

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
“Dr. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ”
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

MODELACIÓN MATEMÁTICA DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DE CARBÓN VEGETAL EN UN HORNO CILÍNDRICO ROTATORIO

TESIS PRESENTADA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE
MASTER EN ELECTROMECAÁNICA

CARLOS ZALAZAR OLIVA

Moa-2015

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO DE MOA
"Dr. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ"
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

MODELACIÓN MATEMÁTICA DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DE CARBÓN VEGETAL EN UN HORNO CILÍNDRICO ROTATORIO

TESIS PRESENTADA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE
MASTER EN ELECTROMECAÁNICA

Autor: Ing. CARLOS ZALAZAR OLIVA

Tutor: Prof. Aux., Ing. Ever Góngora Leyva, Dr. C.

Moa-2015

Resumen

En la actualidad uno de los materiales de interés por parte de los investigadores es el carbono activo, por su aplicabilidad en la industria como filtro, en la recuperación de gases, control de emisiones y eliminación de olores.

En el presente trabajo se exponen los conceptos fundamentales de la activación del carbón; los métodos para su obtención; los procesos de transferencia de calor y masa que intervienen en la activación del carbón en hornos cilíndricos horizontales rotatorios;

además se propuso un modelo matemático formado por un sistema de ecuaciones diferenciales, obtenidas a partir del balance de masa y energía para predecir el comportamiento del flujo y la temperatura en el interior del horno para la activación del carbón. Para la solución del sistema de ecuaciones se empleó el Método numérico de Runge Kutta de 4to orden. El modelo propuesto se ajusta al proceso con un error relativo promedio menor de $\pm 6 \%$ donde se demostró la validez del mismo para la simulación del proceso de activación del carbón además se comprobó el rendimiento de la instalación fluctúa entre 41 y 66 % en función de la temperatura de los gases.

Abstract

As of the present moment the active coal, for his applicability at the industry like filter, in the recuperation of gases, control of emissions and elimination of smells is the investigators' one of the materials of concern for part.

For the fundamental concepts of the activation of coal expose that in the present work themselves; The methods for his obtaining; The heat and mass transfer processes of that are present at the activation of the coal in cylindrical horizontal rotatory ovens; Besides a mathematical model formed by a system of equations proposed differentials obtained as from the balance of mass and energy to predict the behavior of the flow and the temperature in the inside of the oven for the activation of coal itself. Order used Runge Kutta's numerical Method of 4to itself for the solution of the system of equations. The proposed model fits to the process with the 6 %'s relative average minor error where the validity was demonstrated of the same besides the performance of the installation was checked for the simulation of the process of activation of coal it fluctuates between 41 and 66 % in terms of the temperature of the gases.

Índice

Introducción	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO Y CONCEPTUAL DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DEL CARBÓN	5
1.1- Introducción	5
1.2- Historia del carbón activado.....	5
1.3- Generalidades del carbón activado.....	7
1.3-1. Estructuras de los carbones activados.....	7
1.3-2. Descripción de los procesos de obtención del carbón activado.....	8
1.3-3. Reacciones durante el proceso de activación térmica.....	10
1.4- Análisis de los procesos de transferencia de calor en el horno cilíndrico horizontal rotatorio	11
1.4-1. Transferencia de calor del sólido a la pared cubierta.....	13
1.4-2. Transferencia de calor por convección del gas a la pared no cubierta por el sólido	14
1.4-3. Convección del gas a la superficie expuesta del sólido	15
1.4-4. Transferencia de calor por radiación	16
1.5- Modelos matemáticos en cilindros horizontales rotatorios.....	17
1.6- Flujo tecnológico.....	18
Conclusiones del capítulo 1	21
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS PARA LA MODELACIÓN MATEMÁTICA DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DEL CARBÓN.....	22
2.1- Introducción	22
2.2- Modelo matemático.....	22
2.2-1 Balance de energía para el gas.....	23
2.2-2 Balance de energía para el sólido	25
2.2-3 Balance de energía para la pared	26
2.2-4 Variación del sólido por la reacción química	28
2.2-5 Balance de masa para la variación de humedad del carbón.....	28
2.2-6 Balance de masa para el carbón.....	29

2.2-7	Balance de masa para el gas	29
2.3-	Determinación de los coeficientes de transferencia de calor	30
2.3-1.	Coeficientes de transferencia de calor del gas	30
2.3-2.	Coeficiente de transferencia de calor del carbón	33
2.3-3.	Cálculo de las superficies de transferencia de calor	34
2.4-	Cálculo de los volúmenes de gases de la combustión.....	35
2.5-	Instalación experimental	37
2.6-	Descripción de las variables que intervienen en el proceso	40
	Conclusiones del capítulo 2	42
CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADO DE LA EVALUACIÓN TERMO ENERGÉTICA DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DEL CARBÓN		43
3.1-	Introducción	43
3.2-	Análisis estadísticos de los datos	43
3.3-	Implementación del modelo matemático	44
3.4-	Validación del modelo matemático para el proceso activación de carbón	45
3.5-	Aplicación del modelo	48
3.5-1.	Simulación de la variación de temperatura	48
3.5-2.	Simulación de la variación de masa.....	50
3.6-	Valoración Económica.....	52
3.7-	Principales problemas ambientales detectados en la planta.....	53
	Conclusiones del Capítulo 3	54
	Conclusiones generales	55
	Recomendaciones	56
	Bibliografía	57
	Anexos	61

Introducción

El carbón activado es un producto de estructura cristalina reticular similar a la del grafito; extremadamente poroso y capaz de desarrollar áreas superficiales del orden de $1\,500\text{ m}^2/\text{g}$ de carbón, que por medio de la adsorción retiene en su superficie una alta gama de moléculas [1, 2] y por ello se utilizan en: la extracción de metales; en la purificación y tratamiento de agua; en la medicina; la clarificación y eliminación de olores; purificación de glicerina; en el control de emisiones de gases producto de la combustión; en filtros de purificación y de máscaras antigás. Razones que condujeron al incremento de investigaciones acerca de sus propiedades y la capacidad de adsorción de diferentes sustancias [3-7].

La activación de carbón se realiza por dos tecnologías básicas: la química y la térmica [3]; esta última consiste en la acción de gases oxidantes como vapor de agua, dióxido de carbono, aire o mezcla de los mismos, siendo el oxígeno el responsable de quemar las partes más reactivas del esqueleto carbonoso y del alquitrán retenido dentro de la estructura porosa [6].

La activación térmica o física generalmente se realiza en hornos horizontales cilíndricos rotatorios, aunque estos equipos tienen amplia aplicación en la industria y han sido objeto de estudio por numerosas investigaciones. El análisis de este proceso es complicado [8] debido a las especificidades de cada material y a las complejidades relacionadas con la cinética de las reacciones de activación. Por tal motivo los modelos matemáticos para predecir el comportamiento estacionario y/o dinámico en hornos rotatorios para la activación de carbón se obtienen de manera empírica y a escala piloto [9]. Kim [10] estableció un modelo, con el objetivo de estudiar la recuperación de los compuestos orgánicos volátiles contenidos en los gases que se producen durante la pirolisis, que fue utilizado por Ortiz *et al.* [11] para describir el proceso de activación del carbón de madera con vapor de agua en un horno cilíndrico rotatorio a escala piloto.

En este proceso los parámetros cinéticos de las reacciones del oxígeno con las moléculas del carbón son sumamente sensibles a las limitaciones impuestas por la energía. La reacción de carbono se produce aproximadamente a los 700 K y más precipitadamente a los 1 600 K . Es decir, la magnitud de la reacción se limita con la temperatura, por tal motivo, su control debe ser riguroso [12].

Desde 1997 la empresa de Producciones Varias de Guantánamo, subordinadas al Grupo Empresarial GEOMINSAL del Ministerio de la Industria Básica tiene una planta industrial con capacidad de producción entre 600 y 700 t/año de carbón activado, situada en Rivera Mabujabo carretera Moa km 5 ½, Baracoa, constituida por cinco áreas. En el área de activación se realizan las operaciones fundamentales, en un horno cilíndrico horizontal rotatorio por el método físico, y es donde se define la calidad del producto final.

Situación problemática

Debido a la explotación continua y el deterioro de la instalación para la activación del carbón vegetal la misma presenta las siguientes deficiencias:

- No se garantiza el perfil térmico en el interior del horno.
- Se desconoce el flujo de vapor que se suministra al horno de activación.
- Elevado consumo de combustible durante el proceso de activación.
- Baja eficiencia en el proceso de activación del carbón.
- Se desconocen las interrelaciones entre las variables que intervienen en el proceso de activación como la temperatura y el flujo de carbón, de vapor y de gases producto de la combustión y el tiempo de residencia del carbón en el horno.
- Desconocimiento de los valores óptimos de los parámetros de temperatura, flujo, tiempo de retención y velocidad de rotación que garantizan la explotación eficiente de la instalación.

A partir de la situación problemática planteada se define como **problema a resolver** en esta investigación:

El desconocimiento de la incidencia de las variables, temperatura y flujo de carbón, de vapor y de gases producto de la combustión, y tiempo de residencia, en el perfil térmico y la eficiencia del proceso de activación del carbón en un horno cilíndrico rotatorio.

Para ello se define como **objeto de estudio**: el horno cilíndrico rotatorio para la activación del carbón.

Por tales motivos se plantea como **objetivo general** de la presente investigación:

Establecer un modelo físico-matemático que caracterice los procesos de transferencia de calor y masa en el horno cilíndrico rotatorio de la Fábrica de Carbón activado en Baracoa y que prediga el comportamiento de las principales variables que intervienen en el proceso (temperatura y flujo másico) en el interior del horno.

Y su **campo de acción**: los procesos de transferencia de calor y masa en hornos cilindros horizontales rotatorios

Sobre la base del problema a resolver se formula la siguiente **hipótesis**:

Si se caracterizan, teórica y empíricamente, el proceso de activación del carbón vegetal en un horno cilíndrico rotatorio, a través de balances de energía y masa, entonces se podría elaborar un modelo físico matemático que determine la incidencia de la temperatura y flujo másico: del carbón, del vapor de agua y de los gases producto de la combustión en el perfil térmico y la eficiencia de la instalación.

En correspondencia con la hipótesis planteada, se definen como **objetivos específicos**:

- Establecer, a través de un balance de energía y masa el modelo físico matemático con base fenomenológico que caracteriza el proceso de activación del carbón.

- Resolver el modelo físico matemático propuesto para la modelación matemática del proceso de activación del carbón en un horno cilíndrico rotatorio.

Para lograr el cumplimiento del objetivo propuesto, se plantean las siguientes **tareas del trabajo**.

- 1- Sistematización de los conocimientos sobre los procesos de obtención de carbón activado y los modelos que lo describen.
- 2- Caracterización de las principales variables que intervienen en el proceso de activación del carbón.
- 3- Planteamiento del modelo Físico-Matemático que caracterice el proceso de activación del carbón en el horno cilíndrico horizontal rotatorio.
- 4- Solución y validación del modelo matemático propuesto para el objeto de estudio tratado.
- 5- Modelación del comportamiento de principales variables que intervienen (flujo y temperatura) en el proceso de activación.

Los resultados más relevantes esperados de la investigación son:

- 1- El estado del arte sobre la temática tratada.
- 2- El modelo Físico-Matemático que describa el comportamiento del proceso.
- 3- La valoración técnico-económica del proceso y las afectaciones provocadas al medio ambiente.

En el desarrollo de la investigación se aplican los siguientes métodos:

- ✓ Método de investigación documental y bibliográfica para la sistematización del conjunto de conocimientos y teorías relacionadas con el objeto de estudio.
- ✓ Método de modelación físico-matemática del proceso de activación del carbón basado en los principios físicos de la transferencia de calor.

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO Y CONCEPTUAL DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DEL CARBÓN

1.1- Introducción

La producción de carbón activado se relaciona con la purificación de productos y la protección del medio ambiente, que día a día requieren procesos más sofisticados. El carbón activado se prepara en diferentes formas, que permiten controlar la distribución de la porosidad, la naturaleza química de la superficie para incrementar la selectividad en la eliminación de sustancias.

El presente capítulo tiene como objetivo exponer los principales aspectos contextuales y teóricos relacionados con el proceso de activación del carbón y la descripción de los fenómenos de transferencia de calor y masa presentes en el objeto de estudio y/o en equipos similares.

1.2- Historia del carbón activado

Es imposible determinar con exactitud cuándo el hombre comenzó a utilizar al carbón con otros fines al no ser como combustible. Antes de utilizar el actual carbón activado, ya se empleaban como adsorbentes el carbón vegetal, o simplemente maderas parcialmente quemadas [13].

Los primeros usos de estos primitivos carbones activos, generalmente preparados a partir de madera carbonizada, están relacionados con la medicina. En Tebas (Grecia) se halló un papiro que data del año 1550 a.C. en el que se describe el uso de carbón vegetal como adsorbentes para determinadas prácticas médicas. Con posterioridad, en el año 400 a.C., Hipócrates recomienda filtrar el agua con carbón vegetal para eliminar malos olores y sabores y para prevenir enfermedades. En relación al tratamiento del agua con carbón activado, se sabe que ya 450 años a.C. en los barcos fenicios se almacenaba el agua para beber en barriles con la madera parcialmente carbonizada por su cara interna. Esta práctica se continuó hasta el siglo XVIII como medio para

prolongar el suministro de agua en los viajes transoceánicos. Sin embargo, la primera aplicación documentada del uso de carbón activado aplicado a tratamiento de corrientes gaseosas tuvo lugar en el año 1793, cuando el Dr. D.M. Kehl utilizó el carbón vegetal para mitigar los olores emanados por la gangrena, además recomendó filtrar el agua con carbón vegetal.

La primera aplicación industrial del carbón activado tuvo lugar en 1794, en Inglaterra, utilizándose como agente descolorante en la industria del azúcar. Esta aplicación permaneció en secreto por 18 años hasta que en 1812 que apareció la primera patente. En 1854 tiene lugar la primera aplicación a gran escala del carbón activado para tratamiento de gases, cuando el alcalde de Londres ordena instalar filtros de carbón vegetal en los sistemas de ventilación de las cloacas. En 1872 aparecen las primeras máscaras con filtros de carbón activado utilizadas en la industria química para evitar la inhalación de vapores de mercurio.

Sin embargo el término adsorción no fue utilizado hasta 1881 por Kayser para describir como algunos tipos de materiales carbonizados atrapaban los gases. Por esa época R. Von Ostrejko, considerado el inventor del carbón activado, desarrolló varios métodos para producir carbón activo tal y como se conoce en la actualidad, más allá de simples carbonizados de materiales orgánicos o del carbón vegetal. Así, en 1901 patentó dos métodos diferentes para producir carbón activado. El primero consistía en la carbonización de materiales lignocelulósicos con cloruros de metales; lo cual resultó la base de la activación química. En el segundo, proponía una gasificación suave de materiales previamente carbonizados con vapor de agua o dióxido de carbono; es decir una activación física, o más correctamente térmica.

El uso de agentes químicos durante la Primera Guerra Mundial, trajo como consecuencia la necesidad de desarrollar filtros de carbón activado para máscaras de gas. Sin duda este acontecimiento fue el punto de partida para el desarrollo de la industria del carbón activado y su

uso no solo en la adsorción de gases tóxicos sino en la potabilización de agua, depuración de gases, aplicaciones médicas y soporte de catalizadores [14, 15].

1.3- Generalidades del carbón activado

El nombre de carbón activado se aplica a una serie de carbones porosos los cuales son sometidos a procesos de activación para que exhiban un elevado grado de porosidad y una alta superficie interna, estas características son las responsables de sus propiedades adsorbentes [16]. La capacidad de adsorción y la distribución de sus poros se controlan mediante la variación de las condiciones de activación como: temperatura, tiempo de activación y el agente activante utilizado.

1.3-1. Estructuras de los carbones activados

Para comprender el proceso de fabricación de carbón activado, es necesario describir la diferencia estructural entre los distintos tipos de carbón que se encuentran en la naturaleza o que fabrica el hombre, independientemente de que sean o no activos. Una de las maneras más sencillas de diferenciar los carbones es de acuerdo con el grado de ordenamiento entre sus átomos. En el extremo de mayor orden se encuentra el diamante y poco antes el grafito. En carbones activados los átomos están ordenados en forma de placas grafiticas dispuestas en dos coordenadas en el espacio a diferencia del grafito que están ordenados en las tres coordenadas en el espacio, ver figura (1.1).[17]

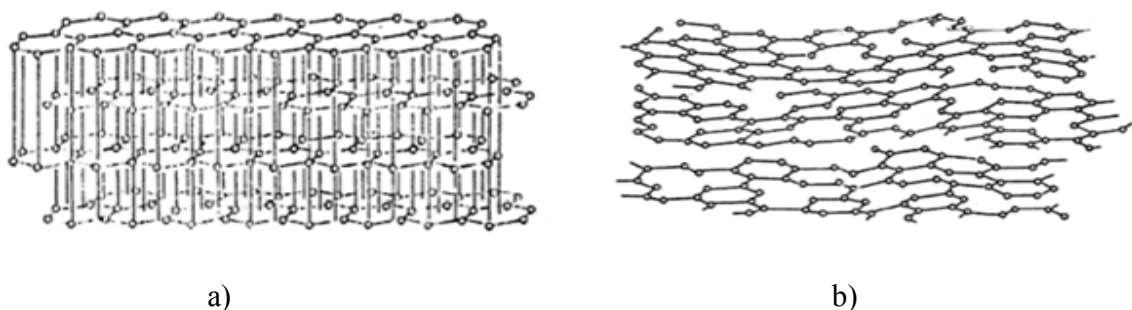


Figura 1.1 . a) Estructura de la capas planas de grafito; b) Estructura del carbón activado

1.3-2. Descripción de los procesos de obtención del carbón activado

La obtención de carbón activado está basada en dos etapas fundamentales: la carbonización de la materia prima y la activación del producto carbonizado. En general, todos los materiales carbonosos pueden ser transformados en carbón activado, el resultado va depender de la naturaleza de la materia prima, el agente activante y las condiciones del proceso de activación [18, 19].

