

**Evaluación de la eficiencia de combustión del bagazo de caña en una caldera industrial
usando dinámica computacional de fluidos**

Wilman Rafael Correa Vargas

Trabajo de grado para optar al título de: Ingeniera Química

Director:

Arlex Chaves Guerrero

PhD. Ingeniería Química

Co-Director:

Fabian a. Díaz mateus

PhD. Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2018

Dedicatoria

A Dios.

Principalmente por darme la oportunidad de vivir y de estar conmigo en cada decisión que tome para realizar mis sueños, siendo mi guía y mi luz al momento de encontrarme con alguna dificultad fortaleciendo mi corazón y rodeándome de buenas personas que han sido importantes durante todo mi periodo estudiantil.

A mi mama Jaqueline.

Por haberme dado la vida, por no faltarme nunca en los momentos donde necesitaba un abrazo, unas lindas palabras, una compañía, por darme un amor incondicional por ser ese ángel que siempre estuvo apoyándome y ayudándome a levantar en mis caídas toda mi vida voy a estar agradecido con Dios por darme a la mejor madre del mundo.

A mi papa Wilman.

Por ser un apoyo incondicional en mi vida y darme la oportunidad de ingresar a la educación superior trabajando honradamente para darme el sustento de estudiar lejos de mi hogar. Eres y serás por toda mi vida mi gran ejemplo a seguir gracias por ese esfuerzo y esa paciencia, por no abandonarme nunca en este sueño que juntos construimos.

A mi hija Annie.

A mi pedacito de cielo por ser ese motor que mueve y me saca de la oscuridad, por ser esa expresión de felicidad, por ser perfecta, por acortar nuestra distancia con una llamada, un te amo, porque en los momentos donde más me sentía perdido aparecías tú con esos ojos lindos

llenándome de motivación para salir adelante hoy con 5 años no te alcanzas a imaginar el amor que siento por ti te amo pequeña.

A mi Sobrina Victoria

Por ser esa pequeñita de ojos grandes que me acompañó en gran parte de mi carrera universitaria, por demostrarme amor incondicionalmente y por sacarme una sonrisa en los momentos de oscuridad.

A mis hermanos Paola y Sebastian.

Por ser esa compañía incondicional, porque crecimos bajo el mismo techo y siempre sentimos la necesidad de protegernos los unos a los otros, cada noche en familia, cada ocasión especial llegaban a mi mente, para alcanzar este sueño sufrimos, lloramos y reímos de verdad los amo.

A mis familiares.

Especialmente a mi abuela agustina rojas que me acompañó en este camino y siempre estuvo junto a mi preocupada por cada decisión que tomaba y ayudándome a solucionar cada problema para alcanzar mis objetivos.

A mis compañeros y amigos.

Para ellos siempre habrá una muestra de agradecimiento por aportar su grano de arena en la formación de mi vida profesional, apoyándonos mutuamente en cada decisión que tomábamos para tener un beneficio en común, gracias a las personas que fueron apareciendo en mi etapa universitaria para pasar de ser unos simples compañeros a personas especiales en mi vida que se quedaran para siempre.

A la Universidad industrial de Santander.

Por brindarme las mejores condiciones para mi formación académica, a la escuela de Ingeniería Química, a todos los profesores que hicieron parte de mi formación como ingeniero

Químico gracias.

Agradecimientos

En primer lugar agradecer al director de esta tesis el profesor PhD. Arlex Chaves Guerrero de la escuela de ingeniería química quien con su conocimiento y experiencia me acompañó en todo el proceso investigativo, gracias por la dedicación y apoyo brindado, por el respeto y las sugerencias realizadas para cumplir con el objetivo de este trabajo.

También quiero por este medio agradecer de manera especial y sincera al Co-director de este trabajo el ingeniero Químico PhD. Fabian Andrey Diaz Mateus y a su empresa Ac Ingeniería Virtual por su apoyo y confianza en mi trabajo y su capacidad para guiar mis ideas ha sido un aporte invaluable, le agradezco también por haberme facilitado siempre las herramientas para llevar acabo las actividades durante el desarrollo de esta tesis.

Contenido

	Pág.
Introducción	16
1. Marco Teórico.....	18
1.1. Definición	18
1.1.1 Bagazo de caña de azúcar	20
1.1.2. Bagacillo de caña de azúcar.....	20
1.2. Modelos utilizados en la simulación del horno.....	21
1.2.2. Modelo Estándar k-ε	21
1.2.3. Modelo de Ordenadas Discretas Para Radiación	21
1.2.4. Modelo Eddy-dissipation.....	22
1.2.5. Modelado de partículas.....	22
1.3. Métodos para el análisis cinético de datos termo gravimétricos.....	23
1.3.1. Método integral.....	23
1.3.2. Método de Coats & Redfern.....	23
1.3.3. Método de Friedman.....	24
2. Estado del Arte.....	24
3. Objetivos.....	28
3.1 Objetivo General.....	28
3.2 Objetivos Específicos.....	28

4. Metodología	29
4.1. Etapa 1 Recopilar información.	29
4.2. Etapa 2 Análisis de granulometría.	30
4.3. Etapa 3 Análisis Termo gravimétrico.	30
4.4. Etapa 4 Definir la geometría de la caldera.	31
4.5. Etapa 5 Determinar las condiciones operacionales de la caldera y simular.	34
4.5.1. Modelos físicos.	34
4.5.2. Modelado fase discreta (partícula).	35
5. Resultados	37
5.1 Análisis de granulometría.	37
5.2 Análisis Termo gravimétrico.	38
5.3 Método para el análisis cinético de datos termo gravimétrico.	39
5.4 Simulación de la operación de la caldera industrial.	44
6. Conclusiones	49
Referencias Bibliográficas	51
Apéndices	54

Lista de Figuras

	Pág.
<i>Figura 1.</i> Diagrama de alimentación y combustión de Biomasa (Scfingeniería, s.f.).....	20
<i>Figura 2.</i> Diagrama de flujo (Metodología).....	29
<i>Figura 3</i> Partes caldera diseñada en Gambit 2.4.6	32
<i>Figura 4.</i> Geometría y malla exportada a Ansys	33
<i>Figura 5.</i> Malla Generada en Gambit 2.4.6	33
<i>Figura 6.</i> Cambio de peso de la muestra (bagazo) a diferentes velocidades de calentamiento....	39
<i>Figura 7.</i> Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagazo a 15°C/min.	44
<i>Figura 8.</i> Perfil de velocidad en la parrilla	45
<i>Figura 9.</i> Vista frontal y lateral de los contornos de temperatura en la caldera.	46
<i>Figura 10.</i> Contorno de temperatura a la salida de los gases de la caldera industrial	46
<i>Figura 11.</i> Contorno de la fracción molar de O ₂ simulado en la caldera industrial.....	47
<i>Figura 12.</i> Trazas de partículas coloreadas por tiempo (s) de residencia de partículas	48

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1 Extensión de Dominio para Ansys Fluent.	34
Tabla 2. Análisis próximo y elemental del bagazo de caña de azúcar.....	34
Tabla 3. Diámetro de partícula, inyección y flujo másico de biomasa en la caldera.....	36
Tabla 4. Parámetros operacionales para la caldera.	37
Tabla 5. Valores obtenidos en el laboratorio de la granulometría para el bagazo de caña de azúcar.	38
Tabla 6. Parámetros obtenidos en el análisis de granulometría aplicando el método (R-R):	38
Tabla 7. Mecanismos de reacción para el método integral y el método Coats-Redfern (Capart et al. 2004).	40
Tabla 8. Coeficientes de regresión lineal para el bagazo de caña de azúcar.	41
Tabla 9. Coeficientes de regresión lineal para el bagazo de caña de azúcar.	41
Tabla 10. Coeficientes de regresión lineal para el bagazo de caña de azúcar.	42
Tabla 11. Ecuaciones utilizadas para el método de optimización de mínimos cuadrados.	43
Tabla 12. Comparación de los datos obtenidos en la simulación con los datos muestreados experimentalmente en el ingenio azucarero.....	50
Tabla 13 Valores obtenidos en el laboratorio de la granulometría para el bagacillo de caña de azúcar.	57
Tabla 14 Parámetros obtenidos en el análisis de granulometría aplicando el método (R-R):	57

Tabla 15 Coeficientes de regresión lineal para el bagazo y polvillo de caña de azúcar.	58
Tabla 16 Coeficientes de regresión lineal para el bagazo y polvillo de caña de azúcar.	58
Tabla 17 Coeficientes de regresión lineal para el bagazo y polvillo de caña de azúcar.	59

Lista de Apéndices.

	Pág.
Apéndice A Metodología para el análisis granulométrico realizado a 2 muestras de biomasa (bagazo y bagacillo).....	54
Apéndice B Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagazo.....	56
Apéndice C Resultados obtenidos de los análisis de granulometría y termo gravimetría para el bagacillo y un posterior análisis.....	57
Apéndice D Tratamiento matemático de datos cinéticos.....	61
Apéndice E Parámetros cinéticos obtenidos con el mecanismo de reacción de tercer orden para el bagazo.....	64
Apéndice F Parámetros cinéticos obtenidos para el bagazo a cada velocidad de calentamiento después de minimizar el error.....	65
Apéndice G Geometría y mallado desde varias perspectivas en Gambit 2.4.6.....	66
Apéndice H Contornos de masa fracción a la salida de los gases de combustión.....	67
Apéndice I Ecuación para el cálculo de la eficiencia de combustión.....	69
Apéndice J Dimensionamiento de la caldera industrial utilizada en la simulación.....	70

Resumen

TÍTULO: EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA DE COMBUSTIÓN DEL BAGAZO DE CAÑA EN UNA CALDERA INDUSTRIAL USANDO DINÁMICA COMPUTACIONAL DE FLUIDOS*.

AUTOR WILMAN RAFAEL CORREA VARGAS**

PALABRAS CLAVE: BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR; BIOMASA; CALDERA; COMBUSTIÓN; MODELADO MATEMÁTICO; DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL.

DESCRIPCIÓN:

Los modelos integrales de CFD se han utilizado para estudiar la combustión de la biomasa. En este trabajo se realiza un estudio CFD con el objetivo de evaluar el rendimiento de una caldera industrial que utiliza bagazo de caña de azúcar como combustible. La combustión es una reacción química relativamente rápida, mediante la cual se combina el oxígeno del aire con los diferentes elementos oxidantes del combustible, originándose un desprendimiento de calor, es un proceso que incluye la vaporización de la humedad, la volatilización y la combustión del carbón presentes en la biomasa; para dar cálculo de estos fenómenos las partículas de bagazo son modeladas como fase discreta.

Se realizó un análisis de granulometría para el bagazo con el objetivo de determinar la distribución de tamaño de partículas; parámetro que influye en la cinética de la combustión. Para establecer los parámetros del modelo de desvolatilización de la biomasa, primero se analizó una muestra de bagazo en un sistema de análisis termogravimétrico (TGA) a tres velocidades constantes de calentamiento 5, 10 y 15 °C / min, se empleó el método Coats-Redfern (1964) para seleccionar los mejores mecanismos de reacción que combinaran con los datos generados por el TGA a través de todos los intervalos de la fracción de conversión y poder calcular el factor de frecuencia y la energía de activación.

La simulación fue desarrollada en el software comercial ANSYS FLUENT; los resultados dejan claro que la volatilización es el fenómeno más influyente en la simulación y por lo tanto es un factor significativo en la predicción de los campos térmicos que están directamente relacionados con la eficiencia de la caldera. Los indicadores generales de eficiencia obtenidos en la simulación se compararon con datos experimentales y se observó una afinidad satisfactoria calculando una eficiencia del 92,73% para la caldera.

* Trabajo de grado

** Facultad de ingenierías físico-químicas. Escuela de ingeniería química. Director: Arlex Chaves Guerrero. PhD Ingeniería Química. Co-Director: Dr. Fabián Díaz Mateus PhD Ingeniería Química

Abstract

TITLE: EVALUATION OF THE COMBUSTION EFFICIENCY OF CANE BAGAZO IN AN INDUSTRIAL BOILER USING COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS*.

AUTHOR: WILMAN RAFAEL CORREA VARGAS**

KEYWORDS: SUGARCANE BAGASSE; BIOMASS; BOILER; COMBUSTION; MATHEMATICAL MODEL; COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS.

DESCRIPTION:

The integral models of CFD have been used to study the combustion of biomass. In this work a CFD study is carried out with the objective of evaluating the performance of an industrial boiler that uses bagasse from sugarcane as fuel. The combustion is a relatively fast chemical reaction, by means of which the oxygen of the air is combined with the different oxidizing elements of the fuel, originating a detachment of heat, it is a process that includes the vaporization of the humidity, the volatilization and the combustion of the coal present in the biomass; In order to calculate these phenomena, the particles of bagasse are modeled as a discrete phase.

A granulometry analysis was carried out for the bagasse in order to determine the particle size distribution; parameter that influences the kinetics of combustion. To establish the biomass devolatilization model parameters, first a bagasse sample was analyzed in a thermogravimetric analysis system (TGA) at three constant heating rates 5, 10 and 15 ° C / min, the Coats method was used. Redfern (1964) to select the best reaction mechanisms that would combine with the data generated by the TGA through all the intervals of the conversion fraction and be able to calculate the frequency factor and the activation energy.

