{2} \right]^3 \quad \text{Volumen de la partícula}$$

$$u_{tbiomasa} = 0,66 \quad \text{Velocidad final de la partícula}$$

$$Part_{density} = \frac{\dot{m}_{biomasa}}{u_{tbiomasa}}$$

$$Part_{density} = 0,0004209 \quad [kg/m]$$

$$\rho_p = 69,7$$

$$w = \rho_p \cdot Vol_p \quad \text{Peso de las partículas}$$

$$w = 3,649E-08 \quad [kg]$$

$$num_{part} = \frac{Part_{density}}{w} \quad \text{Número de partículas por metro}$$

$$num_{part,mm} = \frac{num_{part}}{1000} \quad \text{Número de partículas por milimetro}$$

$$num_{part,mm} = 11,53$$

Considerando que hay 12 partículas en una sección transversal de 1 mm, y que una partícula es un cubo, una partícula ubicada en el centro del reactor estará rodeada por 11 partículas, por lo tanto 4 de sus 6 caras estarán tapadas por las otras partículas, por esta razón se asume un factor de visibilidad de 0.33

Vapores producidos y desalojados en la parte inferior del reactor

$$\dot{m}_{\text{biomasa}} = \frac{1}{3600} \quad \text{flujo masico de biomasa en kg/s}$$

$$\dot{m}_{\text{biomasa}} = \dot{m}_{\text{cenizas}} + \dot{m}_{\text{combustible}} \quad \text{Flujo masico de biomasa}$$

$$\dot{m}_{\text{combustible}} = \dot{m}_{\text{vapor}} + \dot{m}_{\text{gnc}} \quad \text{Flujo masico de combustible es la suma de los flujos masicos de vapor y gas no condensable}$$

$$\dot{m}_{\text{combustible}} = 0,78 \cdot \dot{m}_{\text{biomasa}} \quad \text{Flujo masico de combustible}$$

$$\dot{m}_{\text{gnc}} = 0,42 \cdot \dot{m}_{\text{biomasa}} \quad \text{Flujo masico de gas no condensable}$$

$$\dot{m}_{\text{combustible}} = 0,0002167 \text{ [kg/s]}$$

$$\dot{m}_{\text{gnc}} = 0,0001167 \text{ [kg/s]}$$

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = 0,0001 \text{ [kg/s]}$$

$$\dot{m}_{\text{biomasa}} = 0,0002778 \text{ [kg/s]}$$

$$\dot{m}_{\text{cenizas}} = 0,00006111 \text{ [kg/s]}$$

Usando la ley de los gases ideales para calcular el flujo volumétrico de vapor

$$P \cdot \dot{V} = \dot{n} \cdot R \cdot T_{\text{pirolisis}} \quad \text{Ley de los gases ideales}$$

$$\dot{n} = \frac{\dot{m}_{\text{combustible}}}{MW_{\text{combustible}}} \quad \text{Flujo molar} \quad \dot{n} = 0,006922 \text{ [mol/s]}$$

$$P = 111458 \quad \text{Presión atmosférica}$$

$$MW_{\text{combustible}} = \frac{31,3}{1000} \quad \text{Peso molecular del combustible}$$

$$R = 8,314 \quad \text{Constante de los gases}$$

$$T_{\text{partícula}} = 600 + 273 \quad \text{Temperatura de la partícula}$$

$$\dot{V} = 0,0004508 \text{ [m}^3\text{/s]}$$

Calculo de la velocidad de los gases y la longitud recorrida por estos en el reactor

$$A_{\text{transversal}} = \pi \cdot r_{i;\text{reactor}}^2 \quad \text{Area transversal del reactor}$$

$$r_{i;\text{reactor}} = \frac{D_{i;\text{reactor}}}{2} \quad \text{Radio de la pared interior del reactor}$$

$$D_{i;\text{reactor}} = 0,02664 \quad \text{Diametro de la pared interior del reactor}$$

$$V_{\text{vapor}} = \frac{\dot{V}}{A_{\text{transversal}}} \quad \text{Velocidad del vapor}$$

$$L = t \cdot V_{\text{vapor}} \quad \text{Distancia recorrida por el vapor}$$

$$t = 1,827 \quad \text{Tiempo}$$

$$V_{\text{vapor}} = 0,8087 \text{ [m/s]} \quad L = 1,478 \text{ [m]}$$

Calculo de la densidad del vapor

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{P \cdot MW_{\text{combustible}}}{R \cdot T_{\text{particula}}} \quad \text{Densidad del vapor}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 0,4807 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

Cálculos para el tamaño del colector de carbón

asumiendo que el 25% de la biomasa se convertira en carbon

$$\rho_{\text{carbon}} \text{ [Kg/m}^3\text{]} = 1070 \quad \text{densidad del carbon}$$

$$\text{carbon}_{\text{producido}} \text{ [m}^3\text{]} = 0,25 \cdot \frac{\dot{m}_{\text{biomasa}} \text{ [Kg/h]}}{\rho_{\text{carbon}} \text{ [Kg/m}^3\text{]}} \cdot t \text{ [h]} \quad \text{cantidad de carbon producido}$$

$$t \text{ [h]} = 2 \quad \text{tiempo en horas de una prueba}$$

$$\dot{m}_{\text{biomasa}} \text{ [Kg/h]} = 1 \quad \text{flujo masico de biomasa}$$

