UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

Diseño de una herramienta computacional para el análisis del desempeño energético de reactores rotatorios para la producción de cemento

Jesús David Coral Medina

Universidad Nacional de Colombia
Facultada de Ingeniería y Arquitectura
Departamento de Ingeniería Química
Manizales, Colombia
2011

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

Design a computational tool for analysis and performance energetic of rotary kilns for cement production

Jesús David Coral Medina

Universidad Nacional de Colombia

Facultada de Ingeniería y Arquitectura

Departamento de Ingeniería Química

Manizales, Colombia

2011

Diseño de una herramienta computacional para el análisis del desempeño energético de reactores rotatorios para la producción de cemento

Jesús David Coral Medina

Tesis presentada como requisito para optar al título de:

Magister en Ingeniería Química

Director:

Ph.D., M.Sc., Ing. Químico. Miguel Ángel Gómez García

Codirector:

Ph.D., M.Sc., Ing. Químico. Javier Fontalvo Alzate

Intensificación de procesos

Grupo de Investigación en Aplicación de Nuevas Tecnologías

(GIANT)

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería y Arquitectura

Departamento de Ingeniería Química

Manizales, Colombia

2011

A mi madre, quien con su apoyo, inteligencia, ejemplo y visón de la vida marcó en mi destino las palabras, perseverancia, lucha y dedicación. Ella es la fuerza guía que me impulsa a levantarme cada día y seguir adelante…….. y a tu memoria.. **M.I.R.M.**

Agradecimientos

A mis madres, Aura y Juliana, quienes con su constante apoyo, amor y confianza, me han dado fuerzas para seguir adelante. A mi novia, quien con su inmenso apoyo, amor y por su gran compresión, aporto al desarrollo de este trabajo
A mi director Miguel Ángel Gomez, sin su apoyo, aportes y críticas, el desarrollo de este trabajo no hubiera sido posible, pero sobre todo le agradezco la amistad brindada durante todos estos años, esto ha permitido que el trabajo sea más efectivo y ameno. Al grupo de investigación GIANT y todos sus integrantes. A Colciencias y la Universidad Nacional de Colombia por el apoyo económico. A todos mis amigos, especialmente Carlos Manuel, Carlos Andres, Jóse, Pedro, Felipe quienes siempre me han apoyado y animado en la distancia.

Resumen

Un horno/reactor rotatorio es un equipo de gran tamaño, el cual es empleado habitualmente en la producción de cemento. La materia prima para el proceso es mineral sólido rocoso, compuesto por piedra caliza, arcilla y arena, este ingresa en la parte superior del horno. Estos equipos se encuentran inclinados y girando sobre su propio eje, con el fin de facilitar el transporte de los sólidos a través del equipo. En el interior del horno se lleva a cabo un proceso de pirolisis del material sólido que da origen al clinker (compuesto base del cemento). La energía necesaria para efectuar el proceso químico es suministrada por el flujo (flujo en contra corriente al movimiento de los sólidos) de una mezcla de gases calientes productos de la combustión entre el aire y un combustible. Las condiciones de operación, v.g., Temperaturas por encima de 1000K, dimensiones del equipo: diámetros mayores a 1.5 m y longitudes alrededor de 40 m, dificultan un análisis experimental del desempeño de estos equipos.

El objetivo de esta Tesis es desarrollar una herramienta computacional que permita simular el comportamiento del equipo y así evaluar su gasto energético. El modelo matemático del horno rotatorio tiene en cuenta: el movimiento de material sólido dentro del horno, balances de materia y energía en la fase sólida y en la fase gas, proceso reactivo en la fase sólida y en la fase gas, fenómenos de transferencia de materia energía entre el lecho de sólidos, gases de combustión y las paredes internas del horno rotatorio, y reducción del flujo de material sólido. La herramienta computacional se probó, simulando un horno rotatorio de una empresa cementera ubicada en Colombia. Los resultados de composiciones másicas a la salida del horno obtenidos de las simulaciones se confrontaron con mediciones experimentales, encontrándose que la máxima diferencia entre ellos es del 7%.

Con base en las simulaciones realizadas, se efectuó una “auditoria” energética, la cual se llevo a cabo mediante el enfoque entrada-salida sobre el horno rotatorio, A partir de los resultados obtenidos se estimó la eficiencia energética y exergética del proceso, encontrándose la eficiencia exergética es una medida adecuada del uso de la energía en el horno. Para mejorar la eficiencia exergética del proceso y disminuir el consumo de energía del proceso, se planteó instalar una segunda coraza alrededor del horno y así recuperar parte de la energía que este pierde por la coraza.

La herramienta computacional se desarrollo en Matlab® y puede ser implementada para diferentes hornos rotatorios, convirtiéndose en un instrumento útil para llevar a cabo análisis y optimización de hornos rotatorios.

Palabras clave: Horno rotatorio; Modelamiento y simulación; Energía; Exergía; Reducción del consumo energético.

Abstract

A kiln/rotary reactor is a large equipment, which is commonly used in cement production. The raw material for the process is rock solid mineral, composed of limestone, clay and sand that enters the top of the oven. These equipments .These equipments are tilted and rotating on its axis, in order to facilitate the transport of solids through them. In the kiln is carried out a process of pyrolysis of solid material that gives rise to clinker (cement-based compound). The energy required to perform the chemical process is supplied by the flow (stream flow against the movement of solids) of a mixture of hot gases of combustion products between air and fuel. Operating conditions (temperatures above 1000K, equipment dimensions: diameter greater than 1.5 m and length about 40 m, difficult experimental analysis of the performance of these equipments.

The objective of this thesis is to develop a computational tool to simulate the behavior of the kiln rotary and assess its energy consumption. The mathematical model of rotary kiln takes in account: the movement of solids in the kiln, material and energy balances in the solid phase, transfer phenomena energy between the bed of solids, combustion gases and the inner walls of the kiln and solid/gas phase reactions, and reduced flow of solid material. The computational tool was tested by simulating a rotary kiln of a cement company located in Colombia. The results of mass composition at the kiln outlet obtained from the simulations were compared with experimental measurements; we found that the maximum difference between them is 7%.

From the simulations, was made a “audit” energy, which as carried out by focusing on input-output rotary kiln. Based on the results of estimated energy and exergetic efficiency of the process, being the second law efficiency is an appropriate measure of energy in the rotary kiln. To improve the exergetic efficiency of the process was proposed to install a second shell around the kiln and recover part of the energy it loses by the shell.

The computational tool developed in MatLab® and can be implemented for different kilns, making it a useful tool to perform analysis and optimization of rotary kilns.

Key words: Rotary kiln; Modeling and simulation; Energy audit; Energy; Exergy; Reduction of energy consumption; Transport phenomena equations

Contenido

Lista de Figuras

Lista de Tablas

Introducción

1. Hornos rotatorios y producción de cemento en Colombia 23

Resumen 23

Introducción 24

1.1 Clasificación del cemento 26

1.2 Producción de cemento en Colombia 28

1.2.1 Tipo de cemento producido en Colombia 28

1.2.2 Tipo de combustible y procesos de producción de cemento utilizados en Colombia 30

1.3 Modelamiento y simulación del proceso de producción de cemento 31

1.4 Alcances y objetivos de esta Tesis 32

2. Estimación del Tiempo de residencia y Altura de Sólidos en el Interior de Hornos Rotatorios 33

Resumen 33

Introducción 34

2.1 Movimiento de sólidos en el interior del horno rotatorio 35

2.1.1 Determinación del régimen de movimiento para el caso de estudio analizado 37

2.2 Modelos para el cálculo del tiempo de residencia en hornos rotatorios 38

2.2.1 Tiempo de residencia (TR) en hornos ligeramente cargados. Ecuación de *Sullivan et al., (1927)* 38

2.2.2 Tiempo de residencia (TR) en hornos con altura de lecho constante. Ecuación de *Saeman (1951)* 39

2.2.3 Ecuación de *Chatterjee (1983)* para el cálculo del TR en hornos con restricciones a la salida 39

2.3 Estimación de la profundidad del material sólido 41

2.3.1 Modelo riguroso 41

2.3.1.1 Variación del área ocupada por el material sólido (A_s) 42

2.3.1.2 Estimación del caudal del material sólido (q_s) 44
2.3.1.3 Estimación del radio de giro de sólidos (r_o) 44
2.4 Corrección a la ecuación de *Saeman (1951)* 46
2.5 Resultados 47
2.6 Conclusiones 53

3. Modelamiento y Simulación del Horno Rotatorio 55

Resumen 55
Introducción 56
3.1 Cinética de las reacciones de producción de cemento 57
3.1.1 Cinética de calcinación del carbonato de calcio 58
3.1.2 Parámetros cinéticos de las reacciones de producción de clinker 60
3.1.3 Parámetros cinéticos de las reacciones en fase gas 61
3.2 Descripción del modelo matemático del horno rotatorio 64
3.2.1 Balances de materia y energía en la fase sólida 65
3.2.1.1 Fundición de material sólido y revestimiento sobre el horno 68
3.2.2 Balances de materia y energía en la fase gas 69
3.2.3 Transferencia de calor entre los gases calientes, material sólido y las paredes internas el horno 70
3.3 Datos de planta 73
3.4 Método numérico de solución del modelo 75
3.5 Resultados 76
3.6 Conclusiones 83

4. Análisis energético y exergético del horno rotatorio 85

Resumen 85
Introducción 86
4.1 Descripción y planteamiento del problema 87
4.2 Análisis energético 89
4.2.1 Balance de Materia 90
4.2.2 Balance de Energía 92
4.2.3 Exergía 93
4.2.3.1 Ambiente de referencia para cálculos exergéticos 93
4.2.3.2 Estado muerto 94

4.2.3.3 Algunas otras consideraciones útiles sobre la exergía 95
4.2.3.4 Definición de exergía termo-mecánica 95
4.2.3.5 Definición de exergía química 96
4.2.4 Balance de exergía 98
4.3 Determinación de eficiencias 100
4.3.1 Eficiencia energética 100
4.3.2 Eficiencia exergética 100
4.4 Evaluación de las pérdidas energéticas a través de la coraza del horno 101
4.4.1 Algoritmo para determinar la temperatura de la coraza externa 103
4.4.2 Correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor por convección desde la coraza 104
4.5 Resultados 105
4.6 Conclusiones 119

5. Conclusiones generales y Perspectivas 121

Apéndice A. Análisis de la disminución del tamaño de una partícula de combustible 123
A1 Difusión a través de la capa de cenizas como etapa controlante 124
A2 Reacción química como etapa controlante 127
A3 Balances de energía 128
A4 Parámetros y Reacciones 129
A5 Resultados 130
A6 Conclusiones 132

Apéndice B 133

Bibliografía 137

Contenido

Lista de Figuras

Figura 1.1: Diagrama de flujo de producción de cemento----------24
Figura 1.2: Esquema de un horno rotatorio y flujos de entrada y salida----------25
Figura 1.3: Producción nacional de cemento gris----------28
Figura 1.4: Capacidad instalada de las plantas productoras de cemento--------29
Figura 2.1: Esquemas de los diferentes régimenes de movimiento de material sólido al interior de un horno rotatorio----------35
Figura 2.2: Capa activa y estacionara en el movimiento *Rodante*----------37
Figura 2.3: Perfil del flujo de sólidos----------40
Figura 2.4: Movimiento de partículas sólidas debido a la rotación----------42
Figura 2.5: Diagrama para relacionar θ con otras variables----------43
Figura 2.6: Discretización de la longitud del horno rotatorio----------43
Figura 2.7: Profundidad del lecho de sólido con la posición en horno----------48
Figura 2.8: Variación del error en función de la longitud----------49
Figura 2.9: Variación del **TR** a diferentes velocidades de alimentación----------49
Figura 2.10: TR experimental en función de la velocidad de alimentación-------50
Figura 2.11: Perfil de altura desarrollado por el material sólido----------52
Figura 3.1: Datos experimentales y ecuaciones cinéticas propuestas----------59
Figura 3.2: Esquema de variables involucradas en el movimiento de material sólido en un horno rotatorio----------65
Figura 3.3: Esquema de un horno rotatorio. Modelo unidimensional----------66
Figura 3.4: Esquema de las resistencias térmicas en un horno rotatorio--------73
Figura 3.5: Algoritmo del método del disparo----------75
Figura 3.6: Variación de la constante de reacción con la temperatura----------76
Figura 3.7: Perfiles de composiciones másicas de reactivos a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y datos de planta----------77
Figura 3.8: Perfiles de composiciones másicas de productos a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y datos de planta----------78
Figura 3.9: Perfil de temperatura de sólidos y gases en función de la longitud-79
Figura 3.10: Energía liberada o requerida por el lecho de sólidos---------80
Figura 3.11: Material fundido e incremento del espesor de material incrustado--81
Figura 3.12: Perfiles de composiciones másicas de los gases a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y datos de planta----------82
Figura 3.13: Variación del flujo de sólidos a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y dato de planta----------83
Figura 4.1: Diagrama del proceso de producción de cemento----------87
Figura 4.2: Esquema horno rotatorio y corrientes involucradas en el proceso--88
Figura 4.3: Esquema de una planta generadora de energía----------94

Figura 4.4: Sistema cerrado que intercambia energía con el ambiente--------95
Figura 4.5: Esquema de capas aislantes en un horno rotatorio (Izquierda). Instalación de capas de material aislante en un horno rotatorio (derecha).-------101
Figura 4.6: Analogía de resistencias eléctricas, con la transferencia de calor por conducción entre las paredes del horno----------103
Figura 4.7: Eficiencia exergética a diferentes temperaturas de alimentación de combustible. Mezcla oxidante: Aire a T=298.15K----------107
Figura 4.8: Temperatura adiabática de llama a diferentes temperaturas de alimentación de combustible y diferentes relaciones de exceso. Mezcla oxidante: Aire a T=298.15K----------18
Figura 4.9: Radio de aislamiento y punto de operación para las secciones del horno rotatorio bajo estudio. Izquierda superior: Zona 1; Derecha superior: Zona 2. Inferior Centrada: Zona 3----------113
Figura 4.10: Instalación de una segunda coraza sobre el horno rotatorio------115
Figura 4.11: Perfil de temperatura de aire en función de la longitud----------116
Figura 4.12: Temperatura de salida del aire en función de la velocidad--------116
Figura 4.13: Calor perdido y recuperado en función de la velocidad del aire----117
Figura 4.14: Temperatura externa de la segunda coraza----------118
Figura A1: Concentración de gas en una partícula reactante cuando la etapa controlante es la difusión a través de la capa de cenizas----------125
Figura A2: Representación del perfil de concentración de gas en una partícula reactante cuando la etapa controlante es la reacción química----------127
Figura A3: Avance de la reacción en función del tiempo de reducción de radio de partícula----------131
Figura A4: Incremento de la temperatura de partícula con el tiempo----------131

Lista de Tablas

Tabla 1.1: Clasificación del cemento de acuerdo con su composición----27
Tabla 1.2: Capacidad instalada de producción de cemento en Colombia------29
Tabla 1.3: Combustible usado y procesos realizados en Colombia--------30
Tabla 2.1: Número (*Fr)* y régimenes de movimiento de material sólido--------36
Tabla 2.2: Dimensiones y parámetros de operación del un horno rotatorio-----37
Tabla 2.3: Condiciones iniciales del sistema de ecuaciones (2.10-2.14-2.16)-47
Tabla 2.4: Parámetros de operación reportados por Saeman (1951)---------47
Tabla 2.5: Parámetros del horno a escala piloto (X. Y. Liu & Specht, 2006)--47
Tabla 2.6: Error entre mediciones experimentales y simulaciones----------51
Tabla 3.1: Reacciones y calores de reacción estándar de sólidos----------58
Tabla 3.2: Parámetros cinéticos-reacción de calcinación de $CaCO_3$-----59
Tabla 3.3: Parámetros cinéticos de las reacciones de clinkerización Tipo I---62
Tabla 3.4: Reacciones consideradas para la fase gaseosa
Tabla 3.5: Condiciones de iniciales para resolver el modelo matemático del horno rotatorio----------70
Tabla 3.6: Dimensiones y parámetros de operación del horno rotatorio a simular----------74
Tabla 3.7: Flujos y composiciones de entrada al horno rotatorio----------74
Tabla 4.1: Reacciones de clinkerización----------88
Tabla 4.2: Reacciones en fase----------89
Tabla 4.3: Corrientes de entrada y salida del horno rotatorio----------90
Tabla 4.4: Dimensiones del horno rotatorio analizado----------91
Tabla 4.5: Balance de materia realizado sobre el horno rotatorio----------91
Tabla 4.6: Condiciones del ambiente de referencia----------97
Tabla 4.7: Parámetros de las capas aislantes del horno----------102
Tabla 4.8: Relación de flujos en un horno rotatorio----------106
Tabla 4.9: Balance de energía realizado sobre el horno rotatorio----------109
Tabla 4.10: Balance de exergía realizado sobre el horno rotatorio----------111
Tabla 4.11: Temperatura de coraza y calor perdido a través de coraza-----112
Tabla 4.12: Análisis energético con la segunda coraza sobre el horno--------119
Tabla A1: Reacciones tomadas en cuenta en la fase gas----------129
Tabla A2: Parámetros utilizados para el análisis del comportamiento de las partículas de combustible----------130
Tabla B1: Datos termodinámicos de los compuestos involucrados en el proceso de producción de cemento----------134

Lista de Tablas

Lista de Símbolos y abreviaturas

Símbolo	Término	Unidad SI
A	Área ocupada por el material sólido o los gases	m^2
A_T	Área de transferencia de calor por conducción, convección ó radiación	m^2
A_p	Área superficial de partícula	m^2
B	Coeficiente estequiométrico de reacción	
B_s	Factor pre-exponencial, reacción en fase gas	$\frac{\mathrm{m}^3}{\mathrm{kg\ s}}$
C_p	Capacidad calorífica	$\frac{\mathrm{J}}{\mathrm{kg\ K}}$
D_{Hi}	Diámetro interno del horno rotatorio	m
D_p	Diámetro de partícula	m
E	Energía de activación reacciones de producción de clinker	$\frac{\mathrm{J}}{\mathrm{mol}}$
F_s	Velocidad de alimentación másica	$\frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{s}}$
G	Gravedad	$\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{s}^2}$
G_r	Número de Grashoff	
H	Entalpia Total	J
h	Entalpia específica	$\frac{\mathrm{J}}{\mathrm{mol}}$
h_c	Coeficiente de transferencia de energía por convección	$\frac{\mathrm{W}}{\mathrm{m}^2\ \mathrm{K}}$
h_s	Altura del material sólido	m
ΔH_i	Calor de reacción de la especie i	$\frac{\mathrm{J}}{\mathrm{mol}}$
K_o	Factor pre-exponencial de las reacciones de producción de clinker	$\frac{\mathrm{m}^3}{\mathrm{kg\ s}}$
L	Longitud del horno	m

Símbolo	Termino	Unidad SI
m_g	Masa inicial de partícula	kg
M_i	Peso molecular del componente i	$\frac{\text{g}}{\text{mol}}$
N	Flujo molar del compuesto i	$\frac{\text{mol}}{\text{s}}$
N_u	Numero de Nusselt	
P	Pared	
P_r	Número de Prandtl	
P_{O_2}	Presión de equilibrio de O_2	Atm
Q	Transferencia de calor	
q_s	Caudal de alimentación del material sólido	$\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$
R	Radio de movimiento de partículas	m
r_c	Radio de partícula en un instante cualquiera de tiempo	
R_e	Número de Reynolds	
R_g	Constante universal de los gases	$\frac{\text{J}}{\text{mol K}}$
r_{Hi}	Radio interno del horno	m
R_i	Velocidad de reacción, para la fase sólida y para la fase gas	
r_i	Velocidad de reacción de combustión de carbón	
r_o	Radio mínimo de movimiento de partículas	m
r_p	Radio de partículas de combustible	m
S	Entropía total	$\frac{\text{J}}{\text{K}}$
s	Entropía específica	$\frac{\text{J}}{\text{mol K}}$
T	Temperatura de la fase sólida o de la fase líquida	K
T	Tiempo de residencia	s
U	Energía interna	J
U	Energía interna específica	$\frac{\text{J}}{\text{mol}}$
u_g	Velocidad del aire que circula por la segunda coraza	$\frac{\text{m}}{\text{s}}$

Símbolo	Termino	Unidad SI
V	Volumen interno del horno	m^3
$\boldsymbol{V}$	Velocidad	$\frac{m}{s}$
V	Volumen específico	$\frac{m^3}{kg}$
W	Trabajo	
Y	Composición másica de la especie i	
X	Conversión	
Z	Variable que indica la posición axial dentro del horno	

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Termino	Unidad SI
β:	Ángulo de inclinación del horno.	grados
Θ	Ángulo de reposo del material sólido	Grados
ξ	Longitud adimensional	
ρ	Densidad del material sólido o de los gases	$\frac{kg}{m^3}$
η	Eficiencia térmica o exergética	
k	Conductividad térmica	$\frac{W}{m\,K}$
μ	Viscosidad	$\frac{kg}{m\,s}$
ω	Velocidad de giro del horno	r.p.m
σ	Constante de Stefan-Boltzmann	$\frac{J}{K}$
Ɗ	Difusividad	
Ψ	Exergía total	J
ψ	Exergía específica	$\frac{J}{mol}$
ε	Emisividad	
ξ	Porosidad de la partícula	
ς	Tortuosidad de la partícula	

Subíndices

S	Solidos
A	Oxígeno
alr	Alrededores
B	Carbón
conv	Convección
cor	Coraza
e	Entrada
G	Gases
o	Inicial
P	Pared
p	Partícula
rad	Radiación
s	Salida

Superíndices

CH	Exergía Química
D	Destrucción de exergía
e	Ambiente de referencia
TM	Termomecánica
o	Estado estándar

Introducción

Los hornos rotatorios (reactores químicos) son equipos de gran tamaño; su geometría es análoga a un cilindro hueco. Se encuentran inclinados, girando sobre su propio eje y provisto de diferentes capas de material aislante. En Colombia se utilizan principalmente para la producción de clinker (componente base del cemento).