The simulation was developed in the commercial software ANSYS FLUENT; the results make it clear that volatilization is the most influential phenomenon in the simulation and therefore is a significant factor in the prediction of thermal fields that are directly related to the efficiency of the boiler. The general efficiency indicators obtained in the simulation were compared with experimental data and a satisfactory affinity was observed, calculating an efficiency of 92.73% for the boiler.

* Trabajo de grado

** Facultad de ingenierías físico-químicas. Escuela de ingeniería química. Director: Arlex Chaves Guerrero. PhD Ingeniería Química. Co-Director: Dr. Fabián Díaz Mateus PhD Ingeniería Química

Introducción

Una caldera es un recipiente metálico, cerrado, en el que un fluido usualmente aceite o agua, es calentado mediante una fuente de calor para transformarlo en energía. Los combustibles usados pueden ser líquidos, sólidos o gaseosos. A través de un proceso de transferencia de calor a presión constante, el líquido se calienta cambiando su estado a vapor saturado, las calderas son ampliamente utilizadas en plantas de procesos.

En la industria azucarera, las calderas o generadores de vapor, son equipos críticos, pues proveen tanto la energía térmica para el proceso, como la potencia necesaria para el accionamiento de los equipos y maquinarias involucrados. Sirven también, para generar y suministrar energía sobrante a la red pública, produciendo nuevos ingresos por este servicio a través de la cogeneración (Alderetes, 2016).

El bagazo es un combustible alternativo que se utiliza como fuente primaria para generar vapor para la molienda de azúcar y la generación de electricidad en las fábricas de azúcar. El uso del bagazo de caña de azúcar como combustible para la generación de vapor en una caldera es ampliamente utilizada en toda América del Sur, a pesar que la generación de vapor en otras partes del mundo tiene como tradición utilizar el carbón pulverizado. En Colombia es común que las calderas industriales, especialmente en la industria azucarera, no utilicen carbón pulverizado, si no bagazo pulverizado debido a la disponibilidad y el bajo costo de este biocombustible. No obstante, es difícil modelar adecuadamente la combustión del bagazo debido a que no se conoce con

precisión el valor de parámetros cinéticos importantes como lo son el factor de dispersión, la energía de activación de la biomasa (bagazo), el factor pre-exponencial, entre otros.

El polvillo de bagazo de caña es un material de menor tamaño o más fino que el bagazo de caña, es rico en sílice y presenta un poder calorífico alto, por lo que es muy utilizado en las calderas de potencia. Sin embargo, debido a que su generación supera por mucho su consumo, este subproducto queda almacenado en grandes bodegas.

En la mayoría de los casos, la biomasa llega a las calderas con una carga muy alta de humedad y no es económicamente beneficioso secarla antes del ingreso. Esto causa una carga significativa de agua en los gases de combustión y una reducción de la llamada adiabática (Kaewpradap, Yoksenakul, y Jugjai, 2013). De acuerdo con Shrivastav y Hussain (2013) una reducción del 1% en la humedad del bagazo aumenta un 0,5% la eficiencia de la caldera.

La biomasa siempre tiene un mayor contenido de volátiles, incluso cuando se compara con carbones de bajo rango (Centeno, Silva, Villa, Mendes, Martínez, Ratnery Ghamari, 2016). La relación entre la materia volátil y el carbón fijo suele ser superior a 4,0 para la biomasa e inferior a 1,0 para el carbón (Demirbas, 2005). Esto hace que los modelos de desvolatilización y la composición volátil tengan una importancia significativa en el modelado de la combustión de bagazo. En un estudio de sensibilidad realizado por Smith (1990) se identificó que la desvolatilización es el fenómeno físico más influyente en el proceso de combustión.

Cuando se trata de la producción de vapor y electricidad en una planta de producción autosostenible, muchos estudios técnicos, económicos y ambientales han demostrado que para optimizar recursos la mejor opción es utilizar bagazo de caña para el proceso de combustión dentro de una caldera.

Sin embargo, debido a la poca información encontrada en la literatura sobre la simulación de una caldera para su posterior estudio, se vio la necesidad de conocer más a fondo sobre el comportamiento interno que presenta a nivel industrial, por lo tanto, el presente trabajo tuvo como objetivo realizar el proceso de simulación de una caldera industrial que usa como combustible bagazo de caña de azúcar.

Por consiguiente, se vio necesario utilizar el software comercial Ansys Fluent mediante la implementación del método fluid fluent CFD, el cual permite visualizar y analizar el comportamiento de la temperatura, presión, fracción molar y trayectoria de las partículas al interior de la caldera, es así como se puede conocer si el proceso de combustión se efectúa de forma correcta.

1. Marco Teórico

1.1. Definición

Una caldera es un recipiente metálico, cerrado, destinado a producir vapor o calentar agua, mediante la acción del calor a una temperatura superior a la del ambiente y presión mayor que la atmosférica. Una ilustración de la caldera se muestra en la Fig. 1. A la combinación de un sobrecalentador y una caldera se le conoce como generador de vapor. El principio básico de operatividad de las calderas consiste en una cámara donde se da la combustión, con la contribución

del aire y a través de una superficie de intercambio se realiza la transferencia de calor (ABSORSISTEM, s.f). De forma general podemos describir las siguientes partes:

1. Monitoreo de humedad en bagazo
2. Banda transportadora: es la encargada de transportar el combustible hasta la entrada de la caldera para su posterior combustión.
3. Alimentadores de combustible: el combustible puede ser alimentado mediante tolvas alimentadoras como en el caso de bagazo.
4. Medición de temperatura de gases a la salida del hogar
5. Hogar: alberga el quemador y en su interior se realiza la combustión y por ende la generación de los gases de combustión calientes.
6. Parrilla: sirve para quemar el combustible que ingresa a la caldera industrial.
7. Domo: es el sitio donde se almacena el agua que ingresa a la caldera y es aquí donde el agua cambia de estado de líquido a vapor sobresaturado este vapor se caracteriza por no tener humedad para evitar problemas de operación en las turbinas de vapor.
8. Sobrecalentador: es un dispositivo utilizado para convertir vapor saturado en vapor sobrecalentado o vapor seco.
9. Salida de Gases
10. Cámara para observación de combustión: Las cámaras de observación capturan vídeo en tiempo real que puede ser transferido a la sala de control, permitiendo así realizar cambios en la combustión.
11. Medidor de flujo tipo Venturi.
12. Sistema de extracción de gases y muestreo de cenizas.
13. Analizador en línea de O₂ y CO para gases de salida.

14. Medición de aires primarios.

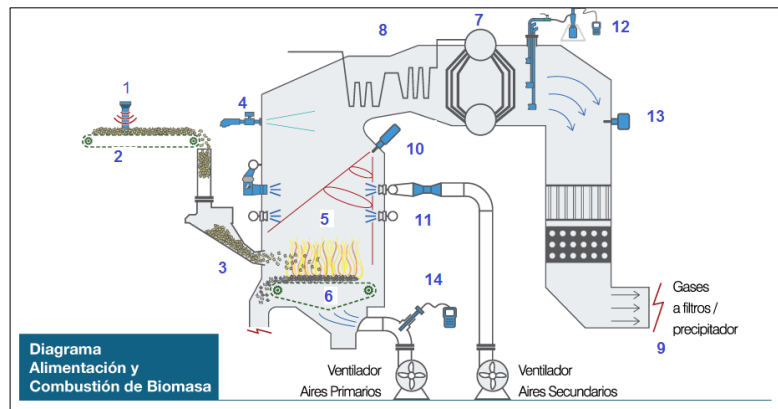


Figura 1. Diagrama de alimentación y combustión de Biomasa (Scfingeniería, s.f.).

1.1.1 Bagazo de caña de azúcar El bagazo de caña se produce como consecuencia de la fabricación de azúcar y se constituye como un subproducto de esta industria; por lo general es utilizado en los ingenios azucareros como un combustible natural para producir vapor, pero en las fábricas de papel juega un papel importante como materia prima.

1.1.2. Bagacillo de caña de azúcar. El bagacillo de caña de azúcar es un material lignocelulósico, obtenido en las centrales azucareras como desecho, es la fracción más fina que resulta de tamizar o centrifugar el bagazo de la caña de azúcar antes de enviarlo a la fábrica de tableros o fábrica de papel. Otro de los usos del bagacillo viene siendo la alimentación animal donde se mezcla con miel y urea obteniendo buenos resultados.

1.2. Modelos utilizados en la simulación del horno.

Los circuitos de flujo de aire se simulan mediante la solución de ecuaciones de continuidad, momento y energía con el modelo estándar de turbulencia κ - ε . En el horno las ecuaciones de continuidad, momento y energía serán simuladas con el modelo de turbulencia k- ε estándar igualmente para la fase continua (gases). Así mismo se tendrá en cuenta el modelo de ordenadas discretas para la radiación y el modelo de “Eddy dissipation” para el transporte de las especies sugeridas por Tabet y Gökalp (2015). Las partículas serán modeladas en una fase discreta.

1.2.2. Modelo Estándar k- ε . Uno de los modelos de turbulencia más destacados, el modelo (k- ε), se ha implementado en la mayoría de los códigos CFD de propósito general y se considera el modelo estándar de la industria. “Dentro de CFD, el modelo de turbulencia utiliza el enfoque escalable de función de pared para mejorar la robustez y la precisión cuando la malla de la pared cercana es muy fina (ANSYS FLUENT, s.f)”.

Para modelar la turbulencia se ha usado el modelo estándar, en el cual la energía cinética de la turbulencia, k , y su tasa de disipación, ε , se obtiene de las siguientes ecuaciones de transporte (Centeno *et al.* 2016).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \varepsilon u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (2)$$

1.2.3. Modelo de Ordenadas Discretas Para Radiación. El método de ordenadas discretas, es una forma de resolver aproximadamente la Ecuación de Transferencia Radiactiva (RTE)

(Ecuación 3) discretizando tanto el dominio espacial (x, y, z) y las variables angulares que especifican la dirección de la radiación.

$$\nabla \cdot (\vec{I}\vec{s}) + (a + a_p + \sigma_p)I(\vec{r}, \vec{s}) = an^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} + E_p + \frac{\sigma_p}{4\pi} \int_0^{4\pi} I(\vec{r}, \vec{s}') \Phi(\vec{s}, \vec{s}') d\Omega' \quad (3)$$

En la ecuación (3) a_p es el coeficiente de absorción equivalente debido a la presencia de partículas de biomasa, E_p la emisión equivalente y σ_p es el agente equivalente de dispersión de partículas.

1.2.4. Modelo Eddy-dissipation. Es un modelo de reacción química turbulenta, donde la mayoría de los combustibles son de combustión rápida y la tasa de reacción general se controla mediante la mezcla de turbulencia. Para predecir las fracciones de masa locales, se resuelve la ecuación de balance para cada una de las especies químicas, cuya forma general es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_{Bi} \quad (4)$$

Donde S_{Bi} es la tasa de creación por adición de las partículas de biomasa dispersas (Centeno *et al.* 2016).

1.2.5. Modelado de partículas. Las partículas se modelan como una fase discreta, como el contenido de humedad en el bagazo es alto, también se espera una alta tasa de vaporización; en este caso, se recomienda un método de difusión por convección para la transferencia de masa de la partícula a la fase continua (ANSYS FLUENT, s.f).

Para cuantificar la transferencia de masa durante este proceso, Miller, Harstad y Bellan (1998) y Sazhin (2006) propusieron la siguiente expresión:

$$\frac{dm_p}{dt} = k_c A_p \rho_c \ln(1 + B_m) \quad (5)$$

1.3. Métodos para el análisis cinético de datos termogravimétricos

Los métodos más comunes encontrados en la literatura para el análisis cinético a partir de análisis termogravimétrico son: el método integral, el método Coats-Redfern y el método Friedman.

1.3.1. Método integral. Los métodos integrales tienen como ventaja que toleran mucho mejor los valores experimentales, por lo que se utilizan más que los métodos diferenciales. Este método emplea la siguiente ecuación (6), teniendo en cuenta que la temperatura es lineal con el tiempo, entonces:

$$\frac{d\alpha}{dT} = \frac{A}{\beta} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) f(\alpha) P_{O_2} \quad (6)$$

$$g(\alpha) = \int_0^\alpha \frac{d\alpha}{f(\alpha)} = \frac{A}{\beta} P_{O_2} \int_0^T \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) dT \quad (7)$$

La Ecuación (7) no tiene solución analítica y suele expresarse como (Doyle, 1961):

$$g(\alpha) = \frac{A \cdot E}{R \cdot \beta} P_{O_2} \left[\frac{\exp(-x)}{x} - \int_x^\infty \frac{\exp(-x)}{x} dx \right] = \frac{A \cdot E}{R \cdot \beta} P_{O_2} \cdot p(x) \quad (8)$$

Una de las desventajas de los métodos integrales es que suponen un valor constante de la energía de activación a la hora de obtener la forma integrada de la ecuación de velocidad, llevando a valores imprecisos en el cálculo de la energía de activación.