Suponga que 1/3 del contenedor se llena después de 2 horas para evitar que el contenedor se llene tan lleno que las particulas son reincorporadas.

$$r_{\text{contenedor}} \text{ [m]} = \frac{D_{\text{contenedor}} \text{ [m]}}{2} \quad \text{radio del contenedor}$$

$$A_{\text{trans;contenedor}} \text{ [m}^2\text{]} = \pi \cdot r_{\text{contenedor}} \text{ [m]}^2 \quad \text{area transversal del contenedor}$$

$$V_{\text{contenedor}} \text{ [m}^3\text{]} = A_{\text{trans;contenedor}} \text{ [m}^2\text{]} \cdot H_{\text{contenedor}} \text{ [m]} \quad \text{volumen del contenedor}$$

$$H_{\text{contenedor}} \text{ [m]} = 3 \cdot \frac{\text{carbon}_{\text{producido}} \text{ [m}^3\text{]}}{A_{\text{trans;contenedor}} \text{ [m}^2\text{]}} \quad \text{altura del contenedor}$$

1..6	1	2	3	4	5	6
	D _{contenedor} [m]	A _{trans;contenedor} [m ²]	H _{contenedor} [m]	V _{contenedor} [m ³]	V _{carbon;ms} [m/s]	V _{vapor;ms} [m/s]
Run 1	0,0508	0,002027	0,6917	0,001402	0,2525	0,9181
Run 2	0,0762	0,00456	0,3074	0,001402	0,1122	0,9181
Run 3	0,1016	0,008107	0,1729	0,001402	0,06312	0,9181
Run 4	0,127	0,01267	0,1107	0,001402	0,0404	0,9181
Run 5	0,1524	0,01824	0,07685	0,001402	0,02805	0,9181
Run 6	0,1778	0,02483	0,05646	0,001402	0,02061	0,9181

colector aceptable, y una velocidad del carbon de 0.0404 m/s que es aceptable.

determinando la velocidad del carbon en el contenedor como funcion del diametro

$$\dot{m}_{\text{reactor}} \text{ [Kg/h]} = \dot{m}_{\text{carbon}} \text{ [Kg/h]}$$

$$D_{\text{contenedor}} \text{ [m]} = 0,127 \text{ diametro del contenedor}$$

$$r_{\text{reactor}} \text{ [m]} = \frac{0,02664}{2} \text{ radio del reactor}$$

$$A_{\text{trans;reactor}} \text{ [m}^2\text{]} = \pi \cdot r_{\text{reactor}} \text{ [m]}^2 \text{ area transversal del reactor}$$

$$\dot{m}_{\text{reactor}} \text{ [Kg/h]} = 1$$

$$\rho_{\text{vapor}} \text{ [Kg/m}^3\text{]} = 0,5428 \text{ densidad del vapor}$$

$$\rho_{\text{vapor}} \text{ [Kg/m}^3\text{]} = \rho_2 \text{ [Kg/m}^3\text{]}$$

$$P_1 \text{ [Pa]} = 101325 \text{ presion atmosferica}$$

$$V_{\text{vapor}} \text{ [m/h]} = \frac{\dot{m}_{\text{reactor}} \text{ [Kg/h]}}{\rho_{\text{vapor}} \text{ [Kg/m}^3\text{]} \cdot A_{\text{trans;reactor}} \text{ [m}^2\text{]}} \text{ velocidad del vapor}$$

$$\dot{m}_{\text{carbon}} \text{ [Kg/h]} = \rho_2 \text{ [Kg/m}^3\text{]} \cdot A_{\text{trans;contenedor}} \text{ [m}^2\text{]} \cdot V_{\text{carbon}} \text{ [m/h]}$$

$$V_{\text{vapor;ms}} \text{ [m/s]} = \frac{V_{\text{vapor}} \text{ [m/h]}}{3600} \text{ velocidad del vapor en m/s}$$

$$V_{\text{carbon;ms}} \text{ [m/s]} = \frac{V_{\text{carbon}} \text{ [m/h]}}{3600} \text{ velocidad del carbon en m/s}$$

determinando la velocidad terminal de las particulas para encontrar el tamaño de captura de carbon

$$\rho_f \text{ [Kg/m}^3\text{]} = 0,488 \text{ densidad el aire a 450°C, menos denso que el vapor}$$

$$\mu \text{ [Kg/m*s]} = 0,00003415 \text{ viscosidad dinamica del aire a 450°C}$$

$$\rho_p \text{ [Kg/m}^3\text{]} = \rho_{\text{carbon}} \text{ [Kg/m}^3\text{]} \text{ densidad de la particula}$$

$$D_p \text{ [m]} = 2 \cdot r_p \text{ [m]}$$

$$Re_p = \frac{\rho_f \text{ [Kg/m}^3\text{]} \cdot D_p \text{ [m]} \cdot V_{\text{carbon;ms}} \text{ [m/s]}}{\mu \text{ [Kg/m*s]}} \text{ numero de Reynolds}$$

