





FIE Facultad de Ingeniería Eléctrica

Departamento de Control Automático

TRABAJO DE DIPLOMA

Título: Modelo del horno de la planta experimental de cemento LC3.

Autor: Ernesto Mendoza Hernández

Tutores: Ms.C. Robby Gustabello Cogle, Dr.C. Yunier Valeriano Medina

Santa Clara Copyright©UCLV

Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas

Facultad de Ingeniería Eléctrica

Departamento de Control Automático



TRABAJO DE DIPLOMA

Modelo del horno de la planta experimental de cemento LC3.

Autor: Ernesto Mendoza Hernández

Tutores: Ms.C. Robby Gustabello Cogle

Dr.C. Yunier Valeriano Medina

Santa Clara

2021

"Año 63 de la Revolución"

Este documento es Propiedad Patrimonial de la Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, y se encuentra depositado en los fondos de la Biblioteca Universitaria "Chiqui Gómez Lubian" subordinada a la Dirección de Información Científico Técnica de la mencionada casa de altos estudios. Se autoriza su utilización bajo la licencia siguiente:

Atribución- No Comercial- Compartir Igual



Para cualquier información contacte con:

Dirección de Información Científico Técnica. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. Carretera a Camajuaní. Km 5½. Santa Clara. Villa Clara. Cuba. CP. 54 830 Teléfonos.: +53 01 42281503-1419

PENSAMIENTO

Hace mucho tiempo que me llamó la atención que las personas con logros rara vez se sientan y dejan que las cosas les sucedan. Ellos salieron y pasaron las cosas.

Leonardo Da Vinci

i

DEDICATORIA

A mis abuelos que han sido mi guía y mi apoyo.

A mi mamá y a mi papá que sin su apoyo nada de esto hubiese ocurrido.

A mi hermana por su cariño infinito.

A mi tía Miriam y mi tío Dilmo que siempre me han apoyado en los estudios y en la vida.

A mi novia por todo su apoyo y comprensión en mis noches de estudio.

A toda mi familia ya que todos han puesto su granito de arena en esta obra.

AGRADECIMIENTOS

No fue fácil el camino para llegar hasta donde estoy, pero gracias a su apoyo, a su amor incondicional, a su enorme amabilidad y acompañamiento, lo difícil se hizo más fácil y llevar a feliz término este proyecto se hizo una realidad. Les agradezco, y hago eco de mi enorme aprecio hacia ustedes, mi hermosa familia.

Agradecer también de manera especial a mis tutores MS. Robby Gustabello Cogle y Dr.C. Yunier Valeriano Medina, por compartir sus conocimientos y guiarme en el proceso de la presente tesis.

Gracias a mis profesores de la carrera, por enseñarme todo lo que sé y más que eso, guiarme para ser una mejor persona y profesional. Mis especiales agradecimientos a los profesores Abreu, Borroto, Francisco Herrera, Izaguirre y José Antonio Fabelo por sus concejos y valoraciones.

Gracias a mis amigos y compañeros por los buenos momentos que hemos compartido. Creo que todos hemos aprendido y aprendemos continuamente de todos y de nosotros mismos, tanto profesional como personalmente. Y eso es enriquecedor en ambos ámbitos. En especial un cariñoso reconocimiento a Albe que me ha demostrado su apoyo y brindado sus ánimos y consejos durante todo el trabajo de la tesis.

RESUMEN

Los hornos rotatorios son reactores ampliamente usados en la industria del cemento. En la Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas se encuentra ubicada La Planta Experimental para la producción de cemento de bajo carbono (LC3). Esta planta cuenta con un horno rotatorio que es operado de forma manual. Las acciones de control responden a la experiencia de los tecnólogos de la planta y especialistas asociados. Si bien el proceso es funcional, no se cuenta con los elementos necesarios para determinar los valores adecuados de las variables manipuladas bajo diferentes condiciones de operación. . En el presente trabajo se obtiene un modelo matemático que permite simular el comportamiento del proceso y evaluar diferentes alternativas de control. Para ello primeramente se realiza un análisis de trabajos precedentes tanto en la propia planta como en similares. Una vez seleccionada la metodología que más se ajusta a las condiciones existentes se desarrolla el trabajo. Para evaluar la correspondencia con el proceso real se analizan los resultados de simulaciones y su similitud con los gráficos de datos reales. La síntesis de un controlador y la simulación en lazo cerrado son otras demostraciones del cumplimiento del objetivo propuesto.

Palabras clave: Horno rotatorio, Modelo, Temperatura, Simulación, Control.

ABSTRACT

ν

Rotary kilns are reactors widely used in the cement industry. The Experimental Plant for the production of low carbon cement (LC3) is located at the Central University "Marta Abreu" of Las Villas. This plant has a rotary kiln that is operated manually. The control actions respond to the experience of the plant technologists and associated specialists. Although the process is functional, it does not have the necessary elements to determine the appropriate values of the variables manipulated under different operating conditions. In the present work, a mathematical model is obtained that allows simulating the behavior of the process and evaluating different control alternatives. To do this, an analysis of previous works is carried out both in the plant itself and in similar ones. Once the methodology that best suits the existing conditions has been selected, the work is carried out. To evaluate the correspondence with the real process, the simulation results and their similarity with the graphs of real data are analyzed. The synthesis of a controller and the closed-loop simulation are other demonstrations of the fulfillment of the proposed objective.

Key words: Rotary kiln, Model, Temperature, Simulation, Control.

GLOSARIO DE SIGLAS Y TÉRMINOS

C_g: Capacidad calórica de los gases.

C_p: Capacidad calórica de la arcilla.

Gg: Flujo másico de los gases.

Gs: Flujo másico del sólido.

hc: Coeficiente de transmisión de calor por convección.

hr: Coeficiente de transmisión de calor por radiación.

LC3: Cemento de arcilla calcinada o cemento de bajo carbono.

Tgs: Temperatura de los gases a la salida del horno.

Tss: Temperatura del sólido a la salida del horno.

TABLA DE CONTENIDOS

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL MODELADO DE HORNOS	4
1.1. Tipos de modelos	4
1.2. Balance de materia y energético en hornos rotatorios	6
1.3. Ejemplos de modelado de hornos rotatorios.	8
1.3.1. Modelo hibrido para un horno secador rotatorio en la fábrica de Cienfuegos	9
1.3.2. Balance energético en un secador rotatorio.	11
1.3.3. Modelo del horno de calcinación del carbonato básico de níquel	15
1.3.4. Balance energético al horno de la planta de la UCLV	17
1.4. Consideraciones finales del capítulo	18
CAPÍTULO 2. MODELO DEL HORNO ROTATORIO PARA LA CALCINACIÓN I ARCILLA CAOLÍNITICA	DE 20
2.1. Flujo tecnológico de la planta experimental de LC3	20
2.2. Modelado del horno para la producción de LC3.	23
2.3. Parámetros del modelo.	30
2.4. Consideraciones finales del capítulo.	34
CAPÍTULO 3. SIMULACIÓN Y CONTROL DEL MODELO DE LA PLANTA DE CEMENT	ГО
DE BAJO CARBONO DE LA UCLV	35
3.1. Simulación del modelo	35
3.2. Lazo de control de la temperatura de los gases a la salida	40
3.2.1. Cálculo del compensador por adelanto de señal en el lazo de temperatura de los gases	41
3.2.2. Sintonía del controlador PI.	42
3.3. Lazo de control de temperatura en el sólido	45
3.3.1. Cálculo del compensador por adelanto de señal en el lazo de temperatura del sólido	45
3.3.2. Sintonía del controlador del lazo de temperatura en el sólido	46

3.4. Análisis económico y medioambiental	48
3.5. Consideraciones finales del capítulo.	48
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	49
Conclusiones	49
Recomendaciones	49
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	50
ANEXOS	52
Anexo 1. Propiedades de los gases a 1 atmosfera de presión	52

INTRODUCCIÓN

Grandes cantidades de dióxido de carbono (CO₂) son liberadas a la atmósfera debido a la producción de cemento, lo que hace responsable a esta industria de entre 5 - 8 % de las emisiones globales [1]. La producción de cemento es catalogada como una industria energéticamente intensiva en la cual la energía representa entre el 20 – 40 % de los costos totales de producción y un consumo del 85 % de la energía total empleada para la producción de minerales no metálicos, lo que representa alrededor del 6 % de la energía total en el sector industrial [2].

Ante la manufactura de cemento, se calcula que del total de emisiones de CO_2 , alrededor del 60 % es causado por la descarbonatación de las materias primas en la producción de clínquer y el restante 40 % proviene de la quema de combustible y el consumo de energía eléctrica. No se concibe la sustitución a gran escala del cemento por ningún otro material, por lo que se hace necesario implementar estrategias que contribuyan al crecimiento de su producción de manera sustentable. Entre ellas destacan: la mejora en la eficiencia de los procesos, el uso de fuentes alternativas de combustibles, la reducción del factor de clínquer y, la captura y almacenaje del CO_2 [3].

La reducción del clínquer se considera la alternativa con mayor potencial a corto plazo para la reducción de las emisiones de CO₂ en la producción de cemento. Esto se puede realizar a través del empleo de materiales sustitutos, que garanticen las propiedades del cemento y al mismo tiempo mejoren su perfil medioambiental [3]. Uno de ellos es la arcilla caolínitica. Esta se utiliza para obtener cemento de bajo carbono (CBC) o (LC3). Con él se hace frente a la creciente demanda de cemento y reduce el consumo de combustible y las emisiones de CO₂, lo cual hace más eficiente y viable la producción [4].

En la Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas (UCLV) se encuentra ubicada una planta experimental de LC3. El horno cuenta con elementos de medición de temperatura en distintos puntos, pero los valores obtenidos no son del todo representativos del proceso. También hay dos ventiladores, uno de tiro inducido y otro de tiro forzado: Estos complejizan la operación ya que deben cambiar su velocidad de giro para mantener la temperatura interior dentro de los parámetros de diseño. No se cuenta con la instrumentación necesaria para conocer el comportamiento de otras variables que intervienen en la operación del horno como son los flujos de gases y arcilla. Además existe la necesidad de un funcionamiento automático que permita una mejora en la operación de la planta.

1

El problema científico es que no se cuenta con un modelo matemático del horno rotatorio de la planta de cemento LC3 de la UCLV que pueda ser usado para simular su comportamiento y ser empleado para desarrollar una estrategia de control. Por lo expresado anteriormente se decide establecer los objetivos del trabajo de tesis.

Objetivo general: Obtener un modelo matemático del horno rotatorio de la planta de cemento de bajo carbono de la UCLV que pueda ser usado para simular su comportamiento y ser empleado para desarrollar una estrategia de control.

Objetivos específicos:

- 1. Analizar los fundamentos teórico-conceptuales relacionados con el modelado de hornos rotatorios en la industria del cemento.
- 2. Caracterizar el horno rotatorio de la planta de cemento LC3.
- 3. Aplicar la técnica de modelado adecuada al horno.
- 4. Comprobar la validez del modelo obtenido mediante simulación.

Como resultado del trabajo se obtiene un modelo matemático que describe el proceso de calcinación en estado estable e incluye las principales variables relacionadas con él.