1.3.2. Método de Coats & Redfern. Se trata de un método integral empleado cuando la velocidad de calentamiento es constante y se puede aplicar a aquellos materiales en los cuales no se produce un cambio significativo en el mecanismo de reacción. La expresión final está dada por:

$$\ln \left[\frac{g(\alpha)}{T^2} \right] = \ln \left[\frac{AR}{aE} \left(1 - \frac{2RT}{E} \right) \right] - \frac{E}{RT} \quad (9)$$

1.3.3. Método de Friedman. Éste método se basa en la comparación de las velocidades de pérdida de peso ($d\alpha/dT$), para una pérdida de peso fraccional, utilizando diferentes velocidades de calentamiento. Este método emplea la siguiente ecuación diferencial para diferentes velocidades de calentamiento β . Teniendo en cuenta que $\beta=dT/dt$

$$\frac{d\alpha}{dT} = \frac{A}{\beta} e^{-Ea/RT} f(\alpha) \quad (10)$$

A esta expresión se le aplica una linealización y se obtiene:

$$\ln \left(\frac{d\alpha}{dT} \right) = \ln \frac{A}{\beta} - \frac{Ea}{RT} + \ln[(1 - \alpha)^n] \quad (11)$$

Este método tiene como desventaja que los parámetros cinéticos (factor pre exponencial y energía de activación) son funciones de la conversión, pero a su vez es considerado uno de los más precisos en la determinación de los parámetros cinéticos ya que no utiliza aproximaciones o simplificaciones sobre la ecuación general que expresa la cinética del proceso.

2. Estado del Arte

Para la realización del presente trabajo, se recopiló información de diversos autores para el proceso de combustión dentro de una caldera, su comportamiento termodinámico y los avances en cuanto a simulación de este proceso en la industria azucarera. No obstante, se encontró que la mayor parte

del trabajo sobre el modelado de la combustión en las calderas se ha realizado con carbón, por lo que es difícil obtener en la literatura todos los parámetros necesarios para modelar adecuadamente la combustión del bagazo.

Una de las pocas simulaciones vistas en la literatura donde muestran el modelamiento de la partícula combustible en fase granular se encuentra en el estudio realizado por Ferreira *et al.* (2015) Ellos realizaron el modelado de la combustión heterogénea de bagazo de caña de azúcar en un sistema de caldera de rejilla usando CFD. Ellos describieron el flujo de aire y de gases de combustión dentro del circuito global considerando geometrías de cajas de viento debajo de la rejilla de aire primario, pasando por la inserción de bagazo en quemadores y horno de caldera, hasta la salida del banco de calderas.

Otro trabajo de investigación importante en el cual está basado este proyecto es el trabajo realizado por Centeno-González *et al.* (2016) donde se presentó un modelo de desvolatilización de dos etapas. La cinética de desvolatilización se ajustó mediante el método de Ozawa (1965) (OFW) (Centeno González, 2015) a partir de curvas de TGA obtenidas a velocidades de calentamiento de 5, 10 y 15 °C / min. Los resultados muestran que el proceso de desvolatilización se puede considerar en dos fases: un modelo de segundo orden y uno de tercer orden para la primera y segunda fase, respectivamente.

Los resultados del trabajo de Centeno-González facilitan una interpretación muy transparente de los fenómenos que atraviesa una sola partícula de biomasa desde el calentamiento inicial hasta la combustión de carbono fijo y su conversión a cenizas. De igual manera, se determinó que la desvolatilización es determinante porque ayuda a predecir el campo térmico y ayuda a mejorar circunstancialmente la eficiencia de una caldera industrial.

Un estudio relevante corresponde al realizado por Jin *et al.* (2011). Ellos evaluaron el efecto de las propiedades fisicoquímicas de la biomasa en la combustión; el análisis muestra que el tamaño de la partícula, y el contenido de materia volátil y la humedad de la biomasa son los parámetros más significativos en la combustión. Un gran tamaño de partículas y un alto contenido de humedad llevan a una demora en dicho proceso. También se conoció que la energía de activación para la desvolatilización de la biomasa determina el inicio de una liberación volátil significativa, la estabilidad de la llama y la formación de NOx.

Shrivastav, S. y Hussain (2013) desarrollaron un estudio para monitorear los efectos del contenido de humedad sobre el valor calorífico bruto (GCV), el valor calorífico neto (NCV), la carga de evaporación de agua, la temperatura de llama adiabática (AFT) mediante análisis de equilibrio. En su trabajo, el contenido de humedad en el bagazo simulado varió de 45 a 70%, lo cual es de esperarse en la biomasa a la salida del sexto molino y entrada a la caldera. Cuando el contenido de humedad del bagazo aumenta, el porcentaje de carbono, hidrógeno, y oxígeno del bagazo disminuyen y dan como resultado una disminución de GCV, NCV y AFT. A partir del cálculo de estos resultados, proporcionan como conclusión que el contenido de humedad sugerido en el bagazo para una caldera de un molino de azúcar no debe ser mayor del 56% para una combustión estable.

Zahirovic, Scharler y Obernberger (2006) desarrollaron y aplicaron un modelo de CFD para la combustión de biomasa pulverizada. A partir de los resultados obtenidos se determinó que las partículas de combustible aparentemente demasiado pequeñas atrapadas en el horno podrían identificarse como la razón de los problemas de escorificación.

Aboyadea *et al.* (2011) realizaron un análisis cinético no isotérmico de la desvolatilización de mazorcas de maíz y bagazo de caña de azúcar en atmósfera inerte, la desvolatilización térmica de

estos dos combustibles se estudió mediante un análisis termogravimétrico no isométrico en atmósfera inerte en un rango de velocidad de calentamiento de 10-50 °C/min. Se aplicó el método de isoconversión de Friedman utilizando el software AKTS Thermokinetics para obtener la dependencia de la energía de activación en la conversión. Los resultados mostraron que la energía de activación en el intervalo de conversión de 0,1 a 0,8 varió de 170-225 kJ mol⁻¹ a 75-130 kJ mol⁻¹ para el bagazo de caña.

Otra investigación destacada fue la realizada por Woodfield, Kent y Dixon (2000). Ellos elaboraron un modelado computacional de la inestabilidad de la combustión en hornos de bagazo dando como conclusión que la acumulación y desgaste del material depositado en la parrilla tiene una influencia importante en la estabilidad del horno.

Capart, Khezami y Burnham (2004), estudiaron la cinética de la pirólisis de celulosa microcristalina en nitrógeno a partir de datos TGA y DTG, obtenidos con dos modos diferentes de calentamiento: un modo dinámico a velocidades de calentamiento constantes de entre 1 y 11 °C/min y un modo isotérmico a diversas temperaturas, mantenido constante entre 280 y 320 °C. Finalmente, el modelo propuesto permitió ajustar correctamente 10 conjuntos de datos ATG-DTG, isotérmicos y dinámicos, ellos obtuvieron estos resultados mediante la utilización del tratamiento matemático de datos cinéticos propuesto por Coats y Redfern (1964).

También se debe mencionar el trabajo realizado por Dixon *et al* (2004). Ellos resumen las numerosas aplicaciones donde se ha logrado resultados exitosos utilizando CFD mostrando que es una herramienta útil en la solución de problemas operativos a nivel industrial.

3. Objetivos

3.1 Objetivo General

Evaluar la eficiencia de combustión de bagazo de caña en una caldera industrial y los perfiles de temperatura en el horno usando Dinámica Computacional de Fluidos (CFD)

3.2 Objetivos Específicos

- Desarrollar un estudio granulométrico para el bagazo de caña con el fin de calcular una distribución de tamaño de partículas.
- Determinar un modelo cinético para la combustión de bagazo de caña que pueda ser utilizado para la simulación de la caldera industrial.
- Simular la operación de la caldera industrial considerando los parámetros operacionales para obtener una evaluación del comportamiento térmico interno.

4. Metodología

En la Figura 2 se ilustra de manera general la metodología empleada durante el desarrollo del proyecto. Posteriormente, se describe cada una de las etapas metodológicas.

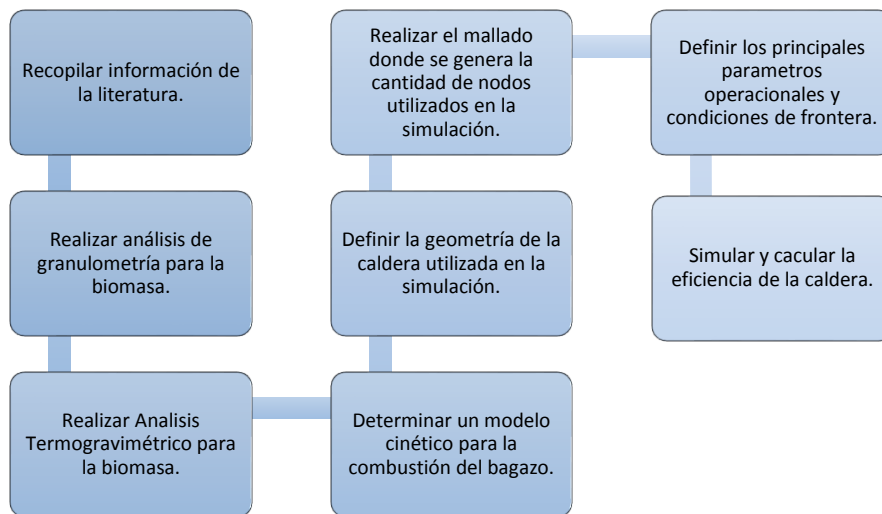


Figura 2. Diagrama de flujo (Metodología).

4.1. Etapa 1 Recopilar información.

Una búsqueda en la literatura fue necesaria para que se permitiera generar el modelo de cálculo para el posterior diseño y construcción del prototipo de caldera.

4.2. Etapa 2 Análisis de granulometría.

Se realizó un análisis de granulometría para las muestras de biomasa (bagazo) con el objetivo de determinar la distribución de tamaño de partículas; parámetro que influye en la cinética de la combustión. Se realizó una distribución Rosin-Rammler y se calcularon los parámetros requeridos en la simulación que influyen en la cinética de la combustión.

4.3. Etapa 3 Análisis Termogravimétrico.

La termogravimetría es una técnica muy utilizada en la que una muestra se calienta a una determinada velocidad de calentamiento y su peso se calcula con forme pase el tiempo, este método es muy utilizada en los análisis cinéticos ya que es una manera rápida y eficiente de calcular los parámetros que influyen en el proceso.

Para establecer los parámetros del modelo de desvolatilización de la biomasa, primero se analizaron 3 muestras de bagazo en un sistema de análisis termogravimétrico (TGA) a tres velocidades constantes de calentamiento de 5, 10 y 15 °C/min y se calentaron hasta una temperatura aproximada de 600 °C. El gas portador era nitrógeno a un caudal de 50 ml/min, el peso de la muestra fue alrededor de 5-15 mg y el equipo empleado fue un analizador termogravimétrico TGA 5500-TA Instruments.

Se empleó el método de Coats-Redfern (1964) para seleccionar los mejores mecanismos de reacción que combinaran bien con los datos generados por el TGA a través de todos los intervalos de la fracción de conversión y poder calcular el factor de frecuencia y la energía de activación.

4.4. Etapa 4 Definir la geometría de la caldera.

En la geometría usada para la simulación se tuvo en cuenta los siguientes componentes, las cuales son mostradas en la Figura 3:

1. Una salida de escape ubicada en la parte superior.
2. Una parrilla ubicada en la parte inferior encargada de distribuir el aire primario.
3. Un supercalentador encargado incrementar la temperatura de salida del vapor por encima de su temperatura de saturación, de esta forma obtenemos un vapor sobrecalentado a alta temperatura.
4. Entradas de aire secundarias ubicadas verticalmente a los bordes de las paredes laterales.
5. Dos entradas de aire neumático ubicadas en la pared frontal para dar dirección al flujo de bagazo tras el ingreso.
6. La entrada principal de aire ubicada en la parte trasera por debajo de la parrilla.

En esta etapa se utilizó el software computacional Gambit 2.4.6 para realizar la geometría de la caldera como se ilustra en la Figura 3 y 5. GAMBIT tiene funciones de creación bidimensional y tridimensional de los dominios de cálculo y posee un generador de malla como se muestra en la Figura 5 de gran alcance que permite asociarlos a un modelo computacional de mecánica de fluidos. El software permite exportar la geometría al software Ansys Fluent y comprobar la ausencia de errores que generen problemas a la hora de simular el proceso como se puede evidenciar en la Figura 4. La calidad de la malla juega un papel importante en la estabilidad y exactitud de los cálculos numéricos para ello se examinó el mallado dando una calidad aproximada a 0,7648 ubicada dentro del rango establecido para obtener una eficiente simulación.

GAMBIT permite especificar cualquier volumen para una operación de mallado; sin embargo, la forma y las características del volumen determinan el tipo de los esquemas de malla que se pueden aplicar al volumen por eso en algunas partes de la geometría de la caldera donde el volumen tenía una forma específica se realizó un mallado utilizando hexaedro y, en otra parte del volumen donde no se definía una forma se realizó un mallado con tetraedros.

La cantidad de nodos generados en el mallado fueron exactamente 1'564.848 ocasionando una demora en la simulación debido a que la cantidad de nodos y la complejidad de la simulación son directamente proporcional. Por eso se recomienda básicamente trabajar con una cantidad moderada para no tener problemas con el modelado dependiendo del computador en el cual se va realizar.