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \text{ coeficiente de arrastre}$$

$$u_t \text{ [m/s]} = \sqrt{\frac{4 \cdot g \text{ [m/s}^2\text{]} \cdot r_p \text{ [m]} \cdot (\rho_p \text{ [Kg/m}^3\text{]} - \rho_f \text{ [Kg/m}^3\text{]})}{3 \cdot \rho_f \text{ [Kg/m}^3\text{]} \cdot C_d}} \text{ velocidad terminal de las particulas}$$

$$g \text{ [m/s}^2\text{]} = 9,81 \text{ gravedad}$$

1.20	1 r_p [m]	2 Re_p	3 $v_{\text{carbon;ms}}$ [m/s]	4 u_t [m/s]
Run 1	0,000005	0,005773	0,0404	0,005872
Run 2	0,00001	0,01155	0,0404	0,01174
Run 3	0,000015	0,01732	0,0404	0,01761
Run 4	0,00002	0,02309	0,0404	0,02349
Run 5	0,000025	0,02886	0,0404	0,02936
Run 6	0,00003	0,03464	0,0404	0,03523
Run 7	0,000035	0,04041	0,0404	0,0411
Run 8	0,00004	0,04618	0,0404	0,04697
Run 9	0,000045	0,05196	0,0404	0,05284
Run 10	0,00005	0,05773	0,0404	0,05872
Run 11	0,000055	0,0635	0,0404	0,06459
Run 12	0,00006	0,06927	0,0404	0,07046
Run 13	0,000065	0,07505	0,0404	0,07633
Run 14	0,00007	0,08082	0,0404	0,0822
Run 15	0,000075	0,08659	0,0404	0,08807
Run 16	0,00008	0,09237	0,0404	0,09395
Run 17	0,000085	0,09814	0,0404	0,09982
Run 18	0,00009	0,1039	0,0404	0,1057
Run 19	0,000095	0,1097	0,0404	0,1116
Run 20	0,0001	0,1155	0,0404	0,1174

Si la velocidad en el contenedor de carbon es menor que la velocidad terminal, la partícula se separará del flujo, y por ende este tamaño de partícula será atrapada por el colector.

Viendo los resultados de la tabla se puede ver que el colector de carbon es capaz de atrapar partículas con un tamaño de hasta 35 micras, las partículas mas pequeñas que pasen serán atrapadas posteriormente por el ciclon.

Apéndice B: Sistema de alimentación, limpieza y condensación

Cálculos del tornillo sin fin

En primera instancia se observa la tabla 4 y se escoge el tipo de hélice que va a tener el tornillo transportador dependiendo del tipo de material a transportar. Como el material para transportar fluye bien entonces se escoge el tipo de hélice normal de paso igual al diámetro del tornillo.

$$D_{\text{hélice}} = 1 \cdot D_{\text{eje}} \quad \text{Diámetro de la hélice del tornillo sin fin}$$

$$D_{\text{hélice}} = 0,01994 \text{ [m]}$$

$$D_{\text{tornillo}} = D_{\text{hélice}} + D_{\text{eje}} \quad \text{Diámetro del tornillo sin fin}$$

$$D_{\text{tornillo}} = 0,03988 \text{ [m]}$$

$$\text{Paso}_{\text{tornillo}} = 1 \cdot D_{\text{tornillo}} \quad \text{Paso del tornillo sin fin}$$

$$\text{Paso}_{\text{tornillo}} = 0,03988 \text{ [m]}$$

Ahora se calcula el área de relleno del canalón.

Se aproximó el valor del diámetro del canalón igual al diámetro del tornillo sin fin aunque el diámetro del canalón debe ser un tanto mas grande para que el tornillo raye las paredes del canalón. Además hay que tener en cuenta que el tamaño de grano de biomasa es de 1 mm y por tanto la holgura entre la hélice del tornillo y la superficie del canalón no debe ser muy grande.

$$D_{\text{canalón}} = D_{\text{tornillo}} \quad \text{Diámetro del canalón}$$

$$D_{\text{canalón}} = 0,03988 \text{ [m]}$$

$$S = \alpha \cdot \frac{\pi \cdot D_{\text{canalón}}^2}{4} \quad \text{Área de relleno del canalón}$$

$$S = 0,0004997 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$\alpha = 0,4 \quad \text{Coeficiente de relleno de la sección}$$

El valor del coeficiente de relleno de la sección se eligió de la siguiente tabla teniendo en cuenta las propiedades de la biomasa que se va a transportar. En la siguiente tabla se muestran los valores dependiendo del material.

Tipo de carga	Coefficiente de relleno
Pesada y abrasiva	0,125
Pesa y poco abrasiva	0,25
Ligera y poco abrasiva	0,32
Ligera y no abrasiva	0,4

Lo siguiente es el calcular la velocidad de desplazamiento del transportador

$$V_{\text{transportador}} = \frac{\text{Paso}_{\text{tornillo}} \cdot n}{60} \quad \text{Velocidad del transportador}$$

$$V_{\text{transportador}} = 0,007976 \text{ [m/s]}$$

$$n = 12 \quad \text{Revoluciones del tornillo}$$

$$Q = 3600 \cdot S \cdot V_{\text{transportador}} \cdot \rho \cdot I \quad \text{Flujo de biomasa}$$

$$\rho = 0,0697 \quad \text{Densidad de la biomasa en t}$$

$$Q = 0,001 \text{ [t/h]}$$

$$I = 1 \quad \text{Coeficiente de disminución del flujo de biomasa debido a la inclinación del transportador}$$

Donde el valor del coeficiente de disminución de flujo de biomasa debido a la inclinación del transportador se escoge de tablas. En la siguiente tabla se observa los distintos valores dependiendo de la inclinación del canalón.