En el proceso de clinkerización, la materia prima es piedra caliza, arena y arcilla, la cual es triturada y precalentada antes de ingresarla al horno rotatorio. Las reacciones de clinkerización son principalmente endotérmicas, por lo tanto es necesario suministrar energía al proceso para que puedan ocurrir. En el contexto nacional, el carbón es el combustible más utilizado, seguido del petro-coque y del gas natural.

Las dimensiones de un horno rotatorio varían de acuerdo con cada proceso, sin embargo, generalmente, la longitud está comprendida entre 40m-70m, diámetro interno entre 1.4m-3m (Kuni et al., 1998; Kunni & T Chisaki, 2008). Las condiciones de operación son bastante particulares, especialmente la temperatura. En el interior de un horno rotatorio la temperatura sobrepasa los 1000K (Varnas, 1995; Veranth et al., 1997; Liet al., 2005). Lo cual sumado a las características propias de un proceso productivo, hacen muy difícil y en ocasiones inviable un estudio experimental de este tipo de equipos.

Por lo tanto, la simulación de hornos rotatorios ha cobrado especial interés en los últimos años (Duchesne et al., 1996; Huang et al., 2006; Mastorakos et al., 1999; K.S. Mujumdar & Ranade, 2008). Mediante herramientas computacionales se puede comprender el comportamiento y el desempeño de estos equipos a partir de las condiciones y parámetros de operación, como longitud, diámetro, ángulo de inclinación, velocidad de giro, tipo de materia prima a procesar, tipo de combustible, entre otras.

Para realizar una simulación adecuada se debe tener en cuenta el movimiento del material sólido, el proceso reactivo en la fase sólida y en la fase gas, transferencia de energía entre el lecho de sólidos-gases calientes y paredes internas del equipo.

En este trabajo se presenta la simulación de un horno rotatorio de una empresa cementera colombiana, a partir de un modelo unidimensional (Martins et al., 2001; Mujumdar& Ranade, 2006). El modelo descrito tiene en cuenta el movimiento de material sólido dentro del horno, la reducción de flujo del material sólido, reacciones químicas en la fase gas y en la fase sólida, fenómenos de transferencia de materia y energía entre los gases de combustión, el lecho de sólidos y las paredes internas del horno.

Los resultados obtenidos se confrontaron con mediciones en planta, encontrándose que la desviación máxima entre los datos de planta y los datos predichos por las simulaciones fue del 7%.

A partir de las simulaciones realizadas, se utilizó el enfoque entrada-salida, para realizar una “auditoria” energética del proceso de clinkerización, buscando reducir el consumo energético en el horno rotatorio, el cual es el equipo que más energía consume en el proceso de producción de cemento (Chakrabarti, 2002; Utlu et al., 2006).

Mediante la instalación de una segunda coraza sobre el horno rotatorio (Engin & Ari, 2005), se logró recuperar cerca del 30% de la energía que se perdía a través de las paredes internas del horno rotatorio.

1. Hornos rotatorios y producción de cemento en Colombia

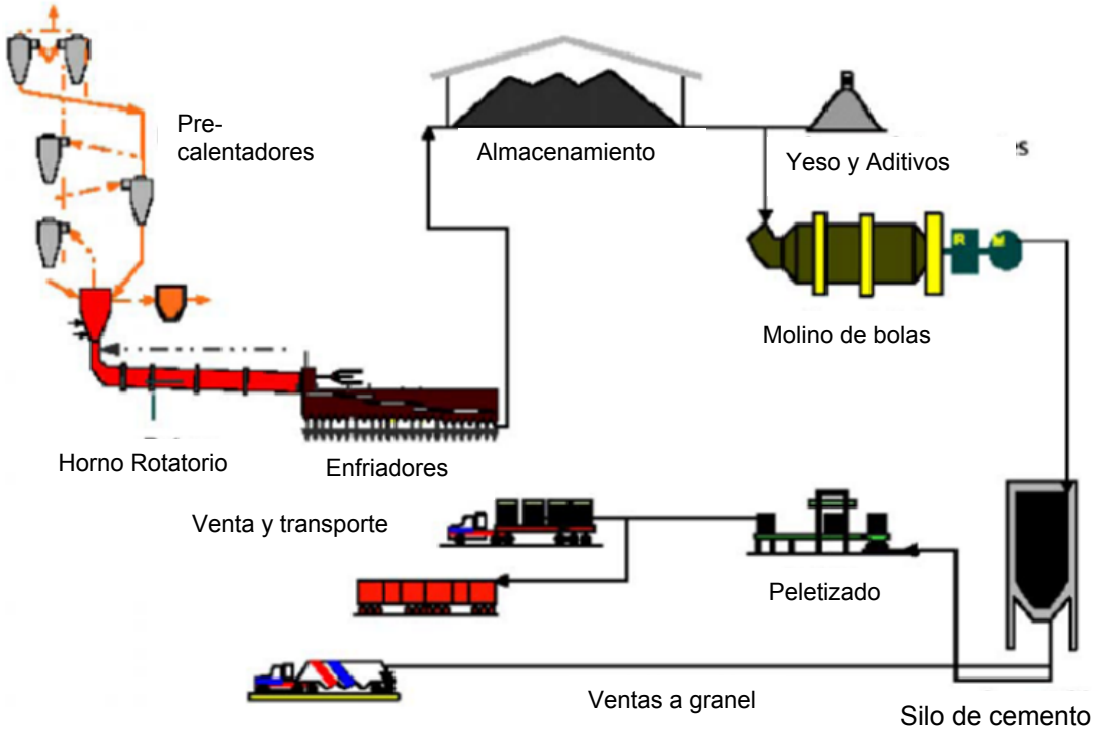
Resumen

La producción de clinker-componente base del cemento-se lleva a cabo habitualmente en hornos/reactores rotatorios. En este capítulo se describe su funcionamiento. Dependiendo de la materia prima a procesar y las especificaciones de proceso, se pueden obtener diferentes tipos de clinker. Se presenta aquí la clasificación del clinker de acuerdo con la composición final y la norma ASTM 150. Para comprender la influencia parámetros de operación (tales como flujo de alimentación, velocidad de rotación, ángulo de inclinación, entre otros) se plantea el uso de una herramienta computacional que, a partir de modelos matemáticos, permita predecir el desempeño del horno rotatorio. Se describen las características de los modelos, así como las implicaciones de sus simplificaciones. Finalmente se describe los alcances y objetivos de esta Tesis.

Introducción

El cemento es una mezcla de sustancias adhesivas capaz de unir fragmentos de materia para formar una estructura compacta. Sus características hidráulicas, de resistencia a la tracción, humedad, agentes químicos, entre otros, le confieren a este material un especial atractivo en la industria de la construcción. Su producción se lleva a cabo a partir de piedra caliza y arcilla a temperaturas cercanas a los 1723K. En la Figura 1.1, se presenta un diagrama del proceso de producción de cemento.

Figura 1.1. Diagrama de flujo de producción de cemento. Adaptado de Camdali et al., (2004)

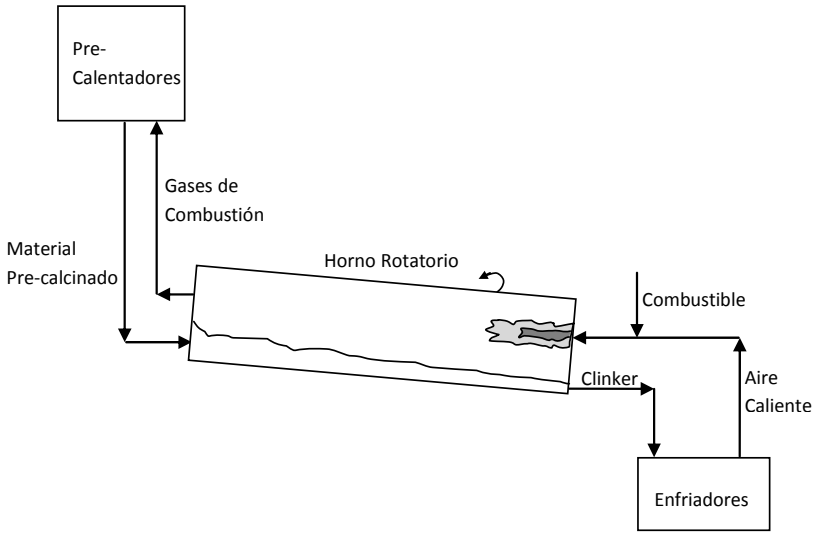


El material sólido rocoso, que consta de piedra caliza, arcilla y arena, es molido generalmente en un molino de bolas y precalentado en una serie de intercambiadores de calor tipo ciclón. La energía contenida en los gases de combustión que salen del horno es usada en el pre-calentamiento del material sólido. El incremento en la temperatura del material sólido genera una pre-calcinación – entre 40% y el 50% - antes de ingresar al horno (Ar & Dogu, 2001; Boateng, 2008). Dentro del horno rotatorio se lleva a cabo la producción de clinker – componente base del cemento – estos equipos se encuentran

inclinados y girando sobre su propio eje con el fin de facilitar el transporte del material solido a través del horno. Los hornos rotatorios son de gran tamaño (longitudes superiores a 30m y diámetros internos mayores de 1.5m), están revestidos de diversas capas de material aislante térmico y tienen instalado el quemador en la sección final del equipo. Las dimensiones varían de acuerdo a cada proceso productivo y el tipo de materia a procesar, sin embargo la relación diámetro-longitud es bastante baja (Kunni & T Chisaki, 2008).

Las reacciones dentro del horno rotatorio que dan origen al clinker son principalmente de carácter endotérmico, estas ocurren en fase homogénea sólido-sólido, líquido-líquido y en fases heterogéneas sólido-liquido, gas-líquido. La energía necesaria para el avance de las reacciones es suministrada por gases calientes producto de la oxidación de un combustible apropiado (generalmente carbón) y el oxígeno contenido en el aire; estos ingresan en la zona inferior del horno (quemador). El clinker es enfriado en una batería de enfriadores que utilizan aire como medio enfriador. El aire caliente que sale de los enfriadores ingresa al horno rotatorio (con el fin de mejorar la combustión). Al clinker se le adiciona yeso y agregados como sulfato de calcio para dar origen al cemento, el cual es almacenado para su posterior distribución. En la en la Figura 1.2 se presenta el esquema de un horno rotatorio y las corrientes involucradas.

Figura 1.2 Esquema de un horno rotatorio y flujos de entrada y salida



En la Figura 1.2 se puede ver como el material sólido ingresa en la parte superior del horno rotatorio y la mezcla combustible-aire en la zona inferior, donde se encuentra el quemador, por lo que el flujo entre la fase sólida y la fase gas es en contra-corriente. La baja tasa de transferencia de energía entre el lecho de sólidos y el gas caliente origina una distribución no uniforme de temperatura al interior del horno, lo que sumado a la transferencia (pérdida) de energía a través de las paredes del mismo, ocasionan una baja eficiencia energética de estos equipos y elevada perdida de energía en forma de calor a través de las paredes del horno.

Para minimizar esta última, se han propuesto diferentes esquemas que, en general, utilizan diferentes materiales refractarios para el aislamiento térmico del equipo. Tal tipo de elementos definen en cierta medida los costos del equipo, aunque los costos asociados con otros equipos auxiliares (tales como los motores que permiten el movimiento rotatorio del equipo, los ventiladores que inducen el movimiento de aire dentro del horno) tienen marcada influencia. En general, la eficiencia de la transferencia de calor corresponde a uno de los parámetros clave en la elección de un equipo a nivel industrial de acuerdo con el proceso a desarrollar.

Teóricamente para producir una tonelada de cemento clinker se requiere de 1.6GJ de energía (Carvalho & Madivate,1999). Sin embargo, debido a las irreversibilidades del proceso y del tipo de proceso efectuado, i.e. vía seca o vía húmeda, el consumo energético puede variar. En el proceso en vía sea, el material sólido es molido y cargado directamente al horno rotatorio, mientras que el proceso vía húmeda el material sólido es mezclado con agua y se carga al horno rotatorio en forma de lodo. En promedio, un proceso vía seca consume 4 GJ de energía por cada tonelada de clinker producido, en cambio, el proceso vía húmeda puede llegar a consumir 8 GJ de energía por cada tonelada producida. De acuerdo con elevado consumo de energía de estos equipos, la disminución y/o recuperación de energía de estos sistemas es fundamental para su viabilidad económica, convirtiéndose en un desafío permanente para ingenieros de proceso y de diseño.

1.1 Clasificación del cemento

De acuerdo con la norma ASTM 150-95 (Hewlett et al., 1997), el cemento se clasifica, dependiendo de la composición, en cinco diferentes tipos tal como se presenta en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Clasificación del cemento de acuerdo a su composición (Norma ASTM 150)

Tipo	Designación ASTM	Composición (%)			
		C_3S	C_2S	C_3A	C_4AF
I	Propósito general	50	24	11	8
II	Moderada resistencia a sulfatación Moderado calor de hidratación	42	22	5	13
III	Elevada fuerza	60	13	9	8
IV	Bajo calor de hidratación	26	50	5	12
V	Resistente a la sulfatación	40	40	4	9

$C_3S = (CaO)_3.SiO_2$. $C_2S = (CaO)_3.SiO_2$. $C_3A = (CaO)_3.Al_2O_3$. $C_4AF = (CaO)_4.Al_2O_3.Fe_2O_3$

El cemento Tipo I es utilizado en lugares en los cuales la estructura no va a estar expuesta a ataques fuertes de sulfatos (provenientes del agua o del suelo) o cuando no va a producirse un incremento importante en la temperatura. Este tipo de cemento es el más utilizado. El cemento Tipo II, se utiliza cuando la estructura va a ser sometida a ataques moderados de sulfatos, como por ejemplo en tuberías de aguas residuales. El Tipo III tiene una resistencia de corto periodo de tiempo. El Tipo IV es un cemento que se utiliza en grandes estructuras, como por ejemplo las represas eléctricas. El tipo V es un cemento altamente resistente a los sulfatos, se utiliza en estructuras de tratamiento de aguas residuales o estructuras expuestas a corrientes de aguas marinas.

La composición másica típica del clinker se discrimina de la siguiente manera: 67% de CaO, 22% de SiO_2, 5% de Al_2O_3, 3% de Fe_2O_3 y 3% de otros componentes. Las fases que se encuentran principalmente son velita, alita, alúmina y ferrita Emeritus (1997). La *alita* es el principal componente del cemento clinker Portland, la cual constituye entre un 50-70%. Está presente como silicato tricálcico (**C_3S**), reacciona rápidamente con agua y es la fase que principalmente aporta al desarrollo de la resistencia temprana del cemento (generalmente en los primeros 28 días). La *belita* constituye entre el 15%-30% del cemento clinker Portland, el silicato dicálcico (**C_2S**) en fase β[1] conforma principalmente esta fase. Reacciona lentamente con el agua y contribuye ligeramente a la resistencia temprana del cemento pero, con pasar del tiempo, es la fase que mas aporte tiene sobre la resistencia duradera del cemento. La *alúmina* constituye entre el 5%-10% del cemento clinker Portland. Está presente como aluminato tricálcico (**C_3A**). Esta fase reacciona rápidamente con agua, siendo la responsable del rápido fraguado de algunos cementos. Para controlar la velocidad de fraguado generalmente se adiciona yeso. Finalmente, la *ferrita* constituye entre un 5%-15% del cemento clinker Portland. Esta presente como alúmino-ferrito tetracálcico

[1] Una información detallada de la descripción de las fases del cemento se puede encontrar en Emeritus (1997)

(**C_4AF**), su velocidad de reacción de hidratación con el agua es variable, sin embargo, inicialmente es bastante rápida, disminuyendo con el paso del tiempo. Es el responsable de la reducción en la temperatura de clinkerización del cemento en el proceso de producción.