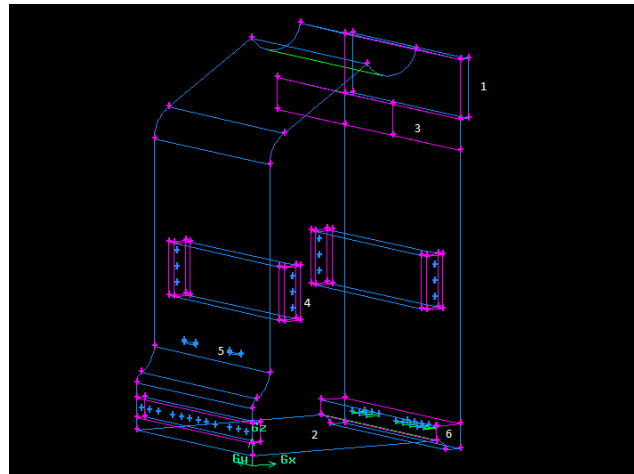


Figura 3 Partes caldera diseñada en Gambit 2.4.6

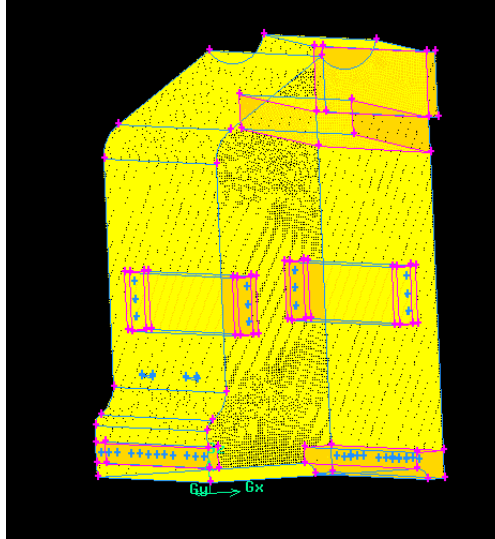


Figura 4. Geometría y malla exportada a Ansys

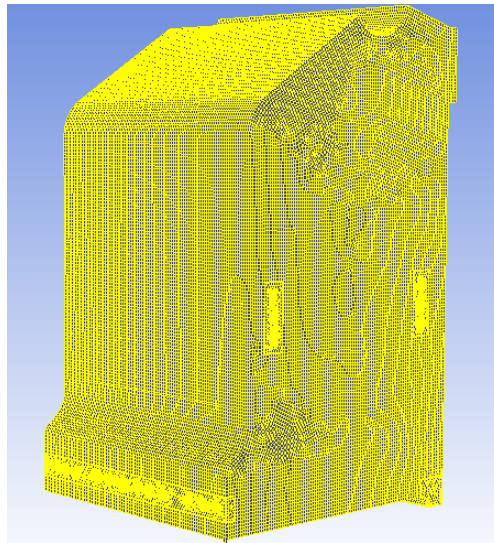


Figura 5. Malla Generada en Gambit 2.4.6

Las dimensiones de la caldera fueron facilitadas por un ingenio azucarero ubicado en el Valle del Cauca, las cuales fueron las siguientes:

Tabla 1

Extensión de Dominio para Ansys Fluent.

Medidas	Dimensiones (m)
Largo	4,63
Ancho	5,24
Alto	8.44

4.5. Etapa 5 Determinar las condiciones operacionales de la caldera y simular.

4.5.1. Modelos físicos. El campo de flujo se obtuvo resolviendo las ecuaciones de continuidad, momento y energía mediante el modelado de turbulencia k-epsilon estándar, también para la fase continua [“La fase continua es una mezcla de gases, que consta de seis especies: oxígeno, dióxido de carbono, vapor de agua, monóxido de carbono y nitrógeno” (Centeno *et al.* 2016)]. El modelo de ordenadas discretas se utilizó para el efecto de radiación dentro del horno y el modelo de Eddy dissipation para la reacción de las especies dentro de la caldera sugerido por Tabet y Gökalp (2015).

Tabla 2.

Análisis próximo y elemental del bagazo de caña de azúcar.

Análisis elemental (%)		Análisis próximo (%)	
Carbono	0,49	Volátiles	0,42
Hidrogeno	0,06	Carbono Fijo	0,03
Oxigeno	0,43	Cenizas	0,04
Nitrógeno	0,01	Humedad	0,5

La Tabla 2 muestra el análisis próximo y elemental, respectivamente, del bagazo de caña de azúcar utilizado en la simulación para la creación de una molécula que represente las características

y la composición de la biomasa, para esto se debe activar en el tipo de material la pestaña que dice partícula de combustión. El valor del poder calorífico superior (HCV) de la biomasa utilizada en este estudio fue 9471472 J/kg, su densidad seca fue 120 kg/m³, una difusividad binaria de 4e-05 m²/s, un calor específico 1400 J/kg-K, Calor de reacción absorbido por el sólido 3,2789e+07 J/kg y un peso molecular estimado de 30 kg/kmol (Diaz, Alvarez y Chaves, 2018).

4.5.2. Modelado fase discreta (partícula). La corriente de biomasa en el horno se considera como un grupo de partículas de diferentes tamaños que interaccionan de manera diferente con la fase continua ya sea en forma de calor o masa. A medida que las partículas viajan a través de los gases calientes que entran al horno se considera el intercambio masa/calor con la fase continua. Para tener en cuenta este fenómeno se debe activar la interacción de partículas por radiación en la pestaña modelos físicos. En este caso se recomienda un método de convección/ difusión controlado para el modelado de este fenómeno.

Se definieron los principales parámetros operacionales y condiciones de frontera para la simulación de la caldera entre ellos: el flujo de aire frontal, el flujo de aire posterior, el flujo de aire neumático, la alimentación del bagazo, la temperatura de las paredes en el horno, la emisividad de las paredes del horno, calor de transferencia, etc.

Se realizaron cuatro inyecciones de biomasa en la caldera en función de una distribución del tamaño de partícula que se midió experimentalmente en una prueba de granulometría y se puede ver en la Tabla 5 y 6, todas cuatro a la misma condición de tasa de flujo total e igual diámetro medio; solo varían sus posiciones respecto al ingreso a la caldera para establecer una trayectoria referente a cada una de ellas y se muestran en la Tabla 3 obteniendo cuatro entradas ubicadas en la parte frontal del horno.

En ANSYS FLUENT el coeficiente de hinchamiento utilizado es 1,4, que es el indicado para las partículas de carbón debido a que tienden a aumentar su tamaño en el momento de la desvolatilización. Sin embargo, de acuerdo con Li *et al.* (2015) las partículas de bagazo tienden a tener un comportamiento totalmente diferente al del carbón ya que tienden a reducirse con un coeficiente de hinchamiento de 0,7.

Tabla 3.

Diámetro de partícula, inyección y flujo másico de biomasa en la caldera.

Inyección	Posición X (m)		Posición Y (m)		Posición Z (m)		Diámetro	Flujo
	Primer punto	Último punto	Primer punto	Último punto	Primer punto	Último punto	medio (mm)	Total (Kg/s)
1	0,44	0,44	1,405	1,405	2,2	2,2	1,133	0,577
2	0,44	0,44	1,405	1,405	2,2	2,2	1,133	0,577
3	0,44	0,44	3,225	3,225	2,2	2,2	1,133	0,577
4	0,44	0,44	3,225	3,225	2,2	2,2	1,133	0,577

Los principales parámetros operacionales y las condiciones de frontera de la caldera se presentan en la Tabla 4. Las ubicaciones de la parrilla el superheater, las entradas de aire primarias y secundarias se pueden ver en la Figura 5.

Tabla 4.

Parámetros operacionales para la caldera.

Parámetros	Cantidad	Parámetros	Cantidad
Flujo de aire frontal	0,9912 kg/s (30 °C)	Emisividad de las paredes	0,85
Flujo de aire posterior	0,3717 kg/s (30 °C)	Espesor de la pared	0,008 m
Temperatura de paredes del horno	250 °C	Flujo másico (parrilla)	10,4076 kg/s
Flujo de aire neumático	0,6195 kg/s (30 °C)		

5. Resultados

5.1 Análisis de granulometría.

Se aplicó el modelo matemático Rossin-Rammler (R-R) utilizando sus ecuaciones para el estudio de la distribución de partículas. Los valores de abertura del tamiz (diámetro) y la fracción másica retenidas en cada tamiz se presentan en la Tabla 5. También se utilizó un análisis de regresión de mínimos cuadrados para ajustar los parámetros que se calcularon, entre ellos el diámetro promedio y el factor de dispersión de partículas presentes en la tabla 6.

Tabla 5.

Valores obtenidos en el laboratorio de la granulometría para el bagazo de caña de azúcar.

Tamiz (#)	Diámetro (mm)	Fracción masa	Retenida Acumulada	Pasante Acumulada
30	0,6	0,022	0,022	0,977
20	0,85	0,209	0,231	0,768
18	1,00	0,223	0,455	0,545
12	1,7	0,233	0,688	0,312
6	3,35	0,112	0,800	0,200
4	4,75	0,145	0,945	0,054
Fondo		0,054	1,000	0

Tabla 6.

Parámetros obtenidos en el análisis de granulometría aplicando el método (R-R):

Parámetros	Bagazo
Fracción masa promedio	0,36787
Diámetro promedio (m) :	0,00181
Factor de dispersión n	1,45205

5.2 Análisis Termogravimétrico.

Los resultados de los experimentos termogravimétrico realizados a la biomasa (bagazo) se presentan en la Figura 6, aquí se puede ver como el peso de la muestra disminuye a causa de la descomposición a altas temperaturas. También se puede observar el desplazamiento de las curvas a una mayor velocidad de calentamiento “esto se produce porque, cuando la velocidad de calentamiento es alta, la temperatura de la muestra va por detrás de la del horno debido a un retraso en la transferencia de calor desde el horno a la muestra” (Díaz *et al.* 2015); iniciando la gráfica se evidencia la pérdida de humedad en el rango de 0-100°C; de igual forma nos muestran que la

velocidad de conversión de la biomasa cambia a una temperatura de aproximadamente 300°C y, por lo tanto, se puede considerar que el proceso de conversión ocurre principalmente en dos intervalos.

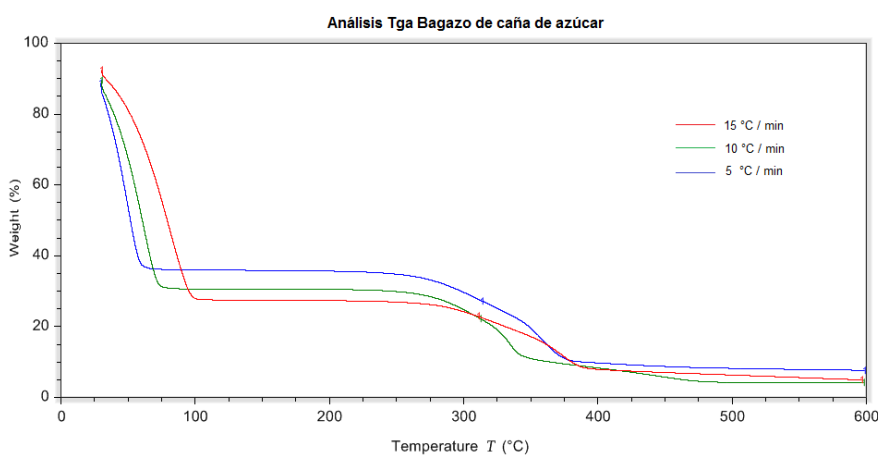


Figura 6. Cambio de peso de la muestra (bagazo) a diferentes velocidades de calentamiento.

5.3 Método para el análisis cinético de datos termogravimétricos.

Entre los métodos más utilizados para los análisis cinéticos de los datos termogravimétricos encontramos en la literatura: el método integral, el método Friedman y el método Coats-Redfern. Para el análisis cinético de los datos se aplicó el método Coats-Redfern. Con este se encuentra un único conjunto de parámetros de energía de activación y factor pre exponencial, a su vez existen varios modelos de reacción que se pueden emplear para desarrollar un mejor acuerdo con los datos experimentales y se presenta en el apéndice D. En la Tabla 7 se presentan diferentes mecanismos de reacción que pueden utilizarse para el tratamiento de datos cinéticos no isotérmicos.

Tabla 7.

Mecanismos de reacción para el método integral y el método Coats-Redfern (Capart et al. 2004).

Modelo	f(x)	g(x)
Orden 0	1	x
Orden 1	$(1 - x)$	$\ln(1 - x)$
Orden 2	$(1 - x)^2$	$(1 - x)^{-1}$
Orden 3	$(1 - x)^3$	$\frac{1}{2} * (1 - x)^{-2}$
Orden n	$(1 - x)^n$	$\frac{1}{n - 1} * (1 - x)^{1-n}$
Cylindrical symmetry	$2(1 - x)^{0.5}$	$1 - (1 - x)^{0.5}$
Spherical symmetry	$3(1 - x)^{2/3}$	$1 - (1 - x)^{1/3}$
One-dimensional	$\frac{1}{2}x$	x^2
Two-dimensional	$[-\ln(1 - x)]^{-1}$	$(1 - x)[\ln(1 - x)] + x$
3D Spherical Jander equation	$1,5(1 - x)^{2/3}[1 - (1 - x)^{1/3}]^{-1}$	$[1 - (1 - x)^{1/3}]^2$
3D Spherical Ginstling-Brounshtein	$1,5[(1 - x)^{-\frac{1}{3}} - 1]^{-1}$	$\left(1 - \frac{2x}{3}\right) - (1 - x)^{2/3}$
Avrami-Erofeev (n = 1.5, 2, 3, 4)	$n(1 - x)[-\ln(1 - x)]^{(n-1)/n}$	$[-\ln(1 - x)]^{1/n}$

A los experimentos realizados con anterioridad se decidió ajustar simultáneamente todas las 6 curvas TGA (3 de bagazo y 3 de polvillo), para encontrar el mejor modelo de reacción propuestos en la Tabla 1 así como sus parámetros. Se evaluaron los 12 modelos de mecanismo de reacción encontrados en la literatura presentes en las tablas 8, 9, 10. El de orden 3 resultó ser el modelo de reacción que mejor se ajustó, el conjunto completo de energías de activación y factores de frecuencia se presenta en el Apéndice E pero las curvas TGA no se pudieron ajustar con la ayuda

de un único modelo cinético. De hecho el comportamiento del bagazo y del polvillo en el analizador termogravimétrico no es uniforme; una fase rápida es seguida por una fase más suave, por encima de aproximadamente 300-350 °C, para las 6 velocidades de calentamiento probadas en el presente estudio.