La implementación de este modelo ha de permitir a los especialistas realizar estudios para evaluar el comportamiento de la planta ante diferentes situaciones y probar diferentes estrategias de control antes de llevarlas al proceso real. Con ello se aspira a contribuir al mejoramiento de la planta y dar respuesta a la demanda de cemento en el país.

El presente informe de investigación incluye, posterior a esta introducción, tres capítulos, conclusiones, recomendaciones, referencias bibliográficas y anexos. Los contenidos de los capítulos, en forma resumida, son los siguientes:

Capítulo 1

Se realiza el análisis de la literatura relacionada con el modelado de procesos. Se presentan los principales conceptos que se tratan en este trabajo, se introduce el tema del modelado de hornos rotatorios. Se plantea la panorámica general existente en torno al problema que se aborda y qué motiva esta investigación.

Capítulo 2

2

Aborda la técnica de modelado escogida para la realización de este trabajo. El mismo comienza con las características del horno. Se muestra la forma de obtención de cada uno de los parámetros del modelo.

Capítulo 3

Se procede a la validación del modelo obtenido mediante la síntesis de un controlador y la simulación del sistema bajo diferentes condiciones. Se presenta el análisis económico y medioambiental.

Finalmente son presentadas las conclusiones y recomendaciones generales del trabajo.

4

CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL MODELADO DE HORNOS

En este capítulo se realiza una clasificación de los distintos tipos de modelos matemáticos de acuerdo a la naturaleza de los procesos y a su estructura matemática. Se brinda la teoría para obtener balances de masa y energía en hornos rotatorios. También se muestran ejemplos de modelos matemáticos para hornos rotatorios que han sido obtenidos mediante diferentes técnicas de modelado.

1.1.Tipos de modelos.

Un modelo es un conjunto de elementos cuyo comportamiento es similar en ciertos aspectos al sistema real. El objetivo de crear un modelo es estudiar determinadas características del sistema.

Un primer paso importante en el análisis y diseño de sistemas de control es el modelado matemático de los procesos controlados. En general, dado un proceso controlado, primero se debe definir el conjunto de variables que describen las características dinámicas de dicho proceso. Estas variables están interrelacionadas a través de leyes físicas establecidas, que conllevan a ecuaciones matemáticas que describen la dinámica del proceso [5].

En [6] se brinda una clasificación de los modelos matemáticos según la naturaleza de los procesos y su estructura matemática.

De acuerdo con la naturaleza de los procesos se agrupan los modelos matemáticos en los pares opuestos siguientes:

Determinísticos-estocásticos:

Los modelos determinísticos son aquellos en los cuales los valores de las variables están especificados de forma precisa para cualquier conjunto de condiciones establecidas, mientras que en el estocástico estos valores no se conocen con exactitud, son inciertos, es decir, son aleatorios o siguen alguna distribución probabilística.

La industria se caracteriza por numerosas situaciones en que el comportamiento de los factores involucrados es de naturaleza aleatoria o es factible y conveniente tratarla como tal.

Los modelos estocásticos son más difíciles de trabajar que los determinísticos y requieren conocimiento del cálculo de probabilidades.

Estacionarios-no estacionarios

El modelo estacionario considera que no existen variaciones con respecto al tiempo de las diferentes variables y parámetros del sistema.

Por el contrario, un modelo no estacionario considera variaciones con respecto al tiempo. Estos modelos también se denominan transitorios o dinámicos.

Parámetro combinado-parámetro distribuido

En los modelos de parámetros combinados se ignoran las variaciones espaciales de las variables dependientes del sistema y de sus parámetros. El sistema se considera completamente homogéneo. Los modelos de parámetros distribuidos toman en cuenta variaciones en el comportamiento de un punto a otro del sistema. Todos los sistemas son distribuidos, ya que existen variaciones a través de ellos, sin embargo, frecuentemente estas son relativamente pequeñas por lo que son ignoradas, y así el sistema puede ser considerado combinado.

En general, los procedimientos para la solución matemática de los modelos parámetros combinados son más simples que para los de parámetros distribuidos, es por ello que a menudo se aproximan estos últimos al modelo combinado equivalente.

Los modelos también se clasifican según su estructura matemática, esta sirve de guía para conocer la complejidad matemática y las posibles técnicas de solución en cada caso particular. Las clasificaciones son las siguientes:

- Ecuaciones algebraicas (lineales, no lineales)
- Ecuaciones diferenciales (ordinarias, parciales)
- Ecuaciones integrales
- Ecuaciones en diferencias (una dimensión, multidimensionales)

Según las clasificaciones dadas anteriormente es posible conocer la descripción matemática más común en el uso de cada tipo de modelo.

La descripción matemática de regímenes estacionarios de trabajo de los modelos con parámetros combinados se realiza mediante ecuaciones algebraicas o trascendentes. Estos modelos no podrían aplicarse en una situación dinámica, pues no sería posible incluir la variación en el tiempo.

Las ecuaciones diferenciales ordinarias se utilizan para la descripción matemática de regímenes no estacionarios de los modelos con parámetros combinados, así como regímenes estacionarios de modelos

con parámetros distribuidos, en los cuales los valores de los parámetros solo dependen de una coordenada espacial. En el primer caso, en calidad de variable independiente se utiliza el tiempo; en el segundo, la coordenada espacial. Este tipo de descripción matemática tiene una amplía utilización ya que, el tratamiento matemático no es muy complejo.

Las ecuaciones diferenciales en derivadas parciales pueden tener cualquier número de variables independientes, pero en el caso de análisis de procesos el máximo a utilizar es 4: las tres dimensiones espaciales y el tiempo.

Debido a que en una ecuación diferencial parcial hay al menos dos variables y de estas una puede ser el tiempo, se tendrá que al menos una variable espacial será variable independiente. Por lo tanto, los modelos que tienen ecuaciones diferenciales parciales son siempre modelos de parámetros distribuidos. Los modelos de ecuaciones diferenciales brindan mayores posibilidades de representar más detalladamente el sistema físico real, pero sus soluciones son de gran complejidad.

La manera clásica de aplicar ecuaciones diferenciales al desarrollo de un modelo es mediante el planteamiento de balances de masa y/o energía, dependiendo del resultado esperado.

1.2. Balance de materia y energético en hornos rotatorios.

Dentro de la industria del cemento la creación del horno rotatorio puede considerarse la invención más importante para la fabricación del mismo [7]. Los hornos rotatorios son utilizados en la industria en múltiples funciones, desde secado de algún tipo de material hasta su cocción a elevadas temperaturas para obtener cambios en su estructura molecular. En los mismos intervienen diversas variables lo cual hace que su control se haga complejo, por lo que es necesario tener un conocimiento detallado de sus características dinámicas a través de un modelo analítico que permita su posterior control.

Un horno rotativo es un cilindro largo, ligeramente inclinado y giratorio que se utiliza en el proceso continuo de calcinación de pasta a temperaturas superiores a 1400 ° C para producir clínker en la industria del cemento. El horno es el corazón de la cadena de fabricación de cemento, cuya capacidad, en general, determina la capacidad total de la planta.

Los hornos rotatorios son reactores de flujo en pistón que se caracterizan por que el flujo del fluido a su través es ordenado, sin que ningún elemento del mismo sobrepase o se mezcle con cualquier otro elemento situado antes o después de aquel; en realidad, en estos reactores puede haber mezcla lateral de fluido, pero nunca ha de existir mezcla o difusión a lo largo de la trayectoria de flujo [8]. El horno secador

6

presenta un comportamiento dinámico complejo lo cual hace en extremo trabajoso la obtención de un modelo matemático mediante la técnica de modelado de sistemas [9].

El horno de cemento es un sistema de proceso continuo; por tanto, los balances de masa y energía se deben realizar cuando el proceso presente condiciones estables, donde las fluctuaciones ocurran en rangos pequeños y sin acumulación de material [10].

Como la composición del fluido varía a lo largo del reactor el balance de materia debe realizarse en un elemento diferencial de volumen transversal a la dirección de flujo como se muestra en la figura 1.1 [11].



Figura 1.1 Variación de la materia a lo largo del reactor

Entre la literatura consultada se encontraron textos clásicos del tema, como [8], donde se brinda la siguiente metodología de obtención de balances de masas en reactores de flujo en pistón:

Inicialmente se realiza el planteamiento de la relación entre las cantidades de sustancia involucradas:

Entrada de material = Salida de material + Desaparición por reacción

$$F_{A} = (F_{A} + dF_{A}) + (-r_{A})dV$$
(1.1)

Donde:

F_A: Entrada de A, moles/tiempo

(F_A + dF_A): Salida de A, moles/tiempo

(-r_A) dV: Desaparición de A por reacción, moles/tiempo

Se tiene en cuenta que:

$$dF_{A} = d[F_{Ao}(1 - X_{A})] = -F_{Ao}dX_{A}$$
(1.2)

Donde:

X_A: Distancia desde un punto hasta el comienzo del horno

Resulta:

$$F_{Ao}dX_A = (-r_A)dV \tag{1.3}$$

Este tipo de procedimiento se utiliza para el diseño de hornos rotatorios, mediante el cual se calculan las dimensiones del horno para la obtención de una cantidad de producto deseada en el tiempo.

En las operaciones no isotérmicas ha de emplearse el balance calorífico juntamente con el de materia. El balance térmico de los hornos es el desglose por diferentes índices de entrada y salida de calor. Por la ley de conservación de la energía.

$$\sum Qentrada = \sum Qsalida \tag{1.4}$$

Para realizar el balance energético es necesario conocer los índices que entran y salen del horno [12]. El principal objeto del análisis es determinar un conjunto de variables en el estado de los flujos a la salida del equipo a partir de conocer un conjunto de variables en el estado de los flujos a la entrada [13]. Debe considerarse que el horno pierde calor por las paredes, este lo desprende por radiación. A este calor perdido por las paredes del horno se le llama perdidas parietales [14].

1.3. Ejemplos de modelado de hornos rotatorios.

En la literatura consultada no se encontró información abundante sobre el modelado de hornos rotatorios en la industria del cemento. Como resultado de la extensión a sistemas similares en otras industrias se tuvo acceso a algunos ejemplos que a continuación se exponen

1.3.1. Modelo hibrido para un horno secador rotatorio en la fábrica de Cienfuegos.

En [15] se obtiene un modelo híbrido multivariable del secador rotatorio de la fábrica Cementos Cienfuegos S.A. figura 1.2 y figura 1.3, este tiene como variables de salida la temperatura y humedad relativa de los gases de salida del secador y la presión de entrada a la casa de bolsas. Como variables de entrada, el flujo de combustible al quemador y la posición de la compuerta reguladora de aire de proceso. También tiene un modelo de conocimiento que permite estimar a partir de alguna de las variables conocidas la humedad relativa de los gases de salida del secador. En el modelo se debe tener en cuenta la influencia del flujo de alimentación de materia prima al secador como una perturbación medible que afecta directamente a la temperatura y la humedad relativa.



Figura 1.2 Diagrama en bloques genérico del horno secador rotatorio.

La estructura hibrida es la siguiente.