Inclinación del canalón	0°	5°	10°	15°	20°
K	1	0,9	0,8	0,7	0,6

A continuación se calcula la potencia necesaria para accionar el transportador de biomasa

$$P_{KW} = P_H + P_N + P_I \quad \text{Potencia total de accionamiento en KW}$$

$$P_{KW} = 0,0009986 \text{ [KW]}$$

$$P_H = C_0 \cdot \frac{Q \cdot L_{canalón}}{367} \quad \text{Potencia para el desplazamiento horizontal del material}$$

$$P_H = 0,000001635 \text{ [KW]}$$

$$L_{canalón} = 0,5 \quad \text{Longitud del canalón}$$

$$C_0 = 1,2 \quad \text{Coeficiente de resistencia del material transportado}$$

El valor del coeficiente de resistencia del material transportado se obtiene de tablas dependiendo del tipo de material. A continuación se muestra los valores que puede tener

Tipo de material	Valor de C_0
Harina, productos granulosos	1,2
Turba, sosa y polvo de carbón	1,6
Antracita, carbón y sal de roca	2,5
Yeso, arcilla seca, tierra fina, cemento, cal y arena	4

$$P_N = \frac{D_{canalón} \cdot L_{canalón}}{20} \quad \text{Potencia de accionamiento del tornillo en vacío}$$

$$P_N = 0,000997 \text{ [KW]}$$

$$P_I = 0 \quad \text{Potencia para el caso de un tornillo sin fin inclinado}$$

Como el tornillo sin fin no se encuentra inclinado el valor de P_I es 0

$$P_{HP} = 1,34102 \cdot P_{KW} \quad \text{Potencia total de accionamiento en HP}$$

$$P_{HP} = 0,001339 \text{ [HP]}$$

Cálculos de la tolva

En primera instancia asumimos que los cálculos de la tolva se realizarán para que esta deba ser llenada 4 veces por hora para completar el volumen total de biomasa que ingresará posteriormente al reactor en una hora.

Se calculan las medidas de la tolva de alimentación partiendo del punto que se conoce el volumen de biomasa que va moverse cada 15 minutos debido a que se rellena 4 veces en una hora.

$$VOL = 0,003587 \text{ [m}^3\text{]} \quad \text{Volumen de biomasa}$$

$$B = 0,04 \text{ [m]} \quad \text{Diametro de salida de la tolva}$$

$$r = \frac{B}{2} \quad \text{Radio de salida de la tolva}$$

$$ALTURA_{cono} = H_{SILO} + \frac{r}{\tan(30)} \quad \text{Altura del cono de entrada de la tolva}$$

$$R_m = ALTURA_{cono} \cdot \tan(30) \quad \text{Radio de entrada de biomasa a la tolva}$$

$$VOL_{CON} = \frac{1 \cdot \pi \cdot H_{SILO}}{3} \cdot (R_m^2 + r^2 + R_m \cdot r) \quad \text{Volumen del cono de la tolva}$$

$$VOL_{CILINDRO} = VOL - VOL_{CON} \quad \text{Volumen del cilindro de la tolva}$$

$$VOL_{CILINDRO} = \pi \cdot H_{CILINDRO} \cdot (H_{SILO} \cdot \tan(30))^2$$

$$H_{TOTAL} = H_{SILO} + H_{CILINDRO} \quad \text{Altura total de la tolva}$$

$$\Sigma_{TOLVA} = \frac{69,7 \cdot 9,81 \cdot 1}{0,4 \cdot \tan(30)} \cdot \left[1 - \exp\left(\frac{-0,4 \cdot \tan(30) \cdot H_{SILO}}{1}\right) \right] \quad \text{Esfuerzo de consolidación mayor}$$

Se realiza una tabla en la que se da respuesta a las medidas de la tolva en base a la H_{SILO} que es la altura de la parte cónica de la tolva. En la siguiente tabla se muestran las diferentes medidas que puede tomar la tolva

H_{silo}	H_{cilindro}	H_{total}	D_{mayor}
0,1	0,2626	0,3626	0,1555
0,11	0,2009	0,3109	0,167
0,12	0,1532	0,2732	0,1786
0,13	0,1155	0,2455	0,1901
0,14	0,08488	0,2249	0,2017
0,15	0,0596	0,2096	0,2132
0,16	0,03833	0,1983	0,2248
0,17	0,02016	0,1902	0,2363
0,18	0,004412	0,1844	0,2478

Al observar los valores obtenidos se eligen las medidas que sean válidas para cálculos más óptimas para el diseño

$$H_{\text{silo}} = 0,15 \text{ [m]} \quad H_{\text{cilindro}} = 0,6 \text{ [m]} \quad H_{\text{total}} = 0,21 \text{ [m]} \quad D_{\text{mayor}} = 0,21 \text{ [m]}$$