Tabla 8.

Coefficientes de regresión lineal para el bagazo de caña de azúcar.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	Orden 0	Orden 1	Orden 1,5	Orden 2	Orden 3
Bagazo	5	0,5247	0,8023	0,9166	0,9593	0,9642
	10	0,8285	0,9497	0,9854	0,9813	0,9338
	15	0,6427	0,8255	0,9058	0,9454	0,9529

Tabla 9.

Coefficientes de regresión lineal para el bagazo de caña de azúcar.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	Cylindrical symmetry	Spherical symmetry	One dimensional	Two dimensional
Bagazo	5	0,6503	0,6998	0,6236	0,6751
	10	0,8874	0,9088	0,8538	0,8818
	15	0,7280	0,7600	0,7081	0,7464

Tabla 10.

Coefficientes de regresión lineal para el bagazo de caña de azúcar.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	3D Spherical Jander equation	3D Spherical Ginstling–Brounshtein	Avrami–Erofeev (n = 1.5)
	5	0,7582	0,7029	0,7555
Bagazo	10	0,9216	0,8954	0,9415
	15	0,8019	0,7652	0,7884

Los coeficientes de regresión calculados no representan unos resultados favorables debido a que hay una diferencia entre los datos experimentales con los valores o datos calculados porque la regresión no lineal está sujeta a errores cuando se ajustan demasiados datos a la vez. Sin embargo, se logró minimizar el error realizando una optimización de los parámetros cinéticos mediante el método de optimización de mínimos cuadrados. Los valores de los parámetros cinéticos encontrados en la regresión lineal como la energía de activación (E) y el factor pre exponencial (K) sirvieron como punto de partida para disminuir las iteraciones del método.

Como se presentó un resultado no satisfactorio con el mecanismo de reacción de orden 3, se tomó la decisión de utilizar el método de optimización de mínimos cuadrados, las ecuaciones utilizadas para calcular la conversión teórica en el anterior método se muestran en la tabla 11. La precisión del ajuste a cada curva experimental TGA se evaluó minimizando una función objetivo (OF) llamada suma residual de cuadrados (RSS) y se calcula de la siguiente manera:

$$RSS = \sum (X_{calculado} - X_{experimental})^2$$

Tabla 11.

Ecuaciones utilizadas para el método de optimización de mínimos cuadrados.

Orden de reacción	Conversión
1	$x = 1 - \exp \left[\frac{-KRT^2}{b * E * \exp \left(\frac{E}{RT} \right)} \right]$
2	$x = 1 - \left[\frac{KRT^2}{b * E * \exp \left(\frac{E}{RT} \right)} + 1 \right]^{-1}$
3	$x = 1 - \left[\frac{KRT^2}{0,5b * E * \exp \left(\frac{E}{RT} \right)} + 1 \right]^{-0,5}$

En la Fig. 7 se observa cómo a temperaturas bajas, los datos experimentales se comporta de la forma de una reacción de primer orden pero a medida que aumenta la temperatura y finaliza la reacción se comporta como una de segundo orden. De igual forma se evidencia este mismo comportamiento en todas las muestras de bagazo analizadas a cada velocidad de calentamiento, los parámetros cinéticos calculados para la simulación pueden ser vistos en el apéndice F.

En la división del comportamiento de los mecanismos de reacción frente a los datos experimentales la gráfica se comporta como si al principio en el primer intervalo existiera una familia de moléculas totalmente diferentes a la del mecanismo de reacción de segundo orden. Este cambio en el mecanismo de reacción en el proceso térmico del bagazo ha sido reportado por Centeno-González *et al.* (2016) donde se muestra que la velocidad de conversión de la biomasa (bagazo) cambia en cierto rango de temperatura. Debido a esto se propone un modelo de reacción donde el mecanismo cambie de primer orden a segundo orden. El modelo de reacción que se utiliza en este trabajo dio un buen acuerdo con los datos experimentales.

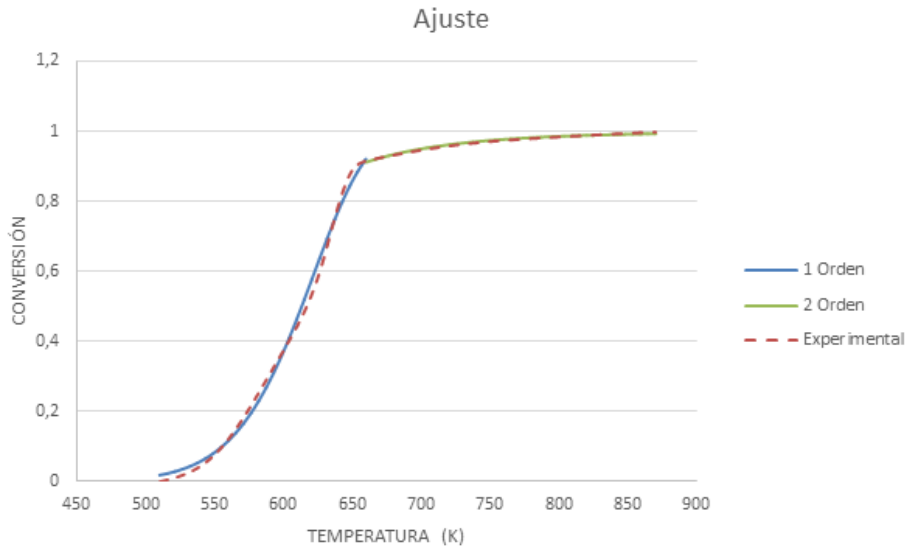


Figura 7. Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagazo a 15°C/min.

5.4 Simulación de la operación de la caldera industrial

En las Figuras 8,9,10,11 y 12 se puede observar los resultados obtenidos en la simulación establecida, de acuerdo al volumen de control determinado y al método empleado, donde se visualiza las variables de temperatura de la combustión, masa fracción de la especie oxígeno, temperatura del super-heater ubicado a la salida de los gases, etc.

La Fig. 8. Muestra el perfil de velocidad calculado en la parrilla mediante la simulación del flujo de aire que ingresa por debajo de la caldera es de notar que presenta una distribución desigual de flujo pudiendo reordenarse para mejorar la eficiencia de la combustión.

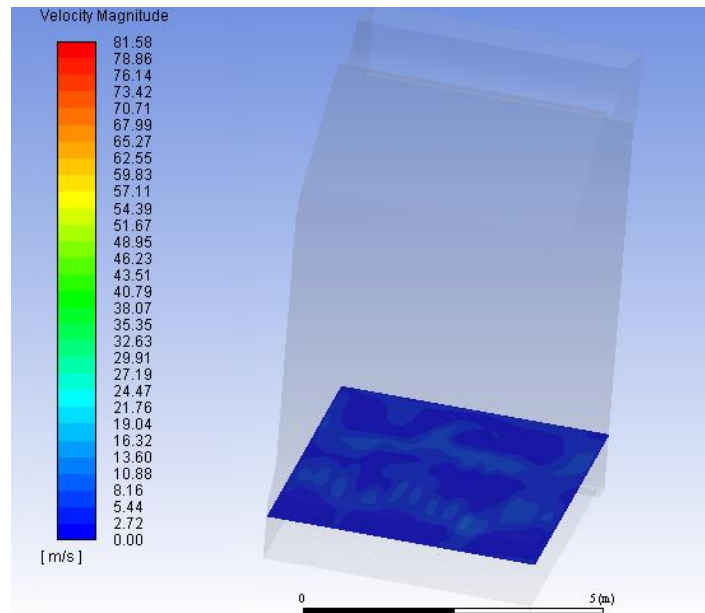


Figura 8. Perfil de velocidad en la parrilla

Los contornos de temperatura que se obtuvieron en la simulación se encuentran en la Fig. 9 donde se ve que las zonas de reacción fuertes se encuentran cercanas a la parrilla que es la parte donde se quema el combustible que ingresa. Es posible evidenciar en la caldera que las bajas temperaturas en la parrilla coinciden perfectamente con el elevado contenido de oxígeno lo que caracteriza a una llama de difusión, la distribución del flujo de aire desigual en la parrilla genera una mayor temperatura en la parte inferior hacia la parte de atrás de la caldera como se observa en la vista lateral.

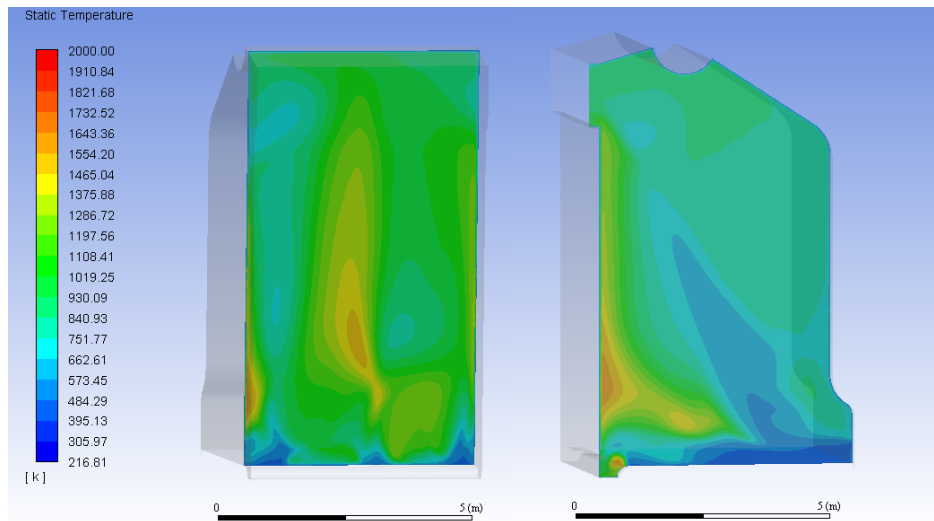


Figura 9. Vista frontal y lateral de los contornos de temperatura en la caldera.

Por otro lado, la Fig. 10 muestra el contorno de temperatura que se genera a la salida de la caldera con un valor cercano a los 834.35°C (1108 k) una temperatura muy cercana a la de algunos hornos encontrados en la literatura.

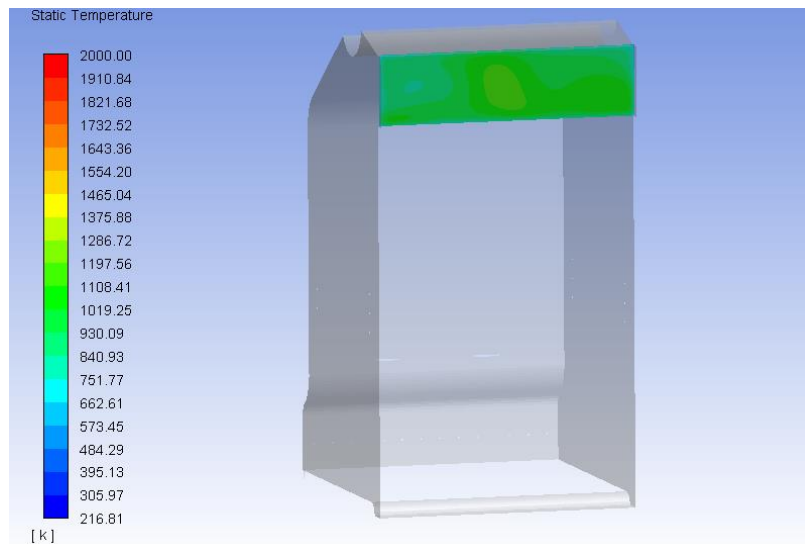


Figura 10. Contorno de temperatura a la salida de los gases de la caldera industrial

Los contornos de fracción molar de oxígeno (O_2) de la Fig. 11 muestran la forma en que se dirige desde la inyección hacia el resto de la caldera donde emerge la llama. Las regiones de la caldera con escasos de oxígeno son las áreas de color azul, y es donde se requiere una mejor distribución de aire debido a que una gran parte de la baja eficiencia de la combustión y reducción de la transferencia de calor en las calderas está directamente relacionada con una mala distribución. También se observa en la parte inferior, y en especial hacia la parte de atrás del horno, que hay una reducción de la fracción molar de O_2 debido a la distribución desigual del flujo en la parrilla.

Buena parte del oxígeno está saliendo por la parte central del horno como se muestra en la vista lateral de la caldera esto es ocasionado generalmente por bajas turbulencias en estas zonas y genera una disminución en la eficiencia de la combustión.