La activación del carbón se realiza por varios métodos:

I) Activación química

Consiste en la carbonización del material de origen vegetal con la adición de agentes activantes que influyen en el curso de la pirolisis. La activación química se realiza en una sola etapa, llevada a cabo por la descomposición térmica de la materia prima impregnada con agentes químicos, tales como Ácido fosfórico, Cloruro de zinc, Hidróxido de Potasio o Tiocianato Potásico [2, 6]. Esta se realiza para carbones producidos de materia prima vegetal de origen reciente. Con este método se obtienen rendimientos de hasta un 50 % , y la economía del proceso depende, principalmente de la recuperación del agente activante utilizado.

Sarmiento [5] caracterizó la granulometría del carbón mineral, temperatura y tiempo de carbonización durante la activación química con ácido fosfórico como agente activante. La capacidad adsorptiva del carbón activado, se determinó con las técnicas del número de yodo y de azul de metileno. Además determinó la adsorción de fenol y realizó el análisis termo gravimétrico del carbón activado fresco tratado con benceno. Concluyó que el aumento de la temperatura y del tiempo de carbonización no optimizó la eficiencia en la capacidad de adsorción del carbón.

II) Activación por deshidratación química

La activación por deshidratación química solo se aplica a ciertos materiales orgánicos, relativamente blandos formados por moléculas de celulosa, como es el caso de la madera. Este

método se divide en tres etapas: carbonización (pirólisis), lixiviación y activación. En la primera etapa se deshidrata la materia prima mediante la acción de un agente químico, tal como Ácido Fosfórico, Cloruro de Zinc o Carbonato de Potasio. En la segunda etapa se carboniza el material deshidratado a baja temperatura (500 a 600 °C), obteniéndose la estructura porosa. En la tercera etapa, el producto resultante se lava para eliminarle el agente químico utilizado, que es recuperado y reutilizado. El grado de activación en este tipo de proceso varía de acuerdo a la cantidad del químico deshidratante utilizado y se activa una misma materia prima, tanto térmicamente como por deshidratación química, el carbón activo producido por el segundo método adquiere poros de mayor tamaño.

III) Activación física

Llamada también activación térmica, es un proceso en el cual el producto carbonizado desarrolla una estructura porosa a nivel nanométrico con una gran área superficial, debido a un tratamiento térmico con un consumo elevado de energía en presencia de gases oxidantes como el vapor de agua, dióxido de carbono (CO_2), aire y ozono [6]. Este procedimiento se realiza en dos etapas: la carbonización y la activación del carbonizado, consiguiéndose un alto nivel de porosidad en el producto final. El desarrollo de la porosidad es debido a la penetración del agente oxidante en la estructura interna del carbón y la eliminación de parte de los átomos de carbono mediante una serie de reacciones que dan lugar a la apertura y el ensanchamiento de los poros inaccesibles [20].

La activación con vapor de agua abre en primer lugar los poros obstruidos y desarrolla los microporos y después solo se sigue por la ampliación de los microporos desarrollados.

1.3-3. Reacciones durante el proceso de activación térmica

A temperaturas superiores a 750 °C el vapor de agua y el dióxido de carbono son oxidantes moderados y eliminan los átomos de carbono. Estas reacciones son endotérmicas [21], como se indica en las ecuaciones 1.1 y 1.2.



Durante la activación con vapor de agua, surgen dos reacciones adicionales debido al valor de las temperaturas utilizadas. Una es la reacción de desplazamiento agua-gas catalizada en la superficie de carbono según la ecuación 1.3.



El hidrógeno formado es adsorbido en algunos sitios de la superficie, lo que conlleva que la activación sea más lenta.

Otra reacción posible en la activación con vapor de agua es la metanación, ecuación 1.4.



Ambas reacciones son exotérmicas (1.3 y 1.4), pero la reacción heterogénea agua-gas es dominante y el proceso global es endotérmico. En las condiciones de activación (alrededor de 800 °C) el agua, en forma de vapor, hace posible el equilibrio según la ecuación 1.5.



Dado que la molécula de dióxido de carbono es mayor que la de agua, la reactividad depende también del tamaño de la molécula del carbón. Así, el dióxido de carbono tiene una lenta difusión a través del sistema poroso por lo que la cinética de reacción es más lenta.

Los gases que se emplean a nivel de laboratorio para la activación física son vapor de agua, monóxido de carbono, oxígeno y aire. Sin embargo, a nivel industrial el agente de gasificación que se emplea en mayor proporción es vapor de agua, debido a su bajo costo, las facilidades de dosificación y separación de la mezcla del gas resultante y a la mayor reactividad respecto al dióxido de carbono (del orden de tres a cuatro veces mayor para temperaturas entre 800 y 1000 °C)[1].

Investigaciones realizadas sobre la activación de los huesos de melocotón y madera de eucalipto con vapor de agua y dióxido de carbono se determinó que el vapor de agua promueve el desarrollo de micro y mesoporos, mientras que el dióxido de carbono promueve selectivamente el desarrollo de microporos [22].

1.4- Análisis de los procesos de transferencia de calor en el horno cilíndrico horizontal rotatorio

El proceso de activación térmica del carbón se realiza a altas temperaturas en una atmósfera inerte o reductora, saturada con vapor de agua (agente de activación) en el interior de un horno cilíndrico horizontal rotatorio, donde los átomos de carbón reaccionan y se gasifican en forma de dióxido de carbono, y otros se recombinan y condensan en forma de placas grafiticas.

En dicho proceso están presentes las reacciones químicas para la activación y los fenómenos de transferencia de calor y masa [23].

- i) La transferencia de masa ocurre por dos vías, la primera está dada por la evaporación de la humedad contenida en el carbón y la segunda se produce por las reacciones químicas que se generan entre el carbón y el vapor de agua (figura 1.2a) [10, 11, 24, 25].
- ii) La transferencia de calor en el horno para la activación se describe en tres zonas (ver figura 1.2b [26-30]). La zona en donde se encuentran: los gases producto de la combustión (1), la zona que

corresponde a la transferencia de calor en el carbón (2) y la zona de la pared del cilindro que incluye la transferencia de calor en la parte cubierta por el carbón, la no cubierta y la pared exterior (3).

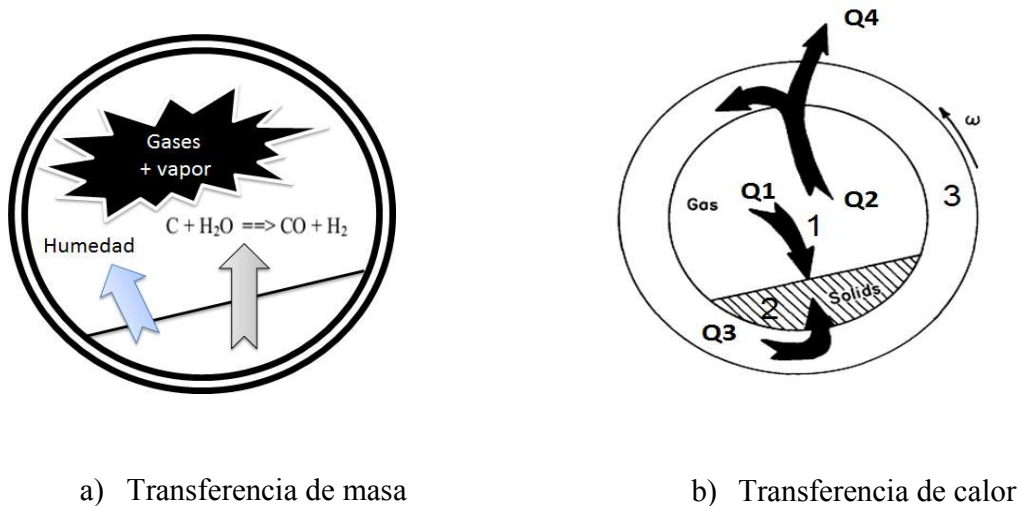


Figura1.2. Corte trasversal del horno para la activación

La figura 1.2 b representa un corte del horno para la activación del carbón mostrándose el sistema formado por los gases producto de la combustión y el vapor de agua saturada, donde:

- Q1- Calor transferido por convención y radiación de los gases y el vapor de agua a la superficie del carbón.
- Q2- Calor transferido por convención y radiación del gas y el vapor a la pared no cubierta por el carbón.
- Q3- Calor adsorbido por el carbón, generalmente, está dado por la convención, radiación y conducción.
- Q4- Calor transferido por conducción de la pared interior al exterior y la convección y radiación de la pared exterior al ambiente.

Según Ortiz *et al.* [11] y Kim [10] el carbón para la activación en el interior de un horno cilíndrico rotatorio se comporta como un fluido por lo que proponen determinar la transferencia de calor de la pared al sólido a través de la convección.

1.4-1. Transferencia de calor del sólido a la pared cubierta

La literatura consultada expone numerosas ecuaciones que permiten determinar los coeficientes de transferencia de calor entre la pared de un horno horizontal cilíndrico rotatorio y el sólido que la cubre, donde predomina la conducción y simultáneamente se manifiestan la radiación y la convección [31-36]. Sin embargo autores como Gorog, J. P., et al. (1982) [30] lo define como convección.

Según Kim [10] debido al movimiento de las partículas del carbón en el horno rotatorio, el mismo, se comporta como un fluido por lo que asumió que la transferencia de calor entre la pared y el sólido están caracterizado por la convección. De igual manera Ortiz *et al.* [11] determinó la transferencia de calor entre la pared y el sólido a partir de las ecuaciones que caracterizan la convección de un fluido en el interior de un cilindro anular y propone la ecuación 1.6 que determina la transferencia de calor por convección entre el sólido y la pared cubierta en un horno cilíndrico rotatorio.

$$h_w = \frac{11,6 \cdot k_s}{D \cdot \beta} \cdot \left(\frac{\omega \cdot R_i^2 \cdot \beta}{30 \cdot K_s} \right)^{0.3} \quad (1.6)$$

Donde

h_w : Coeficiente de transferencia de calor por convección; $W/(m^2 \cdot K)$

k_s : Conductividad térmica del sólido; $W/(m \cdot K)$

ω : Velocidad de rotación del cilindro; s^{-1}

D : Diámetro del cilindro; m

R_i : Radio interior del cilindro; m

K_s : Difusividad térmica; m^2/s

β : Ángulo medio formado por el carbón con respecto carbón; rad

1.4-2. Transferencia de calor por convección del gas a la pared no cubierta por el sólido

La transferencia de calor por convección en el interior de un horno cilíndrico incluye dos partes: la transferencia de calor de la mezcla de gases con la superficie de la pared no cubierta por el carbón y la transferencia de calor de los gases con la superficie de la cama de carbón [36-38].

A través de correlaciones aplicadas al flujo másico de un gas en el interior de una tubería se obtuvo la ecuación 1.7 para determinar el coeficiente de transferencia de calor por convección del gas a la pared, en cualquier condición de operación, donde se considera que es independiente de la velocidad de la rotación, del tamaño de las partículas, e inclinación del horno [39], [40].

$$h_{gw} = 0,0981 \cdot (G_g)^{0,67} \quad (1.7)$$

Donde:

h_{gw} : Coeficiente de transferencia de calor por convección del gas a la pared en el interior del cilindro; $W/(m^2 \cdot K)$

G_g : Flujo másico de gases que cruzan la sección transversal del cilindro; $kg/(h \cdot m^2)$

Watkinson y Brimacombe [41] a través del análisis de los datos experimentales obtenidos en un horno a escala piloto, para un rango de temperatura superior a 700° C , determinaron la ecuación 1.8 que caracteriza la convección del gas a la pared.

$$Nu_{gw} = 1,26 \cdot \left(Re_D \cdot Pr \cdot \frac{D}{2 \cdot L} \right)^{0,43} \quad (1.8)$$

Nu_{gw} : Número del Nusselt; adimensional

Re_g : Número del Reynolds para el gas; adimensional

Pr : Número del Prandals; adimensional

L : Largo del cilindro; m

Tscheng y Watkinson [32] obtuvieron la ecuación 1.9 la cual no incluye la radiación del gas pero si tienen en cuenta la velocidad de rotación, el flujo de gas y el coeficiente de llenando. Válida para los rango de Reynolds (Re) $7800 > Re > 1600$ y $800 > Re_\omega > 20$.

$$Nu_{gw} = 1,54 \cdot Re_g^{0,575} \cdot Re_\omega^{0,292} \quad (1.9)$$

Re_ω : Número del Reynolds rotacional; adimensional

1.4-3. Convección del gas a la superficie expuesta del sólido

Algunos investigadores [39, 40] han empleado la ecuación (1.7) para la transmisión de calor del gas a la pared y el flujo de calor del gas a la superficie del sólido los cuales consideran que este coeficiente es independiente de la velocidad de la rotación, dimensión de las partículas, e inclinación del horno. Otros emplean la ecuación 1.10 [42] que fue obtenida para el interior de cilindros no rotatorios.

$$h_{gs} = 0,023 \cdot \frac{k_g}{D} \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \quad (1.10)$$

Donde

h_{gs} : Coeficiente de transferencia calor por convección de gas al carbón; $W/(m^2 \cdot K)$

k_g : Conductividad térmica del gas; $W/(m \cdot K)$

Las ecuaciones 1.7 y 1.10 han sido utilizadas para la estimación de los coeficientes de transferencia de calor por convección en el interior de hornos horizontales cilíndricos rotatorios y son válidas para el análisis del objeto de estudio de la presente investigación. No obstante sobresalen los estudios experimentales informados por Tscheng y Watkinson [32], considerados como los más completos realizados hasta la fecha, donde se proponen las 1.11, 1.12 y 1.13 como resultado de la experimentación.

$$Nu_{gs} = h_{gs} \cdot \frac{De}{k_g} = 0,46 \cdot Re_g^{0,535} \cdot Re_{\omega}^{0,104} \cdot f^{-0,341} \quad (1.11)$$

$$Re_{\omega} = \frac{\omega \cdot De^2}{\nu} \quad (1.12)$$

$$Re_g = \frac{U_{\infty} \cdot De}{\nu} \quad (1.13)$$

Donde: De es el diámetro equivalente como una función de coeficiente de llenado (f), Re_g y Re_{ω} son los números de Reynols correspondientes para el flujo de gas y para velocidad de rotación del cilindro.

1.4-4. Transferencia de calor por radiación

La transferencia de calor por radiación depende de: el diámetro del horno, concentración de los gases producto de la combustión, el polvo, el hollín, la emisividad del gas y de la pared.

La emisividad del gas en un horno rotatorio depende de la concentración de vapor de agua, dióxido de carbono, monóxido de carbono y metano. En el caso de la mezcla de vapor de agua y dióxido de carbono, la emisividad del gas pueden calcularse a través de la ecuación 1.14 [36].

$$\varepsilon_g = \varepsilon_{CO_2} + \varepsilon_{H_2O} + \Delta\varepsilon \quad (1.14)$$

Donde

ε_g : Emisividad de la mezcla de gases; adimensional

ε_{CO_2} : Emisividad del dióxido de carbono; adimensional

ε_{H_2O} : Emisividad del agua; adimensional

$\Delta\varepsilon$: Coeficiente de corrección de la emisividad de la mezcla de gases; adimensional

Entre los modelos desarrollados para determinar la radiación en el interior de un horno rotatorio es se destacan los trabajos realizados por Gorog, et al. (1982) y Barr (1986). [30, 43] donde se describen de manera detallada los procesos de transferencia de calor entre el gas, el sólido y la pared empleando el método de la n-zona.

1.5- Modelos matemáticos en cilindros horizontales rotatorios

Los modelos matemáticos para la simulación de un proceso en particular son únicos, por eso se desarrollan modelos genéricos, que describen el comportamiento de las principales variables que intervienen en un proceso a partir de ajustes empíricos y pseudofísicos [44-48].

La modelación de instalaciones como hornos, secadores y enfriadores permite: establecer la relación entre los gradientes axiales de temperatura del sólido del gas y de la pared a partir de correlaciones empíricas para calcular los coeficientes de transferencia de calor local; evaluar el efecto de pantalla de cadenas en el intercambio de calor; predecir el tiempo de retención y del ángulo de reposo del material, en función de la geometría del levantador en secadores y hornos rotatorios [24, 25, 49-56].

Existe un amplio conocimiento sobre la modelación donde se utilizan ecuaciones diferenciales, que se resuelven por los métodos de Separación de Variables, Runge Kutta y Diferencias Finitas [57].

Numerosos investigadores emplean estos procedimientos para resolver los modelos matemáticos para el análisis de equipos como hornos y secadores cilíndricos como Gnielinski (1976) [58] quien empleó el método de elementos finitos para predecir la distribución de temperaturas en un horno rotatorio, Mujumdar y Ranade (2006) [46] utilizaron el método de la dinámica de fluidos computarizada para explorar la eficiencia energética.

En la bibliografía consultada se encontraron criterios importante para el desarrollo de la presente investigación la mayoría de los trabajos se realizan en hornos, secadores y enfriadores cilíndricos rotatorios pero en horno para la activación solo se encontró el trabajo de Ortiz *et al.* [11] quienes realizaron la modelación matemática a escala piloto de un horno para activar carbón.

1.6- Flujo tecnológico

La empresa PROVARI produce carbón activado mediante el método físico, para ello cuenta con cinco áreas fundamentales que son descritas a continuación (figura 1.3).

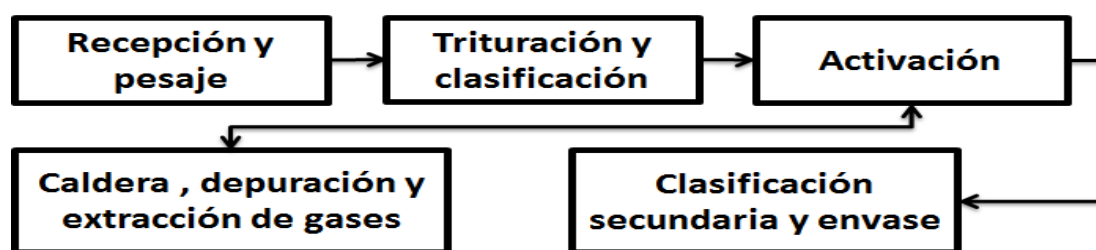


Figura 1.3. Esquema tecnológico

Área de Recepción y Pesaje de las Materias Primas.