9

Con la estructura se procede a adquirir los datos de entrada y salida, que son utilizados para la identificación del modelo con la ayuda de la herramienta de identificación de sistemas del software MATLAB, la cual está provista de una interfaz gráfica que cubre la mayor parte de las funciones de la caja de herramientas lo que da un acceso fácil a todas las variables y modelos que se crean durante su uso [16].

Los datos ya procesados son utilizados para la identificación de modelos con diferentes estructuras. Entre ellas los modelos paramétricos lineales: ARX, ARMAX, Box Jenkins, Error de salida (Output Error) y espacio de estados (EE). Contiene modelos ARX no lineales y de Hammerstein-Wiener, modelos espectrales y modelos de correlación.

Una vez identificados los modelos estos son validados a través de diferentes técnicas entre las que se encuentran la comparación de la salida real con las salidas simuladas de los diferentes modelos, análisis de auto correlación de los residuos, de correlación cruzada de los residuos y la entrada, respuesta de frecuencia, análisis del diagrama de polos y ceros, espectro de ruido, entre otros. Los modelos resultantes pueden ser exportados al espacio de trabajo del MATLAB para ser utilizados en otros estudios de simulación [17].

En la figura 1.4 se muestra una comparación de los modelos calculados con el real:



Figura 1.4 Temperatura de salida de los gases del secador de los diferentes modelos identificados comparada con la salida real.

10

Esta manera de obtener el modelo y su posterior validación es la más idónea para cumplir el principal objetivo del trabajo, pero la planta no cuenta con la instrumentación necesaria ni con el almacenamiento de las principales variables del horno lo que imposibilita su utilización.

1.3.2. Balance energético en un secador rotatorio.

En [18] se estudia el secador rotatorio de arena sílice de la empresa Gustavo Machín Hoed De Beche, representado en la figura 1.5. No se trata de un horno, pero sus características energéticas son similares. Su balance de masas difiere ya que dentro del horno ocurren más reacciones, lo que hace que se produzcan nuevas sustancias y se pierdan otras.



Figura 1.5 Esquema básico de un secador cilíndrico horizontal rotatorio

El balance de energía se plantea según:

$$Ece + Elrq = Ecs + Eptc$$
 (1.5)

Donde:

Ece: Energía de las corrientes entrantes; [kJ/s].

Elrq: Energía liberada por reacción química; [kJ/s].

Ecs: Energía de las corrientes salientes; [kJ/s].

Eptc: Energía perdida por transferencia de calor; [kJ/s].

A partir de la figura 1.5 y la ecuación (1.5) se tiene:

$$Q1 + Q2 + Q5 + Q6 + Q7 = Q3 + Q4 + QP1 + QP2 + QP3$$
(1.6)

Donde:

Q1: Cantidad de calor de reacción aportado por el diésel; [kJ/s].

Q2: Cantidad de calor sensible aportado por la arena sílice húmeda; [kJ/s].

Q3: Cantidad de calor sensible de los gases de salida del secador más calor sensible y latente del agua evaporada; [kJ/s].

Q4: Cantidad de calor sensible de la arena seca y el agua retenida a la salida del secadero; [kJ/s].

Q5: Cantidad de calor sensible aportado por el aire de combustión o primario; [kJ/s].

Q6: Cantidad de calor sensible aportado por el aire de pulverización; [kJ/s].

Q7: Cantidad de calor sensible aportado por el aire parásito; [kJ/s].

QP1: Cantidad de calor perdido por convección y radiación en la cámara; [kJ/s].

QP2: Cantidad de calor perdido por convección y radiación en el secador; [kJ/s].

QP3: Cantidad de calor perdido por convección y radiación en la botella; [kJ/s].

La cantidad de calor de reacción aportado por el combustible Diesel está dada por:

$$Q1 = Qfc = Fc * \Delta H1 + Fc * VCI$$
(1.7)

Donde:

Fc: Flujo de combustible; [kg/s].

VCI: Valor calórico inferior del combustible; [kJ/kg].

△H1: Variación de entalpía; [kJ/kg].

Determinación de Q₂, Q₅, Q₆ y Q₇.

Las temperaturas de cada una de estas corrientes se igualan a la temperatura ambiental por lo que las diferencias de entalpias se hacen cero. De ahí que la variación de entalpía sea cero; por tanto:

$$Q2 = Q5 = Q6 = Q7 = 0 \tag{1.8}$$

El calor sensible de los gases de salida del secador más calor sensible y latente del agua evaporada (Q3) resulta:

$$Q3 = Q3g + Q3va \tag{1.9}$$

Donde:

Q3g: Cantidad de calor aportada por los gases excluyendo el agua evaporada; [kJ/s].

Q3va: Cantidad de calor aportada por el vapor de agua eliminado de la arena sílice; [kJ/s].

La expresión del cálculo de la cantidad de calor sensible de arena sílice seca y el agua retenida a la salida del secador (Q4) es la siguiente:

$$Q4 = (Far * CpH_2O + Fcs * Cpc) * (Tcs - T0)$$
(1.10)

Donde:

Far: Flujo de agua retenida; [kg/s].

13

Fcs: Flujo de arena sílice seca; [kg/s].

CpH₂O: Capacidad calorífica del agua; [kJ/kg·K].

Cpc: Capacidad calorífica de arena sílice; [kJ/kg·K].

Tcs: Temperatura de arena sílice a la salida; [K].

T0: Temperatura del medio ambiente; [K].

Se realiza el cálculo de las perdidas QP1, QP2 y QP3.

Pérdidas de calor en la cámara de paso

$$QP1 = qconv + qrad \tag{1.11}$$

Donde:

qconv: Flujo de calor por convección; [kJ/s].

qrad: Flujo de calor por radiación; [kJ/s].

Pérdidas de calor en el tambor secador

$$QP2 = qconv + qrad \tag{1.12}$$

Pérdidas de calor en la Botella

$$QP3 = qconv + qrad \tag{1.13}$$

Las pérdidas de calor totales por transferencia de calor en el secador se obtienen de las pérdidas locales por convección y radiación en todas las secciones, cámara de paso, tambor secador y la botella.

Este modelo es más complejo debido a la cantidad de flujos energéticos que posee y en cuanto al cálculo de algunos parámetros. Se encuentra en función de las entalpias y los flujos pero no tiene en cuenta la variación de sus variables en el dominio del tiempo.

1.3.3. Modelo del horno de calcinación del carbonato básico de níquel.

En [19] se plantea el balance energético para un diferencial del horno rotatorio para la calcinación de carbonato básico de níquel en Moa, Holguín según la figura 1.6.



Figura 1.6 Esquema para la conformación del modelo matemático del proceso de calcinación.

Para el desarrollo del modelo se plantean balances energéticos basados en ecuaciones diferenciales tanto en la fase sólida como en la gaseosa.

En la fase sólida resulta:

$$\rho CSdx \frac{dT(x,t)}{dt} = C[Q(x,t)T(x,t) - Q(x+dx,t)T(x+dx,t)] + K1dx[Tg(x,t) - T(x,t)] + K2dx[Tp(x,t) - T(x,t)]$$
(1.14)

Donde:

- ρ: Densidad del sólido, kg/m³;
- C: Calor específico del sólido, J/kg K;
- S: Sección transversal del sólido, m²;
- T, Tg, Tp: Temperatura del sólido, gas y pared respectivamente, K;

K1: Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas al sólido por unidad de longitud, W/m²K; K2: Coeficiente superficial de transferencia de calor de la pared al sólido por unidad de longitud, W/m²K. En la expresión (1.14) la parte izquierda caracteriza la velocidad de variación de la temperatura T(t) del elemento de material dx; el primer miembro de la parte derecha es el calor que entra con el flujo de material Q al elemento dx; el segundo es el calor que sale con el material; el tercero y cuarto miembros son el calor entregado por los gases y la pared al material según la ley de Newton-Richman.

En la fase gaseosa:

$$\rho_g C_g S_g dx \frac{\delta T_g(x,t)}{\delta t} = C_g Q_g(x,t) T_g(x,t) - C_g Q_g(x+dx,t) T_g(x+dx,t) + K_4 dx \left(T_g(x,t) - T_p(x,t) \right) + K_1 dx \left(T_g(x,t) - T(x,t) \right) - h^i Q_c$$
(1.15)

Donde:

- ρ_g : Densidad de los gases, kg / m³;
- Cg: Capacidad calorífica de los gases, J/ kg K;
- Qg: Flujo de gas, kg / h;
- Sg: Sección transversal de espacio ocupado por el gas, m²;

K₄: Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas a la pared por unidad de longitud, W/m²K;

hⁱ: Potencia calorífica inferior del combustible, J / kg;

Q_c: Flujo de combustible, kg / h;

En la ecuación (1.15) el miembro izquierdo caracteriza la velocidad de variación de la temperatura $T_g(t)$ del elemento de gas dx; el primer término del miembro derecho es el calor que sale con el gas del elemento dx, el segundo es el calor que entra con el gas al elemento dx; el tercero y cuarto término representan el calor transmitido por el gas a la pared y al material; y el último término considera el calor producto de la combustión.

Este modelo tiene en cuenta la variación de los parámetros en el dominio temporal. Por lo cual para la obtención del modelo del horno rotatorio de la UCLV se puede seguir la metodología expuesta realizando las adecuaciones pertinentes.

1.3.4. Balance energético al horno de la planta de la UCLV.

En [7] se realiza el balance energético en la fase gaseosa y en la fase sólida del horno rotatorio de la planta experimental LC3. Los pasos seguidos son:

1. Perfil de temperatura del sólido con respecto a la coordenada axial.

$$Ws \cdot Cps \cdot dTs = hc \cdot dAs \cdot (Tg - Ts) + hr \cdot dAs \cdot (Tg - Ts)$$
(1.16)

Ws· Cps· dTs: Flujo de energía recibida por el sólido de los gases de combustión a través de los mecanismos de transmisión de calor de convección y radiación.

hc· dAs· (Tg – Ts): Flujo de calor por convección cedido al sólido por los gases de combustión.

hr· dAs· (Tg – Ts): Flujo de calor por radiación cedido al sólido por los gases de combustión.

Donde:

Ws: Caudal másico del sólido en kg/s.

Cps: Calor específico a presión constante del sólido, en J/kg·K.

dTs: Diferencial de temperatura del sólido, en K.

hc: Coeficiente de transmisión de calor por convección, en W/m²K.

dAs: Diferencial de área del sólido a través del cual se da la transferencia de calor entre el sólido y los gases de combustión, en m².

(Tg–Ts): Diferencia de temperaturas entre la temperatura de los gases de combustión y la temperatura del sólido.

hr: Coeficiente de transmisión de calor por radiación, en W/m²K.

2. Se plantea el perfil de temperatura de los gases de combustión con respecto a la coordenada axial.

$$Wg \cdot Cpg \cdot dTg = Ws \cdot Cps \cdot dTs + dA \cdot U \cdot (Tp - Text)$$
(1.17)

 $Wg \cdot Cpg \cdot dTg$: Flujo de calor cedido por los gases de combustión.

 $Ws \cdot Cps \cdot dTs$: Flujo de calor de los gases de combustión empleado en calentar el sólido, obtenido del perfil de temperaturas del sólido.