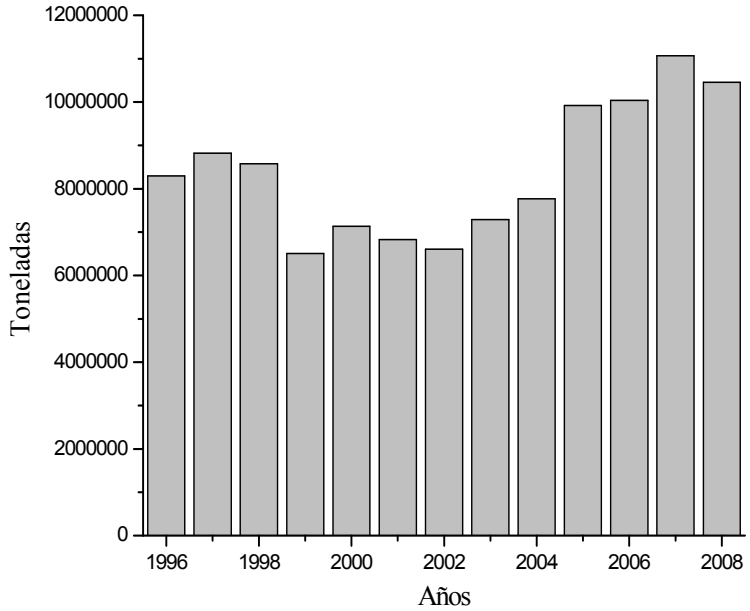
1.2 Producción de cemento en Colombia

1.2.1 Tipo de cemento producido en Colombia

En Colombia, el principal cemento producido es el cemento gris, el cual tiene como clasificación base la de un clinker tipo I (ver Tabla 1.). La producción de cemento en el país va de la mano con el desarrollo de la infraestructura vial y el sector de la construcción, principalmente

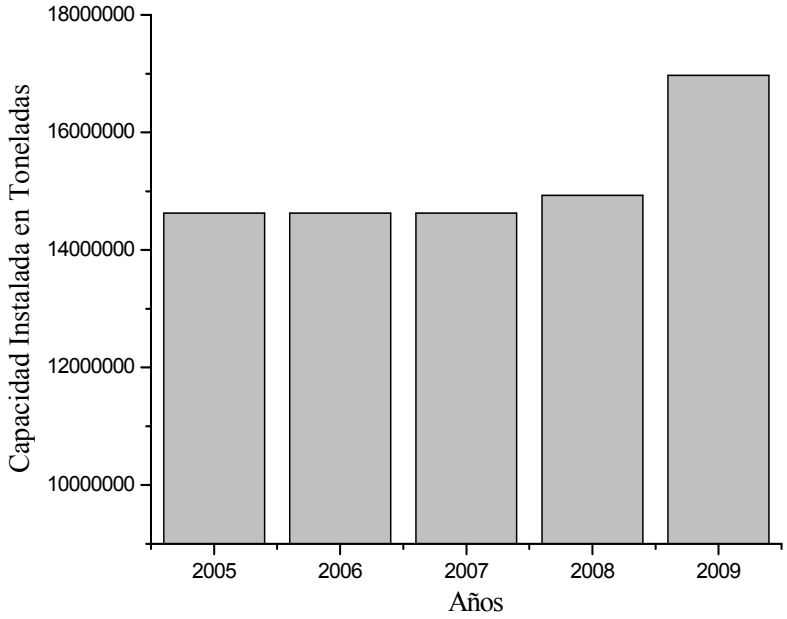
En la Figura 1.3, se presenta la tendencia de producción de cemento entre los años 1996 y 2009. La Figura 1.3 muestra como el incremento en la producción de cemento en Colombia ha tenido un crecimiento notable, pasando de las 8 millones de toneladas en el año 1998 a cerca de 11 millones en el año 2009. El incremento en la producción de cemento, ha originado que la capacidad instalada en el país se incremente. En la Figura 1.4, se presenta el crecimiento de la capacidad instalada del país.

Figura 1.3. Producción nacional de cemento gris[2]



[2] Información tomada de: www.icpc.org.co. Pagina no disponible en la actualidad.

Figura 1.4. Capacidad instalada de las plantas productoras de cemento[3]



En la Figura 1.4, se puede ver como en los años 2005 a 2007 se mantuvo constante la capacidad instalada de producción de cemento, ya que la producción en este intervalo de tiempo no sufrió un incremento considerable (ver Figura 1.3), en el año 2008 se presenta un incremento leve en la capacidad instalada, mientras que en el año 2009, la capacidad instalada paso de 15 millones de toneladas a 17 millones de toneladas aproximadamente. En la Tabla 1.2 se presenta la discriminación de la capacidad instalada por grupos empresariales en Colombia.

Tabla 1.2. Capacidad instalada de producción de cemento en Colombia en porcentajes[4]

Empresa	Porcentajes				
	2005	2006	2007	2008	2009
Grupo Argos	62.3	62.3	62.3	61.1	65.4
Holcim	10.3	10.3	10.3	10.0	8.9
Cemex	27.2	27.2	27.2	26.7	23.7
Otros	0.2	0.2	0.2	2.2	2.0

El principal productor de cemento en el país es el Grupo Argos, el cual cuenta con el c.a. 65% de la capacidad total instalada en el territorio nacional, seguido por Holcim y Cemex, los cuales aportan en promedio el 10% y 27%, respectivamente, dejando una mínima participación a empresas como: Cementos Tequendama, Cementos de Oriente, Cementos Unión, entre otras.

[4] Datos tomados de. www.icpc.org.co pagina actualmente fuera de servicio

1.2.2 Tipo de combustible y procesos de producción de cemento utilizados en Colombia

Tabla 1.3. Combustible usado y procesos realizados en las plantas cementeras de Colombia[5]

Compañía	Ubicación	Proceso	Combustible
Argos-Tolcemento	Toluviejo-Sucre	Seco	Carbón
Argos-Caribe	Barranquilla-Atlántico	Húmedo	Carbón, gas y petro-coque
Argos-Nare	Puerto Nare-Antioquia	Húmedo	Carbón
Argos-Valle	Yumbo-Valle del Cauca	Húmedo	Carbón
Argos-El Cairo	Montebello-Antioquia	Húmedo	Carbón
Argos- Planta Paz del rio	Belencito-Boyacá	Seco	Carbón
Argos-Rioclaro	Sonsón-Antioquia	Seco	Carbón
Argos-Colclinker	Cartagena-Bolívar	Húmedo	Carbón y gas
Cemex-Bucaramanga	Bucaramanga-Santander	Seco	Carbón
Cemex-caracolito	Buenos Aires-Tolima	Seco	Carbón
Cemex-N.de Santander	Pamplona-N. de Santander	Seco	Carbón
Cemex-La Calera	La calera-Cundinamarca	Seco	Carbón
Holcim	Nobsa-Boyaca	Seco	Carbón
Planta San gil	San gil.-Santander	Seco	Carbón
Planta Betania	Betania-Cundinamarca	Seco	Carbón
Planta Sabanagrande	Sabanagrande-Atlántico	Seco	Carbón
Cementos Tequendama	Suesca-Cundinamarca	Seco	Carbón
Cementos de Oriente	Sogamoso-Boyacá	Seco	Carbón

[5] Datos tomados de. www.icpc.org.co pagina actualmente fuera de servicio

En la Tabla 1.3 presenta las diferentes plantas productoras de cemento, su localización geográfica, el proceso llevado a cabo, y el tipo de combustible empleado. En Colombia, la principal fuente de combustible para el proceso de producción de cemento es el carbón, seguido del gas y del petro-coque. Por otra parte, el proceso más empleado en las plantas cementeras instaladas en el país es el proceso en seco el cual es más económico en términos energéticos.

1.3 Modelamiento y simulación del proceso de producción de cemento

Tal como se presentó en las Figuras 1.1 y 1.2, en el extremo superior del horno rotatorio ingresa la materia prima pre-calcinada a una temperatura aproximada de 1073K. En la parte inferior se alimenta combustible con aire caliente. El aire caliente proviene de los enfriadores del producto. La combustión se lleva a cabo entre el combustible y el oxígeno contenido en el aire, generando una mezcla de gases calientes, los cuales circulan en contra corriente al movimiento del flujo de material sólido. Los gases productos de combustión son la fuente de energía para llevar a cabo las reacciones de producción de clinker. Generalmente las condiciones de operación (temperaturas mayores que 1473K), dimensiones del equipo (longitudes mayores a 30m y diámetros superiores a 1.5m) y el tipo de proceso (operación en continuo) dificultan realizar un análisis experimental de la incidencia sobre el funcionamiento del equipo de variables de operación tales como: inclinación del horno, velocidad de rotación del horno, flujo de materia prima, flujo de gas, tipo de combustible, entre otras. Por lo tanto, para analizar el comportamiento de un horno rotatorio, teniendo en cuenta los parámetros anteriormente citados, sin tener que recurrir a procedimientos experimentales, es ideal desarrollar herramientas computacionales que permitan establecer la influencia de los parámetros de operación sobre el comportamiento y funcionamiento del horno rotatorio.

Para el modelamiento y simulación de hornos rotatorios se han reportado diversas propuestas en la literatura, las cuales van desde la dinámica computacional de fluidos (CFD de sus siglas en ingles) (Mastorakos et al., 1999; Mujumdar & Ranade, 2008), hasta modelos unidimensionales (Martins et al., 2001; Schaffel et al., 2009) que representan el comportamiento de las ecuaciones de conservación de materia y energía de forma menos detallada, pero con buena confiabilidad. Las simulaciones CFD, tienen en cuenta todos los fenómenos involucrados en el proceso, sin embargo, dada su complejidad, en ocasiones resultan ser imprácticas. Por otra parte, las licencias de software en los cuales se pueda utilizar CFD son costosas, limitando su acceso. Los modelos unidimensionales, a pesar de su relativa simplicidad, pueden tener en cuenta diversos fenómenos involucrados en el horno rotatorio, dependiendo del grado de complejidad y representación del fenómeno real que se desee, y su aplicabilidad no se restringe a la adquisición de software costoso o específico. Adicionalmente,

la baja relación diámetro/longitud de los hornos valida la utilización de este tipo de modelos (Mujumdar & Ranade, 2006).

Diseñar una herramienta computacional, la cual represente adecuadamente el comportamiento real de hornos rotatorios, y sobre todo, que sea extrapolable a distintas plataformas de lenguajes de programación gratuitos, es de gran importancia y utilidad en la industria cementera. Mediante una herramienta como esta, se podría analizar en inferir cuáles son los parámetros claves que influyen considerablemente en el proceso llevado a cabo en el interior del horno rotatorio, predecir el comportamiento del equipo ante un eventual cambio en la materia prima, optimizar las condiciones de proceso para generar el mayor beneficio económico posible, desarrollar alternativas para minimizar las pérdidas energéticas, etc.

1.4 Alcances y objetivos de esta Tesis

En esta Tesis de Maestría en Ingeniería Química se desarrolla un modelo matemático para simular el comportamiento de un horno rotatorio industrial para la producción de cemento. El modelo propuesto tiene en cuenta diversos factores que influyen en su desempeño. De esta forma, en el Capítulo dos se analiza en detalle la variación de la densidad del lecho de sólidos, la variación de la altura del material sólido, y del área ocupada por el material sólido a medida que este avanza por el horno rotatorio. Se derivan de esos análisis expresiones que luego son implementadas para el modelamiento del proceso reactivo. Luego, en el Capítulo tres se plantea el modelo matemático del horno junto a su algoritmo de solución. El modelo unidimensional propuesto incluye, en cada paso de integración, rutinas rigurosas para el cálculo de: la reducción en el flujo de material sólido debido a la calcinación de carbonato de calcio, la variación de propiedades de los gases de combustión, la transferencia de masa entre el lecho de sólidos y el flujo de gas, ecuaciones de conservación de de materia y energía para la fase sólida y la fase gas, así como la transferencia de calor por conducción, convección y radiación entre las paredes internas del horno, los gases, y el lecho de sólidos. Para el combustible (carbón pulverizado alimentado al horno) se implementó un modelo de “encogimiento de partícula” con el fin de analizar el tiempo que toma la reducción del diámetro de las partículas de carbón pulverizado. Este se encuentra detallado en el *Apéndice A*. Los resultados obtenidos mediante simulaciones se confrontan con mediciones de planta facilitadas por una empresa nacional.

El proceso de producción de cemento es intensivo, energéticamente hablando. A partir de los resultados de las simulaciones realizadas en el Capítulo tres, se presenta en el Capítulo cuatro un análisis energético y exergético del horno rotatorio. Se estiman las perdidas energéticas y la eficiencia energética y exergética del horno. Como resultado del análisis efectuado, se propone una alternativa para recuperar parte de la energía perdida a través de la coraza del horno y mejorar la eficiencia exergética del proceso.

2. Estimación del Tiempo de Residencia y Altura de Sólidos en el Interior de Hornos Rotatorios

Resumen

Diversos modelos para la determinación del tiempo de residencia (**TR**) y la variación de la altura del material sólido se han propuesto en la literatura. En este capítulo se analizan algunos de los modelos existentes. A partir de estudios geométricos sobre cilindros rotatorios, se desarrolló un algoritmo de cálculo para determinar la variación del área y del perfil de altura de material sólido a lo largo del horno/reactor rotatorio. Los modelos presentados se validaron con datos experimentales reportados en la literatura. Los resultados obtenidos corroboraron que el tiempo de residencia es prácticamente independiente de la velocidad de alimentación del material sólido. Por otra parte, se comprobó que los modelos para la determinación del **TR** son especialmente útiles en el régimen *Rodante* de movimiento de sólidos en el interior del horno.

Introducción

Un horno rotatorio consiste principalmente en un cilindro hueco el cual gira sobre su propio eje debido a la acción de un motor. Estos equipos se inclinan con respecto al eje horizontal, con el propósito de facilitar el transporte de material sólido. El material sólido es alimentado en la parte superior del equipo y, debido a la rotación e inclinación del mismo, este se mueve desde la zona superior a la zona inferior del horno. Durante el paso del material por el horno, el área ocupada por los sólidos cambia conforme la altura de sólidos varia. Estos fenómenos inciden en el tiempo de residencia **TR** de los sólidos en el interior del horno rotatorio. El **TR** es un parámetro de primera importancia en los procesos reactivos. En el caso de los hornos rotatorios, el **TR** define el tiempo que los sólidos intercambian masa y energía con los gases calientes y por ende el avance de la reacción y las características del producto final (Liu & Specht, 2006; Liu et al., 2006). En general, el **TR** se ve influenciado por cuatro grupos de variables a saber:

- Las dimensiones del horno: v.g., el diámetro (D) y la longitud (L).
- Variables de operación: la velocidad de alimentación (F_s), y el ángulo de inclinación del horno (β).
- Propiedades de los reactivos sólidos: ángulo de reposo (Θ).
- Geometría del dispositivo instalado al final del horno con el fin de represar el material sólido.

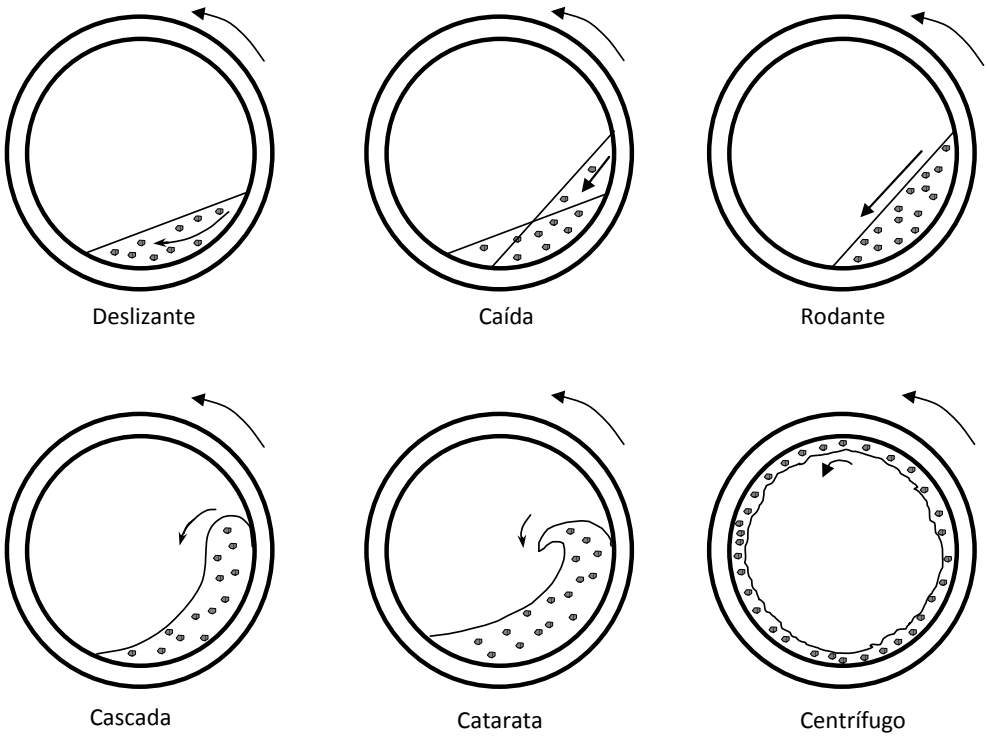
Uno de los primeros modelos reportados en la literatura para el cálculo del **TR** en hornos rotatorios fue propuesto por Sullivan et al. (1927). Este modelo solo es válido para hornos ligeramente cargados, es decir hornos en los cuales la profundidad del material sólido en el interior del horno es prácticamente constante. A partir de ese modelo se han generado otros estudios posteriores, entre los que se destacan los reportados por (Saeman, 1951; Vahl & Kingma, 1952; Kramers & Croockewit, 1962) Uno de los estudios más recientes, reportado por (Liu & Specht, 2006) presenta un análisis de la validez de diversos modelos propuestos en la literatura en la determinación del tiempo de residencia.

En este capítulo se presentan algunos modelos para determinar el **TR** y la variación de la altura de los sólidos en el interior de hornos rotatorios. Además, se presenta un algoritmo desarrollado para determinar la variación del área ocupada por el material sólido a lo largo de la longitud del horno. Este modelo será utilizado más adelante para la simulación del horno rotatorio (Capítulo 3). Finalmente se presentan la confrontación de los resultados obtenidos a partir de las simulaciones con datos experimentales de hornos a escala laboratorio, reportados en la literatura.

2.1 Movimiento de sólidos en el interior del horno rotatorio

El material sólido dentro de hornos rotatorios presenta dos componentes: axial y transversal. El movimiento axial repercute en el tiempo de residencia del material sólido, mientras que el movimiento transversal influye en la distribución de material sólido, lo cual incide en la transferencia de materia y energía entre los gases y el material sólido, y de energía entre ellos y las paredes del horno. Se ha reportado que el material sólido puede presentar diferentes regímenes de movimiento dependiendo esencialmente de la velocidad de rotación del horno (Boateng, 2008). El régimen de movimiento varía desde *Deslizante* hasta *Centrífugo*, tal como se esquematiza en la Figura 2.1.

Figura 2.1. Esquemas de los diferentes régimenes de movimiento de material sólido al interior de un horno rotatorio Boateng (2008)



La efectividad de la transferencia de masa y energía dependerá del régimen dominante. Esto se debe a que los diferentes regímenes de movimiento exponen de forma diferente la capa activa de material sólido a los gases. En el movimiento de *deslizante* se considera que el lecho de material sólido se mueve como un todo sin generar "ninguna" condición de mezcla. En el movimiento de *caída* el material sólido se eleva como un todo hasta que vence el ángulo de reposo del material y desciende de forma uniforme. En los movimientos de *cascada* y *catarata* el movimiento del material sólido es agresivo generándose

una especie de “olas” al interior del horno. Este tipo de movimientos se presentan a elevadas velocidades de rotación. El movimiento de *centrífugo* es una condición crítica, en la cual el material sólido, por efecto de la fuerza centrifuga, se adhiere a la pared interna del horno y gira a la misma velocidad, permaneciendo prácticamente estático, sin generar ninguna condición de mezclado.

El número de Froude (*Fr*) establece la relación entre las fuerzas de inercia y de gravedad que actúan sobre un fluido. Este se presenta en la ecuación (2.1)

$$Fr = \frac{\omega^2 R_{Hi}}{g} \tag{2.1}$$

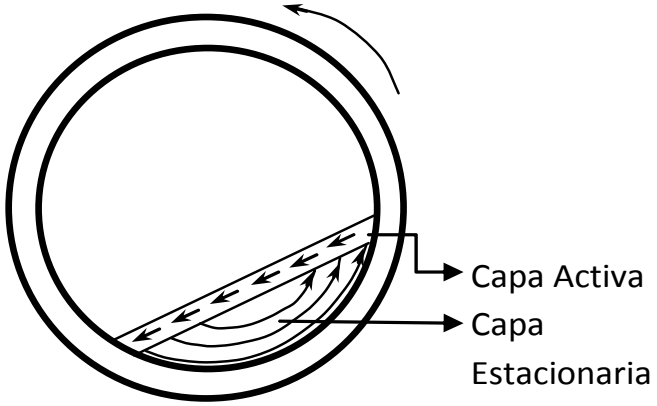
A partir de (*Fr*) se determina el régimen de movimiento del material sólido dentro del horno rotatorio. En la Tabla 2.1 se presenta los diferentes límites de *Fr*, por medio de los cuales se puede establecer el régimen de movimiento del material sólido.