El proceso productivo inicia en el área de recepción y pesaje de las materias primas, en donde se recibe el carbón vegetal obtenido de madera dura y carbón primario de conchas de coco, provenientes de las industrias forestales y las Empresas del Coco de Baracoa, Imías y Maisí. Después son enviados a la segunda etapa en donde se realiza el proceso de beneficio.

Área de Trituración y Clasificación primaria

Esta segunda etapa se realiza el proceso trituración primaria y clasificación de las materias hasta alcanzar la granulometría requerida para el producto deseado, para ello el carbón recepcionado es vertido en una tolva, desde donde se alimenta el molino que disminuye el tamaño de la materia prima hasta una granulometría de 40 a 10 mm , luego es trasportado por un transportador de tornillo sinfín hacia un elevador que vierte en un cubo de 18 m³ , este lo vierte a un conjunto de dos molinos que se encargan de reducir la granulometría de 2 a 10 mm de diámetro, luego pasa a una zaranda de un paño que hace la primera clasificación, las fracciones que son rechazadas pasan a un tercer molino, el producto que pasa por la zaranda de un paño y el del tercer molino pasa entonces a la zaranda de tres paños que separa el carbón listo para la activación para los depósitos de almacenamientos.

En esta área existe un sistema de extracción de polvo con un ventilador que tiene extracciones en los molinos, las zarandas, el elevador y los silos, eliminando el polvo generado por el proceso de molienda y clasificación.

Área de Activación.

La activación del carbón es la operación fundamental de la fábrica, en la cual se decide la calidad del producto final y el rendimiento de la misma. En el proceso de activación empleado (método físico) el carbón entra en contacto con el vapor saturado de agua (agente activante) a 2 atm con una temperatura 170 a 180 °C , el cual es inyectado en la cámara del horno cilíndrico horizontal rotatorio.

Para suplir la energía requerida en el proceso se suministran al interior del horno los gases productos de la combustión generados en la cámara de combustión y suministrado al horno a 850 a 1000 °C .

El carbón activado sale del horno a través del serpentín enfriador de descarga que rodea la superficie exterior final del horno, y de donde cae al sinfín enfriador (138 mm de diámetro por 2 600 mm de largo), con una abertura en la parte superior y provisto de una camisa de enfriamiento por agua en la parte inferior, es decir del centro hacia abajo del enfriador. El producto frío se descarga en un elevador de cubos de 8 m de alto que lo eleva a un silo de 5 m³ de capacidad donde se almacena el carbón activado que sale del horno, antes de pasar a la etapa siguiente para su clasificación granulométrica y envase.

Área de Clasificación secundaria y envase

El carbón activado almacenado en el silo se alimenta a una zaranda circular de dos paños por medio de una válvula de estrella (198 mm de diámetro). En esta zaranda se obtienen tres fracciones de: +1,58 mm ; -1,58 mm + 0,5 mm ; - 0,5 mm , que serán envasadas independientemente en sacos multicapas. Cada saco llevará 10 kg de carbón activado.

En esta área existen varias tomas para la extracción de polvo en:

- Zona de descarga del elevador al silo.
- Zona de la zaranda circular.
- Zona de envase de las fracciones.

El flujo de aire y polvo extraído van a un filtro de mangas ($A = 6,4 \text{ m}^2$) acoplado a un sistema que cuenta con un compresor (320 L/min) para descargar las mangas periódicamente. El aire libre de polvo se expulsa a la atmósfera a través de un ventilador extractor de 2 000 m³.

Área de caldera, depuración y extracción de gases

El vapor de agua requerido para la activación, se genera en una caldera compacta de tubos de fuego ubicada en un local anexo a la nave del horno, dicha caldera opera automáticamente arrancando y parando entre dos límites de presión prefijados (6 a 8 kg/cm²).

Depuración y extracción de gases

Una vez transferido el calor de los gases en la caldera, los mismos se pasan a través de un ciclón lavador para eliminar el polvo y luego son expulsados a la atmósfera empleando un extractor con una capacidad de 8 000 m³/h .

Conclusiones del capítulo 1

- De todos los de trabajos consultados, dirigidos a la caracterización y evaluación de la capacidad el carbón de adsorber algunas sustancias, solo tres trabajos (Kim [10], Ortiz *et al.* [11]) analizaron los procesos de transferencia que intervienen en la activación del carbón.
- A partir del análisis de los trabajos realizados en equipos similares (hornos, secadores y enfriadores), donde se exponen los fundamentos de la transferencia de calor, se seleccionaron las ecuaciones (1.6, 1.9, 1.11) que permiten la evaluación del proceso de activación del carbón en un horno cilíndrico rotatorio.

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS PARA LA MODELACIÓN MATEMÁTICA DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DEL CARBÓN.

2.1- Introducción

La modelación matemática de cualquier sistema es un instrumento necesario en el diseño y operación de una planta o de un proceso de producción. Ya que permite obtener soluciones a través de métodos numéricos con exactitud y rapidez. Para combinar las ecuaciones que describen un objeto en la industria, es necesario desprestigiar una serie de factores secundarios y sí tener en cuenta los principales como las variables de entrada, de salida y las perturbaciones que influyen en la dinámica del mismo; además la sencillez del modelo conformado debe contener las principales peculiaridades del proceso investigado [59].

En este caso, si se conocen los elementos o factores que influyen en la transferencia de calor es posible establecer un modelo que estime la temperatura de los gases y del carbón en el horno para su activación.

En este capítulo se plantea como objetivo: establecer, a través del balance de energía y masa el modelo matemático que caracterice el proceso de activación del carbón y determinar la distribución de temperatura del carbón y los gases en el interior del cilindro.

2.2- Modelo matemático

Con el objetivo de determinar el gradiente de temperatura y flujo a lo largo del horno de activación, se analiza el cilindro con un número finito de elementos volumétricos dispuestos en serie y se aplicarán a cada elemento ecuaciones de conservación de la energía y masa [24, 26-28, 60-62]. Cada elemento de volumen está limitado longitudinalmente por dos secciones, llamadas sección de entrada y sección de salida (subíndice $z + dz$) tal como se ilustra en la figura 2.1.

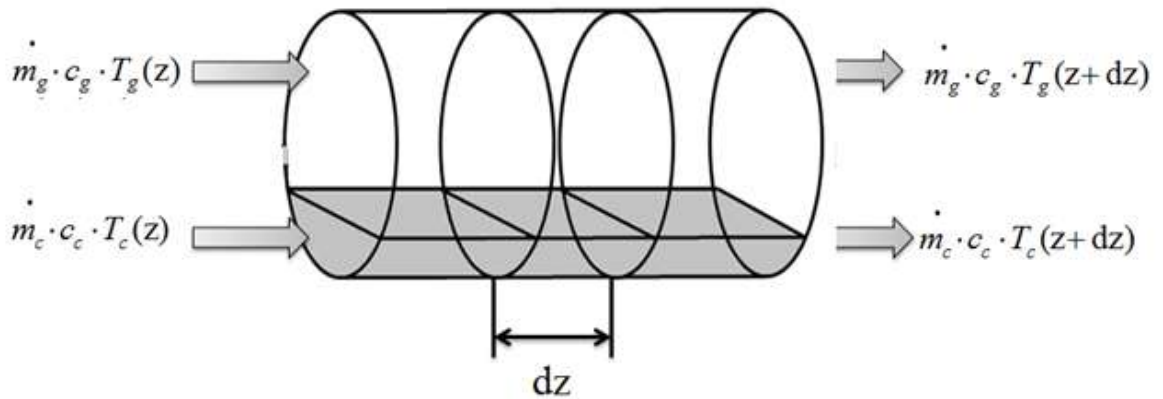


Figura 2.1. Elemento del volumen del cilindro

Para modelar los fenómenos de transferencia de calor y de masa en el proceso de activación del carbón se propone un sistema de ecuaciones diferencial a partir del balance de energía (gas-pared, gas-sólido y pared-sólido) y el balance de masa para las reacciones químicas entre el carbón y los gases [10, 11, 63-65].

2.2-1 Balance de energía para el gas

La estimación de la distribución de temperatura del gas en el interior del horno se obtiene del balance de energía de los calores que entran y salen (ecuación 2.1).

$$Q_g = -Q_{g-C} - Q_{g-W} + Q_h \quad (2.1)$$

Q_g : Calor de los gases de la combustión; W

Q_{g-C} : Calor cedido del gas al carbón; W

Q_{g-W} : Calor cedido del gas a la pared del cilindro; W

Q_h : Calor requerido para calentar el vapor de agua por encima de la temperatura de ebullición; W

Partiendo de la ecuación 2.1 la variación del calor del gas se determina por la ecuación (2.2).

$$\frac{\partial(\dot{m}_g \cdot C p_g \cdot T_g)}{\partial z} = \left(\begin{aligned} &-K_3 \cdot (T_g - T_c) - K_4 \cdot (T_g^4 \cdot \varepsilon_g - T_c^4 \cdot A_v) - K_5 \cdot (T_g - T_w) \\ &-K_6 \cdot (T_g^4 \cdot \varepsilon_g - T_w^4 \cdot A_v) + \frac{\partial \dot{m}_h}{\partial z} \cdot C p_v \cdot (T_c - 373) \end{aligned} \right) \quad (2.2)$$

Donde

K_3 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la convección del gas al sólido; $W/(m \cdot K)$

K_5 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la convección del gas a la pared; $W/(m \cdot K)$

K_4 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la radiación del gas al sólido; $W/(m \cdot K^4)$

K_6 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la radiación del gas a la pared; $W/(m \cdot K^4)$

ε_g : Emisividad del gas; Adimensional

A_v : Adsorción; Adimensional

T_c : Temperatura del carbón; K

T_w : Temperatura de la pared; K

$C p_g$: Calor específico del gas; $J/(kg \cdot K)$

$C p_v$: Calor específico del vapor de agua; $J/(kg \cdot K)$

En la ecuación 2.2 el miembro izquierdo determina la variación del flujo de calor a lo largo del cilindro. Los términos de la derecha de la ecuación representan el calor transferido por conducción

y radiación del gas al carbón y a la superficie de la pared no cubierta por el carbón más el calor latente de vaporización del agua.

2.2-2 Balance de energía para el sólido

La distribución de temperatura en el sólido se determina mediante el mismo procedimiento para el gas, partiendo del balance de energía de los calores que se le añaden y que salen del carbón, de esta manera se formula la siguiente ecuación (2.3).

$$Q_c = Q_{g-c} + Q_{w-c} - Q_h - Q_r \quad (2.3)$$

Donde

Q_r : Calor para la reacción para la activación; W

Q_c : Calor del carbón; W

Q_{w-c} : Calor transferido de la pared al carbón; W

En este caso el calor del sólido depende del calor transferido por la radiación del gas y la pared, el calor transferido por la convección de los gases y la pared, además del calor de vaporización y el calor empleado para la activación. En tal sentido se define la variación del flujo de calor del carbón por la ecuación 2.5:

$$\frac{\partial(\dot{m}_c \cdot C_p \cdot T_c)}{\partial z} = \left(K_3 \cdot (T_g - T_c) + K_4 \cdot (T_g^4 \cdot \epsilon_g - T_c^4 \cdot A_v) + K_7 \cdot (T_w - T_c) \right) + K_8 \cdot (T_w^4 \cdot \epsilon_g - T_c^4 \cdot A_v) - \frac{\partial \dot{m}_h}{\partial z} \cdot H_v - \frac{\partial \dot{m}_c}{\partial z} \cdot \Delta H \quad (2.5)$$

Donde

H_v : Calor latente de vaporización; J/kg

ΔH : Calor de la reacción; $kJ/(k \cdot mol)$

T_w : Temperatura de la pared interior del horno; K

K_7 : Coeficiente variable de transferencia de calor por unidad de longitud para la convección entre el sólido y la pared; $W/(m \cdot K)$

K_8 : Coeficiente variable de transferencia de calor por unidad de longitud para la radiación entre la pared - sólido; $W/(m \cdot K^4)$

2.2-3 Balance de energía para la pared

Para resolver las ecuaciones 2.2 y 2.5 es indispensable determinar la temperatura de la pared en el interior. Para ellos se propone determinar la temperatura de la pared en el interior a través del cálculo de la transferencia de calor del interior al exterior considerado el flujo de calor neto; es decir, calor transferido gas-pared, pared interna a la externa y pared externa al ambiente [30].

Los procesos de transferencia de calor en la pared del cilindro ocurren mediante la transferencia de calor por conducción por la pared del cilindro al exterior y la convección y radiación de la superficie exterior al aire. El calor transferido por la conducción y convección entre la pared cubierta y el carbón no fue considerado porque se considera que la temperatura de la superficie de la pared cubierta por el sólido y el sólido posee la misma temperatura.

La ecuación resultante para la temperatura de la pared interior T_w (2.6) que incluye la temperatura de la pared en el exterior que puede ser determinada por la ecuación (2.7) propuesta por Gorog [30].

$$T_w = \frac{\left[\frac{T_a}{h_i \cdot R_i} + T_g \cdot \left[\frac{1}{\left[\left[1 + \frac{T_a}{T_{wo}} + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^2 + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^3 \right] \cdot \varepsilon_{wo} \cdot \sigma \cdot (T_{wo})^3 + h_o \right] \cdot R_e} - \frac{\ln \frac{R_i}{R_e}}{k_w} \right] \right]}{\frac{1}{h_i \cdot R_i} + \frac{1}{\left[\left[1 + \frac{T_a}{T_{wo}} + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^2 + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^3 \right] \cdot \varepsilon_{wo} \cdot \sigma \cdot (T_{wo})^3 + h_o \right] \cdot R_e} - \frac{\ln \frac{R_i}{R_e}}{k_w}} \quad (2.6)$$

Donde

R_e : Radio exterior del horno; m

k_w : Conductividad térmica de la pared; $W/(m \cdot K)$

h_i : Coeficiente de transferencia de calor en el interior; $W/(m^2 \cdot K)$

h_o : Coeficiente de transferencia de calor en el exterior; $W/(m^2 \cdot K)$

T_a : Temperatura del ambiente; K

T_{wo} : Temperatura de la pared exterior; K

La temperatura en el exterior del cilindro se puede determinar a través de la ecuación

$$T_{wo} = T_w - \frac{[T_w - T_a]}{0,693 + \frac{k_w}{h_o \cdot R_e}} \quad (2.7)$$

El coeficiente de transferencia de calor del gas a la pared interna del cilindro (h_i) se determina a través de la ecuación (2.9).

$$h_i = h_{gw} + \sigma \cdot \varepsilon_g \cdot \varepsilon_w \cdot (T_g^3 - T_w^3) \quad (2.8)$$

Donde

h_{gw} : Coeficiente de transferencia de calor por convección del gas a la pared interior; $W/(m^2 \cdot K)$

2.2-4 Variación del sólido por la reacción química

La característica que distingue la activación del carbón por el método físico es que además de los procesos de intercambio térmico y masa también se tiene que tener en cuenta las reacciones químicas que se producen entre el oxígeno y el carbón, los cuales se explica en el capítulo anterior en el epígrafe 1.3-3. Para la modelación solo se tuvo en cuenta la reacción de primer orden (ecuación 1.1) que analiza la reacción del carbón con el vapor de agua [66].

Para determinar la variación de la masa del sólido se propone la ecuación (2.9) planteada por Martínez [67] obtenida en una instalación experimental bajo condiciones similares al funcionamiento de un horno rotatorio para la activación del carbón. Dicha ecuación es una transformación de la Ley de Arrhenius en la cual se considera que la producción del flujo de vapor es constante.

$$r_s = -\frac{\partial \dot{m}_c}{\partial z} = \frac{6,005 \left[\exp \left(\frac{-8033}{T_c} \right) \right] \cdot \dot{m}_v \cdot \dot{m}_c}{V_c} \quad (2.9)$$

Donde

r_s : Masa del carbón que reacciona con el vapor de agua;

$\dot{m}_v$: Flujo del vapor; kg/s

V_c : Velocidad del carbón; m/s

2.2-5 Balance de masa para la variación de humedad del carbón

Para determinar la variación de la humedad en el sólido se tienen en cuenta las fases de secado de una sustancia donde la primera fase está gobernada por la evaporación y es considerado que la superficie sólida permanece saturada. En una segunda fase, el proceso de secado (difusión de

humedad) dentro de la partícula hacia su superficie [68]. La tercera fase tiene en cuenta la humedad crítica de 10% y suponiendo la continuidad de las dos fases anterior, la variación de la humedad en sólido en la dirección axial. Partiendo del análisis anterior se formuló la siguiente ecuación 2.10.

$$\frac{\partial \dot{m}_h}{\partial z} = - \frac{h_i \cdot A \cdot (T_g - T_c) \cdot \dot{m}_h}{H_v \cdot (0,1 \cdot \dot{m}_c)} \quad (2.10)$$

2.2-6 Balance de masa para el carbón

Teniendo en cuenta el análisis de la variación de sólido por la reacción química y la variación de la humedad se obtiene la ecuación 2.11 que determina la variación del flujo del carbón a lo largo del reactor, considerando que los movimientos del carbón dentro del cilindro son en dirección positiva de la coordenada de z.

$$\frac{\partial \dot{m}_c}{\partial z} = -K_e \cdot e^{-\left(\frac{8033}{T_s}\right)} \cdot \dot{m}_v \frac{\dot{m}_c}{V_c} - \frac{h_i \cdot A \cdot (T_g - T_c) \cdot \dot{m}_h}{H_v \cdot (0,1 \cdot \dot{m}_c)} \quad (2.11)$$

Donde

K_e : Constante cinética de la reacción; (s^{-1})

2.2-7 Balance de masa para el gas

De la misma manera que se realizó para la variación del carbón se determina el incremento de flujo de gas en el interior del cilindro si se tiene en cuenta la humedad cedida por el carbón y la transformación en gas de una porción del carbón. La tasa de incremento de flujo de gas debido a la evaporación de la humedad del carbón y los gases producto de la reacción química se determinan por la ecuación 2.12.

$$\frac{\partial \dot{m}_g}{\partial z} = K_e \cdot e^{-\left(\frac{8033}{T_s}\right)} \cdot \dot{m}_v \frac{\dot{m}_c}{V_c} \cdot \frac{30}{12} + \frac{h_i \cdot A \cdot (T_g - T_c) \cdot \dot{m}_h}{H_v \cdot (0,1 \cdot \dot{m}_c)} \quad (2.12)$$

2.3- Determinación de los coeficientes de transferencia de calor

Para resolver el modelo matemático que describe el proceso de activación del carbón a través de las ecuaciones diferenciales (2.2), (2.5), (2.10), (2.11) y (2.12) es necesario establecer las ecuaciones para determinar los coeficientes que caracterizan los procesos de transferencia de calor.