Por último se calcula la velocidad a la que la tolva entrega biomasa

$$B = 0,04$$

$$A = \pi \cdot \frac{B^2}{4} \quad \text{Area de salida de la tolva}$$

$$A = 0,001257 \text{ [m}^2\text{]}$$

$$V = \sqrt{\frac{B \cdot G}{2 \cdot (1 + M) \cdot \tan(\Theta)}} \quad \text{Velocidad de entrega de biomasa en la tolva}$$

$$G = 9,81 \quad \text{Gravedad}$$

$$V = 0,4122 \text{ [m/s]}$$

$$M = 1 \quad \text{Parametro para salidas de tolva de tipo redonda}$$

$$\Theta = 30 \quad \text{Angulo del cono en la tolva}$$

Cálculos del separador ciclónico

Para diseñar un separador ciclónico es necesario elegir la configuración de ciclón que se quiere trabajar para elegir el número de vórtices o giros que va a hacer el gas cuando entre al ciclón. Para este caso se optó por una configuración 2D2D, es decir, que la medida de la parte cilíndrica y de la parte cónica del ciclón va a medir 2 veces el valor del diámetro del ciclón. Además el número de vórtices que va a tener es de 6.

Para el diseño es necesario que la velocidad de entrada del gas al ciclón sea mayor a 10 m/s para que pueda trabajar de manera óptima. Por ende es necesario tener el flujo de masa de gas a la salida del reactor.

$$\dot{V} = 0,0003991 \quad \text{Volumen de gas por segundo a la salida del reactor}$$

$$A_{\text{TRANSVERSAL}} = H_C \cdot B_C \quad \text{Area de entrada del ciclón}$$

$$H_C = \frac{D_C}{2} \quad \text{Altura de salida del ciclón}$$

$$D_C = 4 \cdot B_C \quad \text{Diámetro del ciclón}$$

$$V = \frac{\dot{V}}{A_{\text{TRANSVERSAL}}} \quad \text{Velocidad del gas en el ciclón}$$

En la siguiente tabla se observa el cambio de la velocidad en función del ancho de entrada o B_c

B_c (m)	V (m/s)
0,003	22,17
0,004	12,47
0,005	7,982
0,006	5,543
0,007	4,072

Como se observa el valor más alto de ancho de la entrada del ciclón que cumple con la condición de la velocidad mayor a 10 m/s es $B_c=0,04$ m. El diseño se realizó a partir de la esta medida.

$$N = 6 \quad \text{Número de vórtices en el ciclón}$$

$$B_c = 0,004 \quad \text{ancho de entrada del ciclón}$$

$$D_c = 4 \cdot B_c \quad \text{Diámetro del ciclón}$$

$$D_c = 0,016 \quad [\text{m}]$$

ahora encontramos el resto de medidas del ciclón

$$D_E = \frac{D_c}{2} \quad \text{Diámetro externo de salida del gas}$$

$$D_E = 0,008 \quad [\text{m}]$$

$$H_c = \frac{D_c}{2} \quad \text{Altura de salida del ciclón}$$

$$H_c = 0,008 \quad [\text{m}]$$

$$L_c = 2 \cdot D_c \quad \text{Altura cilíndrica del ciclón}$$

$$L_c = 0,032 \quad [\text{m}]$$

$$Z_c = 2 \cdot D_c \quad \text{Altura cónica del ciclón}$$

$$Z_c = 0,032 \quad [\text{m}]$$

$$J_c = \frac{D_c}{4} \quad \text{Diámetro de salida de partículas sólidas}$$

$$J_c = 0,004 \quad [\text{m}]$$

$$S_c = \frac{D_c}{8}$$

$$S_c = 0,002 \quad [\text{m}]$$

$$\dot{V} = 0,0003991 \quad \text{Volumen de gas por segundo a la salida del reactor}$$

$$A_{\text{TRANSVERSAL}} = H_c \cdot B_c \quad \text{Área de entrada del ciclón}$$

$$A_{\text{TRANSVERSAL}} = 0,000032 \quad [\text{m}^2]$$

$$V = \frac{\dot{V}}{A_{\text{TRANSVERSAL}}} \quad \text{Velocidad del gas en el ciclón}$$

$$V = 12,47 \quad [\text{m/s}]$$

A continuación se calcula el diámetro de partículas que el ciclón atrapa y la caída de presión

$$D_{PC} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu \cdot B_c}{2 \cdot \pi \cdot N \cdot V \cdot (\rho_P - \rho_G)}} \quad \text{Diámetro de partícula mínimo en metros}$$

$$D_{PC, \text{MICRAS}} = 1,134 \quad [\mu\text{m}]$$

$$D_{PC, \text{MICRAS}} = D_{PC} \cdot 1000000 \quad \text{Diámetro de partícula mínimo en micras}$$

$$\mu = 0,000028 \quad \text{Viscosidad del gas}$$

$$\rho_P = 2000 \quad \text{Densidad de las partículas de alquitrán}$$

$$\rho_G = 0,5428 \quad \text{Densidad del gas}$$

$$\Delta P = \frac{1 / 2 \cdot \rho_G \cdot V^2 \cdot K \cdot A_{\text{TRANSVERSAL}}}{D_E^2} \quad \text{Caída de presión en el ciclón en Pa}$$

$$K = 16 \quad \text{Constante del ciclón}$$

$$\Delta P = 337,7 \text{ [Pa]}$$

$$\Delta P_{\text{mmH}_2\text{O}} = \frac{\Delta P}{10} \quad \text{Caída de presión en el ciclón en mmH}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{\text{mmH}_2\text{O}} = 33,77 \text{ [mm-H}_2\text{O]}$$