Tabla 2.1. Número (*Fr)* y régimenes de movimiento de material sólido (Boateng, 2008)

Movimiento	Intervalo
Deslizante	$Fr < 1{,}0\text{x}10^{-5}$
Caída	$1{,}0\text{x}10^{-5} < Fr < 0{,}3\text{x}10^{-3}$
Rodante	$\mathbf{0{,}5\text{x}10^{-3} < Fr < 0{,}2\text{x}10^{-1}}$
Cascada	$0{,}4\text{x}10^{-1} < Fr < 0{,}8\text{x}10^{-1}$
Catarata	$0{,}9\text{x}10^{1} < Fr < 1$
Centrífugo	$Fr > 1{,}0$

De la Tabla 2.1 se puede ver que a medida que *Fr* aumenta, el régimen del movimiento de sólidos varía desde *deslizante* a *centrífugo*. En la industria, el movimiento deseado es el correspondiente al régimen *Rodante*, ya que a tales condiciones de movimiento el material sólido presenta una capa activa prácticamente uniforme, tal como se representa en la Figura 2.2.

Figura 2.2. Capa activa y estacionara en el movimiento *Rodante*



Si se logra mantener una capa uniforme, se estará garantizando un buen mezclado del material sólido, mejorando así la transformación de material sólido rocoso en clinker por efecto de la transferencia de materia y energía entre los gases calientes y el material sólido en la capa activa.

A continuación se presenta para el caso de estudio base (horno industrial que será simulado en el Capitulo 3) el régimen de movimiento del material sólido.

2.1.1 Determinación del régimen de movimiento para el caso de estudio analizado

El primer paso para simular apropiadamente el comportamiento de un horno rotatorio es determinar el régimen de movimiento del material sólido. En la Tabla 2.2, se presentan las dimensiones y condiciones de operación del horno rotatorio bajo estudio.

Tabla 2.2. Dimensiones y parámetros de operación del horno rotatorio bajo estudio

Longitud	50 [m]
Diámetro interno	3,27 [m]
Angulo de inclinación	3,5°
Velocidad de rotación	5,5 [r.p.m]
Gravedad	9,8 [m/s^2]

Con base en la información presentada en Tabla 2.2, se determinó, a partir de la ecuación (2.1), que para el horno bajo estudio *Fr* = 0.05. De acuerdo con la Tabla 2.1, el régimen de movimiento del material sólido es *rodante*.

Una vez se define el régimen de movimiento del material sólido al interior del horno rotatorio, se pueden definir las correlaciones y modelos para determinar el tiempo de residencia **TR** a utilizar.

2.2 Modelos para el cálculo del tiempo de residencia en hornos rotatorios

Diversos modelos se han reportado en la literatura con el fin de determinar el tiempo de residencia de partículas sólida en hornos rotatorios (Sullivan et al., 1927; Hanrot et al., 1995;Liu & Specht, 2006). A continuación se presentan algunos de estos modelos. Ellos, junto a sus algoritmos de solución, se implementaron en MatLab®.

2.2.1 Tiempo de residencia (TR) en hornos ligeramente cargados. Ecuación de *Sullivan et al., (1927)*

A partir del estudio experimental desarrollado en un cilindro rotatorio, utilizando arena como material sólido, Sullivan et al., (1927) llegaron a las siguientes conclusiones:

- El **TR** es directamente proporcional a la longitud del horno *L*.
- El **TR** es inversamente proporcional al diámetro interno del horno (D_{Hi}), cuando se mantiene constante parámetros como, longitud (*L*), inclinación del horno (β), velocidad de rotación del horno (ω).
- El **TR** es inversamente proporcional a la pendiente del horno (β), a una velocidad de alimentación específica.
- Manteniendo constante el ángulo de inclinación del horno (β), el **TR** es prácticamente independiente de la velocidad de alimentación de material sólido. El incremento en la velocidad de alimentación repercute en una mayor profundidad del lecho de sólidos.
- A una velocidad de alimentación especifica, el **TR** es inversamente proporcional a la velocidad de rotación del horno (ω).
- El **TR** es proporcional a la raíz cuadrada del ángulo de reposo del material (Θ), teniendo presente que el movimiento de los sólidos debe ser continuo o de *rodante.*

Con base en las consideraciones anteriores, Sullivan et al., (1927) correlacionaron los datos experimentales con el fin de obtener un modelo que

permitiera determinar el **TR**, en función de los parámetros anteriormente descritos. La ecuación obtenida por ellos corresponde a la ecuación (2.2)

$$t = 1{,}77 \frac{L}{D_{Hi}} \frac{\sqrt{\Theta}}{\beta \omega} \tag{2.2}$$

2.2.2 Tiempo de residencia (TR) en hornos con altura de lecho constante. Ecuación de *Saeman (1951)*

Cuando un horno esta ligeramente cargado, es decir con poca cantidad de material sólido, la altura del lecho de sólidos es prácticamente constante. Esta aseveración reportada inicialmente por Sullivan et al., (1927) le sirvió a Saeman (1951) para proponer, involucrando además ciertas consideraciones geométricas[6] en cilindros rotatorios, la siguiente ecuación para hornos con perfil de altura de material sólido constante.

$$t = \frac{LA_s}{q_s} \tag{2.3}$$

A diferencia de la ecuación de Sullivan et al., (1927), la ecuación de Saeman (1951) está en función del flujo de alimentación volumétrico del material sólido (q_s). En la ecuación (2.3), el área ocupada por el material sólido (A_s) es constante, por lo tanto se trata de un modelo simplificado, ya que no tiene en cuenta la variación del área ocupada por el lecho de sólidos a lo largo de la longitud del horno. Más adelante se presenta un algoritmo desarrollado para determinar la variación del perfil de sólidos en función de la longitud del horno, que permite determinar la variación del área (A_s) en función de la posición axial.

Para incrementar el tiempo de residencia del material sólido al interior del horno, es común la práctica de instalar dispositivos como diafragmas o restricciones a la salida del mismo. Estos, mediante el efecto de represamiento, incrementan el **TR** del material sólido en el equipo. Por lo tanto, para determinar el **TR** es necesario modificar o contar con modelos diferentes los cuales tengan en cuenta el efecto de estos dispositivos.

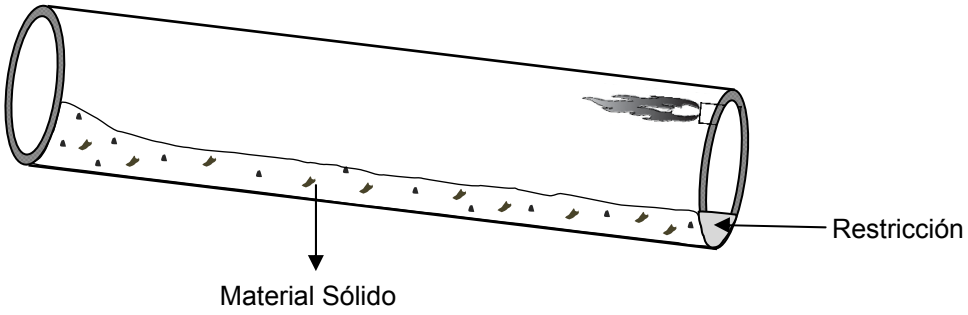
2.2.3 Ecuación de *Chatterjee (1983)* para el cálculo del TR en hornos con restricciones a la salida

En un horno rotatorio con restricciones a la salida, el material sólido experimenta un represamiento en la sección final. Su flujo se condiciona a

[6] Para mayor información consultar el trabajo desarrollado por (Coral M & Gómez G, 2007)

rebasar el obstáculo impuesto, tal como se ve en el esquema presentado en la Figura 2.3

Figura 2.3. Perfil del flujo de sólidos cuando el horno presenta restricciones a la salida



Así, el material sólido desarrolla un perfil de acuerdo con la altura de la restricción impuesta a la salida del horno. En el trabajo reportado por (Liu & Specht, 2006), se reporta el trabajo desarrollado *Chatterjee (1983)* el cual desarrolló una correlación para determinar el **TR** en hornos con restricciones a la salida del equipo, esta se presenta en la ecuación (2.4).

$$t = \frac{0{,}1026L^3}{q_s}\left(\frac{\Theta}{\beta}\right)^{1{,}054}\left(\frac{q_s}{L^3\omega}\right)^{0{,}981}\left(\frac{L}{D}\right)^{1{,}1} \tag{2.4}$$

Esta ecuación se obtuvo a partir de datos experimentales, encontrando que el **TR** depende del flujo de alimentación de material sólido. El flujo de alimentación de material sólido q_s debe estar en [m^3/min].

Para tener en cuenta las restricciones a la salida del horno, considerando datos experimentales Sullivan et al., (1927) realizaron una modificación de la ecuación (2.2), tal como se muestra en la ecuación (2.5).

$$t = \frac{1{,}77\sqrt{\Theta}}{\beta D_{Hi}\omega}\, exp\left\{\left[\left(\frac{0{,}12L}{D_{Hi}} - 3{,}86\right) log\left(\frac{2{,}5q_s}{\omega V}\right) + e^{2{,}3-\frac{0{,}32L}{D_{Hi}}} - 1\right]\left(\frac{h_s}{D_{Hi} - 2h_s}\right)\right\} \tag{2.5}$$

Si se examina la ecuación (2.5), se puede ver que incluye adicionalmente un término exponencial, el cual tiene en cuenta la altura del material sólido (h_s).

2.3 Estimación de la profundidad del material sólido

Determinar la profundidad de material sólido a través de la longitud del horno rotatorio permite conocer con relativa precisión el área ocupada por el material sólido en cada posición axial del horno rotatorio. Esta a su vez es útil en el cálculo de los coeficientes de transferencia de energía y materia entre el lecho de sólidos, la fase gas, y las paredes del horno (Boateng & Barr, 1996). Para determinar la variación de la profundidad del material sólido con la posición axial, se han reportado algunos modelos en la literatura (Saeman, 1951; Vahl & Kingma, 1952; Liu & Specht, 2006; Scott et al., 2008). Estos trabajos incluyen independientemente dos aproximaciones: (*i*) correlaciones empíricas, las cuales se obtienen de datos obtenidos a escala de laboratorio y/o planta piloto, y (*ii*) modelos matemáticos basados en el movimiento de una partícula simple a partir de consideraciones geométricas.

Una de las correlaciones reportadas en la literatura para predecir la profundidad de material sólido fue desarrollada por *Spurling* (2000), la cual se tomó del trabajo reportado por Scott et al., (2008). Esta se presenta en la ecuación (2.6).

$$\frac{dh_s}{dz} = \frac{3\tan(\Theta)}{4\pi\omega} q_s \left[{R_{Hi}}^2 - (h_s - R_{Hi})^2 \right]^{-3/2} + \frac{dR_{Hi}}{dz} - \frac{\tan(\beta)}{\cos(\Theta)} \tag{2.6}$$

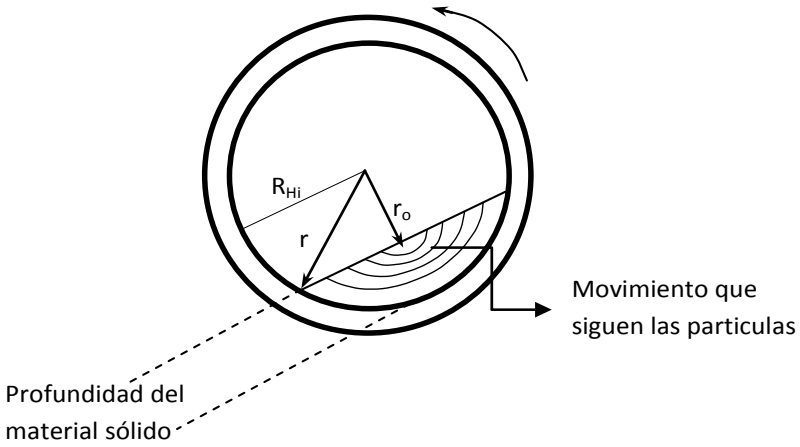
La ecuación (2.6) asume que la capa activa de sólidos sigue el comportamiento de una línea recta. Esto es válido únicamente bajo la condición de movimiento *Rodante* (Kramers & Croockewit, 1962). Por otra parte, la ecuación (2.6) tiene en cuenta la variación del radio interno del horno, en caso tal que el equipo no tenga área de sección transversal constante. A continuación se presenta el algoritmo desarrollado e implementado en el software de programación en MatLab®, para determinar la profundidad de material sólido en el interior de cilindros rotatorios. Este se basó en las consideraciones geométricas sobre el movimiento de partículas al interior del horno rotatorio.

2.3.1 Modelo riguroso

El movimiento de partículas sólidas y su perfil de profundidad en el interior de un horno rotatorio, puede ser determinado a partir de consideraciones geométricas siguiendo la trayectoria de movimiento que siguen las partículas dentro del horno debido a la rotación. En la Figura 2.4 se presentan las trayectorias de movimiento que siguen los sólidos: las partículas sólidas siguen un radio mínimo de giro (r_o), que depende del ángulo de reposo del material sólido

(*Θ*) y del régimen de movimiento del horno, debido a que dependiendo de estas características físicas del material sólido, este tendrá una forma particular de "caer" ante la elevación de la cama de sólidos, y se puede aproximar a la capa superficial del material sólido (ver Figura 2.2).

Figura 2.4. Esquema del movimiento de partículas sólidas debido a la rotación



Así mismo, se puede decir que la profundidad del material sólido dependerá del radio mínimo seguido por las partículas y de la posición axial dentro del horno, lo que influirá en el área ocupada por el material sólido a lo largo de la longitud del horno. A continuación se presenta un modelo para determinar la variación del área ocupada por el material sólido, el cual tiene en cuenta el radio mínimo de movimiento del material sólido (r_o) con la posición axial

2.3.1.1 Variación del área ocupada por el material sólido (A_s)

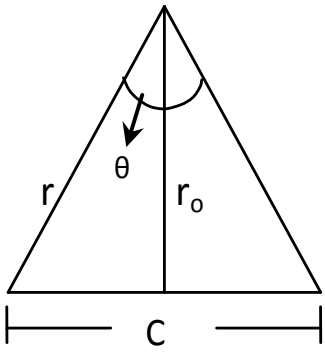
La geometría de un horno rotatorio se puede aproximar a un cilindro circular de radio (R_{Hi}) y longitud (L). El área ocupada por el material sólido depende del ángulo formado entre el radio mínimo (r_o) y el radio (r) que siguen las partículas, y de la posición radial dentro del horno, como se indica en la ecuación (2.7)

$$dA_s = \theta r dr \tag{2.7}$$

El ángulo (θ) no es directamente medible, por lo tanto se debe correlacionar con variables que si lo son (Saeman, 1951). De la Figura 2.4 se extrae el esquema presentado en la Figura 2.5, con el fin de obtener el ángulo (θ)

en función de la "cuerda" de sólidos expuesta al flujo de gases (ver Figura 2.2), el resultado es presentado en la ecuación (2.8).

Figura 2.5. Diagrama para relacionar θ con otras variables



$$\theta = 2sin^{-1}\left(\frac{C}{2r}\right) \tag{2.8}$$

En la Figura 2.5, **C** representa la "cuerda" de sólidos expuesta al flujo de gases, análoga a la capa activa de material sólido en la Figura 2.2. A partir de consideraciones trigonométricas **C** se puede expresar como sigue:

$$\boldsymbol{C} = 2(r^2 - r_o^2)^{1/2} \tag{2.9}$$

Reemplazando las ecuaciones (2.9) y (2.8) en la ecuación (2.7), se obtiene la variación del área ocupada por el material sólido con la posición radial.

$$dA_s = 2rsin^{-1}\left(\frac{(r^2 - r_o^2)^{1/2}}{r}\right)dr \tag{2.10}$$

La integración de la ecuación (2.10) da el área ocupada por el material sólido en cada punto del horno rotatorio, debido a que el radio mínimo que siguen las partículas varía con la longitud del horno. Por lo tanto, la ecuación (2.10) permite conocer la variación del área ocupada por el material sólido en función de la longitud del horno. La integración de la ecuación (2.10), se realiza desde la pared del horno donde el área ocupada por los sólidos es cero (A_s=0), hasta la superficie del material sólido (r=r_o) (ver Figura 2.4). Las condiciones de integración de la ecuación (2.10) son las siguientes:

- Condición Inicial; $r = R_{Hi}$. Condición en la pared del horno.
- Condición Final; $r = r_o$. Condición final en la superficie del material sólido.

El modelo que permite conocer la variación del radio mínimo de giro (r_o) con la posición axial, será obtenido a partir de la velocidad media de partículas y el caudal volumétrico de sólidos, lo que permitirá determinar el ángulo entre la superficie del material sólido y el eje horizontal del horno, tal como se presenta a continuación

2.3.1.2 Estimación del caudal del material sólido (q_s)

Las variables del proceso, como velocidad de rotación (ω), inclinación del horno (β), ángulo de reposo del material sólido (Θ), entre otras, inciden en la velocidad media de transporte de las partículas sólidas. A partir de consideraciones geométricas y para el régimen *Rodante,* Saeman (1951) correlacionó la velocidad media de transporte con las variables antes mencionadas. El resultado se presenta en la ecuación (2.11).

$$v_s = \omega C \left(\frac{\beta + \psi \cos(\Theta)}{\sin(\Theta)}\right)\left(\frac{\pi}{sin^{-1}\left(\frac{C}{2r}\right)}\right) \tag{2.11}$$

donde Ψ es el ángulo formado entre el material sólido y el eje axial del horno[7].

Para obtener el caudal volumétrico del material sólido, en función de variables de proceso, se multiplican las ecuaciones (2.11) y (2.10) y se integra entre las condiciones establecidas en la sección 2.3. El resultado obtenido corresponde a la ecuación (2.12).

$$q_s = \frac{4\pi\omega}{3}\left(\frac{\beta + \psi \cos(\Theta)}{\sin(\Theta)}\right)\left({R_{Hi}}^2 - {r_o}^2\right)^{3/2} \tag{2.12}$$

La ecuación (2.12) permite determinar el caudal volumétrico de material sólido a partir de variables directamente medibles.

2.3.1.3 Estimación del radio de giro de sólidos (r_o)

Ahora, tal como se estableció antes, el radio mínimo de giro de las partículas sólidas (r_o) varía con la posición axial del horno (z), el ángulo de reposo

[7] Un desarrollo más extenso se presenta en el trabajo desarrollado por (Coral M & Gómez G, 2007)

(Θ) y por lo tanto es necesario conocer como varia este en función de tales variables. El punto de partida es la ecuación (2.12) teniendo en cuenta que el ángulo Ψ, se puede aproximar a:

$$\psi = \frac{dr_o}{dz} \tag{2.13}$$

La ecuación (2.13) establece que el variación entre el ángulo formado por el material sólido entre la superficie del material y el eje del horno, se puede aproximar con buena precisión a la variación del radio mínimo de giro de las partículas sólidas con la posición axial. Introduciendo la ecuación (2.13) en la ecuación (2.12), se obtiene una expresión que permite establecer la variación del radio mínimo de movimiento (r_o) con la posición axial; el resultado obtenido se presenta en la ecuación (2.14).