2.3-1. Coeficientes de transferencia de calor del gas

Para determinar el coeficiente variables de transferencia de calor por unidad de longitud para la convección del gas al carbón y a la pared no cubierta se propone expresarlo mediante las ecuaciones (2.13) y (2.14).

$$K_3 = h_{gs} \cdot L_{ss} \quad (2.13)$$

$$K_5 = h_{gw} \cdot L_{pnc} \quad (2.14)$$

Donde

h_{gs} : Coeficiente de transferencia de calor por convección del gas al sólido; $W/(m^2 \cdot K)$

L_{ss} : Longitud del arco del cilindro que está en contacto con el gas; m

L_{pnc} : Longitud del arco de la pared del cilindro no cubierto por el sólido; m

Techeng y Watkinson [41] condujeron una serie de experimentos sobre la influencia de la velocidad de rotación, el flujo de gas y el coeficiente de llenado en el traslado de calor por convección en hornos rotatorios. El análisis de la regresión de los datos experimentales llevó al siguiente formulario (ecuación 2.15 y 2.16):

Coeficiente de transferencia de calor por convección entre el gas y la superficie de la pared no cubierta:

$$Nu_{gw} = h_{gw} \cdot \frac{D_e}{k_g} = 1.54 \cdot Re_g^{0.575} \cdot R_w^{0.292} \quad (2.15)$$

Donde

k_g : Conductividad del gas; $W/(m \cdot K)$

D_e : Diámetro equivalente; m

Para la transferencia de calor entre el gas y la cama superior del sólido el Coeficiente de transferencia de calor por convección se determina por:

$$Nu_{gs} = h_{gw} \cdot \frac{D_e}{k_g} = 0.46 \cdot Re_g^{0.535} \cdot R_{ew}^{0.04} \cdot f^{-0.341} \quad (2.16)$$

Donde

f : Coeficiente de llenado; adimensional

Diámetro equivalente D_e es la función del coeficiente de llenado del sólido que se determina por

la ecuación (2.17)

$$D_e = \frac{0.5 \cdot (2\pi - \beta + \sin(\beta))}{\frac{\pi - \beta}{2} + \frac{\sin(\beta)}{2}} \quad (2.17)$$

β : Ángulo medido formado con el sólido; rad

El ángulo (β) se obtiene por la ecuación (2.18) [27].

$$\beta = \sqrt[3]{\frac{3\dot{m}_c}{2 \cdot R_i^2 \cdot \rho_c \cdot V_c}} \quad (2.18)$$

Donde

ρ_c : Densidad del carbón; kg/m^3

La velocidad del carbón (V_c) se obtiene a través de la expresión (2.19).

$$V_c = 5.78 \cdot D_i \cdot \varphi \cdot \omega \quad (2.19)$$

φ : Inclinación del cilindro; rad

V_c : Velocidad del carbón; m/s

D_i : Diámetro interior; m

φ : Ángulo de inclinación del cilindro; rad

ω : Velocidad de rotación; 1/s

Y para determinar los números de Reynolds rotacional y longitudinal se tienen las ecuaciones 2.20 y 2.21 respectivamente.

$$\text{Re}_g = \frac{D_e \cdot V_g}{\nu_g} \quad (2.20)$$

$$\text{Re}_w = \frac{D_e^2 \cdot \omega}{\nu_g} \quad (2.21)$$

Donde

V_g : Velocidad de los gases; m/s

ν_g : Viscosidad cinemática del fluido; m^2/s

Coefficiente de llenado

El coeficiente de llenado es la relación del volumen del sólido y el volumen interior del horno, se establecer por la expresión 2.22 [69].

$$f = \frac{V_{cilindro}}{V_{carbón}} \quad (2.22)$$

Donde

$V_{cilindro}$: Volumen del cilindro; m^3

$V_{carbón}$: Volumen que ocupa en carbón; m^3

El calor transferido por el fenómeno de la radiación se determina a partir del coeficiente variable de transferencia de calor por unidad de longitud y las expresiones para la superficie del sólido y la pared son las siguientes (2.23) y (2.24) [10].

$$K_4 = \frac{\sigma \cdot L_{ss} \cdot e_w}{[1 - (1 - e_s) \cdot (1 - A_v)]} \quad (2.23)$$

$$K_6 = \frac{\sigma \cdot L_{pnc} \cdot e_w}{[1 - (1 - e_w) \cdot (1 - A_v)]} \quad (2.24)$$

Donde

V_g : Constante de Stefan-Boltzmann; $W/(m^2 \cdot K^4)$

2.3-2. Coeficiente de transferencia de calor del carbón

La transferencia de calor del sólido, para el objeto de estudio, está dado por la convección y radiación del sólido al gas y a la pared (K_3 , K_4) y la convección y radiación del sólido a la pared (K_7 , K_8) los cuales se determinan por las ecuaciones 2.26 y 2.27.

$$K_7 = h_{sw} \cdot L_{pcs} \quad (2.25)$$

$$K_8 = \sigma \cdot L_{ss} \cdot \phi_{sw} \cdot \varepsilon_w \cdot \varepsilon_c \quad (2.26)$$

Donde

h_{sw} : Coeficiente de transferencia de calor por convección de la pared al sólido; $W/(m^2 \cdot K)$

L_{pcs} : Longitud del arco que forma la pared cubierta por el sólido; m

ϕ_{sw} : Número de radiación;

El coeficiente de transferencia de calor por convección del sólido a la pared cubierta se obtiene por la ecuación 2.27 [30].

$$h_w = \frac{11,6 \cdot k_s}{D \cdot \beta} \cdot \left(\frac{\omega \cdot R_i^2 \cdot \beta}{30 \cdot k_s} \right)^{0.3} \quad (2.27)$$

Número de radiación (ϕ_{sw}) se determina por la ecuación 2.28

$$\phi_{sw} = \left\{ \frac{1}{1 - \varepsilon_g} - (1 - \varepsilon_w) \cdot \left[\frac{L_{ss}}{L_{pns}} \cdot (1 - \varepsilon_s) + \left(1 - \frac{L_{ss}}{L_{pns}} \right) \right] \right\} \quad (2.28)$$

2.3-3. Cálculo de las superficies de transferencia de calor

Para estimar el coeficiente de transferencia de calor es necesario calcular la cuerda y los arcos de las superficies a través de las cuales se transfiere el calor del sólido a la pared del cilindro, delimitadas por el ángulo de llenado y la altura del carbón en el interior del cilindro (ver figura 2.2).

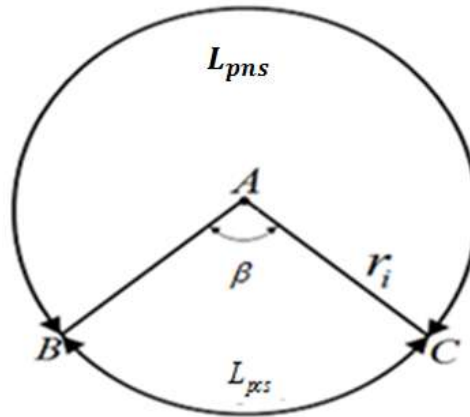


Figura 2.2 Representación del ángulo de llenado.

Para determinar la longitud de los arcos y la cuerdas por las cuales se trasfiere el calor se emplean las ecuaciones 2.29 y 2.30

$$L_{pcs} = R_i \cdot \beta \quad (2.29)$$

$$L_{pncs} = R_i \cdot (2 \cdot \pi - \beta) \quad (2.30)$$

Para determinar la cuerda que forma la superficie del carbón se emplea las ecuaciones trigonométricas conociendo el ángulo y el radio interior, de ahí que se propone la ecuación 2.31

$$L_{css} = 2 \cdot R_i \cdot \text{sen}(\beta) \quad (2.31)$$

Las áreas de la pared cubierta A_{pcs} y no cubierta A_{pnsc} por el carbón por unidad de longitud se determinan a través de la multiplicación del elemento Δz (ecuación 2.32 y 2.33) por la longitud de los arcos L_{pcs} y L_{pnsc} descritos por el radio interior del cilindro, delimitados por el ángulo de llenado.

$$A_{pcs} = L_{pcs} \cdot dz \quad (2.32)$$

$$A_{pnsc} = L_{pnsc} \cdot dz \quad (2.33)$$

2.4- Cálculo de los volúmenes de gases de la combustión

Teniendo en cuenta que para la simulación de la distribución de la temperatura en el horno es necesario definir las condiciones iniciales del proceso como: flujo y temperatura del carbón; del vapor y de los gases, y no todas estas variables se pueden obtener de manera experimental o asumir según el manual de instrucciones de la instalación como es el caso del flujo de los gases de la combustión, para ello se propone realizar el balance de masa para el proceso de combustión en la cámara.

Para determinar los flujos másicos de aire y gases generados en la cámara de combustión es necesario determinar los volúmenes teóricos y reales de los gases producto de la combustión por kilogramo de combustible.

El volumen de aire teórico (V_a^o) se determina a través de la ecuación 2.34.

$$V_a^o = 0,0889 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) + 0,265 \cdot H^t - 0,0333 \cdot O^t \quad (2.34)$$

C^t : Por ciento de carbón en masa de trabajo; %

S^t : Por ciento de azufre en masa de trabajo; %

H^t : Por ciento de hidrógeno en masa de trabajo; %

O^t : Por ciento de oxígeno en masa de trabajo; %

Volumen total de gases triatómicos (V_{RO_2}) (ecuación 2.35)

$$V_{RO_2} = 0,01866 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) \quad (2.35)$$

El volumen teórico de nitrógeno en los gases producto de la combustión ($V_{N_2}^o$) se determina a través de la ecuación 2.36.

$$V_{N_2}^o = 0,79 \cdot V_a^o + 0,008 \cdot N^t \quad (2.36)$$

N^t : Por ciento de nitrógeno en masa de trabajo; %

El volumen teórico de los gases secos presentes en los gases producto de la combustión (V_{gs}^o) se determina a través de la ecuación 2.37.

$$V_{gs}^o = V_{RO_2} + V_{N_2}^o \quad (2.37)$$

El volumen teórico de los vapores de agua producto de la reacción del hidrógeno del combustible con el oxígeno, de la humedad del combustible y del vapor de agua presente en el aire húmedo ($V_{H_2O}^o$), se determina a través de la ecuación 2.38.

$$V_{H_2O}^o = 0,111 \cdot H^t + 0,0124 \cdot W^t + 0,0161 \cdot V_a^o \quad (2.38)$$

W^t : Por ciento de agua en el combustible en masa de trabajo; %

El volumen teórico total de los gases producto de la combustión (V_g^o) se determina a través de la ecuación 2.39.

$$V_g^o = V_{gs}^o + V_{H_2O}^o \quad (2.39)$$

El volumen total real de gases tiene en cuenta el coeficiente de exceso de aire y se determina a través de la ecuación 2.40

$$V_g = V_g^o + (\alpha - 1) \cdot V_a^o \quad (2.40)$$

Donde

α : Coeficiente de exceso de aire; *adimensional*

El volumen real de aire se determina a través de la ecuación 2.41.

$$V_a = V_a^o \cdot \alpha \quad (2.41)$$

2.5- Instalación experimental

El horno cilíndrico rotatorio para la activación del carbón de 1,6 m de diámetro por 12 m de longitud, posee un ángulo de inclinación 15° con respecto a la horizontal para facilitar el mezclado y traslado del material, el cual trabaja en isocorriente (figura 2.3).

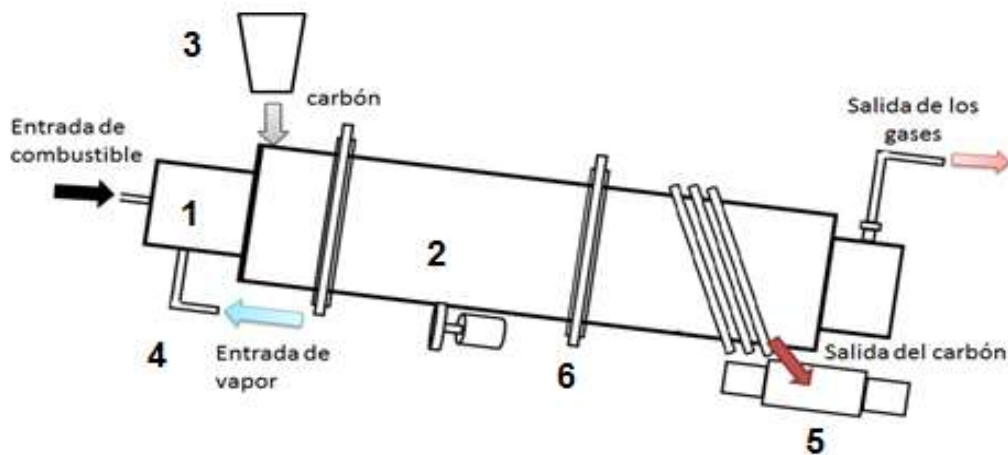


Figura 2.3. Horno de activación del carbón

Para garantizar la energía requerida en el proceso se utilizan los gases generados en la cámara de combustión (1) los cuales se suministran al interior del cilindro (2) junto con el vapor saturado de

agua (4) y el carbón activado que sale del horno por medio de un serpentín enfriador de descarga (5) que rodea la superficie exterior final del horno.

En la parte interna dispone de una serie de palas o aletas soldadas que favorecen la elevación y volteo del material, lo que permite un mejor contacto entre el sólido y la corriente gaseosa (ver figura.2.4). Las aletas también tienen cierta inclinación con respecto al eje del cilindro, facilitando el desplazamiento del material a lo largo cilindro.

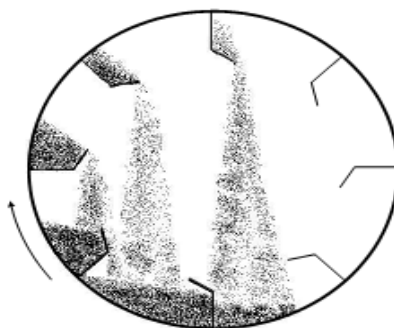


Figura 2.4. Sección transversal del horno para la activación

Los parámetros de operación del horno de activación según el manual de operaciones son los siguientes (ver tabla 2.1):

Tabla 2.1. Parámetros de operación del horno

Variables del proceso	Rango de valores	Unidad
Flujo de carbón al horno	120 a 200	kg/h
Flujo de vapor	300 a 350	kg/h
Velocidad de rotación	6	rad/s
Tiempo de permanencia	3 a 4	h
Temperatura del vapor	123 a 140	°C
Presión del Vapor al Horno	$2 \cdot 10^5$	Pa
Temperatura de la cámara de combustión	1100 a 1400	°C
Temperatura de los gases en el horno		

- Sección # 1	900 a 950	°C
- Sección # 2	850 a 950	°C
- Sección # 3	850 a 900	°C
- Sección # 4	700 a 800	°C
Temperatura de salida de los gases	750 a 800	°C
Presión interna del horno (tiro)	$2,5 \cdot 10^5$ a $6 \cdot 10^5$	Pa

Fuente: Manual de operaciones de la fábrica de carbón activado

La instalación experimental cuenta con un sistema de adquisición de datos EROS que permite visualizar y graficar los parámetros que son de interés para el proceso, en la figura 2.5 se muestra una imagen de la ventana de control de las principales variables que son registradas por el sistema.

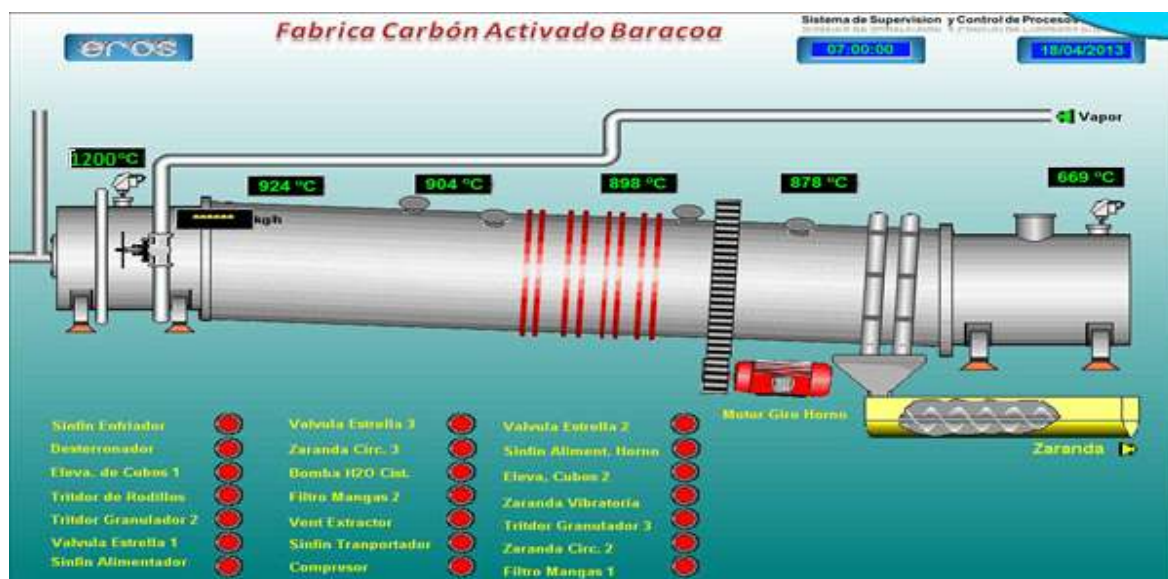


Figura 2.5: Ventana de control de las variables registradas por el EROS

El proceso de activación del carbón en la fábrica de Baracoa se encuentra desde el punto de vista de su automatización y control, en una etapa primaria, pues sólo contempla la medición y registro de algunos parámetros del proceso.