 $dA \cdot U \cdot (Tp - Text)$: Flujo de calor de los gases de combustión perdido a través de las paredes del horno rotatorio.

Donde:

Wg: Caudal másico de los gases de combustión, en kg/s.

Cpg: Calor específico a presión constante de los gases de combustión, en J/kg·K.

dTg: Diferencial de temperatura de los gases de combustión, en K.

dA: Diferencial de área a través del cual se da la pérdida de calor a través de las paredes.

U: Coeficiente global de transmisión de calor o coeficiente global de pérdidas de calor por las paredes, en W/m²K.

(Tp – Text): Diferencia entre la temperatura de la pared interna del horno (refractario) y la temperatura externa del sistema, y fuerza impulsora de la transmisión de calor a través de las paredes.

El desarrollo matemático anterior presenta como principal dificultad que se obtienen ecuaciones diferenciales con respecto a la coordenada axial y no al tiempo lo cual es un problema a la hora de realizar la transformación al dominio de la frecuencia. Además el planteamiento en la fase gaseosa no tiene en cuenta la energía que se pierde por la chimenea con los gases. Existen parámetros que pueden ser tomados en cuenta para nuevos desarrollos como los coeficientes de transmisión de calor por convección y radiación ya que se trata del mismo horno.

1.4. Consideraciones finales del capítulo.

Existen distintas formas de obtener modelos matemáticos entre las que destacan, la identificación experimental mediante la ayuda de softwares y el modelado analítico con el uso de ecuaciones diferenciales.

Entre los distintos tipos de modelos matemáticos los más empleados para modelar hornos rotatorios son los de ecuaciones diferenciales a través de los cuales son planteados balances de masa y energía.

Se analizaron distintos modelos de hornos obtenidos mediante varios métodos, donde el tipo de modelado que más se ajusta al horno en estudio es el analítico, mediante la obtención de un modelo determinístico, de ecuaciones diferenciales, no estacionario.

CAPÍTULO 2. MODELO DEL HORNO ROTATORIO PARA LA CALCINACIÓN DE ARCILLA CAOLÍNITICA

En este capítulo se realiza el modelado del horno rotatorio para la calcinación de arcilla caolínitica en la planta experimental para la producción de cemento de bajo carbono siguiendo la técnica de modelado seleccionada, se obtiene un modelo determinístico, de ecuaciones diferenciales no estacionario. Se parte de una descripción del flujo tecnológico para la producción de LC3, enfatizando en el funcionamiento del horno. Luego se aplica la técnica seleccionada para el modelado y se describe la obtención de los parámetros del modelo.

2.1. Flujo tecnológico de la planta experimental de LC3.

El proceso de la elaboración de cemento de bajo carbono en la Planta Experimental comienza con la incorporación de la arcilla natural al transportador inicial, manteniendo un flujo de 120 kg/h. Dicho flujo alimenta la entrada del horno de calcinación, donde ocurre el proceso de total deshidroxilación de las arcillas, es decir que ocurre una reacción química en fase solida donde el agua intercristalina existente en las moléculas de arcilla se evapora a una temperatura de 800 a 850°C, empieza a reaccionar a los 500°C. Este proceso ocurre a temperaturas entre 350-650°C, pero para efectos industriales es oportuno trabajar a temperaturas en el material entre 800-850°C, y en ningún caso alcanzar la temperatura de recristalización del material, aproximadamente 950°C.

El proceso de calcinación ocurre de la siguiente forma:

- El material original entra en el horno en su estado natural, generalmente en grumos de hasta 0.1
 2 mm de diámetro y con una humedad que oscila entre 8 12 %;
- En la primera fase en el horno el material pierde el agua por evaporación, en un proceso que puede demorar 8 – 10 min;
- 3. El material deshidratado entra en la zona de calcinación, a una temperatura en la cámara de aproximadamente 850°C donde ocurre la deshidroxilación, proceso que transcurre entre 10 15 min. Al final del proceso el material debe ser enfriado por el ventilador a la salida del horno hasta una temperatura final de aproximadamente 40 60°C. En esta etapa del proceso el agua evaporada es expulsada del horno junto con los gases de combustión de diésel.

Para la extracción de dichos gases y vapores se hace uso del ventilador de extracción. Del horno sale un flujo de arcilla térmicamente activada de 100 kg/h, la cual al pasar el proceso de enfriamiento es almacenada en un silo de una capacidad de 1.13 toneladas [20].

La función del horno es producir arcilla calcinada mediante la calcinación de la arcilla caolinítica. Es accionado por un motoreductor eléctrico variable. Trabaja en posición horizontal con una inclinación de 2º y soportado en una estructura de acero.

Tiene un movimiento rotario. El pequeño ángulo de inclinación favorece que la arcilla se desplace en su interior desde el punto de alimentación hasta su descarga pasando por las diferentes zonas del horno. El horno tiene zonas en su interior que presentan funciones específicas como se muestra en la figura 2.1. estas son:

- Zona de entrada: Es la zona donde la arcilla entra al horno.
- Zona de calcinación: A medida que la arcilla avanza por el interior del horno va a ir en aumento su temperatura a partir de un proceso de intercambio de calor favoreciendo el secado de la misma. Alrededor de los 500°C comienzan en esta zona las reacciones de deshidroxilación, es decir, se efectúa la perdida de los grupos hidroxilos hasta que se alcancen los 850°C, se forma una estructura cuasi-amorfa en un estado metaestable, en el cual se reconoce la fuente de actividad puzolánica. Así ocurre la activación térmica de las arcillas.
- Zona de enfriamiento: La arcilla calcinada continúa hacia la cámara de enfriamiento. Al llegar a la descarga del horno, la arcilla se ha enfriado hasta una temperatura de alrededor de 50-60°C [20].



Figura 2.1 Zonas del horno rotatorio.

El horno tiene una longitud de 3.75 m, un diámetro interior de 0.68 m, una velocidad de rotación de 1.8-3.5 rpm, 2 ventiladores y un quemador.

Posee como equipos anexos principales los que a continuación se relacionan.

- Motor variable.
- Reductor
- Ventiladores de aire. (uno enfriador y otro de extracción)
- Termopares: su función es detectar y registrar las temperaturas en las distintas zonas del Horno de calcinación. Son del tipo cromel-alumel (Aleación cromo-Níquel en proporción 29-9 respectivamente). Trabajan en posición vertical. Están situados para determinar las siguientes temperaturas: T1 Temperatura en la zona de alimentación, T2 Temperatura en zona de calcinación, T3 Temperatura de los gases de salida y T4 Temperatura de la zona de enfriamiento El rango de trabajo de los termopares es de 0-900° C. Estos termopares se encuentran mal ubicados ya que algunos tienen su zonda en el interior del refractario, por lo que no están midiendo directamente la temperatura de los gases en el interior, el que se encuentra en la zona de calcinación está ubicado detrás del quemador y el que indica la temperatura de salida de los gases es de un rango menor que el comportamiento de la temperatura del proceso. Esto hace que exista un error de medición de hasta 300 °C.
- Quemador: su función es producir la mezcla de petróleo y vapor para que se produzca una buena combustión. El quemador de la figura 2.2 es el instalado en el horno, es compacto de gasóleo, semiautomático. Funcionamiento de dos marchas a salto de presión con regulación del aire que se fija automáticamente mediante un martinete hidráulico. Gracias a la moderna concepción del rodete del ventilador y a su tapa protectora, evita la transmisión de ruidos y vibraciones [21].



Figura 2.2 Quemador de dos llamas.

2.2. Modelado del horno para la producción de LC3.

En la figura 2.3 se muestra un esquema del horno rotatorio para la producción de LC3.



Figura 2.3 Esquema energético del horno rotatorio.

El comportamiento energético en la fase sólida puede representarse por la siguiente ecuación:

Energía que se acumula = Energía entrante – Energía saliente

$$Q_{ss} = Q_5 + Q_6 - Q_7 \tag{2.1}$$

Donde:

Qss: Variación de la cantidad de calor a la salida del horno en el sólido.

Q5: Cantidad de calor que entra con la arcilla.

Q6: Cantidad de calor que se transfiere de los gases a la arcilla.

Q7: Cantidad de calor que sale con la arcilla.

Si se sustituye cada una de las cantidades de calor anteriores por los parámetros que las describen se obtiene:

$$\frac{d\rho V(t)CpT_{ss}(t)}{dt} = G_{s1}(t)CpT_{sent}(t) + A(hc + hr)[T_{gs}(t) - T_{ss}(t)] - G_{s2}(t)CpT_{ss}(t)$$
(2.2)

$$\rho \frac{dV(t)T_{ss}(t)}{dt} = G_{s1}(t)T_{sent}(t) - G_{s2}(t)T_{ss}(t) + \frac{A(hc+hr)}{cp} \left[T_{gs}(t) - T_{ss}(t) \right]$$
(2.3)

Donde:

V: Volumen ocupado por el sólido.

ρ: Densidad de la arcilla.

Cp: Capacidad calórica de la arcilla.

Gs1: Flujo másico de arcilla que entra.

Gs2: Flujo másico de arcilla que sale.

Tsent: Temperatura de entrada de la arcilla al horno.

Tss: Temperatura de salida de la arcilla.

A: Área de transferencia de calor del gas al sólido.

hc: Coeficiente de transmisión de calor por convección.

hr: Coeficiente de transmisión de calor por radiación.

El flujo de entrada de material es igual al flujo de salida para que el horno trabaje a un nivel de llenado constante.

$$\rho V \frac{dT_{ss}(t)}{dt} = G_s(t) [T_{sent}(t) - T_{ss}(t)] + \frac{A(hc+hr)}{Cp} [T_{gs}(t) - T_{ss}(t)]$$
(2.4)

La ecuación (2.4) presenta una alinealidad en el primer término del miembro derecho por lo que es necesario realizar la linealización alrededor del punto de operación.

$$\Delta\left[\rho V \frac{dT_{ss}(t)}{dt}\right] = \Delta\left[G_s(t)\left[T_{sent}(t) - T_{ss}(t)\right] + \frac{A(hc+hr)}{Cp}\left[T_{gs}(t) - T_{ss}(t)\right]\right]$$
(2.5)

$$\rho[V_o \frac{d\Delta T_{ss}(t)}{dt} + 0\Delta V] = G_{so}\Delta T_{sent}(t) - G_{so}\Delta T_{ss}(t) + [T_{sento} - T_{sso}]\Delta G_s(t) + \frac{A(hc+hr)}{Cp}\Delta T_{gs}(t) - \frac{A(hc+hr)}{Cp}\Delta T_{ss}(t)$$

$$(2.6)$$

Donde:

Vo: Volumen ocupado por la arcilla en el punto de operación.

Gso: Flujo másico de arcilla en el punto de operación.

Tsento: Temperatura de entrada de la arcilla al horno en el punto de operación.

Tsso: Temperatura de salida de la arcilla en el punto de operación.