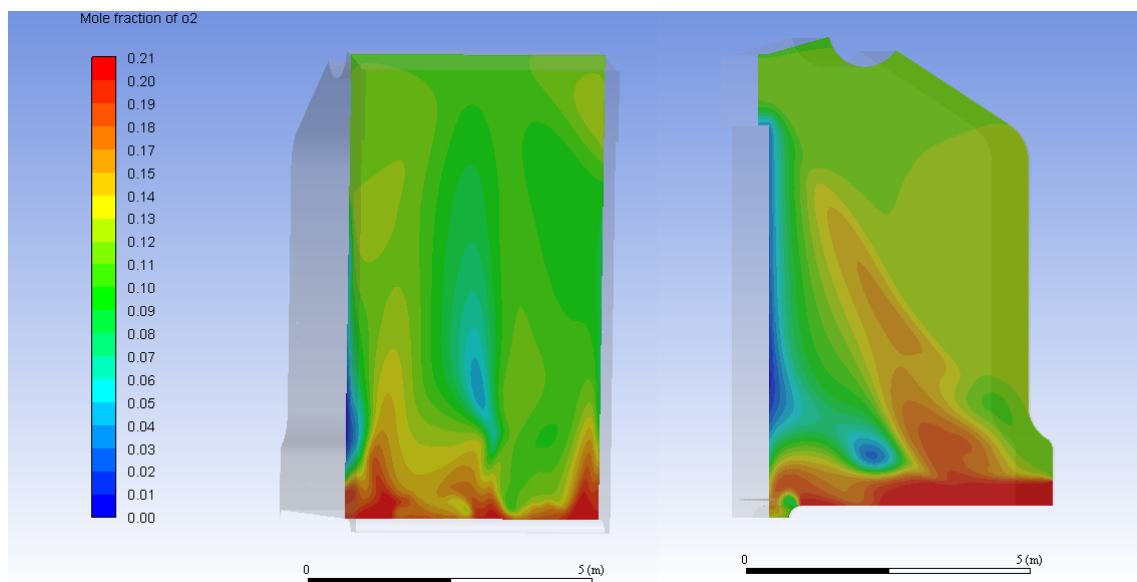


Figura 11. Contorno de la fracción molar de O_2 simulado en la caldera industrial

La Figura 12 muestra la trayectoria de las partículas coloreadas por el tiempo de residencia de ellas mismas. El tiempo de residencia es importante debido a que es necesario que las partículas

esten en contacto con el aire a mayor temperatura posible, ya que con un buen equilibrio entre tiempo y mezcla turbulenta de aire se consigue una combustión completa. La simulación no presentó flujo reverso que es un gran causante del daño de los comportamientos térmicos en la caldera evidenciado por la alineación de los vectores a la salida del horno.

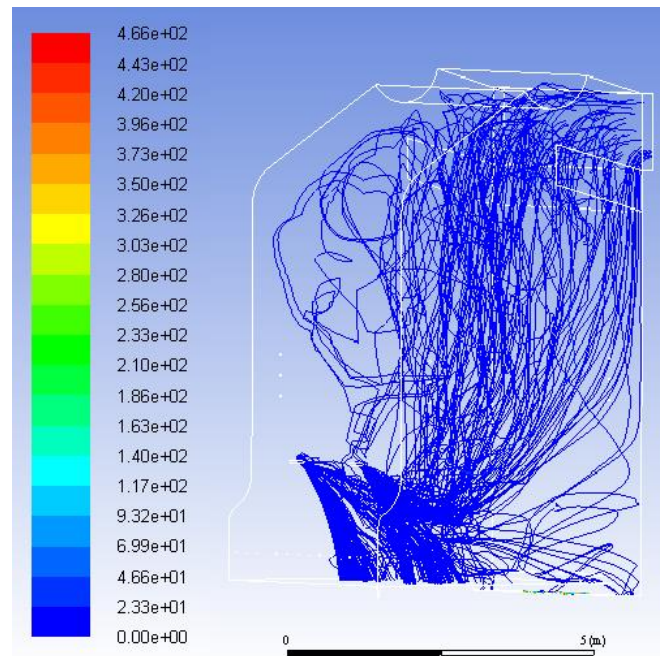


Figura 12. Trazas de partículas coloreadas por tiempo (s) de residencia de partículas

De los resultados obtenidos en la simulación se puede observar que el proceso de secado ocurre en la parte inferior de la caldera y la volatilización se encuentra mejor distribuida en todas las zonas del horno. Las partículas tienden a convertirse en carbón en la zona de la parrilla, sin embargo, se puede ver que algunas siguen la trayectoria y les ocurre este proceso dentro de la caldera.

Detallando la parte de la salida de los gases (ver Apéndice H) de la caldera, se observa una baja fracción másica o molar ($0 - 0.0094$) de CO confirmando el buen proceso de combustión que

presenta la caldera al interior. Por el contrario, el CO_2 presente en esta zona está entre 0.12-0.1 tolerable, aunque se ve en la parte inferior izquierda una alta composición de CO_2 . La parte de oxígeno que no se consume o no reacciona en el proceso de combustión permanece como parte de los gases de combustión y es una medida para el rendimiento de la combustión, el O_2 presente en la zona de salida de los gases es aproximadamente un 0.083.

6. Conclusiones

- En este estudio se realizó un análisis CFD para modelar la combustión del bagazo de caña en una caldera industrial en donde la biomasa se consideró como una fase discreta e interactúa con una fase gaseosa para producir la combustión del horno. La simulación de la operación de una caldera es una tarea complicada debido a la gran cantidad de procesos físicos que ocurren dentro de ella como lo es la desvolatilización, el secado, la evaporación, etc. La simulación proporcionó una clara comprensión de los fenómenos por los que atraviesa una partícula de biomasa desde el calentamiento inicial hasta la combustión de carbón y su conversión final a cenizas.
- Uno de las formas para evaluar si el planteamiento del modelo matemático para la simulación en el software Ansys fue el adecuado es comparando el flujo de bagazo (2.28 kg/s) que ingresa a la entrada con el parámetro Dpm mass source (1.99 kg/s) dando cierta similitud para disminuir esta diferencia se puede dejar iterar más el programa, la eficiencia

de combustión de la caldera dio un total de 92,73 % calculada por la Ecuación 12 (ver Apéndice I).

- Los indicadores generales de eficiencia obtenidos en la simulación de la combustión se compararon con datos muestreados experimentalmente en el ingenio azucarero Maria Luisa y se observó una afinidad satisfactoria.

Tabla 12

Comparación de los datos obtenidos en la simulación con los datos muestreados experimentalmente en el ingenio azucarero.

Parámetro	Simulación	Medido	% Desviación
Temperatura salida gases	790,5 °C	750 °C	5,12%
Fracción mol de CO ₂	0,068	0,08	15%
Fracción mol de O ₂	0,083	0,09	7,77%

Referencias Bibliográficas

- A.W. Coats, J.P. Redfern, Kinetic parameters from thermogravimetric Data, *Nature* 201 (1964) 68–69
- Aboyadea, A.O., Hugo, T.J., Carriera, M., Meyer, E.L., Stahl, R., Knoetzea, J.H. and Görgens, J.F., Non-isothermal kinetic analysis of the devolatilization of corn cobs and sugarcane bagasse in an inert atmosphere. *Thermochimica Acta*, 517, pp. 81-89, 2011. DOI: 10.1016/j.tca.2011.01.035.
- ABSORSYSTEM, S.L. (s.f.). Descripción de Calderas y Generadores de vapor. Barbera del Vallés, España. Recuperado el 8 de Mayo de 2018, de <http://www.absorsistem.com/tecnologia/calderas/descripción-de-calderas-y-generadores-de-vapor>.
- ANSYS FLUENT User Manual, release 16.0. ANSYS Inc.
- Capart, R., Khezami, L. & Burnham, A. K. (2004). Assessment of Various Kinetic Models for the Pyrolysis of a Microgranular Cellulose. *Thermochimica Acta*, 417(1), 79 – 89. DOI: 10.1016/j.tca.2004.01.029.
- Centeno González FO. Avaliação da Combustão de Bagaço e Palha de Cana-de- Açucar numa Fornoalha de Caldeira Industrial AMD a partir da Modelagem por CFD. Itajubá, MG, Brasil: Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá; 2015. p. 162.
- Centeno-González, F., Silva-Lora, E.D., Villa-Nova, H.F., Mendes Neto, L.J., Martínez-Reyes, A.M., Ratner, A. and Ghamari, M., CFD modeling of combustion of sugarcane bagasse in an industrial boiler. *Fuel*, 193, pp. 31-38, 2017. DOI: 10.1016/j.fuel.2016.11.105.
- Demirbas, A., Potential applications of renewable energy sources, biomass combustion problems in boiler power systems and combustion related environmental issues. *Prog. Energy Combust. Sci.*, 31, pp. 171-192, 2005. DOI: 10.1016/j.pecs.2005.02.002.

- Díaz, F.A., Chaves, A., Maradei, M.P., Fuentes, D., Guzmán, A., & Picón, H. (2015). Kinetic analysis of the thermal decomposition of Colombian vacuum residua by thermogravimetry. *Ingeniería e Investigación*, 35(3), 19-26. DOI: <http://dx.doi.org/10.15446/ing.investig.v35n3.49498>.
- Díaz-Mateus, F.A., Alvarez-Castro, H.C. and Chaves-Guerrero, A., CFD simulation of sugarcane bagasse combustion in an industrial grate boiler. *DYNA*, 85(204), pp. 169-176, March 2018.
- Ferreira, D.J.O., Sosa-Arno, J.H., Moreira, B.C., Paes-Rangel, L. and Park, S.W., A comprehensive CFD model for sugar-cane bagasse heterogeneous combustion in a grate boiler system. *International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering*, 9(5), pp. 593-600, 2015. DOI: 10.1999/1307-6892/10001615.
- Jin, B., Yan, L., Higgins, B. and Liu, G., CFD Modeling of biomass combustion for conversion application. NALCO Mobotec Clearwater Coal Conference, 2011. DOI: 10.3390/ijms9061108.
- Kaewpradap, A., Yoksenakul, W. and Jugjai, S., Effects of moisture content in simulated bagasse by equilibrium analysis. *Proceedings of the 4th TSME International Conference on Mechanical Engineering (TSME-ICOME)*. October 2013.
- Li, J., Paul, M.C., Younger, P.L. Watson, I. Hossain, M. and Welch, S., Characterization of biomass combustion at high temperatures based on an upgraded single particle model. *Applied Energy*. 156, pp. 749-755, 2015. DOI: 10.1016/j.apenergy.2015.04.027.
- Miller RS, Harstad K, Bellan J. Evaluation of equilibrium and non-equilibrium Evaporation models for many-droplet gas-liquid flow simulations. *Int J Multiph Flow* 1998; 24:1025–55.
- O. Alderetes, C. (2016). *Calderas a Bagazo – Proyecto, operación y mantenimiento*. Argentina. Recuperado el 11 de Mayo de 2018, de <http://www1.herrera.unt.edu.ar/biblcet/wp-content/uploads/2016/08/Calderas-a-Bagazo.pdf>.
- Ozawa T. A new method of analyzing thermogravimetric data. *Bull Chem Soc Jpn* 1965; 38:1881–6.

Sazhin SS. Advanced models of fuel droplet heating and evaporation. *Prog Energy Combust Sci* 2006; 32:162–214.

Scfingenieria. (s.f.). Soluciones para Alimentación y Combustión de Carbón o Biomasa en calderas de parrilla. Bogotá, Colombia. Recuperado el 7 de Mayo de 2018, de <http://www.scfingenieria.com/soluciones-para-alimentacion-y-combustion-de-carbon-o-biomasa.html>.

Shrivastav, S. and Hussain, I., Design of bagasse dryer to recover energy of water tube boiler in a sugar factory. *International Journal of Science and Research (IJSR)*, 2(8), pp. 356-358, 2013.

Smith JD. Foundations of a three-dimensional model for predicting coal Combustion characteristics in industrial power generation plants. In: Dept. of Chemical Engineering. Provo, Utah, USA: Brigham Young University; 1990.

T.F. Dixon*, A.P. Mann, F. Plaza, W.N. Gilfillan., Development of advanced technology for biomass combustion - CFD as an essential tool, Australia 2004.

Tabet, F. and Gökalp, I., Review on CFD based models for co-firing coal and biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 51, pp. 1101-1114, 2015. DOI: 10.1016/j.rser.2015.07.045.

Woodfield PL, Kent JH, Dixon TF. Computational modelling of combustion Instability in bagasse-fired furnaces. *Exp Therm Fluid Sci* 2000; 21:17–25.

Zahirovic, S., Scharler, R. and Obernberger, I., Advanced CFD modelling of pulverised biomass combustion. *Proc. of the Internat. Conf. Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion*. pp. 267-283, 2006.

Apéndices

Apéndice A Metodología para el análisis granulométrico realizado a 2 muestras de biomasa (bagazo y bagacillo)

- Se pesaron 40 g de muestra de bagazo y polvillo respectivamente y se transfirieron al tamiz superior.
- Se ensambló la serie de tamices apropiados en orden ascendente de tamaño de abertura sobre la columna en la máquina de ensayo y se enciende la vibración.
- Una vez terminado de pasar la muestra por los tamices, Pesar en la balanza analítica las fracciones retenidas en cada tamiz y la cantidad que pasa al fondo.