Apéndice C: Simulación térmica ANSYS

Para la realización de la simulación térmica se debe proveer al software de la información necesaria con la cual trabajar, esta información se divide en:

1. Datos ingenieriles: Es toda la información acerca del material que se va a simular, para esta simulación solo se requiere la densidad, la conductividad térmica isotrópica, y el calor específico de la biomasa.
2. Geometría: Es la forma geométrica que tiene el material a ser simulado.
3. Fenómenos de transferencia de calor existentes

1. Datos ingenieriles:

La biomasa fibrosa se compone principalmente de 4 componentes: celulosa, hemicelulosa, lignina y cenizas.

La biomasa que se tratara en el gasificador será biomasa que habrá sido tratada producto de actividades agrícolas como por ejemplo el bagazo de caña de azúcar, la cual será residuo en la fabricación de azúcar. Esta biomasa será básicamente pulpa y tendrá una proporción de componentes establecidos en la siguiente tabla

Componentes (%)	Bagazo natural	Bagazo pretratado	Pulpa
Producto del proceso (%)	100	65	47
Celulosa	47.4±0.8	59.6±1.2	83.5±0.2
Hemicelulosa	25.1±0.6	15.0±0.1	5.6±0.1
Lignina	23.4±0.2	21.9±0.4	7.5±0.1
Cenizas	3.3±0.1	2.0±0.1	1.3±0.0

Adaptado de: Miléo, P. C., Oliveira, M. F., Luz, S. M., Rocha, G. J., & Gonçalves, A. R. (2016). Thermal and chemical characterization of sugarcane bagasse cellulose/lignin-reinforced composites. *Polymer Bulletin*, 73(11), 3163-3174.

Los componentes que interactuaran principalmente en el proceso térmico son: la celulosa y la lignina, los cuales conforman el 91% de la pulpa del bagazo de caña de azúcar. Se desprecian las cenizas y la hemicelulosa ya que el aporte en el fenómeno térmico es insignificante.

Para la simulación térmica se debe conocer el comportamiento de los componentes principales en función de la temperatura, para de esta forma conocer sus propiedades como la conductividad, el calor específico y su densidad.

Densidad:

Para la biomasa fibrosa, se pueden definir 4 tipos de densidades características: verdadera, aparente, masiva y crecimiento. Para la simulación se tiene en cuenta la densidad aparente ya que esta tiene en cuenta el volumen de poro o el de sus cavidades celulares, logrando así un modelo más realista de los fenómenos térmicos que se produzcan. En la tabla 2 se muestran algunas propiedades del bagazo de caña de azúcar a temperatura ambiente, entre ellas la densidad aparente.

Tabla 2. Resultados estimados de algunas propiedades físicas del bagazo de caña de azúcar

Propiedad fisica	Valor promedio
Humedad a 105 °C	7.57±1.9E-01
Densidad aparente (g/cc)	0.0697±6.9E-06
Densidad real (g/cc)	0.1656±9.9E-04
Porosidad	0.60±1.4E-05
Flotabilidad	Si

Adaptado de Nodal, P. D. L. C. M., Rico, I. R., Pérez, G. E., & Mas, J. L. (2014). Caracterización y evaluación del bagazo de caña de azúcar como biosorbente de hidrocarburos. *Afinidad*, 71(565).

De la tabla 3, se puede conocer el porcentaje de pérdida de peso de la pulpa de bagazo de caña de azúcar en función de la temperatura.

Tabla 3. Pérdida de peso de las fibras de lignina y celulosa en función de la temperatura

Muestras	Peso perdido (%)				
	100 °C	200 °C	300 °C	400 °C	500 °C
Lignina	4.0	5.0	13.4	32.6	47.1
Celulosa	5.2	5.5	12.0	77.0	93.5

Adaptado de: Miléo, P. C., Oliveira, M. F., Luz, S. M., Rocha, G. J., & Gonçalves, A. R. (2016). Thermal and chemical characterization of sugarcane bagasse cellulose/lignin-reinforced composites. *Polymer Bulletin*, 73(11), 3163-3174.