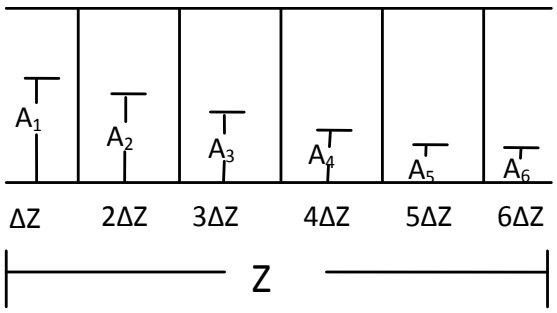
$$\frac{dr_o}{dz} = \frac{3q_s \sin(\Theta)}{4\pi\omega\left({R_{Hi}}^2 - {r_o}^2\right)^{3/2}\cos(\Theta)} - \frac{\beta}{\cos(\Theta)} \tag{2.14}$$

La condición inicial de integración de la ecuación (2.14) implica que en z=0, r_o es conocido, de acuerdo con las especificaciones del proceso, ya que se conoce la altura inicial del material sólido. La ecuación (2.14) se integra hasta que se alcanza la longitud total del horno (L). Luego, la ecuación (2.14) permite establecer la variación del radio mínimo de giro, con la posición axial. Con base en el resultado presentado en la ecuación (2.14) se puede determinar la variación de la altura del material sólido con la posición axial, mediante la ecuación (2.15).

$$h_s = R_{Hi} - r_o \tag{2.15}$$

Para integrar la ecuación (2.14)(2.15) se discretiza la longitud del horno en tantas partes como se desee. Un esquema de la discretización a realizar en la integración se presenta en la Figura 2.6

Figura 2.6. Discretización de la longitud del horno rotatorio



La suposición realizada en el procedimiento de discretización, es que el área es constante en cada ΔZ de discretización. Para determinar la profundidad y

el área ocupada por el material sólido, se desarrollo un algoritmo de cálculo el cual se implemento en MatLab®. Las ecuaciones (2.14) y (2.10), se integraron a partir del procedimiento implementado. Este se describe a continuación.

Algoritmo de Cálculo

1. En el primer ΔZ, se integra la ecuación (2.14) a un paso. Es decir, aplicando una sola vez la formula de recurrencia del método de integración.
2. Con el valor obtenido de r_o se aplica la ecuación (2.15) y así obtener la altura h_s en cada punto de integración.
3. Se integra la ecuación (2.10) para obtener el área A_s ocupada por el material sólido. Este valor se mantiene constante en el primer intervalo ΔZ.

Este procedimiento se repite para los siguientes intervalos discretizados, hasta que se alcanza la longitud del horno rotatorio *L*

2.4 Corrección a la ecuación de *Saeman (1951)*

Si el área ocupada por el material sólido (A_s) no es constante, es conveniente re-estimar el cálculo del tiempo de residencia **TR** a partir de la ecuación (2.3), en la cual el área del material sólido se asume constante en toda la longitud del horno. De acuerdo con el procedimiento descrito en la sección 2.3.1.3, el área del lecho de sólidos (A_s) varía con la posición axial, por lo tanto, la ecuación (2.3) se debe reescribir en forma diferencial, en la cual se tenga en cuenta tal variación, tal como se presenta en la ecuación (2.16)

$$dt = \frac{A_s dz}{q_s} \tag{2.16}$$

En la ecuación (2.16), no se presenta la variación del área As, cabe resaltar que esta se mantiene constante en cada ΔZ de integración. Por lo tanto la ecuación (2.16) al integrarse con las ecuaciones (2.10 y 2.14), tendrá en cuenta la variación del área del material sólido. El procedimiento de integración es descrito en la sección 2.3.1.3. En la Tabla 2.3 se presenta un resumen de las condiciones iniciales para resolver el sistema de ecuaciones (2.10, 2.14, 2.16).

Tabla 2.3. Resumen de condiciones iniciales del sistema de ecuaciones (2.10-2.14-2.16)

Ecuación	Condición inicial	Condición Final
2.10	A_s = valor determinado a partir de r_o $Z = 0$	Hasta $Z = L$
2.14	r_o = valor conocido, medido en planta $Z = 0$	Hasta $Z = L$
2.16	$t = 0$ en $Z = 0$	Hasta $Z = L$

2.5 Resultados

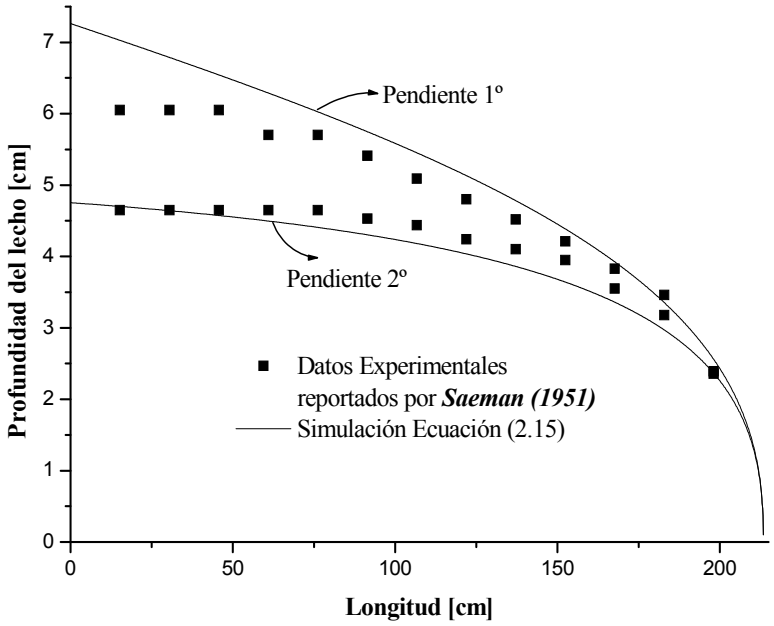
Con el fin de establecer la fiabilidad de los modelos simulados y los algoritmos desarrollados en este trabajo, se confrontaron los resultados obtenidos con datos experimentales reportados en la literatura

En la Tabla 2.4 se presentan los parámetros necesarios para realizar la simulación de un horno a escala laboratorio reportados por Saeman (1951). Los resultados obtenidos de la estimación de la profundidad del lecho de sólidos para el horno de Saeman (1951), se presentan en la Figura 2.7.

Tabla 2.4. Parámetros de operación reportados por Saeman (1951)

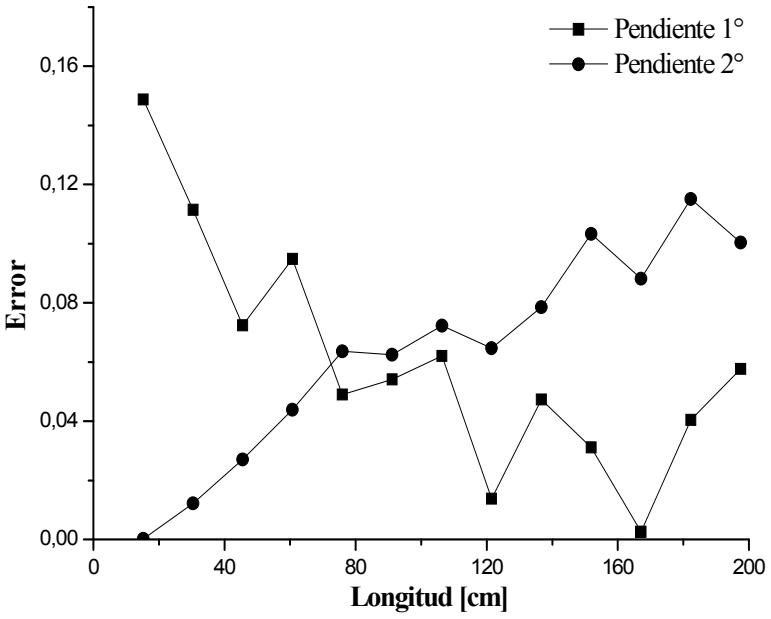
Variable	**Símbolo**	**Valor**
Pendiente del horno	β	1º o 2º
Longitud del horno	L	213,36 [cm]
Radio del horno	R_{Hi}	7,6 [cm]
Caudal de alimentación	q_s	240 [cm^3/min]
Velocidad de rotación	ω	2,5 [rev/min]
Angulo de reposo del material	Θ	35º

Figura 2.7. Variación de la profundidad del lecho de sólido con la posición en horno



A partir de los resultados presentados en la Figura 2.7, en la Figura 2.8 se presentan los porcentajes de error entre las mediciones experimentales y los datos obtenidos por simulación.

Figura 2.8. Variación del error en función de la longitud



En las Figuras 2.7 y 2.8 se puede observar como el modelo es más preciso para el ángulo de inclinación de 2°. Sin embargo, el error relativo cambia con la longitud, y en el peor de los caso el máximo porcentaje de error, es aproximadamente del 15%, lo cual es de esperarse debido a las limitaciones inherentes de los modelos presentados. La desviación entre las mediciones experimentales y las simulaciones, se debe principalmente a que la ecuación (2.15) no tiene en cuenta el efecto de represamiento del material sólido, el cual es más pronunciado a pendientes bajas (menores que 3°) (Sullivan et al., 1927). De hecho, cuando se trabaja con pendientes pequeñas, el transporte por gravedad del material sólido se dificulta, lo que genera puntos de estancamiento de material sólido dentro del horno. Por otra parte, a partir de los datos presentados en la Tabla 2. se determinó el tiempo de residencia **TR** a diferentes velocidades de alimentación. El cálculo se llevo a cabo desde dos enfoques: manteniendo la altura de sólidos constante y teniendo en cuenta la variación de la altura del material sólido en función de la longitud. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 2.9.

En la Figura 2.9 se puede ver como cuando no se tiene en cuenta la variación de la altura del material sólido, el **TR** crece aproximadamente de forma exponencial con el incremento en la velocidad de alimentación; mientras que cuando esta se tiene en cuenta, el **TR** no varía tan marcadamente con el aumento de la velocidad de alimentación. Este resultado confirma lo dicho en la sección 2.2: el tiempo de residencia es prácticamente independiente de la velocidad de alimentación. El mínimo en la variación del **TR**, que presentan las curvas en la Figura 2.9, fue reportado Sullivan et al., (1927) en sus estudios experimentales, como se muestra en la Figura 2.10.

Figura 2.9. Variación del **TR** a diferentes velocidades de alimentación

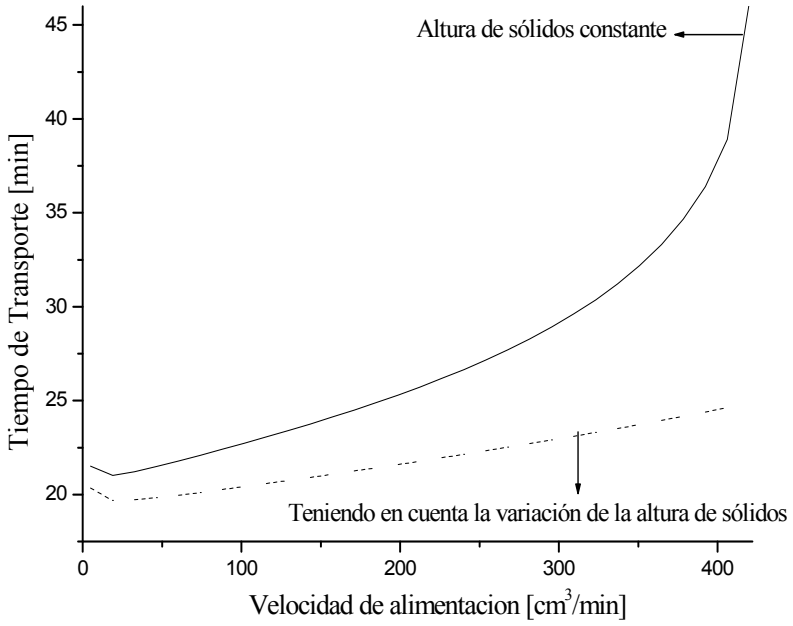
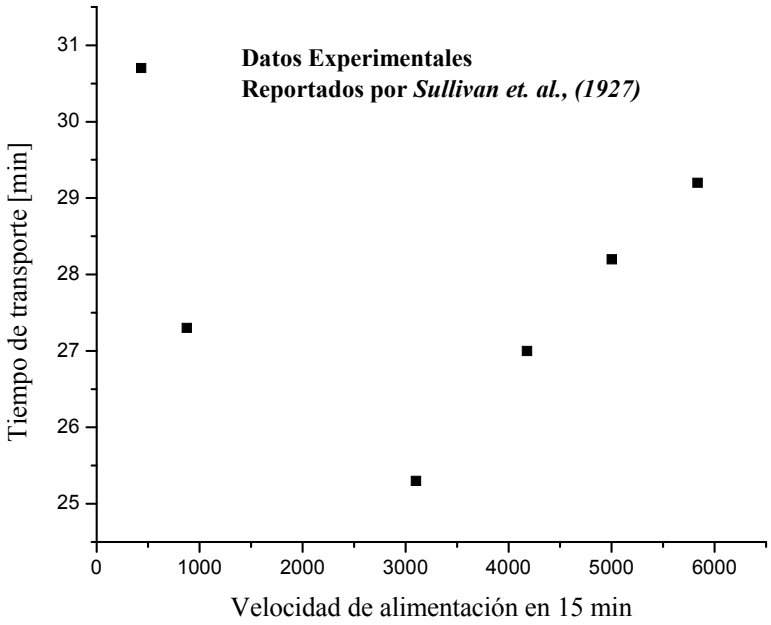


Figura 2.10. TR experimental en función de la velocidad de alimentación



El comportamiento descrito en la Figura 2.10 es ocasionado por la instalación de restricciones a la salida del horno, el cual se puede explicar de la siguiente manera: Cuando el horno no presenta restricciones de flujo a la salida del horno, el incremento en la velocidad de alimentación genera un efecto gradual de "caída hacia afuera" del material sólido, lo cual disminuye el **TR** del material sólido al interior del equipo; mientras que cuando el horno tiene una restricción a la salida, el incremento en el flujo de alimentación causa un efecto de apilamiento hasta que el material sólido supera la altura de la restricción, repercutiendo en el incremento en el **TR**.

Por otra parte, para la validación de los modelos que predicen el tiempo de residencia, descritos en la Sección 2.2, se tomo como caso de estudio el trabajo reportado por (Liu & Specht, 2006) en el cual se presentan mediciones experimentales llevadas a cabo en un cilindro rotatorio a escala piloto. En la Tabla 2. se resumen las dimensiones del horno utilizado en ese estudio experimental.

Las simulaciones se realizaron a diferentes velocidades de giro del horno (ω) y diferentes velocidades de alimentación (q_s). Los resultados se resumen en Tabla 2.6, en la cual se presentan los porcentajes de error de los **TR** calculados con los modelos presentados en la Sección 2.2.

Tabla 2.5. Parámetros del horno a escala piloto (X. Y. Liu & Specht, 2006)

Parámetro	Símbolo	Valor
Inclinación del horno	β	3°
Longitud del horno	L	463,5 cm
Radio del horno	R_{Hi}	20 cm
Restricción a la salida		5 cm
Ángulo de reposo del material	Θ	35°
Densidad del material	ρ_s	1370 kg/m^3

Tabla 2.6. Errores calculados entre mediciones experimentales y simulaciones realizadas

ω [r.p.m]	q_s [Kg/h]	**TR** * [min]	Ec. (2.2)**	Ec. (2.3)**	Ec. (2.4)**	Ec. (2.5)**	Ec. (2.16)**
2,5	60,3	18,3	14,1	9,7	47,0	0,9	5,5
	90,3	18,5	15,1	8,8	48,0	4,9	9,0
	120,4	19,1	17,8	9,8	49,9	9,9	12,9
	149,5	19,5	19,4	9,9	51,1	13,2	15,7
1,5	59,9	20,6	27,1	37,4	22,3	41,2	32,5
	91	32,3	18,9	09,2	50,9	12,9	13,4
	118,7	33,5	21,8	9,7	52,9	17,6	14,7
	147,7	35,9	27,1	12,7	56,2	24,4	18,4
1	59,8	50,2	53,6	12,4	52,6	15,7	16,6
	87,2	51,5	54,8	10,5	54,1	20,2	15,9

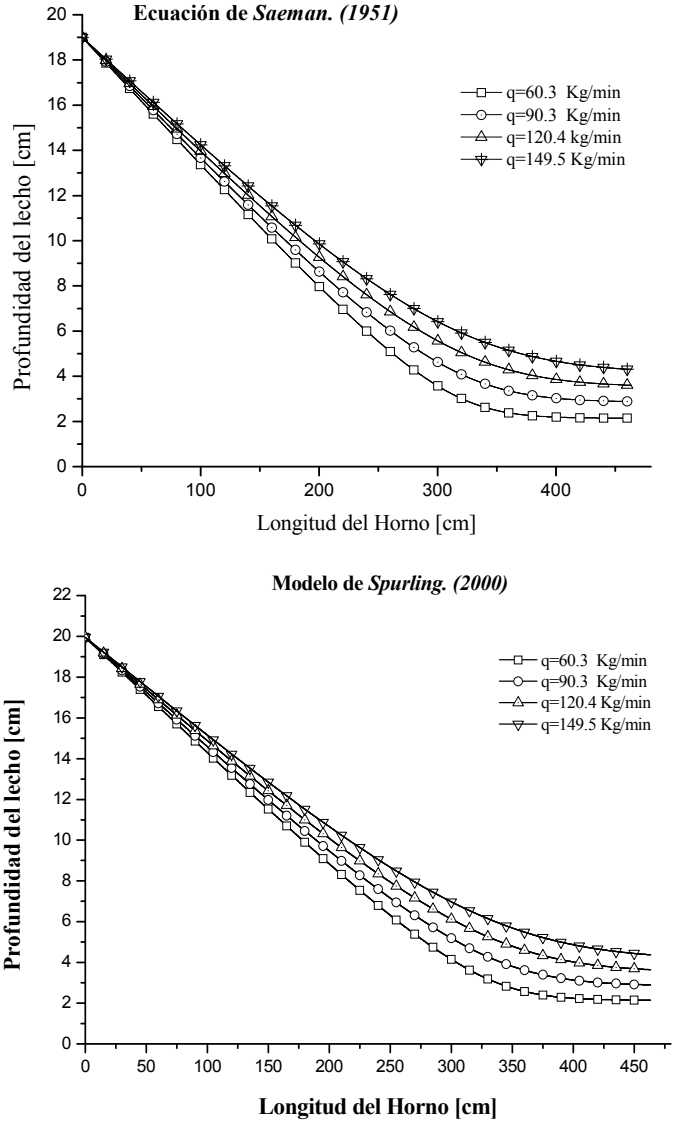
(*) Tiempo medido experimentalmente por (X. Y. Liu & Specht, 2006). (**) Porcentaje de error del tiempo obtenido a partir de simulaciones, con los modelos presentados en la sección 2.

De la Tabla 2.6 se puede ver que la ecuación propuesta por Chatterjee (1983), ecuación (2.4), es la que presenta mayor desviación con respecto a las mediciones experimentales en todo el conjunto de pruebas realizadas. Esto se debe a que el modelo propuesto por Chatterjee (1983) el **TR**, no es una función directa de las variables de proceso. Por otra parte, de la Tabla 2.6 se concluye que la ecuación (2.16), la cual tiene en cuenta la variación del área del material sólido (modelo riguroso) en función de la longitud, presenta los menores porcentajes de error con respecto a las mediciones experimentales (especialmente a altas velocidades de rotación). Un comportamiento similar lo presenta el modelo desarrollado por Sullivan et al., (1927), ecuación (2.2). En general el incremento en los porcentajes de error se debe a que el régimen del movimiento de sólidos puede cambiar de *Rodante* a *Deslizante* ó *Caída* dependiendo de la velocidad de giro (ver Tabla 2.1). Finalmente de la Tabla 2.6, se puede concluir que el modelo más acertado en predecir el **TR** es el propuesto por Saeman (1951) en sus dos formas: es decir, manteniendo la altura de

material sólido constante y teniendo en cuenta la variación de la altura del material sólido.