Para el bagazo se usaron los tamices # (30, 20, 18, 12, 6, 4, fondo) y para el polvillo de bagazo # (50, 40, 30, 20, 16, 12, fondo) respectivamente según la norma ASTM E - 11/95. Ilustrado de una manera más representativa en la figura 3.



Fig. 1 Pesaje de las fracciones retenidas en los tamices seleccionados.

Apéndice B Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagazo.

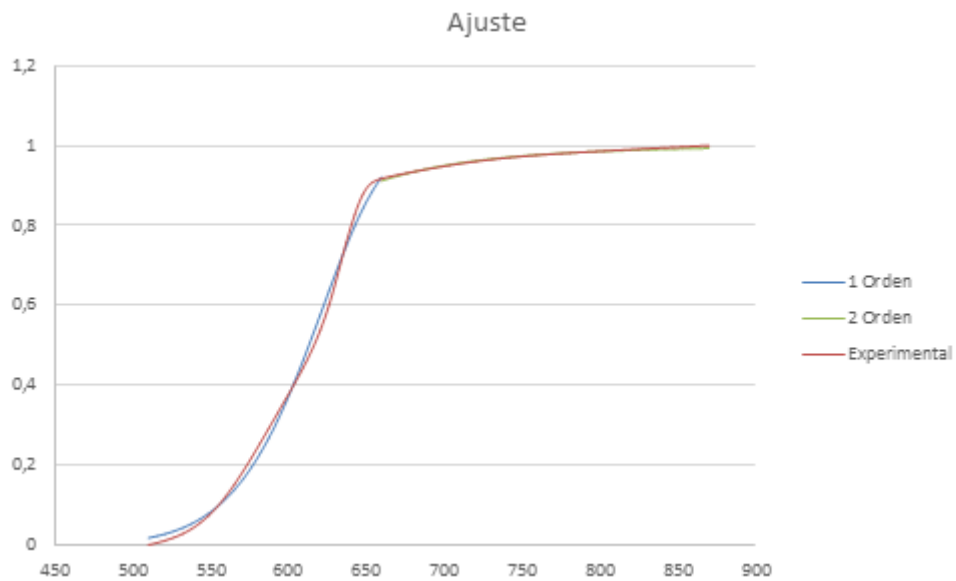


Fig. 2 Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagazo a 5°C/min.

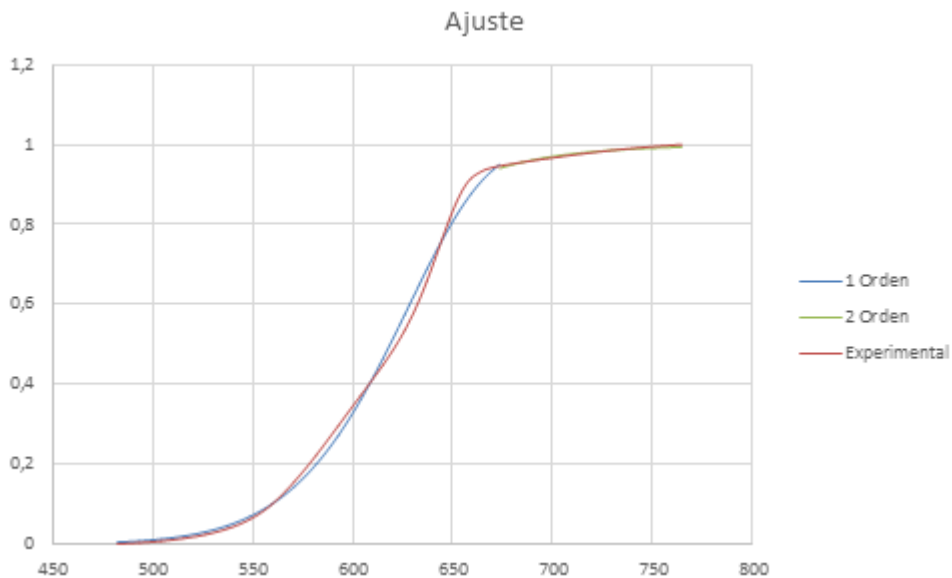


Fig. 3 Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagazo a 10°C/min.

Apéndice C Resultados obtenidos de los análisis de granulometría y termo gravimetría para el bagacillo y un posterior análisis.

Tabla 13 Valores obtenidos en el laboratorio de la granulometría para el bagacillo de caña de azúcar.

Tamiz (#)	Diámetro (mm)	Fracción masa	Retenida Acumulada	Pasante Acumulada
50	0,3	0,0055	0,0055	0,9945
40	0,425	0,026	0,0315	0,9685
30	0,6	0,13825	0,16975	0,83025
20	0,85	0,52525	0,695	0,305
16	1,18	0,1755	0,8705	0,1295
12	1,7	0,11875	0,98925	0,01075
Fondo		0,01075	1	0

Tabla 14 Parámetros obtenidos en el análisis de granulometría aplicando el método (R-R):

Parámetros	Bagacillo
Fracción masa Promedio	0,36787
Diámetro promedio (m) :	0,00082
Factor de dispersión n	5,09290

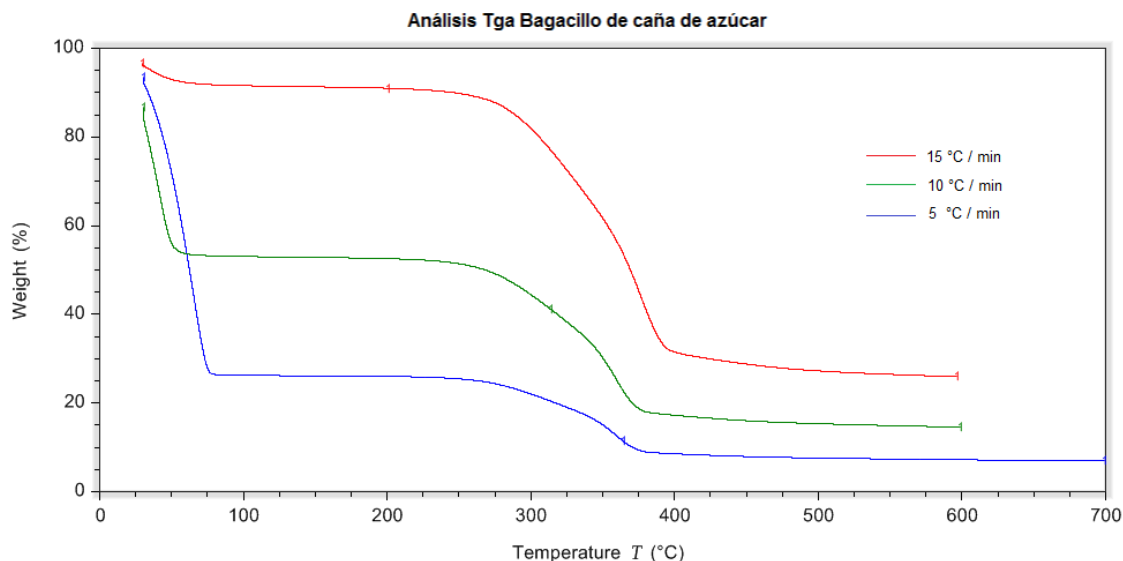


Fig. 4 Cambio de peso de la muestra (bagacillo) a diferentes velocidades de calentamiento.

Tabla 15 Coeficientes de regresión lineal para el bagazo y polvillo de caña de azúcar.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	Orden				
		Orden 0	Orden 1	1,5	Orden 2	Orden 3
Polvillo	5	0,4362393	0,7278748	0,8727740	0,9402374	0,9652930
	10	0,5799740	0,8133490	0,9183360	0,9643717	0,9732547
	15	0,718531	0,889465	0,961403	0,965900	0,9717009

Tabla 16 Coeficientes de regresión lineal para el bagazo y polvillo de caña de azúcar.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	Orden			
		Cylindrical symmetry	Spherical symmetry	One dimensional	Two dimensional
Polvillo	5	0,5606370	0,61292430	0,5618839	0,6118822
	10	0,6844872	0,72598297	0,6598272	0,7043829
	15	0,7961384	0,82648648	0,7688907	0,8027982

Tabla 17 Coeficientes de regresión lineal para el bagazo y polvillo de caña de azúcar.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	3D Spherical Jander equation	3D Spherical Ginstling-Brounshtein	Avrami-Erofeev (n = 1.5)
Polvillo	5	0,69688688	0,639616661	0,652808117
	10	0,77537375	0,72796813	0,772605969
	15	0,855882511	0,82049869	0,866803335

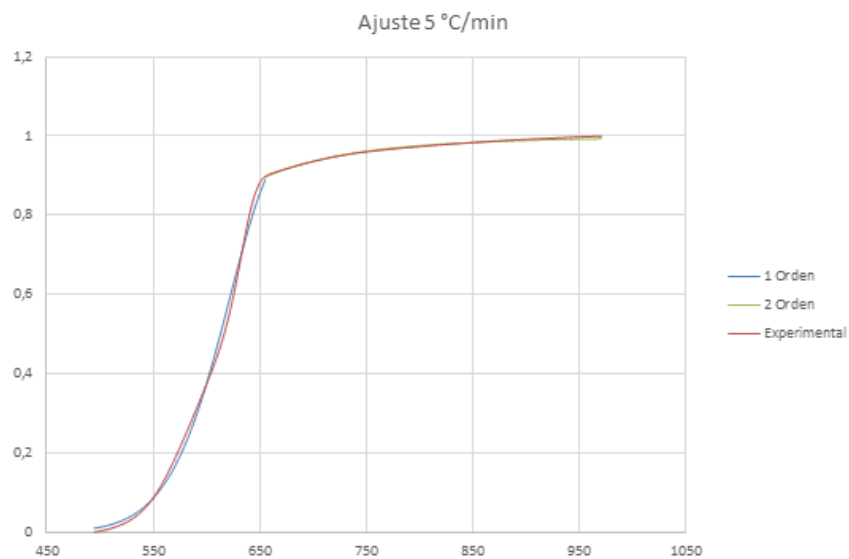


Fig. 5 Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagacillo a 5°C/min.

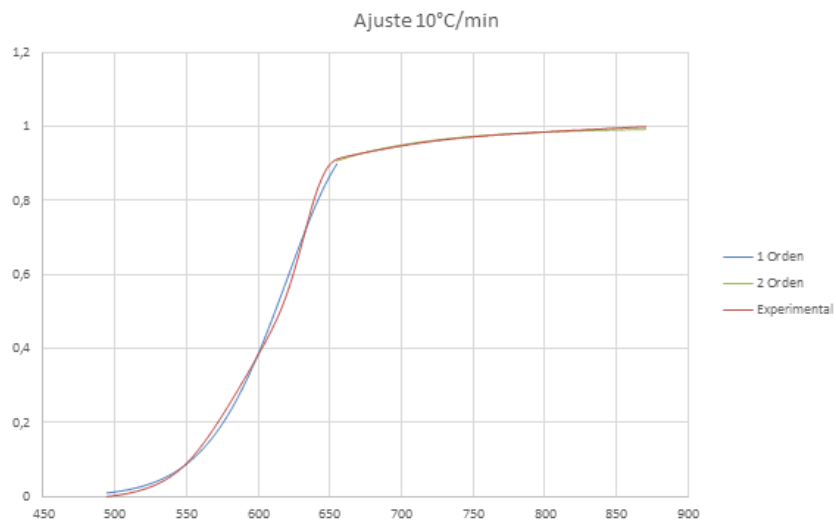


Fig. 6 Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagacillo a 10°C/min

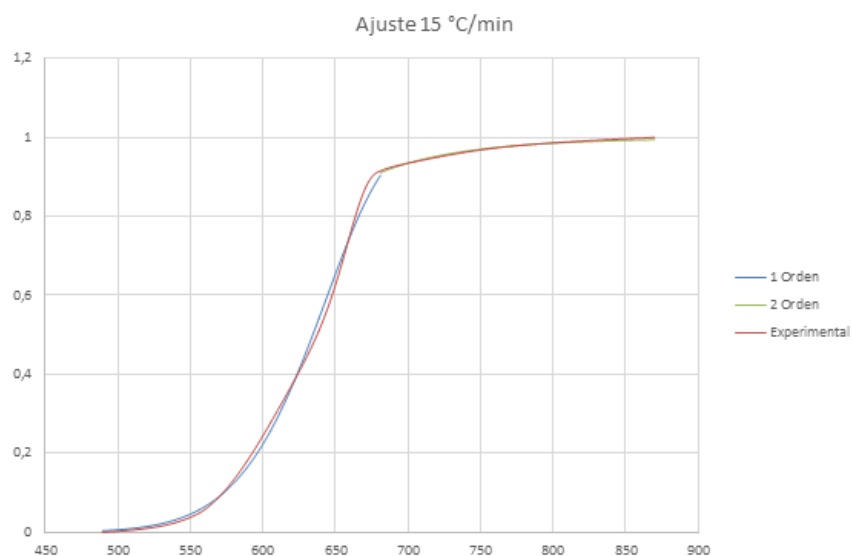


Fig. 7 Comparación de los mecanismos de reacción con los datos experimentales obtenidos por mínimos cuadrados para el bagacillo a 15°C/min

Apéndice D Tratamiento matemático de datos cinéticos.