A continuación se muestran los parámetros que se registran con sus correspondientes instrumentos de medición y las características técnicas de los mismos.

PARÁMETRO: Temperatura de los gases, en la cámara de combustión, en cuatro puntos a lo largo del cilindro de horno y en la salida de los gases.

EQUIPO: termopar Tipo K (Cromo (Ni-Cr) Chromel / Aluminio (aleación de Ni -Al) Alumel): con una amplia variedad de aplicaciones, está disponible a un bajo costo y en una variedad de sondas. Tienen un rango de temperatura de -200°C a $+1.372^{\circ}\text{C}$ y una sensibilidad $41\mu\text{V}/^{\circ}\text{C}$ aproximado. Posee buena resistencia a la oxidación.

PARÁMETRO: Velocidad de rotación del cilindro

EQUIPO: Tacogenerador.

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS:

0 a 10 rad/s. y 0 a 10 V

2.6- Descripción de las variables que intervienen en el proceso

Como se ha expuesto en los epígrafes anteriores en el objeto de estudio ocurren multitudinarios procesos los cuales dependen de numerosas variables. En la Figura 2.6 se muestra el esquema estructural de las principales variables que entran y salen del proceso de activación del carbón.

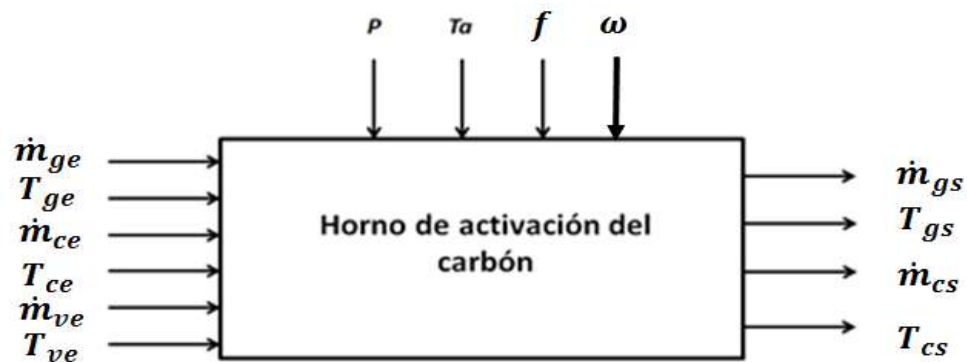


Figura 2.6. Análisis de las variables de entrada y salidas del proceso

Los parámetros de entrada del proceso son:

- $\dot{m}_{ce}$: Flujo de carbón a la entrada.
- T_{ve} : Temperatura del vapor saturado.
- $\dot{m}_{ve}$: Flujo del vapor.
- $\dot{m}_{ge}$: Flujo de gases producto de la combustión a la entrada.
- T_{ge} : Temperatura de los gases a la entrada.
- T_{ce} : Temperatura del carbón.

Como parámetros de salida se destacan los siguientes:

- $\dot{m}_{gs}$: Flujo de gases a la salida.
- T_{gs} : Temperatura de los gases a la salida.
- $\dot{m}_{cs}$: Flujo de carbón a la salida.
- T_{gs} : Temperatura carbón activado a la salida.

Además de los parámetros de entrada y de salida, resulta importante destacar algunas perturbaciones propias de este proceso y que ejercen influencia sobre el mismo, ellas son:

- P : Presión de trabajo en el interior horno.
- f : Coeficiente de llenado del tambor.
- T_a : Temperatura del medio ambiente.
- ω : Velocidad de rotación.

Conclusiones del capítulo 2

- El modelo propuesto que describen el comportamiento del proceso de activación del carbón en el horno cilíndrico quedo quedó conformado por las expresiones (2.2), (2.5), (2.11), (2.12) y (2.13).
- Se establecieron las ecuaciones para determinar los coeficientes de transferencia de calor variable por unidad de longitud (K_3 , K_4 , K_5 , K_6 , K_7 , K_8) que describen la transferencia de calor en el horno de activación.

CAPÍTULO 3. ANÁLISIS DE LOS RESULTADO DE LA EVALUACIÓN TERMO ENERGÉTICA DEL PROCESO DE ACTIVACIÓN DEL CARBÓN

3.1- Introducción

A través de los fundamentos teóricos, conceptuales y el procedimiento de cálculo propuesto en el capítulo 2 para la modelación matemática del proceso de activación del carbón en un horno cilíndrico horizontal rotatorio, el presente capítulo persigue como objetivo realizar la modelación matemática y obtener el comportamiento de las principales variables que caracterizan el proceso en el interior del cilindro.

3.2- Análisis estadísticos de los datos

Para realizar una investigación científica se utilizan diversos tipos de diseños de experimentos [70-74], existen dos procedimientos fundamentales de recolección del material estadístico para el desarrollo de una investigación, estos se pueden definir como experimentos pasivos y activos. En esta investigación se empleó el procedimiento pasivo en el cual se observaron los valores de las variables que intervienen en el proceso sin afectar o modificarlas.

Debido a la automatización existente en la planta los valores de los parámetros del proceso son censados por el instrumento correspondiente y la señal se envía al ordenador ubicado en la oficina de monitoreo del proceso. Las series de datos obtenidos se registraron cada un segundo durante 15 días. En el anexo 1 se muestra un resumen de los datos obtenidos experimentalmente.

En las mediciones se observaron valores fuera del rango de operación establecido para el proceso, por tales motivos se realizó la limpieza de los datos. Para la selección de la muestra que garantice un valor representativo de la población se tomó la media más – menos dos (2) veces la desviación

estándar, lográndose así que la muestra promedio fuera aproximadamente el 84 % de la población total.

Una vez analizada la base de datos (población) y a través de un análisis estadístico descriptivo se determinaron las funciones de la muestra que evalúan las medidas de tendencia central y dispersión de la muestra que caracterizan el proceso. La tabla 3.1 se exponen los resultados del análisis estadístico para los valores de los datos obtenidos experimentalmente.

Tabla 3.1. Resultados del análisis estadístico de las mediciones

Análisis estadístico	Flujo de carbón (kg/h)		Temperatura (°C)				
	Entrada	Salida	cámara	Zona 1	Zona 2	Zona 3	Zona 4
Máximo	160	88,8	1098,25	996,00	924,00	849,00	809,00
Media	140	66,0	1074,25	972,00	910,00	833,00	787,00
Mínima	120	54,0	1003,25	901,00	889,00	800,00	756,00
Desviación E	12,5	1,94	14,65	13,84	11,15	13,98	15,02
Varianza	157,5	3,77	87,52	87,52	32,96	119,59	157,98

Otras de las variables que se tuvo en cuenta fue la composición química del combustible (Fue Oil) para la estimación del flujo de los gases producto de la combustión.

Composición química del combustible (%)

C = 87; S = 2; A = 0,01; H = 10,9; W = 0,05; N₂ = 0,7; O₂ = 0,8

Valor calórico inferior del combustible (VCI): VCI = 44204,988 kJ/kg

Composición química de los gases producto de la combustión (%)

H₂ = 1; N₂ = 43,3; O₂ = 12; CO = 1,7; CO₂ = 8; H₂O = 33; SO₂ = 1

3.3- Implementación del modelo matemático

Con la finalidad de manejar de forma práctica y obtener en un tiempo razonable los resultados de las ecuaciones planteadas que describe el comportamiento de la temperatura y la variación del flujo de carbón y los gases de la combustión en el interior del cilindro se empleó como

procedimiento de solución el método numérico de Runge Kutta 4to Orden [57, 75]. La programación del modelo en el Matlab se muestra en el anexo 2.

Con este método matemático se obtiene el valor aproximado de Z_{n+1} de la solución de un problema de valor inicial en el punto X_{n+1} a partir de otro valor aproximado de Z_n de la solución en el punto X_n . Además fue creada una aplicación informática en un Tool-books del Matlab (GUIDE) que permite la simulación de los principales parámetros que caracterizan el objeto de estudio. Las operaciones que se pueden realizar en la aplicación GUIDE del Matlab se exponen en el anexo 3.

3.4- Validación del modelo matemático para el proceso activación de carbón

Para validar el modelo propuesto se comparan los resultados experimentales obtenidos de la temperatura de los gases productos de la combustión, con los teóricos obtenidos a través del modelo propuesto en el capítulo anterior para iguales condiciones de trabajo. Luego se calculan los errores relativos puntuales y promedios entre los resultados experimentales y los teóricos, se tiene como criterio de aceptación que el error relativo promedio sea inferior al 10 %. Para el cálculo de los errores se emplean las ecuaciones (3.1) y (3.2); propuestas por Montgomery [76] y Miller [74],

$$E = \left| \left(T_{mp.Exp} - T_{mp.Teo} \right) T_{mp.Exp}^{-1} \right| 100 \quad (3.1)$$

$$E_p = \sum_{i=1}^{N_d} E \cdot N_d^{-1} \quad (3.2)$$

Donde

E : Error relativo puntual entre los valores experimentales y los teóricos de temperatura; %

$T_{mp.Exp}$: Valor promedio de la temperatura obtenida de forma experimental; K

$T_{mp.Teo}$: Valor promedio de la temperatura obtenida de forma teórica; K

E_p : Error relativo promedio entre los valores experimentales y los teóricos de temperatura; %

N : Número de determinaciones; adimensional.

En la tabla 3.2 se relacionan los valores de la temperatura de los gases en el interior del cilindro, obtenidos a través de experimento pasivo y los teóricos calculados a través del modelo físico matemático para iguales condiciones de operación.

Tabla 3.2. Comparación de los resultados obtenidos por el modelo y el experimental

Flujo Carbón kg/h	Temperatura del gas (K)									Error %
	Entrada	Zona 1		Zona 2		Zona 3		Zona 4		
		Teórico	Real	Teórico	Real	Teórico	Real	Teórico	Real	
120	1359	1173,04	1247	1120,02	1206	1103,43	1148,00	1101,11	1117,00	4,6
120	1331	1162,71	1219	1113,23	1214	1097,47	1160,00	1095,07	1134,00	5,4
120	1248	1131,04	1136	1093,88	1217	1081,53	1150,00	1079,29	1113,00	4,9
130	1349	1171,28	1247	1120,69	1221	1105,27	1167,00	1103,64	1145,00	5,8
130	1321	1160,76	1219	1113,75	1212	1099,14	1151,00	1097,40	1129,00	5,0
130	1238	1128,56	1136	1094,02	1197	1082,84	1109,00	1081,20	1093,00	3,2
140	1371	1181,38	1269	1129,46	1183	1114,41	1101,00	1113,66	1052,00	1,1
140	1347	1172,37	1245	1123,22	1186	1108,71	1083,00	1107,78	1039,00	0,5
140	1276	1145,03	1174,	1105,45	1162,	1093,22	1073,00	1092,02	1029,00	-0,2

Según se muestra en la tabla 3.2 el error relativo promedio entre los valores experimentales y los teóricos oscilan entre los 0,2 y el 5,4 % .

De manera más representativa estos resultados se pueden comprobar en la figura 3.1 en donde se muestra el comportamiento de la temperatura del gas dada por el modelo y las medidas en la instalación para iguales condiciones de trabajo, en la cual se aprecia la similitud entre ambos resultados confirmando una vez más la validez del modelo propuesto para predecir la distribución de temperatura en el interior del cilindro del horno para la activación del carbón.

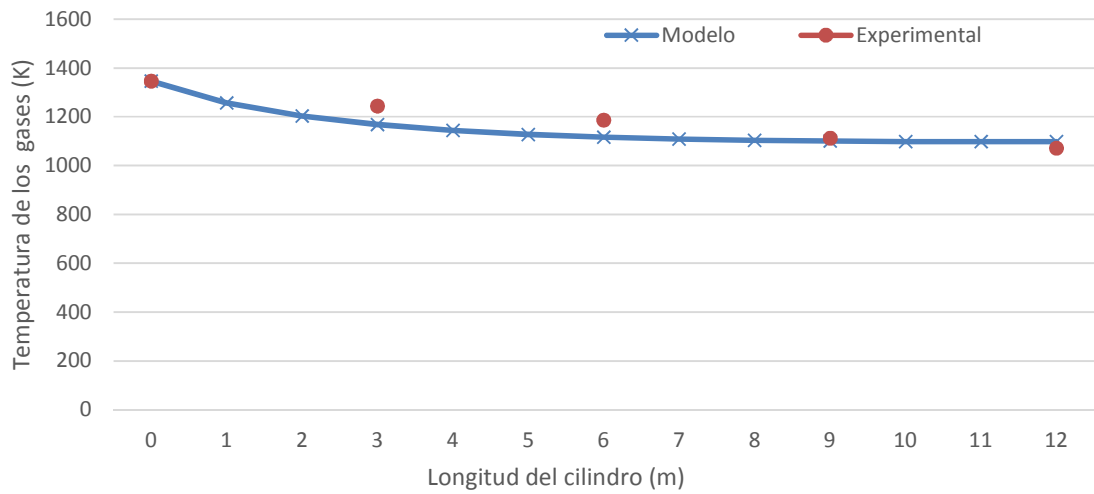


Figura 3.1. Comparación de la temperatura del Modelo con la Experimental

El modelo propuesto no solo predice el comportamiento de la temperatura en el interior del horno sino también la variación del flujo másico del carbón y los gases. La figura 3.2 muestra el comportamiento del error relativo puntual entre el flujo másico del carbón a la salida experimental y teórico. Se puede comprobar que el error relativo puntual entre los valores medidos y obtenidos por el modelo no excede el 10 % por lo que se puede afirmar que el modelo caracteriza el proceso de activación del carbón.

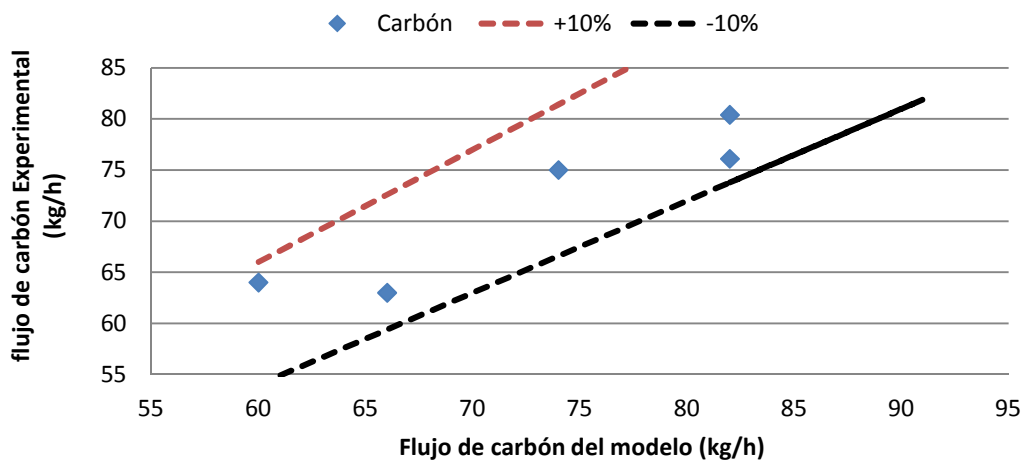


Figura 3.2. Comparación del flujo de carbón activado del Modelo con el Experimental

3.5- Aplicación del modelo

La aplicación práctica del modelo matemático con base fenomenológica propuesto y validado en el desarrollo de esta investigación, radica en la posibilidad de pronosticar el comportamiento de la variación de la temperatura y el flujo másico en el interior del horno para la activación de carbón, bajo diferentes regímenes de operación, con la finalidad de garantizar un mejor rendimiento de la instalación.

3.5-1. Simulación de la variación de temperatura

La figura 3.3 representa la distribución de la temperatura de los gases y el carbón en el interior del horno, en la cual se comprueba que la temperatura del gas desciende bruscamente en los primeros 3 metros ya que tiene que calentar el carbón que entra a temperatura ambiente (30 °C) hasta la temperatura de reacción del oxígeno con el carbón (superiores a los 700°C) y luego se estabiliza disminuyendo lentamente hasta la salida.

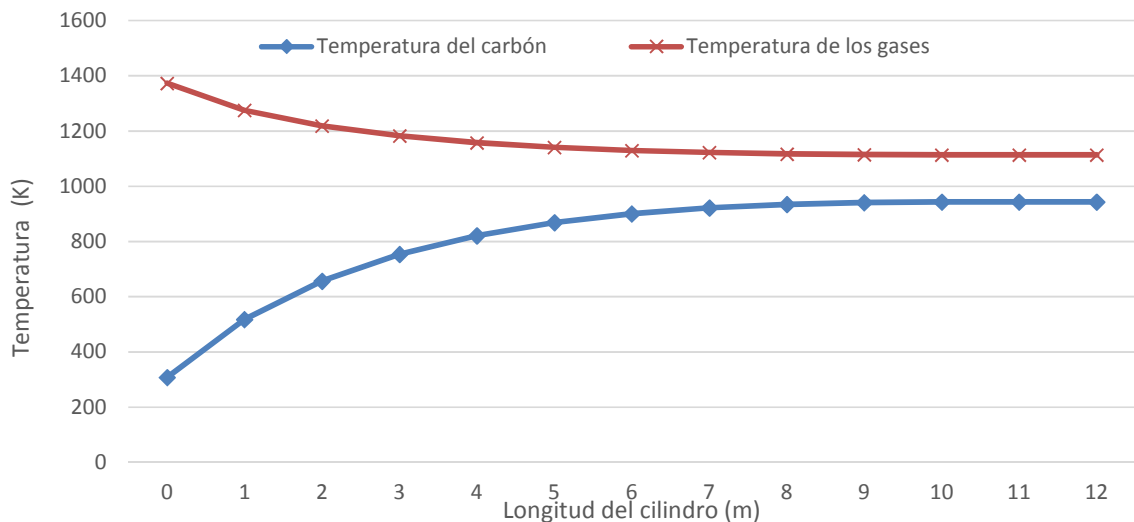


Figura 3.3. Variación de la temperatura del carbón y los gases en el interior del horno

El comportamiento de la temperatura del carbón es similar al que realiza el gas, lo que éste aumenta en los primeros metros del cilindro gracias al calor suministrado y luego se mantiene prácticamente

constante, por lo que se llegó a la conclusión que las reacciones para la activación del carbón comienza a partir de los 3 metros.