El comportamiento energético en la fase gaseosa puede representarse por la siguiente ecuación:

Energía que se acumula = Energía entrante – Energía saliente

$$Q_{sg} = Q_1 + Q_2 - Q_3 - Q_4 \tag{2.7}$$

Donde:

Qsg: Variación de la cantidad de calor a la salida del horno en los gases

- Q1: Cantidad de calor que entra con los gases
- Q2: Cantidad de calor que brinda la llama del quemador
- Q3: Cantidad de calor que sale con los gases
- Q4: Cantidad de calor que se transfiere a la arcilla.

Si se sustituye cada una de las cantidades de calor anterior por los parámetros que las describen se obtiene:

$$\rho_g C_g V_g \frac{dT_{gs}(t)}{dt} = C_g G_g(t) T_{gent}(t) + Q(t) - C_g G_g(t) T_{gs}(t) - A(hc + hr) [T_{gs}(t) - T_{ss}(t)]$$
(2.8)

Donde:

- Gg: Flujo másico de los gases.
- ρg: Densidad de los gases.
- Vg: Volumen ocupado por los gases.
- Cg: Capacidad calórica de los gases.
- Tgs: Temperatura de los gases a la salida.
- Tgent: Temperatura de los gases a la entrada.
- Tss: Temperatura de salida del sólido.
- A: Área de transferencia de calor del gas al sólido.
- hc: Coeficiente de transmisión de calor por convección.
- hr: Coeficiente de transmisión de calor por radiación.
- Q: Energía suministrada por la llama del quemador.

La ecuación (2.8) presenta una alinealidad en el primer y tercer término del miembro derecho por lo que es necesario realizar la linealización alrededor del punto de operación.

$$\Delta \left[\rho_g C_g V_g \frac{dT_{gs}(t)}{dt} \right] = \Delta \left[C_g G_g(t) \left[T_{gent}(t) - T_{gs}(t) \right] - A(hc + hr) \left[T_{gs}(t) - T_{ss}(t) \right] + Q(t) \right]$$
(2.9)

$$\rho_g C_g [V_{go} \frac{d\Delta T_{gs}(t)}{dt} + 0\Delta V_g] = C_g G_{go} \Delta T_{gent}(t) - C_g G_{go} \Delta T_{gs}(t) + [T_{gento} - T_{gso}] C_g \Delta G_g(t) - A(hc + hr) [\Delta T_{gs}(t) - \Delta T_{ss}(t)] + \Delta Q(t)$$
(2.10)

Donde:

Vgo: Volumen ocupado por los gases en el punto de operación.

Ggo: Flujo másico de los gases en el punto de operación.

Tgento: Temperatura de los gases a la entrada en el punto de operación.

Tgso: Temperatura de los gases a la salida en el punto de operación.

El flujo de los gases está determinado fundamentalmente por el ventilador de tiro inducido ya que el de tiro forzado se utiliza para enfriar la arcilla que sale del horno y su influencia en el flujo de los gases es menor. Por esto solo se tiene en cuenta la influencia del primero.

En [22] se calcula la velocidad de salida del aire de un ventilador centrifugo de la siguiente forma:

$$u(t) = \pi * D_{ext} * 60 * \omega(t)$$
(2.11)

Donde:

u: Velocidad de los gases

Dext: Diámetro exterior de los álabes del motor.

 ω : Velocidad de rotación del motor en rpm.

El flujo másico de los gases resulta:

$$G_g(t) = \pi * D_{ext} * 60 * \omega(t) * A_g * \rho_g$$

$$(2.12)$$

Donde:

Ag: Superficie de paso de los gases.

ρg: Densidad de los gases.

Se efectúa la transformada de Laplace a la ecuación (2.6).

$$\rho V_o s T_{ss}(s) = G_{so} T_{sent}(s) - G_{so} T_{ss}(s) + [T_{sento} - T_{sso}] G_s(s) + \frac{A(hc+hr)}{Cp} T_{gs}(s) - \frac{A(hc+hr)}{Cp} T_{ss}(s)$$
(2.13)

Se agrupan términos semejantes y se despeja la temperatura de salida del sólido.

$$T_{ss}(s)[\rho V_o s + G_{so} + \frac{A(hc+hr)}{cp}] = G_{so}T_{sent}(s) + [T_{sento} - T_{sso}]G_s(s) + \frac{A(hc+hr)}{cp}T_{gs}(s)$$
(2.14)

$$T_{ss}(s) = \frac{G_{so}}{\rho V_o s + G_{so} + \frac{A(hc + hr)}{Cp}} T_{sent}(s) + \frac{[T_{sento} - T_{sso}]}{\rho V_o s + G_{so} + \frac{A(hc + hr)}{Cp}} G_s(s) + \frac{\frac{A(hc + hr)}{Cp}}{\rho V_o s + G_{so} + \frac{A(hc + hr)}{Cp}} T_{gs}(s)$$
(2.15)

Se efectúa la transformada de Laplace a la ecuación (2.10).

$$\rho_g V_{go} s T_{gs}(s) = G_{go} T_{gent}(s) - G_{go} T_{gs}(s) + \left[T_{gento} - T_{gso}\right] G_g(s) - C_{go} T_{gso} - C_{gso} G_g(s) - C_{gso}$$

$$-\frac{A(hc+hr)}{c_g} \left[T_{gs}(s) - T_{ss}(s) \right] + \frac{1}{c_g} Q(s)$$
(2.16)

Se agrupan los términos semejantes.

$$T_{gs}(s) \left[\rho_g V_{go} s + G_{go} + \frac{A(hc + hr)}{C_g} \right] = \left[T_{gento} - T_{gso} \right] G_g(s) + G_{go} T_{gent}(s) + \frac{A(hc + hr)}{C_g} T_{ss}(s) + \frac{1}{C_g} Q(s)$$
(2.17)

Al despejar la temperatura de los gases de salida se obtiene:

$$T_{gs}(s) = \frac{T_{gento} - T_{gso}}{\rho_g V_{go} s + G_{go} + \frac{A(hc + hr)}{C_g}} G_g(s) + \frac{G_{go}}{\rho_g V_{go} s + G_{go} + \frac{A(hc + hr)}{C_g}} T_{gent}(s) + \frac{\frac{A(hc + hr)}{C_g}}{\rho_g V_{go} s + G_{go} + \frac{A(hc + hr)}{C_g}} T_{ss}(s) + \frac{\frac{1}{c_g}}{\rho_g V_{go} s + G_{go} + \frac{A(hc + hr)}{C_g}} Q(s)$$
(2.18)

$$T_{gs}(s) = \frac{\frac{T_{gento} - T_{gso}}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}}{1 + \frac{\rho_g V_{go}}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}} G_g(s) + \frac{\frac{G_{go}}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}}{1 + \frac{\rho_g V_{go}}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}} T_{gent}(s) + \frac{\frac{A(hc+hr)}{C_g}}{1 + \frac{\rho_g V_{go}}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}} T_{ss}(s) + \frac{\frac{1}{\frac{\sigma_g}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}}}{1 + \frac{\rho_g V_{go}}{G_{go} + \frac{A(hc+hr)}{C_g}}} Q(s)$$
(2.19)

Se efectúa la transformada de Laplace a la ecuación (2.12).

$$G_g(s) = \pi * D_{ext} * A_g * \rho_g * 60 * \omega(s)$$
(2.20)

Para calcular la capacidad calórica de los gases en el interior del horno es necesario conocer su composición ya que cada gas posee una capacidad calórica determinada. En [7] se brindan los valores que muestra la tabla 2.1.

Gases	Fracción	Cp(KJ/Kg ^o K)		
O ₂	0.02	0.97		
СО	0.0004	1.05		
N ₂	0.71	1.03		
SO_2	0.001	0.72		
CO ₂	0.18	1.00		
H ₂ O	0.08	1.96		

Tabla 2.1 Capacidad calórica de los gases en el interior del horno.

Cg = 0.02 * 0.97 + 0.0004 * 1.05 + 0.71 * 1.03 + 0.001 * 0.72 +

$$+0.18 * 1.00 + 0.08 * 1.96 = 1.0886 \text{ KJ/Kg}^{\circ}\text{K}$$
 (2.21)

El calor específico de los gases $C_g = 1.0886 \text{ KJ/Kg}^{\circ}\text{K} = 0.26 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C}$.

En [7] se plantea que la capacidad calórica del sólido es Cp = 0.21 Kcal/Kg°C.

Coeficiente combinado por convección y radiación (ha): este término incluye la sumatoria de la transferencia de calor por convección (hc) y radiación (hr) [23]:

$$h_a = 9.5 + 0.053(\bar{T}_3 - T_{ambiente}) = 9.5 + 0.053(190 - 30) = 17.98 \frac{W}{m^2 \circ C} = 15.46 \frac{Kcal}{m^2 h^\circ C} (2.22)$$

El área de transferencia de calor del gas al solido se calcula en dependencia del llenado del horno, en este caso el horno en estado de operación estable trabaja al 11% de llenado, la figura 2.4 muestra el esquema para la determinación de la superficie de transferencia de calor.



Figura 2.4 Esquema para la determinación de la superficie de transferencia de calor.

$$A = D * sen(\beta) * L \tag{2.23}$$

Donde:

D: Diámetro interno del horno.

- L: Largo del horno
- β : Ángulo que depende del llenado del horno.

Para un llenado del 11% el ángulo β es 47.5° [24], debido al carácter rotatorio del propio horno, se corregirá esta medida del valor de la capa plana incrementándola un 30 % para tener en cuenta el grado de mezcla del sólido, que hace aumentar su área de intercambio [7].

$$A = 0.68m * sen(47.5^{\circ}) * 3.75m = 1.88 m^2$$
(2.24)

Si se incrementa un 30% el área es $A = 2.44 \text{ m}^2$.

El volumen que ocupan los gases en el interior del horno es la diferencia entre el volumen total y el que ocupa la arcilla cuando se encuentra en el punto de operación.

$$V_{go} = V - V * 0.11 = \pi * 0.34^2 * 3.75 - \pi * 0.34^2 * 3.75 * 0.11 = 1.21 m^3$$
(2.25)

Donde:

Vgo: Volumen ocupado por los gases en el punto de operación.

V: Volumen total del horno

El volumen que ocupa la arcilla en el interior del horno en el punto de operación representa el 11% del volumen total.

$$V_o = V * 0.11 = 0.15 \, m^3 \tag{2.26}$$

La densidad de los gases en el interior del horno se calcula de manera similar a la capacidad calórica como lo muestra la tabla 2.2. Las densidades de los distintos gases se encuentran en el Anexo 1

Fracción $\rho(Kg/m^3)$ Gases O_2 0.02 0.35 CO 0.0004 0.3 N_2 0.71 0.3 SO_2 0.001 0.32 CO_2 0.18 0.5 0.08 0.2 H_2O

Tabla 2.2 Densidad de los gases en el interior del horno.

 $\rho_g = 0.02 * 0.35 + 0.0004 * 0.3 + 0.71 * 0.3 + 0.001 * 0.32 +$

$$+0.18 * 0.5 + 0.08 * 0.2 = 0.3264 \text{ Kg/m}^3$$
 (2.27)

Donde:

 ρ_g : Densidad de los gases.

32

La densidad de la arcilla es de 1280 Kg/m^3 .