Mediante el siguiente análisis se obtiene la densidad en función de la temperatura:

El peso del bagazo de caña de azúcar (PBCA) se puede definir como la sumatoria del peso de la celulosa (C), la lignina (L) y otros (hemicelulosa y cenizas) (O).

$$PBCA = L + C + O \quad (1)$$

La densidad aparente del bagazo de caña de azúcar es:

$$\rho = 69.7 \text{ kg/m}^3$$

Para un volumen $V = 1 \text{ m}^3$ la densidad se define como:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (2)$$

El peso se define como:

$$W = m * g \quad (3)$$

El peso de la celulosa, la lignina y otros es respectivamente:

$$PC = 0.835 * W \quad (4)$$

$$PL = 0.075 * W \quad (5)$$

$$PO = 0.09 * W \quad (6)$$

El peso de cada componente en función de la variación de la temperatura se define como:

$$C = PC - \frac{PC - PMCT}{100} \quad (7)$$

$$L = PL - \frac{PL - PMLT}{100} \quad (8)$$

$$O = MO \quad (9)$$

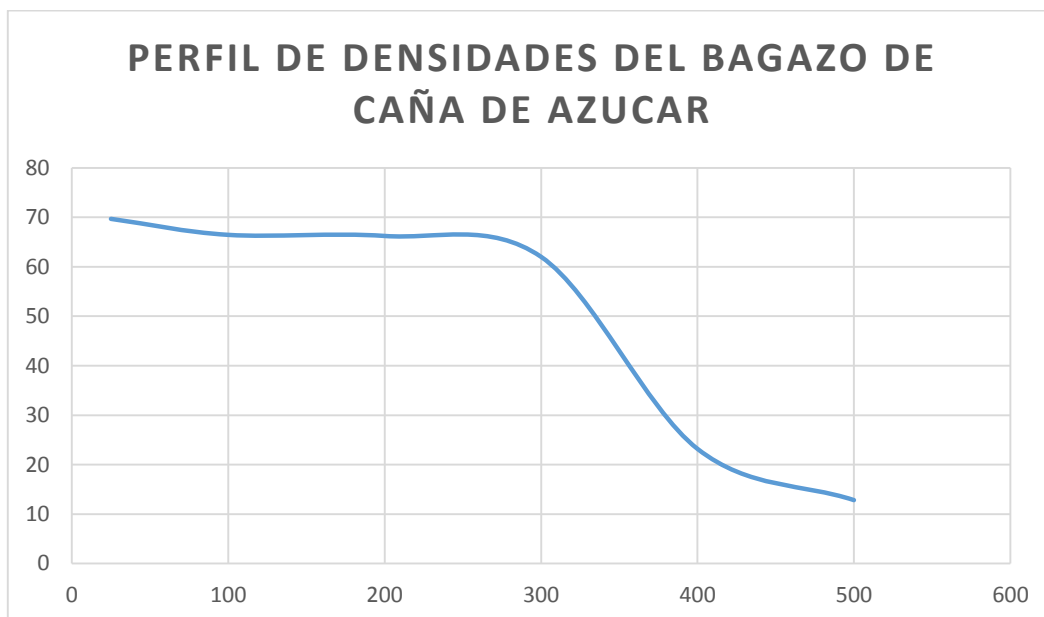
Donde $PMCT$, $PMLT$ son los porcentajes de masa perdidos en función de la temperatura de la celulosa Y lignina respectivamente.

Resolviendo estas ecuaciones expuestas mediante el software EES (Engineering Equation Solver) se obtienen los siguientes resultados de la tabla 4.

Tabla 4. Resultados de la densidad en función de la temperatura

Temperatura °C	PMCT	PMLT	C	L	PBCA	ρ
100	5.2	4	540.7	49.18	651.4	66.46
200	5.5	5	539	48.67	649.1	66.24
300	12	13.4	501.9	44.36	607.8	62.02
400	77	32.6	131.2	34.53	227.2	23.18
500	93.5	47.1	37.07	27.1	125.6	12.82

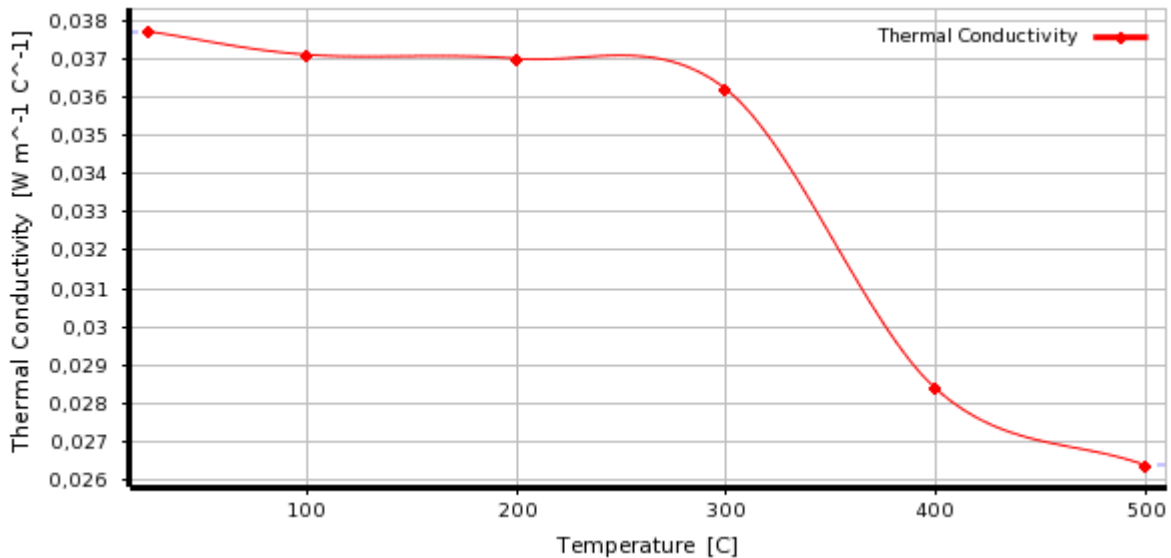
Estos datos arrojan un perfil de densidades en función de la temperatura como se muestra en la figura.