Para determinar cómo influye el flujo de carbón en la variación de la temperatura del gas en el interior del horno se hizo una simulación para diferentes flujos de carbón (120, 130 y 140 kg/h) manteniendo constante la temperatura del gas a la entrada del horno.

La figura 3.4 muestra el comportamiento de la temperatura de los gases en el interior para tres flujos de carbón, en la cual se puede apreciar que a medida que incrementa el flujo de carbón el gradiente de temperatura es de 249; 256 y 268 °C para los flujos de 120; 130 y 140 kg/h respectivamente, lo que evidencia que el flujo de carbón influye sobre la temperatura del gas.

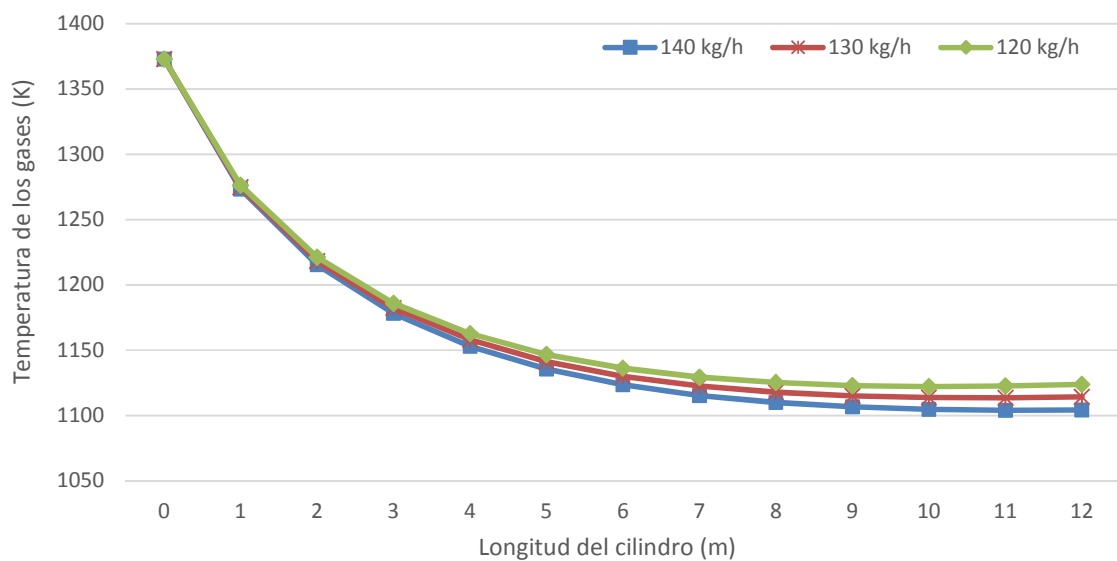


Figura 3.4. Variación de la temperatura del gas & flujo de carbón

Otra de la variable que tiene una influencia marcada sobre la temperatura del gas en el interior del horno es el consumo de combustible. Como se observar en la figura 3.5 que a medida que se incrementa el consumo de combustible, la diferencia de la temperatura de entrada y salida del gas disminuye considerablemente causado por amento de gases generados en la combustión.

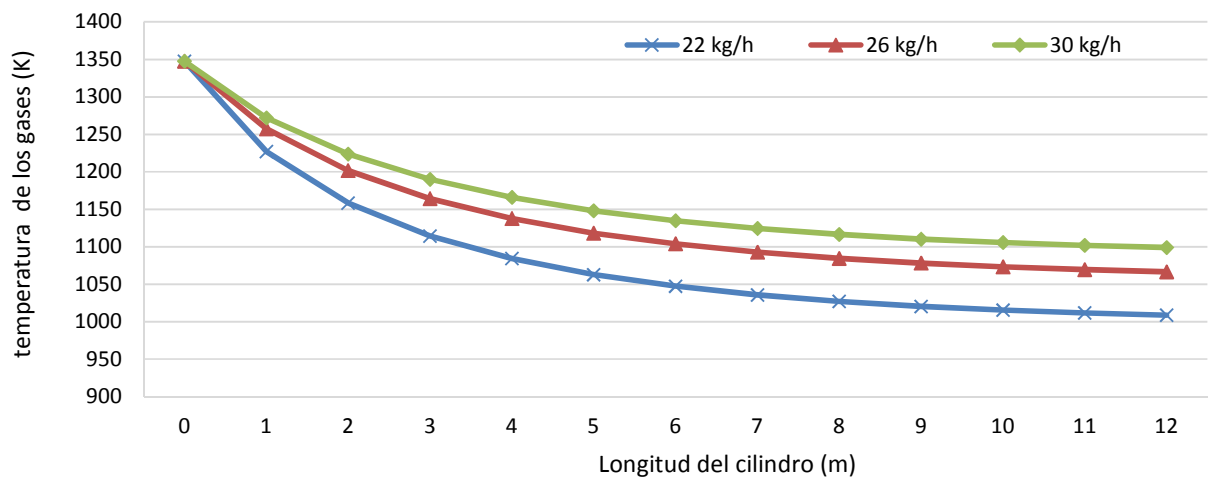


Figura 3.5. Variación de la temperatura del gas & consumo de combustible

3.5-2. Simulación de la variación de masa

Una de las variables de una marcada importancia en el proceso es la variación del carbón en el interior del cilindro ya que esta define el rendimiento productivo del proceso que se determina por la masa de carbón que entra contra la que sale del horno.

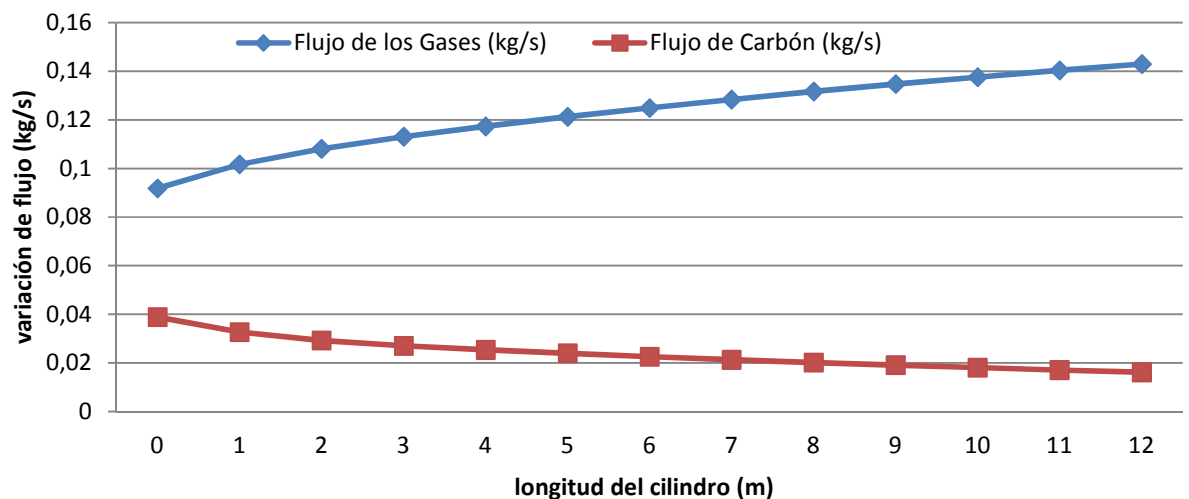


Figura 3.6. Variación del carbón y el gas en el interior del cilindro

La figura 3.6 representa la variación del carbón y el gas a lo largo del cilindro en la cual se muestra cómo va disminuyendo el flujo másico del carbón y el incremento de los gases. La simulación de

la variación del sólido en el cilindro permitió determinar la cantidad de sólido que se pierde debido a las reacciones químicas y estimar el rendimiento tecnológico del proceso.

Para las condiciones estudiadas se determinó que el rendimiento de la producción de carbón activado varía entre 30 y 60 % en función de la temperatura que se tiene en los gases (ver figura 3.7), los resultados obtenidos concuerda con los reportados por [11] en su investigación.

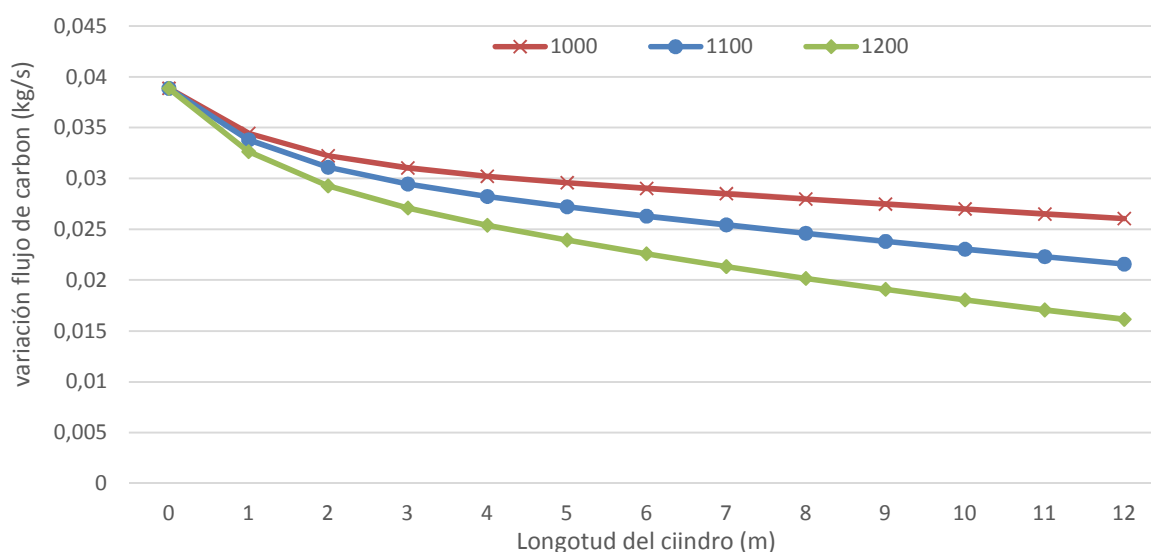


Figura 3.7 variación del carbón & temperatura de los gases

Como se evidencia en la figura 3.7 a medida que se incrementa la temperatura de los gases disminuye aún más la masa del carbón en el interior del cilindro disminuyendo también el rendimiento productivo de la instalación, esto se debe a lo planteado anteriormente que a mayor temperatura la reacción del oxígeno con el carbón se producen más rápido y para un mismo tiempo de retención se pierde mayor cantidad de carbón en los gases. Por tal motivo la temperatura en el interior del cilindro es uno de los factores fundamentales para garantizar el máximo rendimiento de la instalación.

3.6- Valoración Económica

Es oportuno destacar que todas las inversiones e investigaciones que se realizan en Cuba deben cumplir tres requisitos inviolables: primero, deben ser compatibles con los principios de la defensa nacional, deben ser económicamente factibles y deben contribuir a la preservación y mejora del medio ambiente, en correspondencia con esto en el presente epígrafe se realiza la valoración económica del proceso de activación del carbón a partir del consumo de combustible que se emplea en la cámara de combustión.

Según los valores mostrados en la Tabla 3.3 se valora el gasto económico asociado al consumo de combustible promedio diario y considerando el precio del barril de petróleo a 87,6 CUC/Barril .

Tabla 3.3. Análisis económico asociado al consumo de combustible

Días	Combustible		Precio (CUC/Barril)	Gasto	
	(kg/h)	(Barril/h)		hora (CUC/h)	diario (CUC/D)
1	23	0,138	87,6	12,0888	290,1312
2	24	0,144	87,6	12,6144	302,7456
3	20	0,12	87,6	10,512	252,288
4	28	0,168	87,6	14,7168	353,2032
5	23	0,138	87,6	12,0888	290,1312
6	24	0,144	87,6	12,6144	302,7456
7	24	0,144	87,6	12,6144	302,7456
8	26	0,156	87,6	13,6656	327,9744
9	22	0,132	87,6	11,5632	277,5168
10	26	0,156	87,6	13,6656	327,9744
11	24	0,144	87,6	12,6144	302,7456
12	25	0,15	87,6	13,14	315,36
13	20	0,12	87,6	10,512	252,288
14	26	0,156	87,6	13,6656	327,9744
15	20	0,12	87,6	10,512	252,288
Total	355	2,13	1314	186,588	4478,112

Partiendo de los datos de la tabla 3.3 se estima un gasto aproximado por concepto de consumo de combustible en el horno de activación de carbón en los 15 días medidos de 4 478,00 CUC . Estos resultados muestran la importancia que tienen el uso eficiente del horno de activación del carbón para garantizar la máxima calidad del producto con el mínimo consumo de combustible.

3.7- Principales problemas ambientales detectados en la planta

Las principales afectaciones al medio ambiente provocadas por el proceso de activación de carbón está dada por:

La emanación de los gases producto de la combustión como son el monóxido de carbono (CO) y monóxido de azufre (SO) y el monóxido de carbón

La acción de estos gases sobre el organismo humano se manifiesta en las perturbaciones funcionales del sistema nervioso central, dolores de cabeza, enflaquecimiento, sensaciones dolorosas en el corazón, náuseas y vómitos; consecuencias de la sub alimentación de oxígeno.

Esto ocurre porque el CO altera la composición de la sangre, reduce la formación hemoglobina, entrando en reacción con ésta, y perturba el proceso de oxigenación del organismo (la adsorción de CO en la sangre es 240 veces más que la del oxígeno).

Con concentraciones de CO en el aire superior a 0,01 % y 0,02% (por volumen) se observan síntomas de intoxicación y cuando llega a ser entre 0,2 % y 0,25 %, viene el desmayo en unos 25 a 30 minutos. El límite máximo de concentración de CO en el aire es de 1 mg/m³.

La zona de preparación de carbón (depósito de homogenización, transportadores de banda, hasta el horno de activación), constituyen áreas de contaminación por polvo.

Las principales afectaciones provocadas por el polvo al medioambiente están dadas por: Las partículas suspendidas en la atmósfera adsorben la luz solar, reduciendo la energía que llega a la

tierra y produciendo cambios que disminuyen notablemente la luminosidad y visibilidad; además de la luz solar las partículas en suspensión adsorben la luz producida por medios artificiales.

Las partículas pequeñas entran al cuerpo humano a través del sistema respiratorio y el efecto que se produce depende de su tamaño, la composición química y mineralógica, densidad, superficie específica y otras.

Las partículas de tamaño superior a 5 μm de diámetro quedan retenidas en los bellos de la cavidad nasal y también pueden quedar atrapadas por la mucosa que tapiza la tráquea y la cavidad nasal. Los comprendidos entre 0,5 y 5 μm son capaces de penetrar hasta el sistema respiratorio inferior depositándose en los bronquios. De aquí a que en la mayoría de los casos sean eliminados al cabo de algunas horas por respiración. La situación más preocupante corresponde a las partículas menores de 0,5 μm , ya que se ha estimado que más del 50 % de las partículas de 0,01 a 0,1 μm que penetran en los alvéolos se depositan allí, donde es difícil eliminarlos por carecer de cilios y mucosas, pudiendo permanecer durante meses e incluso durante años degradando la salud del hombre.

Conclusiones del Capítulo 3

- El cálculo del error relativo promedio de la temperatura del gas en el interior de cilindro dada por el modelo y las obtenidas experimentalmente oscilan entre 0,2 a 6 % comprobándose que el modelo propuesto es aceptable para la modelación del proceso de activación del carbón
- El modelo propuesto permite estimar la distribución de temperatura del gas y el sólido en el interior del horno para la activación del carbón.

Conclusiones generales

- El modelo físico-matemático generalizado con base fenomenológica propuesto es capaz de predecir el comportamiento de la temperatura y el flujo másico en el interior del horno cilíndrico rotatorio para la activación del carbón de la fábrica de carbón activado en Baracoa con una precisión de un 94 % y con un error relativo promedio de 0,2 a 6 % .
- La aplicación informática “HACT” permitió la validación del modelo para las condiciones de operación de la instalación y el establecimiento de las relaciones existentes entre las variables que caracterizan el objeto de estudio.
- Se comprobó que en los primeros 3 metros del horno es donde ocurre la mayor variación de temperatura (170 y 200 °C) ya que el gas debe llevar desde la temperatura ambiente (32 °C) a la temperatura de reacción del carbón con el oxígeno (superiores 700 °C) y a partir de esa longitud se mantiene prácticamente constante la variación de la temperatura tanto del carbón como la del gas.
- Se demostró que al estimar la variación del flujo másico del carbón para diferentes temperaturas (1000, 1100 y 1200 °C) se incrementa la pérdida de carbón producto a la gasificación del mismo en 46, 62 y 81 kg/h disminuyendo el rendimiento productivo de la instalación (66 ,55 y 41 %).

Recomendaciones

- Emplear el modelo propuesto a partir de la aplicación informática “HACT” para establecer los parámetros racionales de operación en la fábrica de carbón activado en Baracoa.
- Utilizar el modelo y la simulación del proceso como una base de conocimiento en la automatización y control del proceso de activación del carbón en la fábrica de carbón activado en Baracoa.
- Profundizar el estudio sobre el tema tratado mediante el uso modelos dinámicos.