El flujo másico de los gases en el punto de operación se calcula a partir de que se conoce por pruebas realizada por especialistas que la velocidad de los gases en el punto de operación es aproximadamente 1.42 m/s o 5115.08 m/h. También se tiene el área por donde fluyen los gases y su densidad.

Entonces:

$$G_{go} = Velocidad * Area * \rho_g = 5115.08 \frac{m}{h} * 0.12 m^2 * 0.3264 \frac{Kg}{m^3} = 200 \frac{Kg}{h}$$
(2.28)

La temperatura de los gases de entrada, en el punto de operación es 30°C y la de salida es 800°C. La temperatura de la arcilla a la entrada, en el punto de operación es de 30°C y la de salida es 600°C. El diámetro exterior de los álabes es de 0.35m y el área de salida de los gases es $Ag = 0.12 \text{ m}^2$. Se sustituyen los valores obtenidos en las ecuaciones (2.15), (2.19) y (2.20).

$$T_{ss}(s) = \frac{-1.902}{1+0.64s}G_s(s) + \frac{0.4004}{1+0.64s}T_{sent}(s) + \frac{0.6}{1+0.64s}T_{gs}(s)$$
(2.29)

$$T_{gs}(s) = \frac{0.892}{1+0.000293s} T_{gent}(s) + \frac{-0.4986}{1+0.000293s} G_g(s) + \frac{0.108}{1+0.000293s} T_{ss}(s) + \frac{0.00386}{1+0.000293s} Q(s)$$
(2.30)

$$G_a(s) = 2.584 * \omega(s)$$
 (2.31)

Las ecuaciones (2.29), (2.30) y (2.31) representan el modelo obtenido, que tiene como salidas las temperaturas del sólido y la de los gases y como entradas están las temperaturas de entrada del sólido y

los gases, los flujos másicos del sólido y los gases y la energía que brinda la llama del quemador. Con lo que se tiene un modelo de múltiples entradas y múltiples salidas.

2.4. Consideraciones finales del capítulo.

La caracterización del horno arroja la existencia de 7 variables relacionadas con su operación, entre las que destacan las temperaturas de entrada y salida al horno, los flujos de gases y sólido y la cantidad de calor proporcionada por la llama del quemador.

Se obtiene un modelo no estacionario y determinista de múltiples entradas y múltiples salidas que representa el horno en operación estable. En él se aprecian las principales variables del proceso y no se han tenido en cuenta la velocidad de rotación del horno ya que se mantiene constante en el punto de operación.

CAPÍTULO 3. SIMULACIÓN Y CONTROL DEL MODELO DE LA PLANTA DE CEMENTO DE BAJO CARBONO DE LA UCLV

En el presente capítulo se realiza la evaluación del modelo obtenido mediante simulación y se compara con valores reales obtenidos de una calcinación. Se propone la sintonía de un controlador para regular la temperatura de salida de los gases y del sólido, mediante el cual se pueda constatar la validez del modelo utilizado. También se brinda un análisis económico y medioambiental.

3.1. Simulación del modelo.

Las ecuaciones de transferencia obtenidas en el Capítulo 2 son introducidas en Simulink en forma de diagramas de bloques como se muestra en la figura 3.1.



Figura 3.1 Diagrama en bloques del modelo en Simulink.

Ante un cambio tipo paso de 100 rpm en la velocidad del motor en la hora 6 de la figura 3.2 se aprecia que las temperaturas disminuyen.



Figura 3.2 Respuesta del modelo ante un aumento en la velocidad del motor.

Se observa que al existir un incremento en la velocidad del motor implica una disminución en las temperaturas, en el caso de la temperatura de los gases la disminución es prácticamente instantánea, ya que está entrando aire a temperatura ambiente y se están expulsando gases que contienen gran contenido de energía lo que provoca una disminución rápida de su temperatura. En el caso del sólido se ve que la disminución es más suave, lo cual se debe a que la transferencia de energía del gas al sólido depende de un coeficiente de transferencia.

La figura 3.3 muestra la respuesta cuando se simula el caso contrario, cuando la velocidad del motor desciende de 60 rpm a 50 rpm.



Figura 3.3 Respuesta del modelo ante una diminución en la velocidad del motor.

Cuando el flujo de gases disminuye, las temperaturas aumentan ya que la energía de la combustión es retenida en el interior del horno por más tiempo lo que provoca un aumento en la temperatura. Lo mismo sucede si se varía el flujo de alimentación de la arcilla, pero este se mantiene constante durante todo el proceso al igual que la temperatura de entrada de los gases y la de arcilla.

La figura 3.4 muestra la respuesta del modelo cuando se realiza un aumento en la energía que brinda la llama de 4000 kcal/h, este aumento se produce en la cuarta hora de operación y luego en la hora seis se aumenta el flujo másico de arcilla de 100 kg/h a 120 kg/h.





Se muestra que al existir un aumento en la energía que proporciona la llama del quemador las temperaturas aumentan y cuando aumenta el flujo másico del sólido disminuyen pero en este caso la temperatura de los gases también lo hace de manera más suave.

Las figuras 3.5 y 3.6 muestran datos recogidos de una calcinación efectuada en la planta.



Figura 3.5 Cambios de la temperatura al variar la velocidad del ventilador.

Se observa que el comportamiento de la temperatura de los gases de salida es parecido al que se obtiene en el modelo cuando se aumenta la velocidad del motor, la temperatura disminuye. Los valores de temperatura a pesar de ser los medidos por los instrumentos instalados en la planta no son los reales ya que se encuentran mal ubicados pero nos dan una idea de su comportamiento al cambiar la velocidad del motor del ventilador.



Figura 3.6 Cambios de la temperatura al variar la cantidad de calor de la llama del quemador y la velocidad del ventilador.

En la figura 3.6 a la hora 13:37:55 se provoca un aumento de la temperatura de los gases de salida a pesar de que la velocidad del motor aumenta, esto se debe a que en ese instante también se pone en marcha la segunda llama del quemador lo que provoca un aumento de la energía en el interior del horno. En el

39

instante 13:40:35 disminuye la velocidad del motor lo que provoca un aumento en la pendiente de la temperatura, luego en el instante 13:41:15 aumenta la velocidad del motor nuevamente y la temperatura sigue en ascenso aunque con una menor pendiente, esto se debe a que todavía no se ha alcanzado el estado de equilibrio ya que la energía que proporciona la llama es la principal fuente de energía en el proceso. Igualmente los valores medidos no son los reales del proceso.

3.2. Lazo de control de la temperatura de los gases a la salida.

Para la sintonía de un controlador y posterior simulación en lazo cerrado se parte de encontrar las funciones transferenciales del resto de componentes del lazo.

El actuador es un variador de frecuencia que gobierna al motor del ventilador de tiro inducido. En [25] se brinda la función de transferencia del conjunto variador-motor, donde se tiene una función de primer orden como la mostrada en la ecuación (3.1)

$$FT_{\nu-m} = \frac{12}{0.000094s+1} \tag{3.1}$$

Donde:

 $FT_{\nu-m}$: Función de transferencia del conjunto variador-motor.

El sistema en lazo abierto es de segundo orden y presenta como principal disturbio la variación de la energía de la llama. Para lograr el control se propone el esquema mostrado en la figura 3.6, donde se realiza un control por adelanto de señal o feedforward para compensar el disturbio y seguidamente se sintoniza un controlador PI.



Figura 3.6 Lazo de control de la temperatura de los gases de salida.

3.2.1. Cálculo del compensador por adelanto de señal en el lazo de temperatura de los gases.

Primero se obtiene la función de transferencia de la señal de salida con respecto a la señal de disturbio.

$$\frac{T_{gs}(s)}{D(s)} = \frac{3.846}{0.3949s + 345.08} - \frac{30.96}{0.000094s + 1} * \frac{770*Gff}{0.3949s + 345.08}$$
(3.2)

$$\frac{T_{gs}(s)}{D(s)} = \frac{3.846}{0.3949s + 345.08} - \frac{23839.2*Gff}{(0.000094s + 1)(0.3949s + 345.08)}$$
(3.3)

$$\frac{T_{gs}(s)}{D(s)} = \frac{3.846(0.00094s+1) - 23839.2*Gff}{(0.00094s+1)(0.3949s+345.08)}$$
(3.4)

Para lograr compensar el disturbio se iguala a cero la ecuación (3.4).

$$3.846(0.000094s + 1) - 23839.2 * Gff = 0 \tag{3.5}$$

Se despeja Gff:

$$Gff = \frac{-0.000361s - 3.846}{-23839.2} \tag{3.6}$$

$$Gff = 0.000000151s + 0.000161 \tag{3.7}$$

El compensador calculado no es realizable ya que posee más ceros que polos, por lo cual solamente se toma la constante de la ecuación (3.7), entonces:

$$Gff = 0.000161$$
 (3.8)

3.2.2. Sintonía del controlador PI.

La sintonía del controlador se realiza sobre la base de obtener una respuesta con pocas oscilaciones o un sistema sobreamortiguado ya que se trata del control de altas temperaturas, para esto se utilizará la ayuda del software MATLAB.

Se introduce la función de transferencia de la planta en la aplicación Control System Designer y se obtiene el lugar geométrico que se muestra en la figura 3.7.



Figura 3.7 Lugar geométrico del sistema.

Al sistema mostrado se le añade un controlador PI, el cero se ubica en -446. Este controlador hace que el margen de fase sea de 90.8° y la respuesta al paso unitario sea la mostrada en la figura 3.8.



Figura 3.8 Respuesta al paso del sistema controlado.

La respuesta anterior posee un tiempo de establecimiento de 0.27 horas y cero error en estado estable. El controlador PI es el siguiente:

$$G_c = 0.000464(1 + \frac{1}{0.0022s}) \tag{3.9}$$

A continuación en la figura 3.9 se muestra la respuesta del sistema a un set point de 900°C a la media hora de operación y un disturbio de amplitud 1000 kcal/h a los 36 min de operación.



Figura 3.9 Respuesta del sistema ante un disturbio.

En la figura anterior se aprecia como el controlador por adelanto de señal logra compensar el disturbio y el sistema se estabiliza en 900 °C. Si no se coloca el controlador feedforward la respuesta es la mostrada en la figura 3.10.



Figura 3.10 Respuesta del sistema ante un disturbio sin compensador feedforward.

A pesar de que el sistema luego del disturbio logra estabilizarse el aumento brusco de la temperatura puede afectar al proceso y la calidad del producto.

3.3. Lazo de control de temperatura en el sólido.

Para controlar la temperatura de salida del sólido se propone el lazo de control mostrado en la figura 3.11.



Figura 3.11 Lazo de control de la temperatura de salida del sólido.

La estrategia de control es similar a la descrita anteriormente, primero se sintoniza un controlador por adelanto de señal para compensar el disturbio que representa el flujo de material que entra al horno y luego un controlador PID.