Conductividad térmica:

Las partículas de biomasa, por pequeñas que sean, están sujetas a la conducción de calor a lo largo y a través de sus fibras, lo cual influye en su comportamiento, esta cambia con la densidad, humedad y porosidad de la biomasa. A diferencia de los metales, la biomasa es altamente anisotropía, la conductividad a través de las fibras es diferente de la que la atraviesa.

Para el análisis térmico del bagazo de caña de azúcar, se escoge la conducción a través de las fibras ya que la geometría esférica hace más factible este fenómeno. En la siguiente figura se muestra el perfil de conductividad térmica



Calor específico:

El calor específico de las sustancias involucradas en el secado se ha asumido en la mayoría de los casos como constante. El bagazo de caña de azúcar al ser compuesto en su mayoría de celulosa y lignina debe tener en promedio un calor específico entre 1.3 y 1.6 KJ/Kg*K, para el análisis térmico se utiliza un valor de 1.5 KJ/Kg*K.

2. Geometría:

Para la simulación térmica se asume una geometría esférica sólida de 1 mm de diámetro, se utiliza esta geometría ya que la pulpa del bagazo de caña de azúcar tiende a enmarañarse y formar cúmulos con una geometría aproximadamente esférica, otro factor importante es que

esta geometría es muy sencilla de trabajar en modelos de transferencia de calor ya que se reduce a un problema unidimensional (radial).

3. Fenómenos de transferencia de calor existentes:

En esta simulación se contemplaron básicamente 2 fenómenos de transferencia de calor:

- Radiación entre 2 superficies: este fenómeno ocurren entre la superficie interior del reactor la cual está a 662 °C y la superficie de la partícula de biomasa la cual entra al reactor a temperatura ambiente 25 °C.
- Conducción: la cual se da en las fibras de biomasa y se rige por la curva de conductividad térmica mencionada anteriormente.

Apéndice D: Modelamiento cinético de la partícula

Solución de la ecuación de Valenci-Carter por el método de Euler

```
clear all
clc
f=inline('1819813754*exp(-149710/(8.314*T))*(-log(1-a))^-1');
Ti=25+273; %Temperatura inicial
Tf=500+273; %Temperatura final
b=730;      %Tasa de calentamiento de °C/s
ti=0;       %Tiempo inicial
tf=(Tf-Ti)/b; %Tiempo final
n=100       %Numero de iteraciones
h=(tf-ti)/n; %Delta de tiempo
ai=0.0001;  %Valor inicial de alpha

t=zeros(1,n+1);
T=zeros(1,n+1);
a=zeros(1,n+1);

T(1)=Ti;
a(1)=ai;
t(1)=ti;
for i=1:n
    t(i+1)=t(i)+h;
    T(i+1)=Ti+b*t(i+1)
    a(i+1)=a(i)+feval(f,T(i+1),a(i))
    if a(i+1)>1
        break
    end
end
end
plot(T,a, 'r.', 'linewidth',1)
xlabel('Temperatura (K)')
ylabel('Conversion alpha')
grid on
```

Conversión volátil de la masa

```
clc
clear all
a=xlsread('temperaturasadiferentesradios.xlsx'); % datos arrojados por la
simulacion de ANSYS
t=a(:,1); %tiempo
Tr0=a(:,2); %temperatura en el centro de la particula
Tr05=a(:,3); %temperatura en la superficie de la particula

r0=0;
r05=0.0005;
Vl=4*pi*(r05^3-r0^3)/3; %volumen de la particula
```

```

rho=69.7;%densidad de la particula
m1=rho*V1;%masa de la particula
Tm1=zeros(1,length(a)); %temperatura media

for i=1:length(a)
    v=a(i,:);
    Tm1(i)=(v(3)+v(2))/2;

end

MTm=[Tm1'];

f=inline('-5.51412360E-02+2.90696782E-03*x-5.05354033E-05*x^2+3.92089093E-07*x^3-1.48549796E-09*x^4+2.65010917E-12*x^5-1.70965813E-15*x^6');
alphaTm1=zeros(1,length(Tm1)); %Curva de conversion alfa
for i=1:length(Tm1)
    x1=Tm1(1,i)
    if Tm1(i)>=200 & Tm1(i)<=500
        alphaTm1(i)=feval(f,x1);
    else
        if Tm1(i)<200
            alphaTm1(i)=0
        else
            if Tm1(i)>500
                alphaTm1(i)=1
            else
                break
            end
        end
    end
end
end

mcl=(1-alphaTm1)*m1;%masa que pierde la particula
mt=(mcl);
mttotal=mt';%masa total
T=(Tm1);

plot(t,mttotal)
grid on
xlabel('Tiempo [s]')
ylabel('masa [Kg]')

```