Bibliografía

- [1] GÓMEZ, A.; KLOSE, W.; *et al.*, "Proceso de producción de carbón activado a partir de cáscaras de palma de aceite en un horno rotatorio y su aplicación en la limpieza de NO". *Palma*, 2004, vol. 25.
 - [2] CORREDOR, S. A. A., "Preparación y caracterización de carbón activado granular obtenido a partir de hueso de palma africana (*Elaeis Guineensis*) para la adsorción de CO₂". Doctoral Universidad Nacional de Colombia
- Facultad de Ciencias, Departamento de Quím. 2014.
- [3] DOLORES SALAS TORT, N. M. B., "ESTUDIO PRELIMINAR DE ADSORCIÓN DE IONES COBRE CON CARBÓN ACTIVADO DE CASCARÓN DE COCO". *TECNOLOGÍA QUÍMICA* Vol. XXIX, No. 3, 2009.
 - [4] DONACIANO LUNA ; ARMANDO GONZÁLEZ ; *et al.*, "Obtención de carbón activado a partir de la cáscara de coco". *ContactoS*, 2007, vol. 64, p. 39–48.
 - [5] SARMIENTO, C.; SÁNCHEZ, J.; *et al.*, "Preparación de carbón activado mediante la activación química de carbón mineral". *Scientific Journal from the Experimental Faculty of Sciences, at La Universidad del Zulia*, 2004, vol. 12 Nº 1.
 - [6] BADAJOZ, A. I. B., "Preparación y caracterización de carbón activado a partir de residuos de biomasa y su utilización en tratamientos de descontaminación del agua". UNIVERSIDAD DE EXTREMADURA. 2012.
 - [7] SCHILE, J. F. H. B. W. A. M. Y. J. D. P., "SELECCIÓN DE UN MÉTODO PARA PRODUCIR CARBÓN ACTIVADO UTILIZANDO CUATRO ESPECIES FORESTALES" Noviembre , 2004.
 - [8] P.V. BARR; J.K. BRIMACOMBE; A.P. WATKINSON, "A Heat-Transfer Model for the Rotary Kiln" Part II. Development of the Cross-Section Model". *METALLURGICAL TRANSACTIONS B*, 1989, vol. 20B, p. 403.
 - [9] LAINE J.; S. SIMONI; CALLES, R., ""Preparation of activated carbon from coconut shell in a small scale cocurrent flow rotary kiln"". *Chemical Engineering Comm*, 1991, vol. 99, p. 15-23.
 - [10] KIM, Y. H., "Development of process model of a rotary kiln for volatile organic compound recovery from coconut shell". *Korean J. Chem. Eng.*, 2012, vol. 28, no. 7, p. 1025-1031.
 - [11] ORTIZ, O. A.; MARTINEZ, N. D.; *et al.*, "Steady state simulation of a rotary kiln for charcoal activation". *Latin American Applied Research*, 2003, vol. 33, p. 51-57.
 - [12] HARRY, M., F., "Activated Carbon Adsorption. ". *Elsevier Science & Technology Books*, 2006.
 - [13] MATTSON, J. B.; MARK, H. B., "Activated Carbón". *Marcel Dekker, New York*, 1998.
 - [14] MARTÍNEZ, N., "Ecuación Cinética para la activación de Carbón de Eucalipto". *Instituto de Ingeniería Química, Universidad Nacional de San Juan*, 1998.
 - [15] TOLEDANO, E. L. O., "Fábrica de carbón activado: Única, imprescindible y económica". In *Venceremos.cu*. http://www.venceremos.co.cu/pags/varias/baracoa/carbon_activado_, 2010.
 - [16] A. VELÁZQUEZ-TRUJILLO; E. BOLAÑOS-REYNOSO ; Y.S. PLIEGO- BRAVO, "OPTIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE CARBÓN ACTIVADO A PARTIR DE BAMBÚ ". *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 2010, vol. 9, p. 359-366.
 - [17] FERNÁNDEZ, R. A.; CASTILLO, E. R.; *et al.*, "Obtención de micro carbones porosos para purificación de gases ". *1ra Convención Cubana de Ciencia de la Tierra*, 2005.
 - [18] GROSSO, C. G., "El Carbón activado granular en el tratamiento del agua " 1997, vol. Aconcagua Ediciones y Publicaciones
 - [19] SMISEK, M.; CEMY, S., "Active Carbón. Manufactures, Properties and Applications ". *Elsevier, New York*, 1970.

- [20] RODRIGUEZ-REINOSO, F., "In Handbook of porous solids". edited by GMBH, W.-V. V. Germany, 2002.
- [21] H. MUHLEN, K. H. V. H., "Porosity in carbons: Characterization and applications". Halsted Press. London, 1995.
- [22] ARRIAGADA, R.; GARCIA, R.; *et al.*, "Micropor Mesopor Mat" 1997, vol. 8, p. 123.
- [23] CANGIALOSI, F.; CANIO, F. D.; *et al.*, "Experimental and theoretical investigation on unburned coal char burnout in a pilot-scale rotary kiln". *Fuel*, 2006, vol. 85, no. 16, p. 2294-2300.
- [24] CASTAÑO, L. F. C.; RUBIO, F. R.; ORTEGA, M. G., "Modelado de secaderos rotatorios en isocorriente.". *Revista Iberoamericana de automática e informática industrial*, 2009, vol. 6, no. 4, p. 32-43.
- [25] CASTAÑO, L. F. C., "Aportaciones al modelado y control de secaderos rotatorios". Tesis Doctoral. Universidad de Sevilla. 2003.
- [26] GÓNGORA-LEYVA, E.; COLUMBIÉ, N. Á. O.; *et al.*, "Modelo matemático multivariable para un proceso de enfriamiento industrial de sólidos en cilindros rotatorios horizontales". In *Proceedings of the 5to Taller Internacional de Energía y Medio ambiente*, Cienfuegos. 2008.
- [27] GÓNGORA-LEYVA, E., "Modelación físico-matemática del proceso de enfriamiento de mineral en cilindros rotatorios de la planta hornos de reducción de la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara"". Tesis de Maestría. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa "Dr. Antonio Núñez Jiménez". Moa-Cuba, 2004.
- [28] GÓNGORA-LEYVA, E., "Modelo Matemático del proceso de enfriamiento de mineral en cilindros horizontales rotatorios". In CENDA. *Ciudad de La Habana*. Cuba: 358-2006, 2006.
- [29] PUJOL-LEYVA, J. O., "Evaluación del proceso de transferencia de calor en el enfriamiento del mineral laterítico a escala piloto". Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa "Dr. Antonio Núñez Jiménez". Moa-Cuba, 2007.
- [30] GOROG, J. P.; ADAMS, T. N.; BRIMACOMBE, J. K., "Regenerative Heat Transfer in Rotary Kilns". *Metallurgical and Materials Transactions B*, 1982, vol. 13B, p. 153-163.
- [31] WES, G. W. J.; DRINKENBURG, A. A. H.; STEMERDING, S., "Heat transfer in a horizontal rotary drum reactor". *Powder Technology*, 1976, vol. 13, no. 2, p. 185-192.
- [32] TECHENG, S. H.; WATKINSON, A. P., "Convective heat transfer in a rotary kiln". *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1979, vol. 57, p. 433-443.
- [33] LEHMBERG, J.; HEHL, M.; SCHÜGERL, K., "Transverse mixing and heat transfer in horizontal rotary drum reactors". *Powder Technology*, 1997, vol. 18, no. 2, p. 149-163.
- [34] WACHTERS, L. H. J.; KRAMERS, H., "The calcining of sodium bicarbonate in a rotary kiln". In *Proceedings of the Proceedings of Third European Symposium Chemical Reaction Engineering* 77.1964.
- [35] FERRON, J. R.; SINGH, D. K., "AIChE J" 1991, vol. 37, p. 747.
- [36] AGUSTINI, S. S., "Regenerative action of the wall on the heat transfer for directly and indirectly heated rotary kilns". Tesis Doctoral. Universität Magdeburg. 2006.
- [37] AGUSTINI, S. S.; QUECK, A.; SPECHT, E., "Modeling of the Regenerative Heat Flow of the Wall in Direct Fired Rotary Kilns". *Heat Transfer Engineering*, 2007.
- [38] AGUSTINI, S. S.; SPECHT, E., "Influence of the regenerative heat of the wall on the overall heat transfer in rotary kiln". *Cement International*, 2005, vol. 5, p. 60-73.
- [39] SASS, A., "Simulation of the heat-transfer phenomena in a rotary kiln ". *I & EC Process Desing and Development*, 1967, vol. 6, no. 4, p. 532-535.
- [40] RIFFAUD, J. B.; KOEHRET, B.; B., C. *Brit. Chem. Eng. and Proc. Tech.*, 1972, vol. 17, no. 5, p. 413-419.

- [41] WATKINSON, A. P.; BRIMACOMBE, J. K., "Heat transfer in a direct-fired rotary kiln: 1. pilot plant and experimentation". *Metallurgical Transactions*, 1978, vol. 9B, p. 201–208.
- [42] INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P.; *et al.*, "Fundamentals of Heat and Mass Transfer". edited by SONS, J. W. 6th, 2007.
- [43] BARR, P. V., Tesis Doctoral. University of British Columbia. Vancouver, Canada, 1986.
- [44] AJAYI, O. O.; SHEEHAN, M. E., "Design loading of free flowing and cohesive solids in flighted rotary dryers". *Chemical Engineering Science*, 2012, vol. 73, p. 400-411.
- [45] LOBATO, F. S.; JR., V. S.; *et al.*, "Estimación of Drying parameters in rotary dryers using differencial evolution". In *Proceedings of the 6th International Conference on Inverse Problems in Engineering: Theory and Practice*. 2008.
- [46] MUJUMDAR, K. S.; RANADE, V. V., "Simulation of Rotary Cement Kilns Using a One-Dimensional Model". *Chemical Engineering Research and Design*, 2006, vol. 84, no. 3, p. 165-177.
- [47] MUJUMDAR, K. S.; GANESH, K. V.; KULKARNI, S. B., "Rotary Cement Kiln Simulator (RoCKS): Integrated Modeling of Pre-Heater, Calciner, Kiln and Clinker Cooler". *Chemical Engineering Science*, 2007, vol. 62, no. 9, p. 2590-2607.
- [48] MUJUMDAR, K. S.; ARORA, A.; RANADE, V. V., "Modeling of Rotary Cement Kilns: Applications to Reduction in Energy Consumption". *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2006, vol. 45, no. 7, p. 2315-2330.
- [49] BOATENG, A. A.; BARR, P. V., "Modelling of particle mixing and segregation in the transverse plane of a rotary kiln". *Chemical Engineering Science*, 1996, vol. 51, no. 17, p. 4167-4181.
- [50] BOATENG, A. A., "2 - Basic Description of Rotary Kiln Operation". In *Rotary Kilns*. Burlington: Butterworth-Heinemann, 2008, p. 15-31.
- [51] BOATENG, A. A., "8 - Heat Transfer Processes in the Rotary Kiln Bed". In *Rotary Kilns*. Burlington: Butterworth-Heinemann, 2008, p. 205-238.
- [52] SUNKARA, K. R.; HERZ, F.; *et al.*, "Modeling the discharge characteristics of rectangular flights in a flighted rotary drum". *Powder Technology*, 2013, vol. 234, no. 0, p. 107-116.
- [53] NATALE, F. D.; BARESCHINO, P.; NIGRO, R., "Heat transfer and void fraction profiles around a horizontal cylinder immersed in a bubbling fluidised bed". *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2010, vol. 53, p. 3525-3532.
- [54] SHARIKOV, Y. V.; TITOV, O. V., "Mathematical modeling of the roasting of lime-nepheline and cement charges in rotary kilns". *Metallurgist*, 2011, vol. 55, no. 5-6.
- [55] VAN PUYVELDE, D. R., "Modelling the hold up of lifters in rotary dryers". *Chemical Engineering Research and Design*, 2009, vol. 87, no. 2, p. 226-232.
- [56] NDIAYE, L. G.; CAILLAT, S.; *et al.*, "Application of the dynamic model of Saeman to an industrial rotary kiln incinerator: Numerical and experimental results". *Waste Management*, 2010, vol. 30, no. 7, p. 1188-1195.
- [57] ÁLVAREZ, B. M., "Matemática Numérica". La Habana: Editorial Félix Varela, 1998. ISBN 959-258-016-2.
- [58] GNIELINSKI, V., "NEW EQUATIONS FOR HEAT AND MASS-TRANSFER IN TURBULENT PIPE AND CHANNEL FLOW". *International Chemical Engineering*, 1976, vol. 16, no. 2, p. 359-368.
- [59] GUZMÁN, D. R. D., "Modelación, simulación y control del tanque de contacto y los enfriadores de licor en el proceso de lixiviación carbonato-amoniaco". Tesis Doctoral. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa "Dr. Antonio Núñez Jiménez". Moa-Cuba, 2001.
- [60] GÓNGORA-LEYVA, E.; GUZMAN, D. R. D.; *et al.*, "Modelo matemático multivariable para un proceso de enfriamiento industrial de sólidos en cilindros rotatorios horizontales". *Energética*, 2007, vol. 28, no. 2, p. 15-25.

- [61] GÓNGORA-LEYVA, E.; LAMORÚ, U. M.; *et al.*, "Coeficientes de transferencia de calor en enfriadores de mineral laterítico a escala piloto". *Minería y Geología*, 2009, vol. 25, no. 3, p. 1-18.
- [62] GÓNGORA-LEYVA, E.; PALACIO-RODRÍGUEZ, A.; *et al.*, "Evaluación del proceso de enfriamiento del mineral laterítico reducido en la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara" (Parte 1)". *Minería y Geología*, 2012, vol. 28, no. 3, p. 50-69.
- [63] HAN, S. H.; CHANG, D., "Optimum residence time analysis for a walking beam type reheating furnace". *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2012, vol. 55, no. 15–16, p. 4079-4087.
- [64] KIM, N.; SRIVASTAVA, R., "Simulation and Control of an Industrial Calciner". *Ind. Eng. Chem.* 1, 1990, vol. Res. 29,, p. 71-78.
- [65] WILBRAND, K., "hermische Boden-behandlung in Drehrohr-Verbrennungsanlagen- Simulation und Messung". *Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 15, Umwelttechnik*, 1997, vol. Nr. 170.
- [66] YEHASKEL, A., "Activated Carbon : Manufacture and Regenerati3n". *Noyes Data Corporation*, 1978.
- [67] MARTÍNEZ, F.; SZAPIONOVICH, L., "Planificaci3n y realizaci3n de experimentos en termoenergética. Segunda parte. ". edited by CAMAGÜEY, U. D. Camagüey, 1988. 325 p.
- [68] COULSON, J. A. J. R., "Ingeniería Química: Operaciones Básicas". *Editorial Reverté S. A.*, 1981.
- [69] GÓNGORA LEYVA , E., "MODELACIÓN DEL PROCESO DE ENFRIAMIENTO DEL MINERAL LATERÍTICO EN CILINDROS HORIZONTALES ROTATORIOS". Doctorado ISMM. Moa 2014.
- [70] LEGRÁ, L. A. A.; SILVA, O., "La investigaci3n científica: Conceptos y Reflexiones". La Habana: Félix Varela, 2011. 445 p.
- [71] CHACÍN, L. F., "Diseño y análisis de experimentos". Caracas: Ediciones del Vicerrectorado Académico de la Universidad Central de Venezuela, 2000.
- [72] GUZMÁN, J., "Diseño de experimentos para Ingenieros Mecánicos". Santiago de Cuba: Ediciones ISJAM, 1986.
- [73] VIERA, B. R.; LÓPEZ, S.; NOEMÍ, M., "Modelaci3n matemática para ingenieros químicos". La Habana: Editorial Pueblo y Educaci3n, 1988.
- [74] MILLER, I.; FREUND, J.; JONSON, R., "Probabilidades y estadísticas para ingenieros". La Habana: Editorial Félix Varela, 2005.
- [75] ÁLVAREZ ÁLVAREZ, R., "Evaluaci3n del proceso transferencia de calor del mineral laterítico reducido en cilindros horizontales rotatorios en la empresa "Comandante Ernesto Che Guevara" ". Tesis de Ingeniería. Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa "Dr. Antonio Núñez Jiménez". Moa-Cuba, 2008.
- [76] MONTGOMERY, D., "Diseño y análisis de experimentos". La Habana: Editorial Félix Varela, 2004. 325 p.

Anexos

Anexo 1. Resumen de la base de datos obtenidas experimentalmente

Flujo de carbón (kg/h)		Temperatura de los gases °C				
Entrada	Salida	Cámara	TZ1	TZ2	TZ3	TZ4
130	65	1039	937	924	863	837
130	65	1035	933	929	860	836
130	65	1035	933	929	860	836
130	65	1035	933	929	860	836
130	65	1035	933	929	860	836
130	65	1030	928	929	860	830
130	65	1030	928	929	860	830
130	69	982	880	930	857	826
130	65	1039	937	929	869	838
130	65	1039	937	929	869	838
130	65	1039	937	929	869	838
130	65	1039	937	929	869	838
130	64	1043	941	929	869	838
130	65	1044	942	929	866	840
130	65	1044	942	929	866	840
130	64	1045	943	929	866	840
130	63	1047	945	930	865	833
130	63	1047	945	930	865	833
130	63	1048	946	930	865	833
130	63	1050	948	932	863	828
130	63	1050	948	932	863	828
130	63	1050	948	932	863	828
130	63	1049	947	932	863	828
130	64	1048	946	932	863	840
130	64	1048	946	932	863	840
130	64	1047	945	932	863	840
130	64	1046	944	933	862	838
130	64	1046	944	933	862	838
130	64	1046	944	933	862	838
120	81	1047	935	938	874	860
120	81	1046	934	938	874	860
120	82	1040	928	937	870	860
120	82	1040	928	937	870	860
120	82	1040	928	937	870	860
120	82	1041	929	937	870	860

120	81	1047	935	936	874	861
120	81	1047	935	936	874	861
120	81	1047	935	936	874	861
120	81	1047	935	936	874	861
120	81	1049	937	933	877	860
120	81	1049	937	933	877	860
120	81	1049	937	933	877	860
120	81	1049	937	933	877	860
120	81	1050	938	933	877	861
120	81	1050	938	933	877	861
120	81	1050	938	933	877	861
120	81	1050	938	933	877	861
120	81	1049	937	932	878	862
120	81	1049	937	932	878	862
120	81	1049	937	932	878	862
120	81	1050	938	935	879	862
120	81	1050	938	935	879	862

Anexo 2 . Programación para dar solución al modelo propuesto por el método numérico de Runge