La reacción puede describirse por el producto de una función de temperatura y una función de conversión (Díaz *et al.* 2015):

$$\frac{dx}{dt} = k(T) f(x) \quad (9)$$

Integrando la ecuación (9) nos da la siguiente expresión:

$$g(x) = kt \quad (10)$$

En la Ecn. (9) y (10), La expresión x corresponde representa la conversión y se calcula de la siguiente manera:

$$x = \frac{m_0 - m_t}{m_0 - m_F} \quad (11)$$

Donde m_0 es la masa inicial, m_f es la masa final y m_t es la masa en cualquier instante t . En la ecuación (9) el término $k(T)$ se puede reemplazar por la ecuación cinética de Arrhenius, ya que es una expresión matemática que se utiliza para comprobar la dependencia de la constante de velocidad de una reacción química con respecto a la temperatura, por lo que la Ecn. (9) se transforma en:

$$\frac{dx}{dt} = K \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) f(x) \quad (12)$$

Donde K es el factor de frecuencia o factor pre exponencial, E la energía de activación, R la constante universal de los gases y T la temperatura absoluta. En un experimento termo gravimétrico no isotérmico, la temperatura se puede representar usando una función lineal respecto al tiempo, de la siguiente manera (Díaz *et al.* 2015):

$$T = T_0 + bt \quad (13)$$

Donde b representa la velocidad de calentamiento. Derivando la ecuación (13) y reemplazándola en la ecuación (12) es posible eliminar la dependencia del tiempo obteniendo:

$$\frac{dx}{dT} = \frac{K}{b} \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) f(x) \quad (14)$$

Separando las variables e integrando la ecuación para facilitar la solución nos queda:

$$\int \frac{dx}{f(x)} = \frac{K}{b} \int \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) dT \quad (15)$$

La expresión ubicada en la derecha de la ecuación (15) no tiene una solución exacta. Coats & Redfern (1964) propusieron reemplazarla por su expansión de Taylor limitada al orden uno, por lo que se genera la siguiente expresión (Díaz *et al.* 2015):

$$g(x) - g(0) = \frac{KRT^2}{bE} \left[\left(1 - \frac{2RT}{E}\right) \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) \right]_{T_0}^T \quad (16)$$

Como los valores de E son elevados el término $\frac{2RT}{E} \ll 1$ puede despreciarse, con esta suposición la ecuación (16) transformándola a su forma linealizada aplicando logaritmos neperianos a ambos lados de la igualdad nos lleva a:

$$\ln\left(\frac{g(x) - g(0)}{T^2}\right) = \ln\left(\frac{KR}{bE}\right) - \frac{E}{RT} \quad (17)$$

La función $g(x)$ debe ser reemplazada por el modelo de reacción que representa el mejor ajuste. La ecuación (17) representa la ecuación de una línea recta, graficando $\ln\left(\frac{g(x) - g(0)}{T^2}\right)$ versus $\frac{1}{T}$ nos da que la pendiente realizando los respectivos cálculos nos da el valor de E y la intersección el valor de k .

**Apéndice E Parámetros cinéticos obtenidos con el mecanismo de reacción de tercer orden
para el bagazo.**

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	Energía de activación [j/kgmol]	Factor de frecuencia
	5	1,55E+08	1,60332E+11
Bagazo	10	1,77E+08	6,19559E+13
	15	1,27E+08	6,67E+08

Apéndice F Parámetros cinéticos obtenidos para el bagazo a cada velocidad de calentamiento después de minimizar el error.

Biomasa	Velocidad de calentamiento [°C/min]	Primer orden		Cambio de Temperatura (Kelvin)	Segundo orden	
		E [J/kgmol]	K (1/s)		E [J/kgmol]	K (1/s)
Bagazo	5	8,29E+07	5,60828E+01	660,12	4,68E+07	1,75039E+04
	10	8,19E+07	2,35172E+04	674,56	9,51E+07	1,50503E+06
	15	7,92E+07	1,65810E+04	660,20	3,44E+07	6,26064E+00

Apéndice G Geometría y mallado desde varias perspectivas en Gambit 2.4.6

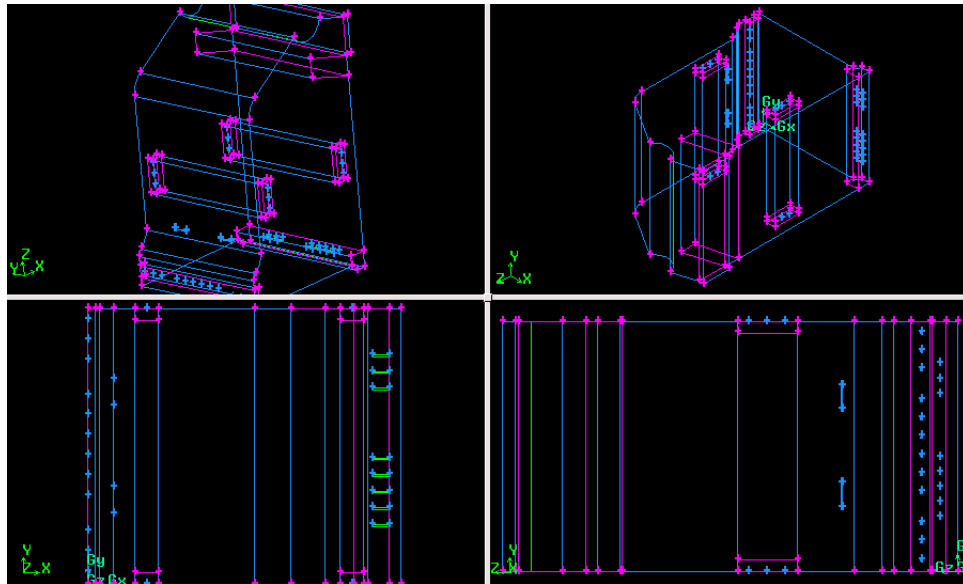


Fig. 8 Geometría de la caldera industrial diseñada en Gambit 2.4.6

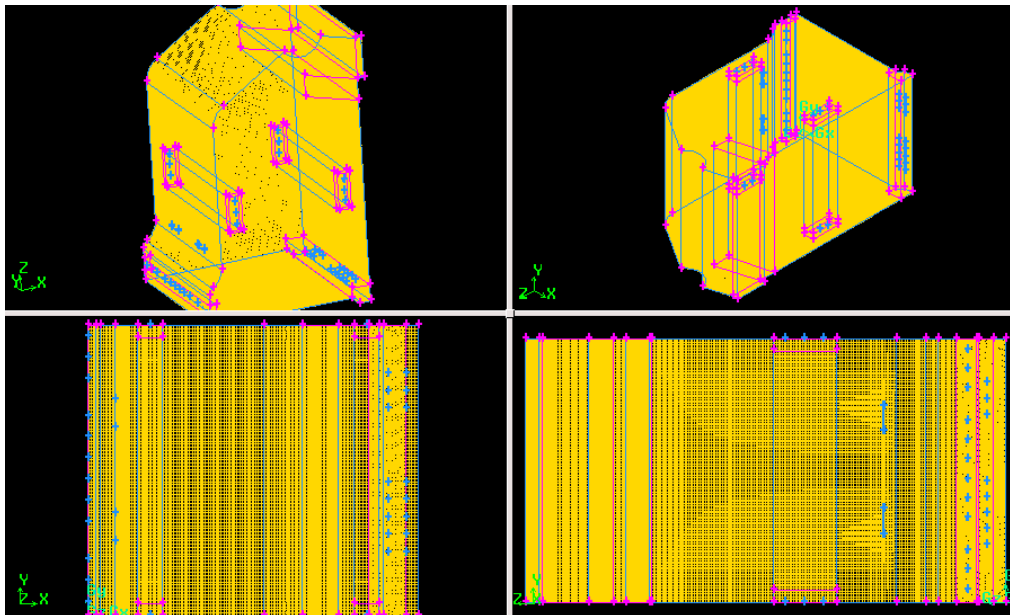
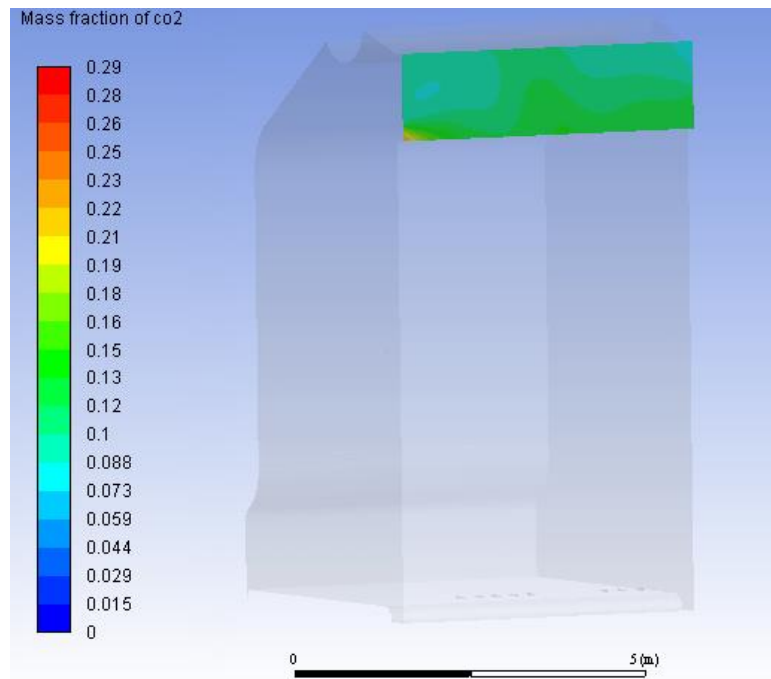
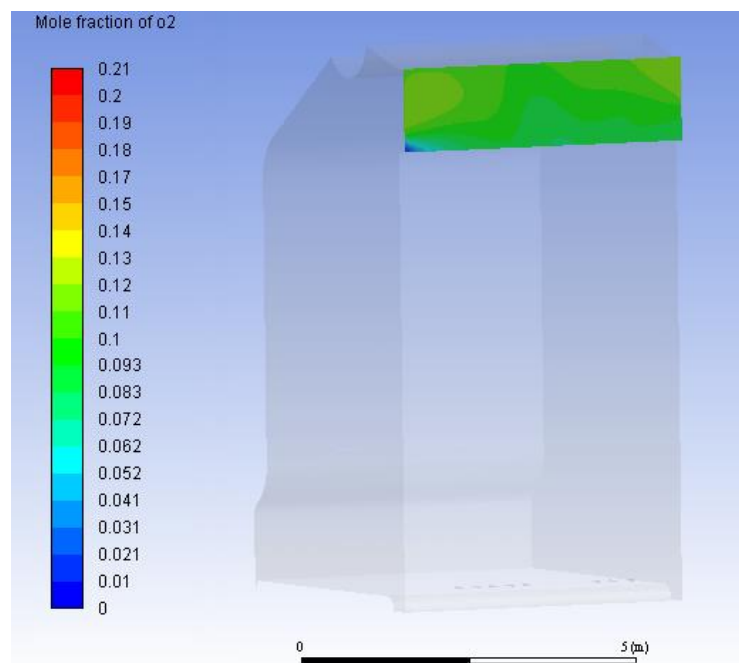


Fig. 9 Mallado de la caldera industrial en Gambit 2.4.6

Apéndice H Contornos de masa fracción a la salida de los gases de combustión.Fig. 10 Contorno de masa fracción CO₂ a la salida de los gases de la caldera.Fig. 11 Contorno de masa fracción O₂ a la salida de los gases de la caldera.

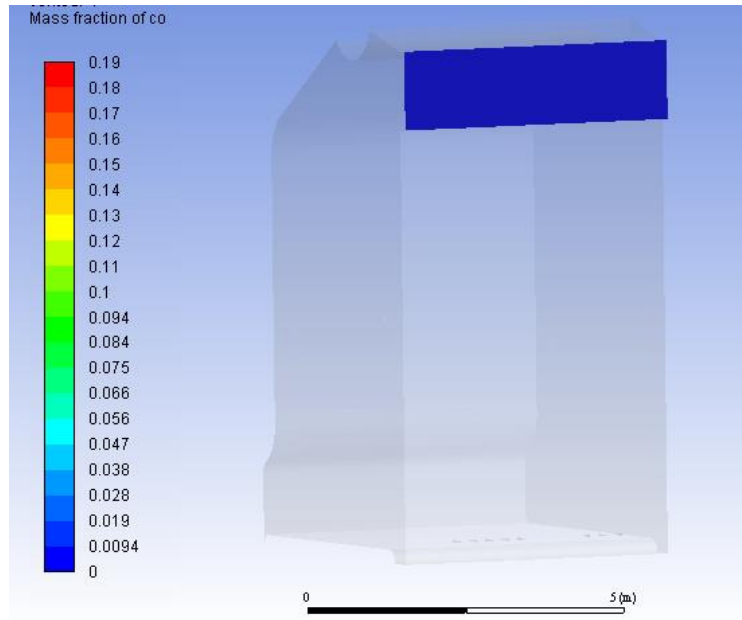


Fig. 12 Contorno de masa fracción CO a la salida de los gases de la caldera.

Apéndice I Ecuación para el cálculo de la eficiencia de combustión.

$$CE = 100 * \frac{x_{CO_2}}{x_{CO_2} + x_{CO}} \text{ (Diaz, Alvarez y Chaves, 2018)}$$

Apéndice J Dimensionamiento de la caldera industrial utilizada en la simulación.