Los resultados de las simulaciones que predice la variación de la altura del material sólido en función de la longitud del horno, los cuales sirvieron para determinar el tiempo de residencia del material sólido se presentan en la Figura 2.11

Figura 2.11. Perfil de altura desarrollado por el material sólido



En la Figura 2.11 se puede ver como la altura del material sólido disminuye a medida que se incrementa la longitud del horno hasta una longitud aproximada de 300 cm, lo que representa el 44% de la longitud total del horno, aproximadamente. Después de este punto, la variación en la altura del material

sólido con la longitud es prácticamente nula y el perfil de altura permanece constante. La predicción en la variación del perfil de altura de material sólido entre el modelo de Spurling (2000) y el modelo de Saeman (1951) es bastante similar. Bien interesante si se tiene en cuenta que el modelo de Spurling (2000) se obtuvo especialmente para hornos rotatorios con todas las posibles configuraciones, incluyendo la variación del radio interno del horno, y que el modelo de Saeman (1951) se obtuvo a partir de consideraciones geométricas.

2.6 Conclusiones

En este capítulo se determinaron y analizaron varias correlaciones para el cálculo del tiempo de residencia y la variación de la altura del material sólido a su paso por un horno/reactor rotatorio para la producción de cemento. El cálculo del tiempo de residencia se llevo a cabo desde dos enfoques, manteniendo la altura de los sólidos constantes y considerando la variación de la profundidad del material sólido, lo que permitió comprobar que el tiempo de residencia **TR** es prácticamente independiente de la velocidad de alimentación, corroborando los resultados experimentales reportados por diversos autores. Las diversas correlaciones empleadas en el cálculo del tiempo de residencia **TR**, tienen en cuenta varios parámetros como diámetro del horno, longitud del horno, inclinación, rotación, entre otras. A partir de los resultados obtenidos, se evidenció que el modelo “riguroso”, junto con el algoritmo de cálculo desarrollado en este trabajo para su solución, predice bastante bien el tiempo de residencia **TR** del material sólido dentro del horno rotatorio.

A partir del cálculo de la profundidad del material sólido en función de la posición axial del horno rotatorio, se evidenció que las predicciones a partir de los modelos planteados tienden a alejarse de las mediciones experimentales, a medida que la inclinación del horno disminuye; esto se debe a que el régimen de movimiento del material sólido cambia de *Rodante* a *Caída* o a *Deslizante*.

Finalmente se puede decir que los porcentajes de error entre los datos obtenidos mediante simulación y los valores experimentales, son consecuencia a las inherentes simplificaciones o ajustes matemáticos (dependiendo del modelo) de los modelos presentados. Sin embargo son modelos que predicen bastante bien el tiempo de residencia y el perfil de altura de material sólido dentro de cilindros rotatorios.

3. Modelamiento y Simulación del Horno Rotatorio

Resumen

En este capítulo se presenta el modelamiento y los resultados de simulación de un horno/reactor rotatorio industrial para la producción de cemento. El modelo unidimensional se divide en tres sub-modelos: *i*) movimiento de sólidos, *ii*) ecuaciones de conservación de materia y energía para la fase sólida y *iii*) ecuaciones de conservación para la fase gas. El modelo desarrollado tiene en cuenta la variación del área ocupada y el perfil de altura desarrollado por el material sólido a lo largo del horno, la transferencia de energía y materia entre el lecho de sólidos y la fase gas, la variación en la densidad y la producción de CO_2 en el lecho de sólidos. Por otra parte, para analizar la forma en que las partículas de combustible reaccionan y generan energía se implementó un modelo de "encogimiento de núcleo", que permitió definir las especies en la fase gas. Los resultados de las simulaciones realizadas se confrontaron con mediciones en una planta cementera industrial Colombiana.

Introducción

Diversos modelos han sido propuestos para la predicción de fenómenos fisicoquímicos llevados a cabo dentro de los hornos rotatorios. Estos modelos van desde los métodos robustos, los cuales se basan para las simulaciones en la mecánica de fluidos computacional **(CFD** de su acrónimo en inglés), hasta modelos unidimensionales, que representan el comportamiento de los fenómenos de transporte de energía y materia de forma menos detallada pero con buena confiabilidad (Harris et al., 1996; Boateng et al., 1997; Mastorakos et al., 1999; Martins et al., 2001; Marias, 2003; K.S. Mujumdar & V. V Ranade, 2008). Las simulaciones en **CFD**, dada su complejidad, requieren de un esfuerzo computacional elevado y pueden llegar a ser imprácticas. Por otra parte, la herramienta computacional desarrollada requiere de la plataforma específica en la que fue implementada para su ejecución, lo cual limita su uso y extrapolación a diversas plataformas de software diferente. Además, si no se tiene una plataforma de software de libre acceso que sirva para el problema a desarrollar, las licencias de software en los cuales se pueda utilizar **CFD** para la solución de este tipo de problemas[8] son relativamente costosas, limitando su acceso.

Por otra parte, se ha argumentado que los modelos unidimensionales, aunque tienen en cuenta los cambios de las variables del proceso de forma menos detallada, pueden ser aplicados a hornos rotatorios debido a que la relación diámetro (D_{Hi})/longitud (L) del horno es bastante baja (menor que 10). Luego, la variación de las propiedades con la posición radial y angular se puede despreciar (Bird et al., 2002). La simulación del horno rotatorio mediante modelos unidimensionales requiere el conocimiento de la altura del material sólido y el área ocupada por los mismos, con el fin de obtener una estimación lo más precisa posible de los fenómenos de transferencia de energía y materia, entre el material sólido, los gases caliente y las paredes internas del horno. Los modelos de predicción de la altura y área ocupada por el material sólido, se describieron en detalle en el Capítulo 2.

Sin embargo, en cualquiera de los dos casos, se deben resolver acopladamente los procesos de transferencia de energía y materia dentro del horno rotatorio, teniendo en cuenta el fenómeno reactivo y los fenómenos de radiación, convección y conducción entre el material sólido, los gases calientes, y las paredes del horno (William & Woods, 1935; Tscheng & Watkinson, 1979; Gorog et al., 1982; Georgallis et al., 2005).

El sistema reactivo involucrado en el proceso de producción de cemento es bastante complejo. Se han propuesto trabajos en los cuales simulan el proceso reactivo con modelos del tipo "*caja negra*" (Khurana et al., 2002; Camdali et al., 2004; Engin & Ari, 2005; Söğüt et al., 2010) los cuales solo tiene en cuenta las condiciones de entrada y salida de materia prima y producto del horno, limitando la comprensión del proceso que se lleva a cabo al interior del

[8] Por ejemplo Ansys Fluent, Comsol multhypisics, Flow 3D, entre otros.

equipo. Otro enfoque es utilizar expresiones cinéticas que permitan predecir el avance de las reacciones químicas en cada posición del horno rotatorio. Este enfoque aunque puede resultar más engorroso de aplicar, a cambio proporciona un mejor entendimiento del fenómeno reactivo y su incidencia en variables de proceso como: la temperatura del lecho de sólidos, la temperatura de los gases, las composiciones másicas o molares de los reactivos, todas en función de la posición al interior del horno (Heydenrych, 2001; Martins et al., 2001; Mujumdar et al., 2006).

En este capítulo se describe el modelo matemático unidimensional implementado, las suposiciones involucradas, y las variables que se tuvieron en cuenta en el modelamiento y simulación de un horno rotatorio industrial para la producción de cemento. Los resultados obtenidos mediante simulación se confrontaron con datos de planta proporcionados por una empresa cementera colombiana.

3.1 Cinética de las reacciones de producción de cemento

En la simulación de hornos rotatorios, como en cualquier tipo de reactor químico, es necesario contar con la información cinética que permita representar el proceso reactivo adecuadamente. Para el modelo cinético que describe la formación de clinker se han reportado hasta 30 reacciones (Boateng, 2008; Boateng & Barr, 1996; Mastorakos et al., 1999). Ellas incluyen reacciones homogéneas sólido-sólido liquido-líquido, y reacciones heterogéneas sólido-líquido y sólido-gas, las cuales dan origen a compuestos de estructura química compleja. Las ecuaciones cinéticas y la ocurrencia de estas reacciones no están claramente definidas. Por lo tanto, un análisis del proceso reactivo teniendo en cuenta todas las reacciones es prácticamente imposible. Con base en esto y de acuerdo con las sustancias predominantes en la materia prima alimentada y en la composición final del clinker, para la fase sólida se incluyen principalmente cinco reacciones tal como se presenta en la Tabla 3.1 (Mastorakos et al., 1999;Mujumdaret al., 2006; Boateng, 2008;)

La reacción 1, es una descomposición y tiene lugar en fase sólida, las reacciones 2 y 3, ocurren principalmente en fase sólida, las reacciones 4 y 5, ocurren en fase líquida (Emeritus, 1997; Hewlett et al., 1997) donde se lleva a cabo el intercambio de iones para la formación de compuestos de estructura química compleja.

Tabla 3.1. Reacciones y calores de reacción estándar Mujumdar et al., (2006)

	Reacción	$\Delta H^0_{rxn_S}\left[\frac{KJ}{mol}\right]$
1	$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$	179.4
2	$2CaO + SiO_2 \rightarrow C_2S \quad C_2S = 2CaO.SiO_2$	-127.6
3	$C_2S + CaO \rightarrow C_3S \qquad C_3S = 3CaO.SiO_2$	16
4	$3CaO + Al_2O_3 \rightarrow C_3A \quad C_3A = 3CaO.Al_2O_3$	21.8
5	$4CaO + Al_2O_3 + Fe_2O_3 \rightarrow C_4AF \quad C_4AF = 4CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3$	-41.3

Por otra parte, la reacción de calcinación del carbonato de calcio ($CaCO_3$) es tal vez la única que tiene un análisis teórico-experimental que permitió obtener sus parámetros cinéticos (Rao & Bowen, 1989; Stanmore & Gilot, 2005). Contrariamente a esto, las reacciones 2-5, se han determinado mediante ajuste de datos de planta (Mastorakos et al., 1999). Un análisis detallado de esa información se presenta a continuación.

3.1.1 Cinética de calcinación del carbonato de calcio

En la literatura abierta se cuenta con muy variada información sobre la reacción de descomposición del carbonato de calcio (Rao & Bowen, 1989; Stanmore & Gilot, 2005).Sin embargo, se debe prestar especial atención a la hora de elegir los parámetros cinéticos ya que no existe consenso en sus valores y no todos representan adecuadamente el proceso de calcinación. En general, la ecuación cinética se puede representar mediante una expresión del tipo Arrhenius tal como se muestra en la ecuación ((3.1):

$$R_i = K_o exp\left(-E/R_g T_s\right) \tag{3.1}$$

Los parámetros cinéticos K_o y E, deben ser el resultado de un estudio experimental efectuado a las condiciones de operación de un horno rotatorio (v.g, el nivel de temperatura oscila entre 1223K-1723K). El estudio teórico-experimental desarrollado por (Rao & Bowen, 1989) es uno de los más referenciados en la literatura para esos parámetros cinéticos. Sin embargo, en ese estudio se realizaron mediciones experimentales en el intervalo de

temperaturas comprendido entre 680°C-875°C. Por otra parte, se cuenta con la cinética propuesta por Silcox et al., (1989) y utilizada por (Stanmore & Gilot, 2005). En la Tabla 3.2 se presentan los diferentes parámetros cinéticos propuestos por esos dos trabajos.

Tabla 3.2. Parámetros cinéticos para la reacción de calcinación de carbonato de calcio

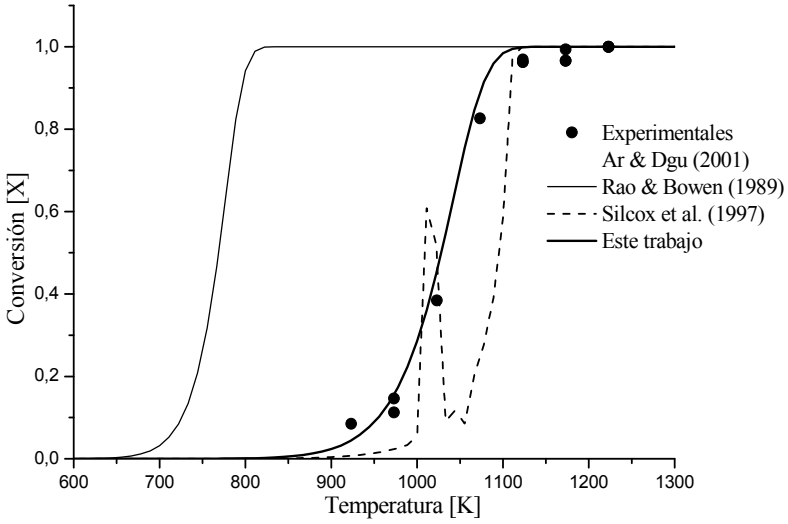
Autor	K_o [kmol/(m^2.s)]	E [J/(mol.K)]
Rao et al., (1989)	1.18 x 10^3	-185000
Silcox et al., (1997)	0.0012 x (P_{eq} – P_{CO2})	-4.0260
Este trabajo	CONFIDENCIAL	

En el modelo propuesto por Silcox et al., (1997), la presión de equilibrio se determina a partir de la siguiente correlación:

$$P_{eq} = 4{,}137x10^7 exp(-20474/T_s) \quad (3.2)$$

La predicción de la evolución de la conversión con la temperatura mediante estas ecuaciones, se compara con mediciones experimentales reportadas por Ar & Dogu (2001). Los resultados se presentan en la Figura 3.1.

Figura 3.1. Confrontación entre datos experimentales y ecuaciones cinéticas propuestas



En la Figura 3.1 se evidencia la falta de coherencia entre los modelos. El modelo de (Rao & Bowen, 1989), aunque mantiene una tendencia lógica, presenta un desfase de c.a. 300º respecto a los datos experimentales. Esto es bastante grave ya que si se tiene en cuenta que en el proceso de producción de cemento el material sólido ingresa al horno a una temperatura que oscila alrededor de 973K, la utilización de esta ecuación cinética implicaría conversión completa de carbonato de calcio a esa temperatura lo cual no sucede en la realidad. Este comportamiento se debe a las condiciones en las que se realizó el estudio experimental efectuado por (Rao & Bowen, 1989). Por otro lado, la cinética de propuesta Silcox et al., (1997) presenta un comportamiento aleatorio en el intervalo de temperaturas comprendido entre 973K-1073K haciéndola inapropiada para simulaciones. Lo anterior, especulamos, se podría deber a errores tipográficos inverificables en los trabajos publicados.

Debido a la problemática expuesta, se decidió reajustar los parámetros cinéticos, a partir de los datos experimentales reportados por (Ar & Dogu, 2001) y así obtener unos nuevos parámetros cinéticos adecuados para la simulación del horno rotatorio. Para esto se utilizó la función *fminsearch* de MatLab® para llevar a cabo el ajuste. La función objetivo a minimizar para tal propósito se presenta en la ecuación (3.3).

$$F^{ob} = \frac{\sum\left[X_{CaO}^{exp} - X_{CaO}^{calc}\right]^2}{\#\, datos} \tag{3.3}$$

Una vez la función objetivo descrita en ecuación (3.3) cumple el criterio de convergencia, el cual se definió como:

$$|F^{ob}| \leq 1x10^{-6}$$

Se dice que se ha encontrado los parámetros cinéticos que se ajustan a los datos experimentales. En la Tabla 3.2 presenta los valores de los parámetros cinéticos obtenidos. Adicionalmente, la Figura 3.1 presenta comparativamente los resultados obtenidos de conversión en función en temperatura utilizando los nuevos parámetros ajustados.

3.1.2 Parámetros cinéticos de las reacciones de producción de clinker

Los parámetros cinéticos de las reacciones 2–5, presentadas en la Tabla 3.3, se encuentran reportados en la literatura (Mastorakos et al., 1999; Mujumdar et al., 2006). Sin embargo, existen diferencias entre las fuentes

bibliográficas. Esto se debe quizás a que la composición, condiciones de reacción, y por ende las leyes de velocidad de reacción para cada tipo de clinker podrían diferir. Diversas reacciones sólido-sólido, sólido-líquido y liquido-liquido, que ocurren en el interior de la fase solida, dan origen a varios compuestos químicos de cadenas moleculares elevadas, tales como: $C_{12}A_7$, C_2AS, CS, C_3S_2, CS_2, CF, C_2F, entre otros. Estos componentes están presentes en la composición final del clinker en cantidades menores al 2%, por lo cual es razonable modelar el proceso reactivo teniendo en cuenta solo las reacciones 2–5 reportadas en la Tabla 3.

Debido a que no se tendrá en cuenta el cambio de fases en las reacciones de clinkerización, estas se modelarán a partir de una cinética tipo Arrhenius, la cual toma en consideración una pseudo-fase, en la cual ocurren las reacciones que dan origen al clinker. En la ecuación (3.4) se presenta la ecuación cinética que describe el proceso reactivo

$$R_{i_s} = \sum_{i=1}^{NR} \sum_{j=1}^{NR} Z_{ij} K_{oj} exp\left(\frac{E_j}{RT_s}\right) \prod_{k=1}^{NC} C_k \tag{3.4}$$

En la ecuación (3.3), Z_{ij} representa el coeficiente estequiométrico de la especie *i* en la reacción *j*, K_{oj} y E_j son los coeficientes cinéticos reportados en la Tabla 3.3. La productoria de las concentraciones C_k deja ver que la expresión cinética es de primer orden con respecto a cada reactivo involucrado.

Tabla 3.3. Parámetros cinéticos de las reacciones de producción de clinker Tipo I (Mujumdar et al., 2006)

Reacción	$K_o \left[\frac{m^3}{kg\ s}\right]$	$E \left[\frac{J}{kmol}\right]$
2	1e7	240
3	1e9	420
4	1e8	310
5	1e8	330

3.1.3 Parámetros cinéticos de las reacciones en fase gas

De acuerdo con trabajos reportados en la literatura sobre combustión en hornos rotatorios (Ishii, 2000; Martins et al., 2001; Schaffel et al., 2009) cuando se utiliza carbón como combustible, este libera el material volátil que contiene y es oxidado con el oxígeno presente en la mezcla. La velocidad de liberación de material volátil es bastante rápida cuando se trabaja con carbón pulverizado

(característico en hornos rotatorios) motivo por el cual, en este trabajo, se supondrá que el carbón libera el contenido de material volátil justo al ingresar al horno[9]. Por otra parte, la diferencia de velocidades entre el flujo de gas, c.a. 10 m/s, proveniente de los enfriadores de clinker, y del aire que transporta el carbón, c.a 50 m/s, genera problemas de mezclado que disminuyen la eficiencia de las reacciones en esta fase.

El material volátil está compuesto principalmente por metano, hidrógeno y alquitranes (Schaffel et al., 2009), resaltando que el metano esta en mayor proporción. Esto posibilita considerar el metano como el único componente en el material volátil (Martins et al., 2001; Mujumdar & Ranade, 2006). Es así que en este trabajo considerará únicamente el metano como material volátil.