3.3.1. Cálculo del compensador por adelanto de señal en el lazo de temperatura del sólido.

Primero se obtiene la función de transferencia de la señal de salida con respecto a la señal de disturbio.

$$\frac{T_{ss}(s)}{D(s)} = \frac{-570}{192s + 299.63} - \frac{30.96}{0.000094s + 1} * \frac{770}{0.3949s + 345.08} * \frac{179.63 * Gff}{192s + 299.63}$$
(3.10)

$$\frac{T_{ss}(s)}{D(s)} = \frac{-570(0.00094s+1)*(0.3949s+345.08)-4282235.5*6ff}{(0.00094s+1)(0.3949s+345.08)(192s+299.63)}$$
(3.11)

Para lograr compensar el disturbio se iguala a cero la ecuación (3.11).

$$-570(0.000094s + 1) * (0.3949s + 345.08) - 4282235.5 * Gff = 0$$
(3.12)

45

$$Gff = -0.00000005s^2 - 0.000056s - 0.046 \tag{3.13}$$

El compensador calculado no es realizable ya que posee más ceros que polos, por lo cual solamente se toma la constante de la ecuación (3.13), entonces:

$$Gff = -0.046$$
 (3.14)

3.3.2. Sintonía del controlador del lazo de temperatura en el sólido.

Para la obtención del controlador también se tiene en cuenta que se quiere controlar altas temperaturas por lo que la respuesta al paso debe tener pocas oscilaciones. En esta ocasión con el controlador PID de la ecuación (3.15) que tiene un cero real en -1.85 y otro en -72.8 se obtiene la respuesta al paso mostrada en la figura 3.12.

$$G_c = 0.059(1 + \frac{1}{0.55s} + 0.0133s) \tag{3.15}$$



Figura 3.12 Respuesta al paso del lazo de temperatura de salida del sólido.

La respuesta al paso tiene una sobrecresta de 1.08% y un tiempo de establecimiento de 49.74 minutos con cero error en estado estable. A continuación en la figura 3.13 se muestra la respuesta del sistema a un set point de 700°C de temperatura a la hora y media de operación y un disturbio de amplitud 50 Kg/h a las 5 horas.



Figura 3.13 Respuesta del sistema ante un disturbio.

En la figura anterior se aprecia como el controlador por adelanto de señal logra compensar el disturbio y el sistema se estabiliza en 700 °C. Si no se coloca el controlador feedforward la respuesta es la mostrada en la figura 3.14.



Figura 3.14 Respuesta del sistema ante un disturbio sin compensador feedforward.

Sin la presencia del controlador feedforward al aumentar el flujo de arcilla la temperatura tiende a disminuir aunque luego consigue estabilizarse en el valor del set point.

3.4. Análisis económico y medioambiental.

El desarrollo de un modelo que permita comprender la dinámica del horno para su posterior control es muy importante en materia de economía. Se conoce que las estrategias de control clásicas en estos procesos, usan el flujo de combustible como variable manipulada. El de la planta LC3 no cumple con esta característica ya que el quemador solo permite dos posibles pasos. Ello trae consigo que la eficiencia de la calcinación no sea del todo buena. La obtención del modelo puede demostrarlo y, entre otras, impulsar a los directivos para que se tomen las medidas adecuadas en aras de mejorarlo. Incluso, con el quemador actual, sería posible la mejora del consumo de combustible dada la posibilidad de probar diferentes estrategias de control para mantener la temperatura en valores deseados

El impacto medioambiental del cemento LC3 está demostrado. No solo se disminuyen las emisiones de CO₂ a la atmósfera por concepto de menores temperaturas necesarias para la obtención de materias primas, sino también por el menor uso de combustible para la operación del horno. No obstante la cocción de la arcilla provoca la emisión de gases nocivos como: óxidos de nitrógeno (NOx), el dióxido de azufre (SO₂), el dióxido de carbono (CO₂) y el polvo. Al existir una estrategia de control sobre el horno, hay una repercusión en el cuidado del medio ambiente, ya que las emisiones de gases disminuyen debido a que hay un mayor aprovechamiento de la engría empleada en la producción, esto se traduce en ahorro de combustibles fósiles. También disminuye la emisión de polvo, lo que constituye una preocupación ambiental significativa, pues esos residuos pueden producir contaminación grave en el aire y las aguas subterráneas y superficiales, lo cual es perjudicial para la salud de los trabajadores y de toda la comunidad cercana a la planta.

3.5. Consideraciones finales del capítulo.

Las simulaciones del modelo demuestran la similitud de sus resultados con el esperado físicamente en la planta. También estas arrojan un comportamiento similar al evidenciado en los datos reales de una calcinación.

El modelo obtenido puede ser empleado en la síntesis de controladores que permitan la operación automática de la planta y, con ello, un mejoramiento en la eficiencia y una disminución del impacto medioambiental.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

- La literatura consultada arroja la existencia de diversos tipos de modelado de procesos. Los deterministas, no estacionarios y basados en ecuaciones diferenciales son los más empleados en el modelado de hornos.
- 2- Aunque la técnica de identificación experimental ofrece muchas ventajas para el modelado, es el balance de energía el que resultó ser más adecuado para determinar las relaciones entre las variables que intervienen en la operación del horno rotatorio de la planta experimental de LC3.
- 3- Las variables relacionadas con el funcionamiento del horno rotatorio de la planta son: las temperaturas de entrada y salida al horno, el flujo de los gases, el flujo de sólido y la cantidad de calor proporcionada por la llama del quemador. El modelo obtenido presenta la temperatura de los gases a la entrada, la temperatura de la arcilla a la entrada, el flujo de los gases, el flujo del sólido y la cantidad de calor brindad por la llama como entradas y la temperatura de los gases a la salida, la temperatura del sólido a la salida como variables de salida.
- 4- La técnica de modelado seleccionada permitió la obtención de un modelo analítico de múltiples entradas y múltiples salidas para el horno rotatorio de la planta de cemento LC3 de la UCLV.
- 5- Las pruebas simuladas demuestran una correspondencia entre sus resultados y el comportamiento esperado del horno. La comparación con datos reales evidencia las mismas formas de salida ante los cambios en las entradas. Se propone un diseño inicial de ajuste de controladores para asegurar el control de la temperatura de los gases y la del sólido, probándose mediante la simulación que se logra mantener el sistema estable.

Recomendaciones

Para establecer la necesaria continuidad que debe tener este trabajo se recomienda lo siguiente:

- 1- Aplicar otras técnicas de modelado para tratar de mejorar el modelo obtenido.
- 2- Aplicar técnicas de identificación experimental, tan pronto las condiciones lo permitan en la planta.
- 3- Usar datos de funcionamiento real para ajustar el modelo.
- 4- Evaluar la necesidad de incluir explícitamente funciones de retardo de transporte.
- 5- Incorporar el estudio de otras estrategias de control buscando mayor robustez y seguridad.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] E. Gartner, "Industrially interesting approaches to "low-CO2" cements," *Cement and Concrete Research*, vol. 34, pp. 1489-1498, 2004.
- [2] O. D. H. Arboleda, P. A. O. Valencia, and J. A. H. Cuartas, "Diseño de Controlador Robusto para Horno Rotatorio," *Tecno. Lógicas*, pp. 263-276, 2013.
- [3] J. F. Martirena, "Una alternativa ambientalmente compatible para disminuir el consumo de aglomerante de clínker de cemento Pórtland: el aglomerante cal-puzolana como adición mineral activa," Tesis en opción del grado de Doctor en Ciencias, Universidad Central "Martha Abreu" de Las Villas: Santa Clara, 2003.
- [4] A. J. García, "Evaluación de la adición (lc2) de arcilla calcinada-caliza-yeso, en hormigones de 35 mpa destinados a ambientes agresivos," Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 2017.
- [5] B. C. Kuo, Sistemas de control automático, 7 ed., 1996.
- [6] M. L. Brito-Vallina, I. A. Romero, E. F. Guerra, J. L. P. García, and R. I. A. d. Tapia, "Papel de la modelación matemática en la formación de los ingenieros," *Ingeniería Mecánica*, vol. 14, pp. 129-139, 2011.
- [7] L. C. Maure, "Evaluación de los parámetros operacionales del horno rotatorio de la Planta Experimental para la producción de cemento de bajo carbono," Departamento de Ingeniería Química, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 2020.
- [8] J. Wley and Sons, *Chemical reaction engineering*, 2 ed.: Editorial Reverté, S. A., 1986.
- [9] E. Fernández Rodríguez, A. I. González Santos, and N. Águila Camacho, "Controllers design for the drying rotational oven of the factory Cementos Cienfuegos S.A.," *Revista Técnica de la Facultad de Ingeniería Universidad del Zulia*, vol. 37, pp. 225-232, 2014.
- [10] Y. E. E. Condezo, "Modelamiento termodinámico del proceso de clinkerización en una planta de producción de cemento a partir de un análisis basado en balances de mas y energía," Instituto Latino-Americano de tecnología, 2017.
- [11] I. López and L. Borzacconi, "Notas del curso de introducción al diseño de reactores," 2009.
- [12] J. C. Silot, "Balance energético del horno de reducción de la planta piloto del centro de investigaciones del níquel," Departamento Mecánica, Instituto superior minero metalúrgico, 2017.

- [13] R. I. P. D. L. Cruz, F. J. Royo, and A. C. G. Reynoso, "Modelo matemático de un secadero rotatorio: secado de biomasa sólida lignocelulósica," *Ingeniería Mecánica Tecnología y Desarrollo*, vol. 6 p. 13, 2018.
- [14] J. R. Hidalgo, "Determinación del balance energético de la fabricación del cemento para bachillerato," *Innovación y experiencia educativas*, 2010.
- [15] E. F. Rodríguez, A. I. G. Santos, and N. Á. Camacho, "Modelo híbrido del secador rotatorio de la fábrica Cementos Cienfuegos S.A.," *Revista Técnica Cemento Hormigón*, 2011.
- [16] Mathworks and I. Matlab, "The Language of Technical Computing," 8.4.0.287 (R2008b) ed, 2009.
- [17] N. A. Camacho, "Identificación del secador rotatorio de la fábrica Cementos Cienfuegos S.A," Tesis en opción del título de Máster en Ciencias en Informática Industrial y automatización, 2010.
- [18] E. T. Figueroa, "Balance térmico y de masa para el secado de arena sílice en cilindros rotatorios horizontales," Departamento de ingeniería mecánica Instituto superior minero metalúrgico, 2014.
- [19] O. C. Navarro, J. R. Gamboa, D. G. d. Río, and J. L. S. Rodríguez, "Modelo matemático del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio," *Minería y Geología*, vol. XVI I, 2000.
- [20] J. F. Martirena, F. D. Cárdenas, Y. M. Matos, and J. Sarduy, "Manual de operaciones de la Planta Experimental para la producción de Cemento de bajo Carbono," 2019.
- [21] "Quemador Gasóleo de 16 a 355 kW," S. A. Tekener.
- [22] R. J. O. Zapata, "Diseño y construcción de un rodete de ventilador centrífugo de 100 cfm para el laboratorio de termofluidos de la Universidad Politécnica Salesiana – Campus Kennedy," Universidad Politécnica Salesiana de Quito, 2015.
- [23] D. Q. Kern, *Procesos de transfrencia de calor*, 31 ed., 1999.
- [24] W. H. Duda, "Manual Tecnológico del cemento in Editores Técnicos Asociados," 1977.
- [25] F. R. B. Gil, "Solución para sistema de posicionamiento de plataformas mecánicas con motor de corriente alterna y variador de frecuencia," Departamento de Automática y Sistemas Computacionales, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas, 2009.