Cutta 4to orden.

```
% cálculo del calor específico del CO2
%=====
Tgas=990;           % temperatura del gas CO2 °C
Mco2= 44.1;         % masa molecular del CO2 (cal/kmolK)
TcrCO2= 304.1 ;     % Temperatura critica del CO2 (°C)
PcrCO2= 7.3815;     % Presión critica de CO2 ()
%=====
CpCO2=(10.34+0.00274*Tgas - (195500/(Tgas^2)))*94.943;

% cálculo de la viscosidad cinemática
TrCO2=Tgas/TcrCO2;
NaCO2=0.001778*(4.58*TrCO2-1.67)^0.625;

VsmCO2=4.60e-04*NaCO2*(Mco2.^0.5)*(PcrCO2^(2/3)/TcrCO2.^(1/6)); % Ns/m2

% conductividad térmica CO2
CuCO2= (10.34+0.00274*Tgas - (195500/(Tgas.^2)))*4178-8314 ; % Calor
específico a volumen constante

kCO2=(VsmCO2/Mco2)*(1.30*CuCO2+14644.0-(2928.8/TrCO2)); % W/mK

% Cálculo densidad CO2
Patm= 9.938e05; % N/m2
Rga= 1868; % constante universal de los gases 1868
dCO2=Patm/(Rga*Tgas); % kg/m3

% viscosidad dinámica
vCO2= VsmCO2/dCO2;
%=====
% Cálculo de la combustión
C=87; % carbono
H=10.09; % Hidrogeno
O= 0.8 ; % Oxigeno
W= 0.05; % humedad
At= 0.01;
N= 0.7;
S= 0.2;
B=26/3600;
%=====
Qb = (339*C+1030*H-109*(O-S)-24*W)*1000; % poder calórico bajo del con J/kg

Alfa=1.15;
Vta=0.0889*(C+0.375*S)+0.265*H-0.0333*O;% volumen teórico de aire m3/kg
Vro2=0.01866*(C+0.375*S); % volumen de los gases triatómicos m3/kg
VtO2=0.21*Vta;
VtN2=0.79*Vta+0.008*N;
Vtgs=Vro2+VtN2;
VH2O=0.111*H+0.0124*W+0.0161*Vta;
```

```

Vtg=Vtgs+VH2O;
Vaire=Vta*Alfa;
Vg=Vtg+(Alfa-1)*Vaire;
Fg=Vg*B;          % flujo del gas kg/s

% Coeficiente de transferencia de calor por convección del gas a la pared
%=====
Lc=12;              % longitud del cilindro
Fc= 120/3600;       % flujo del carbón
tc=4/3600 ;         % tiempo de permanencia
dec= 2210 ;         % densidad del carbón kg/m3
kg=kCO2 ;           % Conductividad del gas
D= 1.6 ;            % diámetro exterior m
Ri=0.75 ;           % radio interior
rpm= 0.025;         % velocidad de rotación 1/s
kc= 0.22 ;          % conductividad del carbón
dfc=1.5e-07;        % difucividad del carbón m2/s
%=====
Vc=Lc/tc ;          % velocidad del carbón

betta= ((3*Fc)/(2*dec*Vc*(Ri^2)))^1/3;
Ang=30;             % ángulo medio deg

De=(0.5*D*((2*3.14)-2*Ang+sin(2*Ang)))/(3.14-Ang+sin(Ang)); % diámetro
equivalente

% Cálculo de las áreas del cilindro
Ac= 3.14*((D^2)/4) ; % área del cilindro
Astc= (2*(Ri^2)*(2*betta)^3)/3; % área cubierta por el carbón
Asnc= Ac-Astc ;      % área no cubierta por el carbón

f=Astc/Ac;           % Coef de llenado

Reg= (De*Fg)/(Asnc*VsmCO2) ; % Reynolds del gas
Rew= (rpm*(De^2))/vCO2;

hgw=1.54*(kg/De)*(Reg^0.575)*(Rew^-0.292); % Coef gas a la pared no cubierta
hgs=0.46*(kg/De)*(Reg^0.535)*(Rew^0.104)*f^-0.341; % Coef de gas al carbón
hsw=((11.6*kc)/(De*betta))*((rpm*betta*(Ri^2))/(30*dfc))^0.3;

Lwcs=Ri*2*betta ;    % Longitud de la pared cubierta por el C
Lwncs=Ri*((2*3.14)-(2*betta)); % Longitud w no cubierta
Lss=2*Ri*sin(betta) ; % Longitud de la cama superior del C
% =====
CBosm= 4.57e-08;
es=0.9;
Av=0.09;
ew=0.9;
eg=0.21;
%=====
Nrad=((1/(1-eg))-(1-ew)*((Lss/Lwncs)*(1-es)+(1-(Lss/Lwncs))))^-1;

K3=hgw*Lwncs ;       % Coeficiente variable UL conv del G-W
K4= (CBosm*Lss*es)/(1-(1-es)*(1-Av)); % Coeficiente variable UL RD del G-W

```

```

K5=hgs*Lss ; % Coeficiente variable UL conv del G-S
K6=(CBosm*Lwncs*ew)/(1-(1-ew)*(1-Av)); % Coeficiente variable UL RD del G-W
K7=hsw*Lwcs; % Coeficiente variable UL conv del W-S
K8= CBosm*Lss*Nrad*ew*es;

ht=hgw; %W/m2K
ms=120/3600; %kg/s
A=Asnc; %m2/m
Tg=Tgas+273; % K
Ts=305; % K
Hv=361000 ; % J/kg

h=0.5; % step size
x = 0:h:12; % Calculates upto y(3)
% Cálculo de la variación de humedad del sólido
y = zeros(1,length(x));
y(1) = 30/3600; % initial condition
F_xy = @(t,mh) -((A*ht*(Tg-Ts)*mh)/(Hv*0.1*ms)); % change the function as you
desire

for i=1:(length(x)-1) % calculation loop
    k_1 = F_xy(x(i),y(i));
    k_2 = F_xy(x(i)+0.5*h,y(i)+0.5*h*k_1);
    k_3 = F_xy((x(i)+0.5*h),(y(i)+0.5*h*k_2));
    k_4 = F_xy((x(i)+h),(y(i)+k_3*h));

    y(i+1) = y(i) + (1/6)*(k_1+2*k_2+2*k_3+k_4)*h; % main equation
end
% Calculo de la Variación del sólido a lo largo el horno
Exp=2.781; % e
Ke=6.005; % 1/s
Vs=12/(4*3600); %m/s
Qa=300/3600; %flujo de vapor kg/s
%mh= y(i+1);
mh=y;
j = zeros(1,length(x));
j(1) = ms; % initial condition
F_xj =@(t,ms,mh)-(((Ke)*(Exp^-(8033/Ts))*ms*Qa)/Vs)...
-(A*ht*(Tg-Ts)*mh/(Hv*0.1*ms)); % change the function as you desire

for i=1:(length(x)-1) % calculation loop
    k_1 = F_xj(x(i),j(i),y(i));
    k_2 = F_xj(x(i)+0.5*h,j(i)+0.5*h*k_1,y(i)+0.5*h*k_1);
    k_3 = F_xj((x(i)+0.5*h),(j(i)+0.5*h*k_2),(y(i)+0.5*h*k_2));
    k_4 = F_xj((x(i)+h),(j(i)+k_3*h),(y(i)+k_3*h));

    j(i+1) = j(i) + (1/6)*(k_1+2*k_2+2*k_3+k_4)*h;
end
=====
Variación de los gases en el interior del cilindro
Qs = j;
mh= y;
g = zeros(1,length(x));
g(1) =Fg; % initial condition

```

```

F_xg=@(t,Qg,Qs,mh)(Ke*(Qa/Vs)*(30/12)*Qs*(Exp^-(8033/Ts)))...
+(A*ht*(Tg-Ts)*mh/(Hv*0.1*Qs)); % change the function as you desire

for i=1:(length(x)-1) % calculation loop
    k_1 = F_xg(x(i),g(i),j(i),y(i));
    k_2 = F_xg(x(i)+0.5*h,g(i)+0.5*h*k_1,j(i)+0.5*h*k_1,y(i)+0.5*h*k_1);
    k_3 =
F_xg((x(i)+0.5*h),(g(i)+0.5*h*k_2),(j(i)+0.5*h*k_2),(y(i)+0.5*h*k_2));
    k_4 = F_xg((x(i)+h),(g(i)+k_3*h),(j(i)+k_3*h),(y(i)+k_3*h));

    g(i+1) = g(i) + (1/6)*(k_1+2*k_2+2*k_3+k_4)*h
end
=====
Qg=g;
C3=K3; %W/K
C4=K4; %W/K4
C6=K6; %W/K4
C5=K5; %W/K
Cv=2180; %J/kgK
Cpg=CpCO2; %J/kgK
Eg=eg;
Av=0.09;

Ta=305; % Temperatura de aire K
Tga=Tgas+273; % Temperatura del gas K
ho=103; % Coeficiente de transferencia de calor exterior W/m2K
Ri=0.5; % Radio interior
Kw=0.028; % Conductividad térmica de la pared
Re=0.8;
Ewo=0.5;
hi=hgw;
Esf=4.5e-08;
Two=338;

=====
% Temperatura de la pared
Tw=
((Ta/(hi*Ri))+Tg*((1/((1+(Ta/Two))+((Ta/Two)^2))+((Ta/Two)^3))*Ewo*Esf*(Two^3)+h
o)*Re).....
-((-0.47/Kw)))/(((1/(hi*Ri))+((1/((1+(Ta/Two))+((Ta/Two)^2))+.....
((Ta/Two)^3))*Ewo*Esf*(Two^3)+ho)*Re)-(-0.47/Kw)));

T = zeros(1,length(x));
T(1) = Tg; % initial condition
F_xT=@(t,Tga,Qg,mh)(-C3*(Tga-Ts)-C4*((Tga^4)*Eg)-((Ts^4)*Av))-C5*(Tga-Tw)-
C6...
*((Tga^4)*Eg)-((Ts^4)*Av))+(-(A*ht*(Tg-Ts)*mh)/(Hv*0.1*ms))*Cv*(Ts-
373))/(Cpg*Qg); % change the function as you desire

for i=1:(length(x)-1)% calculation loop
    k_1 = F_xT(x(i),T(i),g(i),y(i));
    k_2 = F_xT(x(i)+0.5*h,T(i)+0.5*h*k_1,y(i)+0.5*h*k_1,g(i)+0.5*h*k_1);
    k_3 =
F_xT((x(i)+0.5*h),(T(i)+0.5*h*k_2),(y(i)+0.5*h*k_2),(g(i)+0.5*h*k_2));

```



```

k_4 = F_xT((x(i)+h),(T(i)+k_3*h),(y(i)+k_3*h),(g(i)+k_3*h));

T(i+1) = T(i) + (1/6)*(k_1+2*k_2+2*k_3+k_4)*h
end

%=====
C7=K7;           %W/K
DH=380;
C8=K8;           %W/K4
C6=K6;           %W/K4
Cps=3300;        %J/m2K
Qg=g;
Qs=j;
mh=y;
Tg=T;
%=====

S = zeros(1,length(x));
S(1) = Ts; % initial condition
F_xS=@(t,Ts,Qs,Qg,mh,Tg)(C3*(Tg-Ts)+C4*((Tg.^4)*Eg)-(Ts^4)*Av)+C7*(Tw-
Ts)+C8*((Tw.^4)*Eg)-(Ts^4)*Av)-.....
(-(A*ht*(Tg-Ts)*mh/(Hv*0.1*ms))*Hv)-((DH*Ke*(Qs/Vs)*Qa*(Exp.^(-
8033/Ts)))))/(Cps*Qs); % change the function as you desire

for i=1:(length(x)-1)% calculation loop
    k_1 = F_xS(x(i),S(i),g(i),y(i),j(i),T(i));
    k_2 =
F_xS(x(i)+0.5*h,S(i)+0.5*h*k_1,g(i)+0.5*h*k_1,y(i)+0.5*h*k_1,j(i)+0.5*h*k_1,T(
i)+0.5*h*k_1);
    k_3 =
F_xS((x(i)+0.5*h),(S(i)+0.5*h*k_2),(g(i)+0.5*h*k_2),(y(i)+0.5*h*k_2),(j(i)+0.5
*h*k_1),(T(i)+0.5*h*k_1));
    k_4 =
F_xS((x(i)+h),(S(i)+k_3*h),(g(i)+k_3*h),(y(i)+k_3*h),(j(i)+k_3*h),(T(i)+k_3*h)
);

    S(i+1) = S(i) + (1/6)*(k_1+2*k_2+2*k_3+k_4)*h
end

Tpared=
((Ta/(hi*Ri))+T*((1/((1+(Ta/Two)+((Ta/Two)^2)+((Ta/Two)^3))*Ewo*Esf*(Two^3)+ho
)*Re).....
-(-0.47/Kw))/((1/(hi*Ri))+((1/((1+(Ta/Two)+((Ta/Two)^2)+.....
((Ta/Two)^3))*Ewo*Esf*(Two^3)+ho)*Re)-(-0.47/Kw)));

%=====
Treal=[1263 1213 1205 1171 1151]
figure(1)
Ds=[0 3 6 9 12]
plot(x,T,Ds,Treal,'r','LineWidth',2)%grafica las líneas y pone la línea de
grueso 2
legend('Tg','Treal','Location','Best');
% grid on %pone las rejillas al gráfico

```

```

hold on
plot(x,T,'ko')%grafica los círculos
set(gca,'XTick',[0,1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12])%ajusta el eje X cada 1 valor
xlabel('Longitud (m)')
ylabel('Temperatura (K)')

figure(2)
plot(x,T,x,S,'LineWidth',2)%grafica las líneas y pone la línea de grueso 2
legend('Tg','Ts','Location','Best');
grid on %pone las rejillas al gráfico
hold on
plot(x,T,'ko', x,S,'ko')%grafica los círculos
set(gca,'XTick',[0,1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12])%ajusta el eje X cada 1 valor
xlabel('Longitud (m)')
ylabel('Temperatura (K)')
%=====

```

Anexo 3. Aplicación informática creada en el GUIDE del Matlab para la evaluación del comportamiento de las principales variables que intervienen en el proceso de activación del carbón.

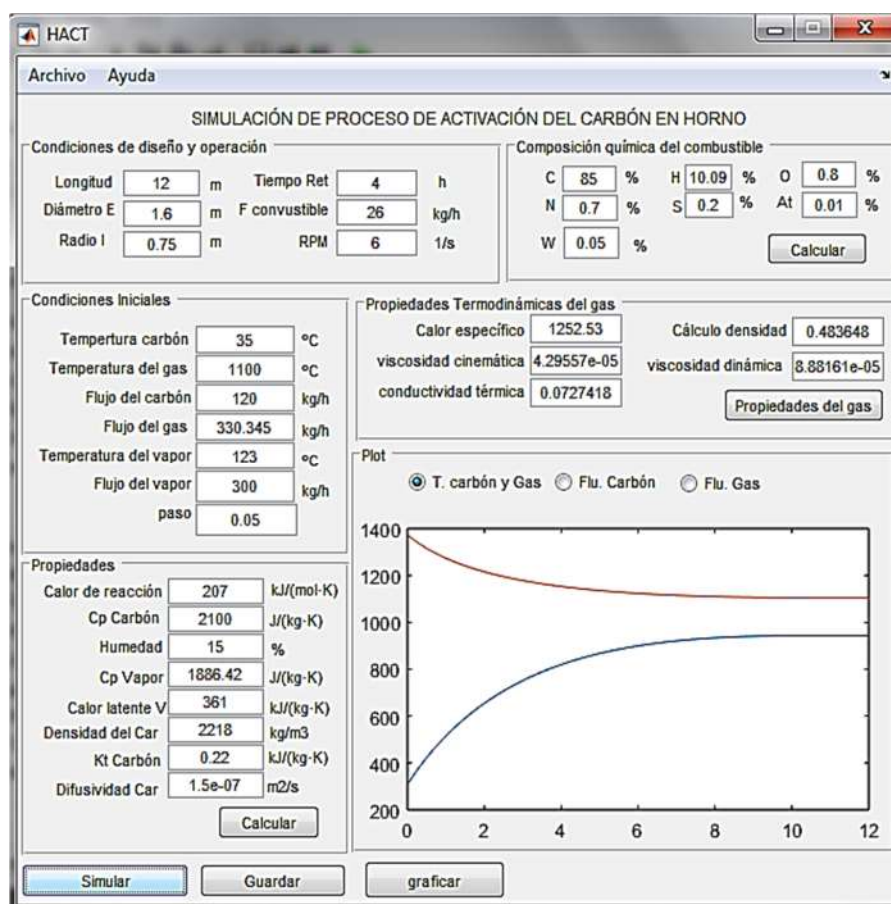


Figura 1 Ventana de la aplicación HACT para la caracterización de las variables que intervienen en el proceso

La aplicación te permite estimar el comportamiento de la temperatura y el flujo másico para el carbón y el gas en el interior a partir de los parámetros iniciales, también tiene en cuenta las propiedades termodinámicas del carbón y determina en función de la temperatura las propiedades del gas.

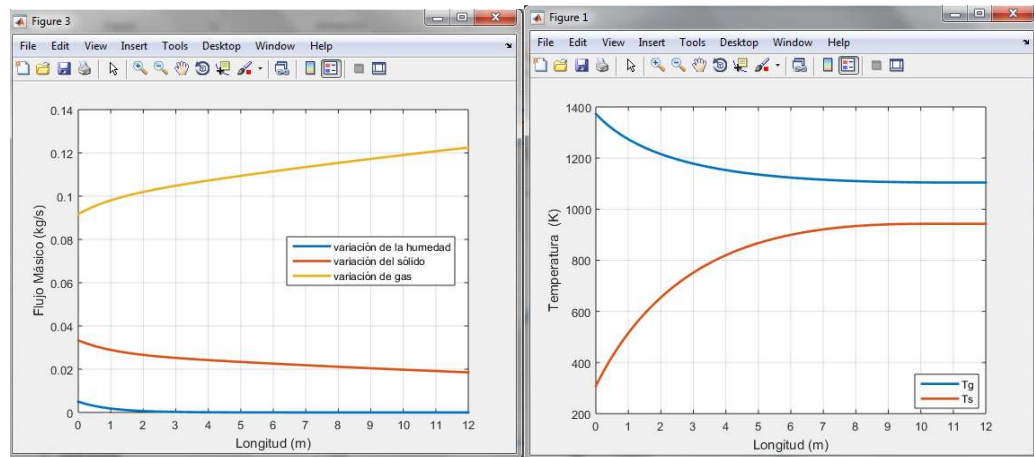


Figura 2. Graficas de comportamiento para la temperatura y pala flujo másico

Otra de las potencialidades de esta aplicación que para mejor entendimiento de los tatos te grafica el comportamiento de las temperaturas y el flujo másico y almacenar en un archivo xlsx la base de datos.