Con base en la anterior discusión, el número de reacciones químicas a tener en cuenta en la fase gas se reduce las presentadas en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Reacciones consideradas para la fase gaseosa

	Reacción	$\Delta H^o_{rxn_G}\left[\frac{KJ}{mol}\right]$
1	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	-802.9
2	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-393.8

La expresión cinética para la combustión de metano se tomó del trabajo reportado por Mujumdar et al., (2006). En las ecuaciones (3.5-3.6(3.7-3.7) se presentan las ecuaciones cinéticas utilizadas.

$$R_{S,EBU} = C_R \rho \frac{\kappa}{\varepsilon} min\left(Y_F, Y_{O_2}\right) \tag{3.5}$$

$$R_{S,ATT} = B_s {\rho_G}^2 Y_F Y_{O_2} exp\left(-\frac{E_s}{R_g T_G}\right) \tag{3.6}$$

$$R_{combG} = min\left(R_{S,EBU}, R_{S,ATT}\right) \tag{3.7}$$

La ecuación (3.5) es utilizada principalmente en mezclas turbulentas, mientras que la ecuación (3.6) es una expresión tipo Arrhenius. La velocidad de reacción de combustión de metano será por lo tanto establecida mediante la ecuación (3.7). Para la ecuación(3.5), C_R, generalmente asume un valor igual a 4, este parámetro mide el efecto de los remolinos de *Eddy* en combustión turbulenta (Ishii, 2000). Los parámetros B_s y E_s son constantes e iguales a:

$$B_s = 1.6x10^{10}\ \left[\frac{m^3}{kg\ s}\right]$$

[9] Suposición basada en el análisis del modelo de encogimiento de núcleo de partícula presentado en el Apéndice A.

$$E_s = 3125000 \left[\frac{kj}{kmol}\right]$$

$\frac{\kappa}{\varepsilon}$ en la ecuación (3.5), mide la relación energía cinética turbulenta y la velocidad de disipación. Este término se puede aproximar para el caso de modelos unidimensionales de la siguiente manera (Mujumdar et al., 2006):

$$\frac{\kappa}{\varepsilon} = \frac{\dot{Z}}{L} \tag{3.8}$$

donde $\dot{Z}$ es la distancia desde el extremo de la boquilla del quemador (entrada inferior del horno).

La ecuación cinética que describe la reacción de carbón (R_{combC}), se tomó del trabajo reportado por Essehigh et al., (1965), y corresponde a la ecuación (3.9).

$$\frac{1}{R_{combC}} = \frac{1}{K_{c_1} P_{O_2}} + \frac{1}{K_{c_2} P_{O_2}} + \frac{1}{K_{C_3}} \tag{3.9}$$

donde:

$$K_{c_1} = \left[\frac{\rho_{O_2} M_C \mathcal{D}}{M_{O_2} r_p}\right] Nu \left[\frac{T_G}{T_o}\right]^{1.5} \tag{3.10}$$

$$Nu = 2 + 0.69 {R_e}^{1/2} {P_r}^{1/3} \tag{3.11}$$

Los números de Reynolds (R_e) y Prandtl (P_r) se evalúan a partir de las correlaciones adecuadas para partículas sólidas en el interior de hornos rotatorios, las cuales se presentan en la ecuación (3.12).

$$R_e = \frac{4 \rho_G u_G r_p}{\mu_G} \;\; ; \;\; P_r = \frac{\mu_G {C_p}_G}{K_G} \tag{3.12}$$

La difusividad ($\mathcal{D}$) se estableció como de difusión binaria de Knudsen, del oxígeno en nitrógeno, ya que estos dos componentes son los que están en mayor cantidad en la mezcla gaseosa. Con base en esto, se utilizó la correlación propuesta por Schaffel et al., (2009) para combustión de carbón en hornos rotatorios:

$$\mathcal{D} = \frac{5x10^{-12}(T_G)^{0.5}}{D_p} \tag{3.13}$$

En las ecuaciones (3.14-3.16) se presenta las correlaciones para determinar los parámetros K_{c_2} y K_{c_3}, necesarios en la ecuación (3.9)

$$K_{c_2} = A_1 exp\left(-\frac{14235.12\frac{J}{mol\,K}}{R_g T_G}\right) \tag{3.14}$$

$$A_1 = \frac{M_c \rho_G}{2{M_G}^2}\left(\frac{T_o}{T_G}\right)^{1/2} \tag{3.15}$$

$$K_{c_3} = 1.05x10^5 exp\left(-\frac{167472\frac{J}{mol\,K}}{R_g T_G}\right) \tag{3.16}$$

El parámetro cinético K_{c_2}, con energía de activación A_1, tiene en cuenta la absorción de oxígeno por las partículas de carbón, mientras que el parámetro K_{C_3}, con energía de activación A_2, tiene en cuenta la desorción de los productos de combustión.

3.2 Descripción del modelo matemático del horno rotatorio

Antes de presentar las ecuaciones diferenciales que permiten predecir el comportamiento, es necesario establecer las variables que tiene en cuenta el modelo matemático. Estas se mencionan a continuación:

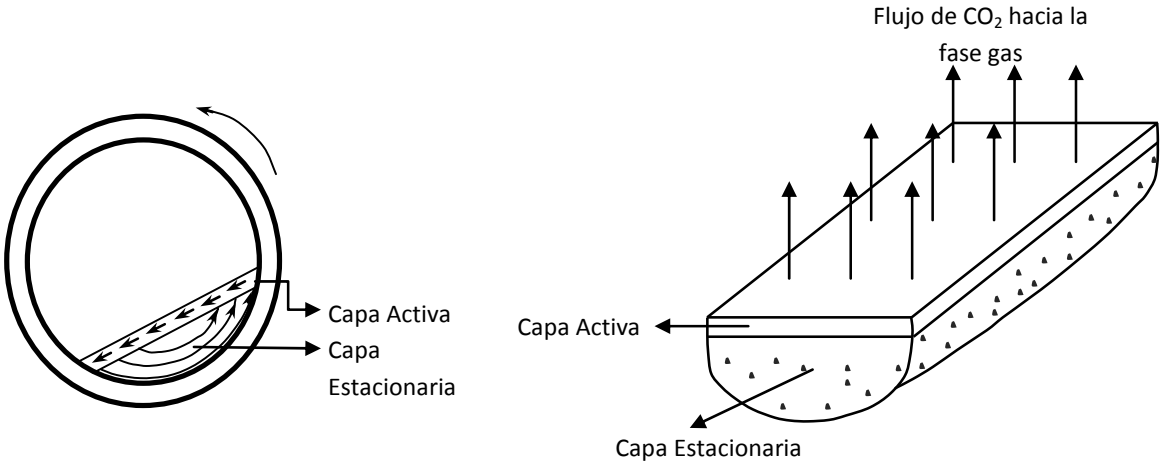
- El material sólido y el flujo de gases circulan al interior del horno, en contra corriente.
- Los sólidos son cargados en la parte superior del horno, teniendo en cuenta que este se encuentra inclinado.
- La variación del área ocupada por el material sólido varía únicamente con la posición axial del horno rotatorio.
- La densidad de la mezcla sólida varía con la longitud del reactor.
- Los balances de materia se adimensionalizaron con el fin de mejorar la estabilidad del sistema de ecuaciones diferenciales en el momento de realizar la integración numérica.

Con base en las características anteriores, a continuación se presenta una descripción detallada del modelo matemático implementado para la simulación del horno rotatorio.

3.2.1 Balances de materia y energía en la fase sólida

El balance de materia para el lecho de sólidos, debe incluir el efecto de la disminución de la densidad del material sólido, la migración del CO_2 producido y la variación de la profundidad del material sólido. En la Figura 3.2, se presenta un esquema del lecho de sólidos dentro del horno, el cual sirve como base para desarrollar el balance de materia y energía de los sólidos en el interior del horno.

Figura 3.2. Esquema de variables involucradas en el movimiento de material sólido en un horno rotatorio



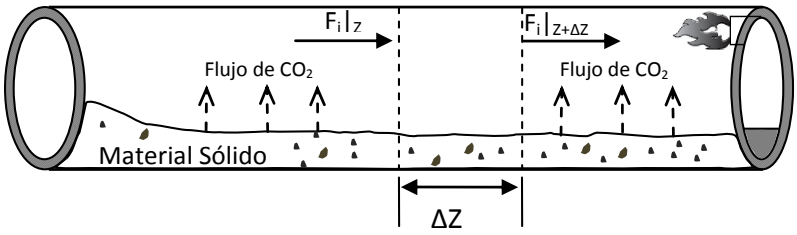
En la Figura 3.2 se esquematiza cómo, debido a la rotación del horno, el material sólido gira generando una capa activa y una capa estacionaria. Es en la capa activa del lecho de sólidos donde principalmente se lleva a cabo la transferencia de materia y energía. La transferencia de materia desde la fase sólida a la fase gas, así como la densidad del material sólido, están relacionada con la migración de CO_2 hacia la región gaseosa

Se considera que el flujo de CO_2 es perpendicular al área de material sólido expuesta a los gases de combustión (Tal como se ilustra en la Figura 3.2). Este flujo de CO_2 se debe a la calcinación de carbonato de calcio ($CaCO_3$), tal como se presenta en la reacción 1 (Tabla 3.1). Luego, el flujo de CO_2 será apreciable siempre y cuando la mencionada reacción se lleve a cabo. El modelo matemático desarrollado para describir el proceso reactivo dentro del horno rotatorio se obtuvo a partir de las siguientes consideraciones:

- El material sólido ingresa parcialmente calcinado al horno, lo cual repercute en el flujo de entrada de CaO.
- No ingresa CO_2 con el material sólido.
- El CO_2 producido en la fase sólida es arrastrado por el flujo de gas.
- El área ocupada por el lecho de sólidos varía con la longitud del horno (Capitulo 2).
- La variación en la densidad y flujo de material sólido, se debe principalmente a la migración de CO_2 a la región gaseosa.
- Se trabajará con balances en composiciones másicas.

En la Figura 3.3 se presenta un diagrama esquemático del horno rotatorio, en el cual se muestra la división (conceptual) del horno en un elemento diferencial (ΔZ), el cual servirá para obtener las ecuaciones diferenciales del modelo unidimensional.

Figura 3.3. Esquema de un horno rotatorio. Modelo unidimensional



En cada sub-volumen de longitud ΔZ, las condiciones se puedan considerar espacialmente uniformes. Considerando que F_{iZ} representa el flujo másico que entra al elemento diferencial en Z, y que $F_{iZ+\Delta Z}$ el que sale en Z+ΔZ, se puede obtener fácilmente la variación de la composición másica para cada especie en el lecho de sólidos(Froment & Bischoff, 1979; Fogler, 2006). El balance de materia adimensional para los componentes presentes en la fase sólida, se presenta en la ecuación (3.17).

En cada sub-volumen de longitud ΔZ, las condiciones se puedan considerar espacialmente uniformes. Considerando que F_{iZ} representa el flujo másico que entra al elemento diferencial en Z, y que $F_{iZ+\Delta Z}$ el que sale en Z+ΔZ, se puede obtener fácilmente la variación de la composición másica para cada especie en el lecho de sólidos (Froment & Bischoff, 1979; Fogler, 2006). El balance de materia adimensional para los componentes presentes en la fase sólida, se presenta en la ecuación (3.17).

$$\frac{d(Y_i{}^s)}{d\xi} = \frac{L}{A_s \rho_s{}^o}\left[R_i{}^s \frac{A_s}{v_s} - \frac{A_s Y_i{}^s}{L}\frac{d(\delta_s)}{d\xi}\right] \qquad (3.17)$$

El balance de materia queda entonces en función de la variación de la densidad del material sólido (δ_s). Para obtener una expresión para tal variación, se planteó un balance de materia sobre el elemento diferencial mostrado en la Figura 3.3, el resultado corresponde a la ecuación (3.18).

$$\frac{d(\delta_s)}{d\xi} = \frac{L}{{\rho_s}^o}\frac{\left(-R_{CO_2}\right)}{\nu_s} \tag{3.18}$$

El modelo matemático que describe el balance de materia del material sólido en el interior del horno rotatorio, queda completamente establecido si se tiene en cuenta la variación del flujo másico total de sólidos. Con base en la discretización mostrada en la Figura 3.3, se planteó la siguiente ecuación para "controlar" el flujo global de material sólido.

CONFIDENCIAL (3.19)

La ecuación (3.19) permite controlar el flujo de material sólido en cada posición axial (*Z*) en función de la producción de CO_2 en el mismo punto dentro del horno rotatorio. Cuando la calcinación del $CaCO_3$ deja de ocurrir en el lecho de sólidos, la producción de CO_2, reflejada en el término Y_{CO_2}, tiende a cero, por lo que el flujo de material sólido permanecerá constante a lo largo de la longitud del horno. El balance de materia debe solucionarse simultáneamente con el balance de energía para la fase sólida. Al igual que el balance de materia, el balance de energía debe tener en cuenta la variación de la densidad del lecho de sólidos y la migración de CO_2 hacia la fase gas (Martins et al., 2001; Mujumdar et al., 2006). Así, el balance de energía adimensionalizado en la posición axial, para la fase sólida queda representando mediante la ecuación (3.20).

$$\frac{d(T_S)}{d\xi} = \frac{\theta L}{A_s \nu_s {C_p}_s {\rho_s}^o} - \left[T_S + \frac{\lambda_s}{{C_p}_s}\right]\left[\frac{1}{L}\frac{d(\delta_s)}{d\xi}\right] \tag{3.20}$$

donde θ está dado por:

$$\theta = QL_{cs} + \sum {\Delta H_{rxn}}^s(T_s)R_i^s - S_{CO_2} \tag{3.21}$$

La variable L_{cs} corresponde a la longitud de la cuerda de capa activa, o de sólidos, expuesta a los gases (Saeman, 1951; Ndiaye et al., 2010). El primer término a la derecha de la igualdad en la ecuación (3.21) tiene en cuenta la transferencia de energía por convección y radiación entre el lecho de sólidos y los gases calientes. El segundo término, al mismo lado de la igualdad, involucra el carácter endotérmico o exotérmico de las reacciones de producción de clinker. El último término de la ecuación (3.21), S_{CO_2}, es el flujo de energía por unidad de longitud de reactor que acompaña al flujo de materia de CO_2, desde el lecho de sólidos hacia la fase gas.

3.2.1.1 Fundición de material sólido y revestimiento sobre el horno

La fundición de material sólido se presenta debido al incremento de la temperatura del lecho de sólidos. A medida que el material sólido se funde, se presentan incrustaciones sobre las paredes internas del horno. Este fenómeno aunque es no es deseado en hornos rotatorios debido a que disminuye el diámetro efectivo del mismo y reduce la vida útil del material refractario (Brimacombe & Watkinson, 1978; Barr et al., 1989; Li et al., 2005; Boateng, 2008), es el causante de la transferencia de iones para formar las fases mineralógicas.

La cantidad de material fundido es directamente proporcional a la temperatura alcanzada por el lecho de sólidos. A partir de la ecuación (3.22)(3.24) se determinó la cantidad de material fundido, esta ecuación representa el porcentaje de material fundido que se forma en el horno rotatorio.

$$\psi = maximo\left(0, \frac{T_S - T_{sl}}{T_{lq} - T_{sl}}\right) \tag{3.22}$$

En la ecuación (3.22), T_{sl} y T_{sl} son la temperatura de *liquidus* (temperatura a la cual toda la masa de sólidos es líquida) y *solidus* (temperatura a la cual la primera gota de líquido se forma), respectivamente (Mujumdar et al., 2006).

La formación de incrustaciones sobre la pared interna del horno, causada por la fundición de material sólido, es un fenómeno complejo. Este depende de la temperatura del lecho de sólidos, composición de la materia prima procesada, temperatura de fundición del mineral procesado, entre otras. En este trabajo, debido a la escasa información reportada en la literatura sobre este fenómeno, se asumió la formación de incrustación lineal a la temperatura del lecho de sólidos. La ecuación que permite predecir el espesor de la capa de incrustación formada, corresponde a la ecuación (3.23).

$$C_T = \left(\frac{T_S - T_{sl}}{T_{coat} - T_{sl}}\right) C_{T_{max}} \tag{3.23}$$

En la ecuación (3.23), T_{coat} es la temperatura a la cual se supone se logra el máximo espesor la cual se fijó en 1600K a partir del trabajo desarrollado por (Mastorakos et al., 1999; Mujumdar et al, 2006). En ausencia de información el máximo espesor de incrustación formada $C_{T_{max}}$, se fijó como 4% del diámetro interno del horno rotatorio.

3.2.2 Balances de materia y energía en la fase gas

En el desarrollo de los balances de materia y energía para la región gaseosa, se tomó como base la discretización del horno rotatorio mostrada en la Figura 3.3. En la ecuación (3.24), se presenta el balance de materia adimensional por componente para la región gaseosa.

$$\frac{d\left(Y_i^G\right)}{d\xi} = \frac{R_i^G L}{A_G u_G \rho_G} + F_{CO_2} \tag{3.24}$$

donde F_{CO_2} está dado por:

$$F_{CO_2} = \frac{{R_{CO_2}}^s L}{u_G \rho_G} \tag{3.25}$$

En la ecuación (3.24), el primer término de la derecha tiene en cuenta las reacciones químicas que ocurren en la fase gas (ver Tabla 3.), mientras que el segundo término de la derecha tiene en cuenta la llegada de CO_2 desde el lecho de sólidos, el cual corresponde a la ecuación (3.25).

El balance de energía para la fase gas tiene en cuenta la energía debida a la migración de CO_2, desde el lecho de sólidos hacia los gases, así como la transferencia de energía entre los gases calientes, las paredes del horno y el lecho de material sólido. El balance corresponde a la ecuación (3.26).

$$\frac{d(T_G)}{d\xi} = \frac{L}{\sum F_i^G C_{p_G}} \left[F_{CO_2} H_{CO_{s(T_S)}} - Q + A_G \sum {\Delta H_{rxn}}^G (T_G) R_i^G\right] \tag{3.26}$$

En la Tabla 3.5 se presenta el resumen condiciones de frontera, relativas a la dirección de flujo de los sólidos, para las ecuaciones que modelan el funcionamiento del horno rotatorio.

Tabla 3.5. Condiciones de frontera, posición relativa a la dirección de flujo de los sólidos, para resolver el modelo matemático del horno rotatorio

Ecuación	Posición Z = 0	Posición Z = Z
(3.17)	ξ = 0 Y_i^S= Valores conocidos, medidos en planta a la entrada del horno	
(3.18)	ξ = 0 δ_s= 1	
(3.20)	ξ = 0 T_S= Temperatura a la entrada del horno medida en planta	
(3.24)		ξ = 1 Y_i^G= Valores conocidos, medidos en planta a la entrada del horno
(3.26)		ξ = 1 T_G= Temperatura de entrada de los gases

3.2.3 Transferencia de calor entre los gases calientes, material sólido y las paredes internas el horno

Dentro de un horno rotatorio la transferencia de energía en forma calórica se da a través de los mecanismos de conducción, convección, y radiación, predominando esta última. En la literatura abierta, existen diferentes correlaciones para determinar los coeficientes de transferencia de calor al interior de hornos rotatorios (Tscheng & Watkinson, 1979; Gorog et al., 1982; William & Woods, 1935; Li et al., 2005).