ANEXOS

Anexo 1. Propiedades de los gases a 1 atmosfera de presión.

		Calor		Difusividad	Viscosidad	Viscosidad	Número de
Temp.	Densidad	específico	Conductividad	térmica	dinámica	cinemática	Prandtl
T,°C	ρ , kg/m ³	C _P , J/kg·K	térmica k,W/m·K	α , m ² /s	µ, kg/m·s	v, m ² /s	Pr
	Dióxido de carbono. CO2						
-50	2,4035	746	0,01051	5,860 x 10 ⁻⁶	1,129 x 10 ⁻⁵	4,699 x 10 ⁻⁶	0,8019
0	1,9635	811	0,01456	9,141 x 10 ⁻⁶	1,375 x 10 ⁻⁵	7,003 x 10 ⁻⁶	0,7661
50	1,6597	866,6	0,01858	1,291 x 10 ⁻⁵	1,612 x 10 ⁻⁵	9,714 x 10 ⁻⁶	0,7520
100	1,4373	914,8	0,02257	1,716 x 10 ⁻⁵	1,841 x 10 ⁻⁵	1,281 x 10 ⁻⁵	0,7464
150	1,2675	957,4	0,02652	2,186 x 10 ⁻⁵	2,063 x 10 ⁻⁵	1,627 x 10 ⁻⁵	0,7445
200	1,1336	995,2	0,03044	2,698 x 10 ⁻⁵	2,276 x 10 ⁻⁵	2,008 x 10 ⁻⁵	0,7442
300	0,9358	1060	0,03814	3,847 x 10 ⁻⁵	2,682 x 10 ⁻⁵	2,866 x 10 ⁻⁵	0,7450
400	0,7968	1112	0,04565	5,151 x 10 ⁻⁵	3,061 x 10 ⁻⁵	3,842 x 10 ⁻⁵	0,7458
500	0,6937	1156	0,05293	6,600 x 10 ⁻⁵	3,416 x 10 ⁻⁵	4,924 x 10 ⁻⁵	0,7460
1000	0,4213	1292	0,08491	1,560 x 10 ⁻⁴	4,898 x 10 ⁻⁵	1,162 x 10 ⁻⁴	0,7455
1500	0,3025	1356	0,10688	2,606 x 10 ⁻⁴	6,106 x 10 ⁻⁵	2,019 x 10 ⁻⁴	0,7745
2000	0,2359	1387	0,11522	3,521 x 10 ⁻⁴	7,322 x 10 ⁻⁵	3,103 x 10 ⁻⁴	0,8815
			Monó.	xido de carbono,	CO		
-50	1,5297	1081	0,01901	1,149 x 10 ⁻⁵	1,378 x 10 ⁻⁵	9,012 x 10 ⁻⁶	0,7840
0	1,2497	1048	0,02278	1,739 x 10 ⁻⁵	1,629 x 10 ⁻⁵	1,303 x 10 ⁻⁵	0,7499
50	1,0563	1039	0,02641	2,407 x 10 ⁻⁵	1,863 x 10 ⁻⁵	1,764 x 10 ⁻⁵	0,7328
100	0,9148	1041	0,02992	3,142 x 10 ⁻⁵	2,080 x 10 ⁻⁵	2,274 x 10 ⁻⁵	0,7239
150	0,8067	1049	003330	3,936 x 10 ⁻⁵	2,283 x 10 ⁻⁵	2,830 x 10 ⁻⁵	0,7191
200	0,7214	1060	0,03656	4,782 x 10 ⁻⁵	2,472 x 10 ⁻⁵	3,426 x 10 ⁻⁵	0,7164
300	0,5956	1085	0,04277	6,619 x 10 ⁻⁵	2,812 x 10 ⁻⁵	4,722 x 10 ⁻⁵	0,7134
400	0,5071	1111	0,04860	8,628 x 10 ⁻⁵	3,111 x 10 ⁻⁵	6,136 x 10 ⁻⁵	0,7111
500	0,4415	1135	0,05412	1,079 x 10 ⁻⁴	3,379 x 10 ⁻⁵	7,653 x 10 ⁻⁵	0,7087
1000	0,2681	1226	0,07894	2,401 x 10 ⁻⁴	4,557 x 10 ⁻⁵	1,700 x 10 ⁻⁴	0,7080
1500	0,1925	1279	0,10458	4,246 x 10 ⁻⁴	6,321 x 10 ⁻⁵	3,284 x 10 ⁻⁴	0,7733
2000	0,1502	1309	0,13833	7,034 x 10 ⁻⁴	9,826 x 10 ⁻³	6,543 x 10 ⁻⁴	0,9302
				Nitrógeno, N ₂			
-50	1.5299	957.3	0.02001	1.366 x 10 ⁻⁵	1.390 x 10 ⁻⁵	9.091 x 10 ⁻⁶	0.6655
0	1.2498	1035	0.02384	1.843 x 10 ⁻⁵	1.640×10^{-5}	1.312 x 10 ⁻⁵	0.7121
50	1.0564	1042	0.02746	2.494 x 10 ⁻⁵	1.874×10^{-5}	1.774×10^{-5}	0.7114
100	0.9149	1041	0.03090	3.244 x 10 ⁻⁵	2.094 x 10 ⁻⁵	2.289 x 10 ⁻⁵	0.7056
150	0,8068	1043	0.03416	4,058 x 10 ⁻⁵	2,300 x 10 ⁻⁵	2,851 x 10 ⁻⁵	0,7025
200	0,7215	1050	0.03727	4,921 x 10 ⁻⁵	2,494 x 10 ⁻⁵	3,457 x 10 ⁻⁵	0,7025
300	0,5956	1070	0.04309	6,758 x 10 ⁻⁵	2,849 x 10 ⁻⁵	4,783 x 10 ⁻⁵	0,7078
400	0,5072	1095	0.04848	8,727 x 10 ⁻⁵	3,166 x 10 ⁻⁵	6,242 x 10 ⁻⁵	0,7153
500	0,4416	1120	0.05358	1.083×10^{-4}	3,451 x 10 ⁻⁵	7.816 x 10 ⁻⁵	0,7215
1000	0,2681	1213	0.07938	2,440 x 10 ⁻⁴	4,594 x 10 ⁻⁵	1.713×10^{-4}	0,7022
1500	0,1925	1266	0,11793	4,839 x 10 ⁻⁴	5,562 x 10 ⁻⁵	2,889 x 10 ⁻⁴	0,5969
2000	0,1502	1297	0,18590	9,543 x 10 ⁻⁴	6,426 x 10 ⁻⁵	4,278 x 10 ⁻⁴	0,4483
				Oxigeno, O2			
-50	1,7475	984,4	0,02067	1,201 x 10 ⁻⁵	1,616 x 10 ⁻⁵	9,246 x 10 ⁻⁶	0,7694
0	1,4277	928,7	0.02472	1.865 x 10 ⁻⁵	1,916 x 10 ⁻⁵	1.342×10^{-5}	0,7198
50	1,2068	921,7	0,02867	2,577 x 10 ⁻⁵	2,194 x 10 ⁻⁵	1,818 x 10 ⁻⁵	0,7053
100	1,0451	931,8	0,03254	3,342 x 10 ⁻⁵	2,451 x 10 ⁻⁵	2,346 x 10 ⁻⁵	0,7019
150	0,9216	947,6	0,03637	4,164 x 10 ⁻⁵	2,694 x 10 ⁻⁵	2,923 x 10-5	0,7019
200	0,8242	964,7	0,04014	5,048 x 10 ⁻⁵	2,923 x 10 ⁻⁵	3,546 x 10-5	0,7025
300	0,6804	997,1	0,04751	7,003 x 10 ⁻⁵	3,350 x 10 ⁻⁵	4,923 x 10-5	0,7030
400	0,5793	1025	0,05463	9,204 x 10 ⁻⁵	3,744 x 10 ⁻⁵	6,463 x 10 ⁻⁵	0,7023
500	0,5044	1048	0,06148	1,163 x 10 ⁻⁴	4,114 x 10 ⁻⁵	8,156 x 10 ⁻⁵	0,7010
1000	0,3063	1121	0,09198	2,678 x 10 ⁻⁴	5,732 x 10 ⁻⁵	1,871 x 10 ⁻⁴	0,6986
1500	0,2199	1165	0,11901	4,643 x 10 ⁻⁴	7,133 x 10 ⁻⁵	3,243 x 10 ⁻⁴	0,6985
2000	0,1716	1201	0,14705	7,139 x 10 ⁻⁴	8,417 x 10 ⁻⁵	4,907 x 10 ⁻⁴	0,6873

		Calor		Difusividad	Viscosidad	Viscosidad	Número de
Temp.	Densidad	específico	Conductividad	térmica	dinámica	cinemática	Prandtl
T,⁰C	ρ, kg/m ³	C _P , J/kg·K	térmica k,W/m·K	α, m ² /s	µ, kg/m∙s	v, m ² /s	Pr
			Vaj	oor de agua, H2O			
-50	0,9839	1892	0,01353	7,271 x 10 ⁻⁶	7,187 x 10 ⁻⁶	7,305 x 10 ⁻⁶	1,0047
0	0,8038	1874	0,01673	1,110 x 10 ⁻⁵	8,956 x 10 ⁻⁶	1,114 x 10 ⁻⁵	1,0033
50	0,6794	1874	0,02032	1,596 x 10 ⁻⁵	1,078 x 10 ⁻⁵	1,587 x 10 ⁻⁵	0,9944
100	0,5884	1887	0,02429	2,187 x 10 ⁻⁵	1,265 x 10 ⁻⁵	2,150 x 10 ⁻⁵	0,9830
150	0,5189	1908	0,02861	2,890 x 10 ⁻⁵	1,456 x 10 ⁻⁵	2,806 x 10 ⁻⁵	0,9712
200	0,4640	1935	0,03326	3,705 x 10 ⁻⁵	1,650 x 10 ⁻⁵	3,556 x 10 ⁻⁵	0,9599
300	0,3831	1997	0,04345	5,680 x 10 ⁻⁵	2,045 x 10 ⁻⁵	5,340 x 10 ⁻⁵	0,9401
400	0,3262	2066	0,05467	8,114 x 10 ⁻⁵	2,446 x 10 ⁻⁵	7,498 x 10 ⁻⁵	0,9240
500	0,2840	2137	0,06677	$1,100 \times 10^{-4}$	2,847 x 10 ⁻⁵	$1,002 \times 10^{-4}$	0,9108
1000	0,1725	2471	0,13623	3,196 x 10 ⁻⁴	4,762 x 10 ⁻⁵	2,761 x 10 ⁻⁴	0,8639
1500	0,1238	2736	0,21301	6,288 x 10 ⁻⁴	6,411 x 10 ⁻⁵	5,177 x 10 ⁻⁴	0,8233
2000	0.0966	2928	0.29183	1.032 x 10 ⁻³	7.808 x 10 ⁻⁵	8.084 x 10 ⁻⁴	0,7833