La transferencia de calor por convección entre los gases y el material sólido, y entre los gases y las paredes internas del horno, puede ser evaluada a partir de la ecuación (3.27)

$$Q_{CGK} = h_{CGK} A^T{}_{CGK} (T_G - T_k), \quad K = S, P \tag{3.27}$$

En la ecuación (3.27), los subíndices *CGK* hacen referencia a la transferencia de calor por convección entre el gas (*G*) y el lecho de material sólido (*S*), y entre el gas (*G*) y las paredes internas del horno (*P*). De esta manera, el término $A^T{}_{CGS}$ involucra el área de transferencia entre los gases y los sólidos, y

$A^T{}_{CGP}$ entre los gases y las paredes internas del horno. Así mismo, los coeficientes de transferencia de calor por convección serán:

$$h_{CGS} = 0.46\frac{k_G}{D_e}{R_{e_D}}^{0.535}{R_{e_w}}^{0.104}\eta^{-0.341} \tag{3.28}$$

$$h_{CGP} = 1.54\frac{k}{D_e}{R_{e_D}}^{0.575}{R_{e_w}}^{-0.292} \tag{3.29}$$

Donde el diámetro equivalente (D_e), el número de Reynolds (R_{e_D}), y el número de Reynolds de giro del horno rotatorio (R_{e_w}), se evalúan a partir de las siguientes ecuaciones:

$$D_e = \frac{0.5D_{Hi}\left(2\pi - \Theta + sin(\Theta)\right)}{\left(\pi - \frac{\Theta}{2} + sin\left(\frac{\Theta}{2}\right)\right)} \tag{3.30}$$

$$R_{e_D} = \frac{D_e u_G \rho_G}{\mu_G} \tag{3.31}$$

$$R_{e_w} = \frac{{D_e}^2 \omega \rho_G}{\mu_G} \tag{3.32}$$

El parámetro η, en la ecuación (3.28), es función del ángulo de inclinación del horno rotatorio (Mujumdar & Ranade, 2006). La ecuación (3.33) presenta la forma de calcularlo.

$$\eta = \frac{\beta - \sin(\beta)}{2\pi} \tag{3.33}$$

El flujo de calor por radiación, entre el gas caliente y el material sólido, y entre el gas caliente y las paredes internas del horno, se determinó a partir de la ecuación (3.34), la cual es válida para valores de emisividad del gas, $\varepsilon_G \geq 0.8$.

$$Q_{RGK} = \sigma A_{RGK}(\varepsilon_K + 1)\left(\frac{\varepsilon_G T_G^4 - \alpha_G T_K^4}{2}\right), \quad K = S, P \tag{3.34}$$

El flujo de calor por radiación entre el lecho de sólidos y las paredes internas del horno, se evaluó a partir del modelo propuesto por Martins et al. (2001).

$$Q_{rps} = \sigma A_{RSP}\varepsilon_p\varepsilon_s(1 - \varepsilon_G)\Omega\left(T_p^4 - T_s^4\right) \tag{3.35}$$

Donde Ω está dado por:

$$\Omega = \frac{L_{cs}}{2(\pi - \beta)R} \tag{3.36}$$

La conductividad térmica y la viscosidad del gas se determinaron a partir de las correlaciones reportadas por Mujumdar et al., (2006) las cuales son específicas para gases dentro de hornos rotatorios, ya que tienen en cuenta la presencia del material sólido, rotación en inclinación del horno, entre otras. Estas se presentan a continuación:

$$\begin{aligned} \mathrm{k_G} = -7.494x10^{-3} + (1.709x10^{-4})T_G - (2.377x10^{-7})T_G{}^2 \\ + (2.202x10^{-10})T_G{}^3 - (9.463x10^{-14})T_G{}^4 \\ + (1.581x10^{-17})T_G{}^2 \end{aligned} \tag{3.37}$$

$$\mu_{\mathrm{G}} = 0.1672x10^{-5}\sqrt{T_G} - 1.058x10^{-5} \tag{3.38}$$

Las ecuaciones (3.37)y (3.38) están en función de la temperatura de los gases, T_G. Por lo tanto, la variación de la conductividad y viscosidad de los gases se dará en cada punto de integración del modelo matemático del horno rotatorio. Al igual que la conductividad y la viscosidad, la densidad de la mezcla de gases (ρ_G) cambiará con la posición axial dentro del horno rotatorio. Para realizar una estimación precisa de la densidad se utilizó la ecuación de estado de Peng-Robinson[10]. En este caso bajo estudio, la mezcla gaseosa se trabajo sin tener en cuenta la contribución por parte de las partículas de carbón pulverizado, ya que su tiempo de reducción de diámetro de partícula es bastante corto [11] (menos de 1s).

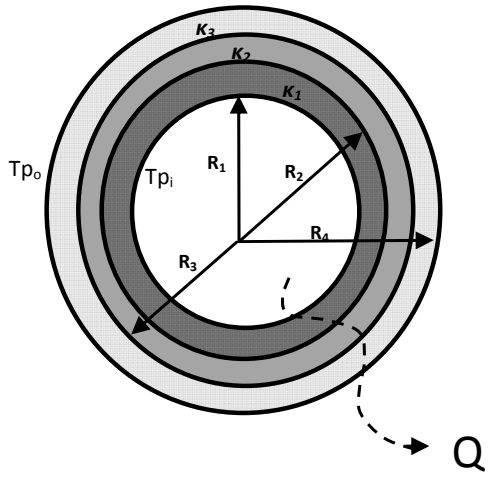
Al desconocerse el valor numérico de la temperatura de pared, T_P, las ecuaciones (3.27), (3.34) y (3.35), no se pueden resolver directamente. Por lo tanto, para poder determinar la transferencia de calor entre los gases y la pared interna del horno, y entre el material sólido y la pared interna del horno, se definió el siguiente procedimiento iterativo:

i. Suponer la temperatura de pared interna (Tp_i).
ii. A partir de las resistencias mostradas en la Figura 3.4, determinar la temperatura de pared externa (Holman, 1997; Bird et al., 2002).
iii. En este punto se necesita conocer la temperatura de pared externa (Tp_o) experimental o medida en planta (generalmente a partir de termómetros infrarrojos), con el fin de comparar la temperatura de pared externa calculada y la temperatura de pared externa experimental.

[10] Para mayor información sobre la EOS de Peng-Robinson consultar Reid et al., (1987)
[11] Un análisis más detallado se presenta en el Apéndice A

iv. Si la diferencia entre las dos temperaturas es menor que un criterio de tolerancia (definido en este trabajo como menor que $1x10^{-6}$), se dice que la temperatura de pared interna supuesta es la correcta.

Figura 3.4. Esquema de las resistencias térmicas en un horno rotatorio



En la Figura 3.4, se esquematiza las diferentes capas de aislamiento que tiene un horno rotatorio. Dependiendo del material utilizado, la conductividad térmica (*k*) tendrá un valor específico. El flujo de calor (*Q*) ocurre desde adentro del horno hacia afuera, atravesando las capas de aislamiento, estas se instalan con el ánimo de reducir las pérdidas de energía a través de la coraza del horno, lo cual reduce la temperatura externa de la coraza del horno. Estas resistencias están en serie, análogo a un circuito eléctrico (Bird et al., 2002).

Finalmente, para solucionar el sistema de ecuaciones algebraicas representado por las ecuaciones (3.27), (3.34) y (3.35), el procedimiento iterativo se implemento junto con un algoritmo de localización de raíces del tipo Newton Rapshon (Mathews & Fink, 1999; Yang et al., 2005).

Una vez desarrollado el modelo matemático a usar en la simulación del horno rotatorio, a continuación, se presentan algunos datos de planta facilitados por una empresa colombiana, los cuales servirán como base para el caso de estudio analizado

3.3 Datos de planta

Con el fin de comprobar la fiabilidad del modelo desarrollado, se simulará el comportamiento de un horno rotatorio industrial colombiano cuyas dimensiones se presentan en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Dimensiones y parámetros de operación del horno rotatorio a simular

Variable	Valor
Longitud [m]	50
Velocidad de Rotación [r.p.m]	5,5
Radio interno del horno [m]	1,7
Espesor material aislante [m]	0,068
Espesor segundo material aislante [m]	0,4
Radio interno coraza [m]	2,168
Radio externo coraza [m]	2,2
Angulo de inclinación [grados]	3,5

A partir de los datos presentados en la Tabla 3.6 se puede determinar fácilmente que la relación $\frac{D}{L}$ es mucho menor que 10, lo cual sugiere la implementación de un modelo unidimensional.

En la Tabla 3.7 se presentan flujos, composiciones, y temperaturas de entrada, para los gases y para el material sólido, los cuales serán utilizados como condiciones iniciales para resolver el sistema de ecuaciones resumidas en la Tabla 3.5.

Tabla 3.7. Datos de planta de los flujos y composiciones de entrada al horno rotatorio

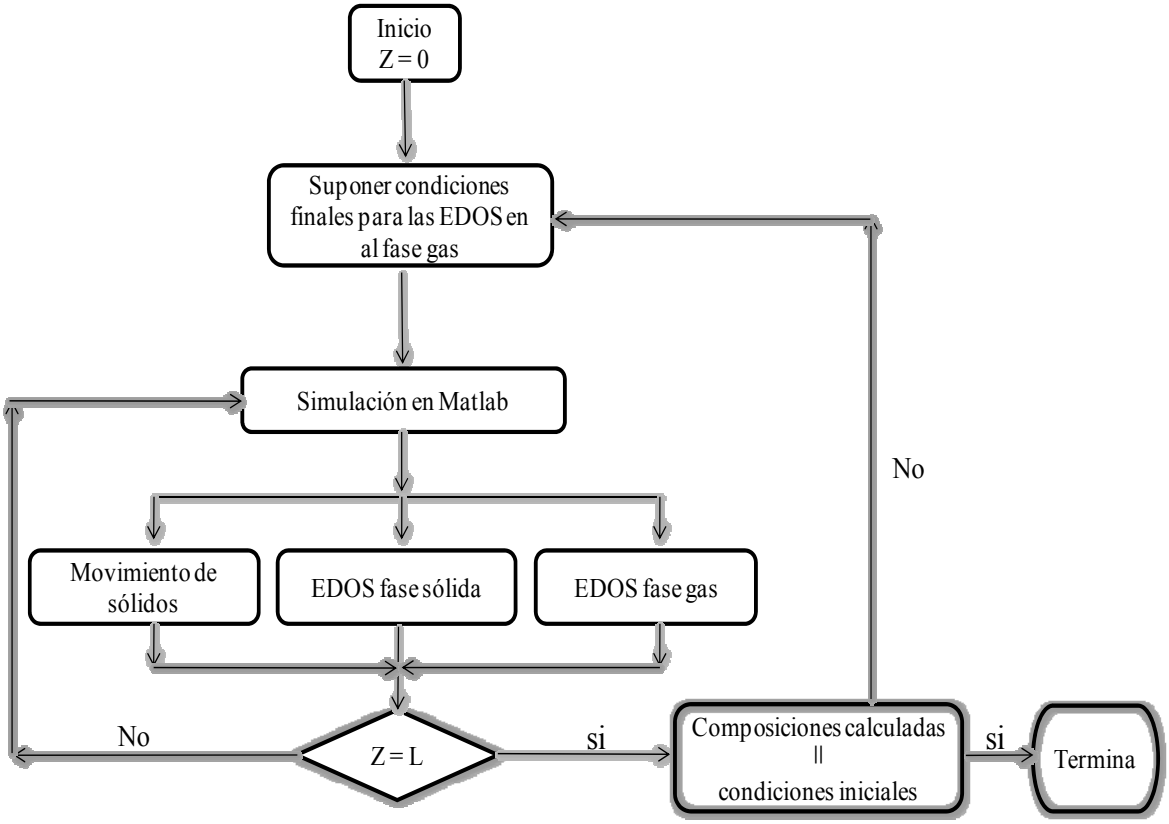
CONFIDENCIAL

3.4 Método numérico de solución del modelo

Considerando las condiciones establecidas en la Tabla 3.5; el modelo matemático planteado para el horno rotatorio; y la información de planta disponible (Tabla 3.7) es posible resolver utilizando diversos métodos de integración de sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias, tales como: el método del disparo, colocación ortogonal, entre otros (Mathews & Fink, 1999; Yang et al., 2005). En este trabajo se resolvió el modelo matemático del horno rotatorio mediante el método del disparo, el cual se esquematiza en el siguiente diagrama.

Como criterio de convergencia es tomo una diferencia entre las condiciones iniciales para la fase gas calculadas, y las condiciones iniciales dadas. El algoritmo presentado en la Figura 3.5 se implemento utilizando el software MatLab®.

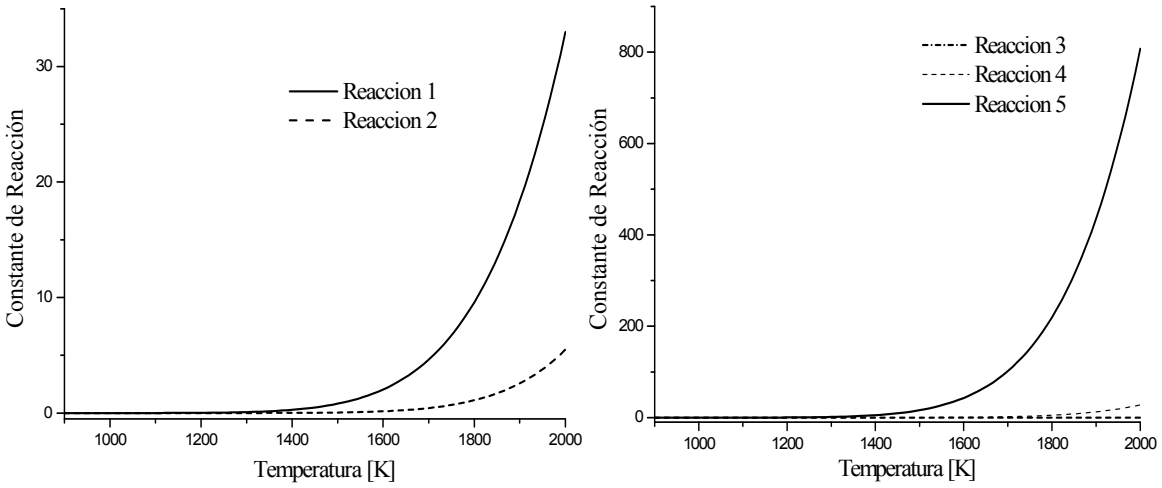
Figura 3.5. Algoritmo del método del disparo



3.5 Resultados

Antes de presentar los resultados de los perfiles obtenidos, en la Figura 3.6 se presenta la variación de la constante de reacción ***K*** con la temperatura, para las cinco reacciones reportadas en la Tabla 3.1.

Figura 3.6. Variación de la constante de reacción con la temperatura



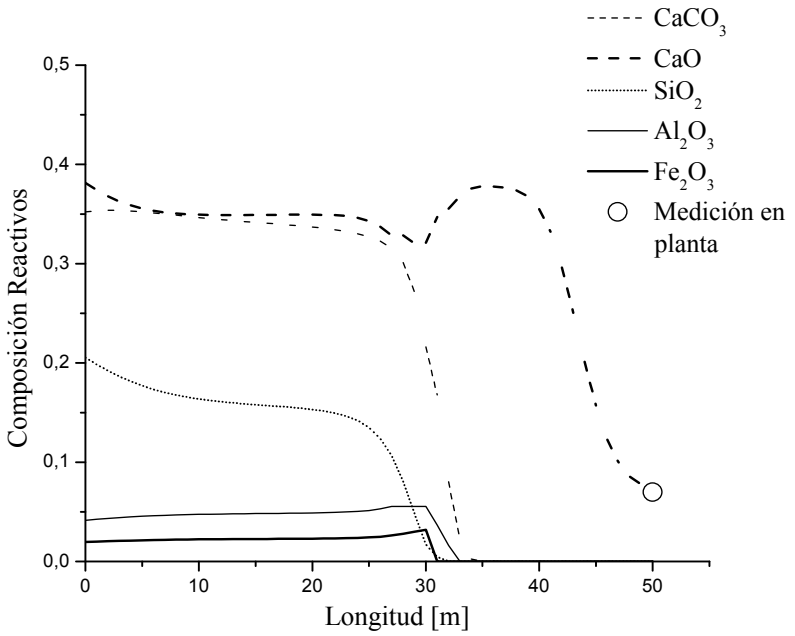
En la Figura 3.6, se observa como la constante de reacción 1 (Tabla 3.1), aumenta más rápido que las reacciones 2-5 (Tabla 3.1): a media que la temperatura se incrementa, por encima de 1400 K crece exponencialmente; esto repercute en un avance más veloz y mayor de esta reacción, con respecto a las demás reacciones. Este comportamiento repercutirá en el perfil de composiciones desarrollado por el $CaCO_3$ y el CaO en la longitud del reactor. La reacción 2, la cual tiene como uno de sus reactivos el óxido de calcio, CaO, es apreciable después de 1600 K; por lo tanto, se espera que en los primeros metros del horno rotatorio esta reacción no ocurra en mayor proporción que la reacción 1. Una vez alcanzados los 1600 K, la relación entre las constantes cinéticas de las leyes de velocidad de las reacciones 1 y 2 serán las que determinen en gran medida el perfil desarrollado por el $CaCO_3$, CaO, y SiO_2.

Las constantes de las leyes de velocidad de las reacciones 3-5, son apreciables después de 1600 K, siendo la constante de reacción 5 la que mayor incremento presenta en el intervalo de temperatura analizado. Este comportamiento, sumado a la concentración de reactivos, y perfil de temperatura desarrollado por el material sólido, repercute en el avance de las reacciones, perfiles de composiciones de reactivos y productos, y dimensiones del horno rotatorio, especialmente en la longitud (*L*).

En la Figura 3.7se presentan los perfiles de composiciones de reactivos en función de la posición axial del horno rotatorio. En esta figura se puede ver como la composición másica del carbonato de calcio ($CaCO_3$) disminuye lentamente en

los primeros 25 m; después de esta longitud, la composición disminuye rápidamente, y a continuación de c.a. 5 m se agota totalmente.

Figura 3.7. Perfiles de composiciones másicas de reactivos a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y datos de planta



La calcinación del $CaCO_3$ (reacción 1, Tabla 3.) produce oxido de calcio (CaO). Este compuesto está presente como uno de los reactivos en las reacciones 2-5 (ver Tabla 3.). En la Figura 3.7 se observa como el CaO, permanece prácticamente constante en los primeros 20 m del horno rotatorio; consecuencia de la constante de reacción cinética (ver Figura 3.6). Después de este punto la composición másica empieza a disminuir; esto se debe que la reacción 2, después de esa longitud, ocurre en mayor proporción que la reacción 1. El avance de la reacción 2 repercute en el decremento en el perfil de concentración de oxido de silicio (SiO_2), el cual se agota a los 30 m de longitud de reactor.

Por otra parte, debido al comportamiento de las constantes cinéticas y las concentraciones de los reactivos de las reacciones 3-5; la concentración del CaO sufre un leve incremento, el cual es clave para la procedencia de las reacciones 3-5; una vez alcanza una concentración significativa, sumado al perfil de temperatura, estas reacciones tienen un avance significativo, disminuyendo la concentración de CaO. A medida que el CaO se agota, la alúmina (Al_2O_3) y el oxido de hierro (Fe_2O_3), que son reactivos de las reacciones 4 y 5 respectivamente, se agotan rápidamente hasta prácticamente desaparecer; este comportamiento se presenta después de los 30 m de longitud del horno, lo que coincide con la aparición de material fundido (recordar que en fase liquida se da

la formación de C_3A y C_4AF) debido al incremento en la temperatura del lecho de sólidos (ver Figura 3.9)

En la Figura 3.8, se presentan los perfiles de composiciones másicas de los productos en la fase sólida, confrontados con composiciones medidas en planta. Inicialmente se predice un incremento significativo en la composición de C_2S. El C_2S, se produce en los primeros 30 m del horno, este comportamiento es el reflejo del avance de la reacción 2 y del perfil de composiciones desarrollados por el CaO y SiO_2 en esta sección del horno. Después de los 30 m del horno, la reacción 3 ocurre en mayor proporción (ver Figura 3.6), generando una disminución en la concentración de C_2S; por lo tanto, una disminución del perfil de composición de C_2S va acompañado con un incremento en el perfil de C_3S, tal como se presenta en la Figura 3.8

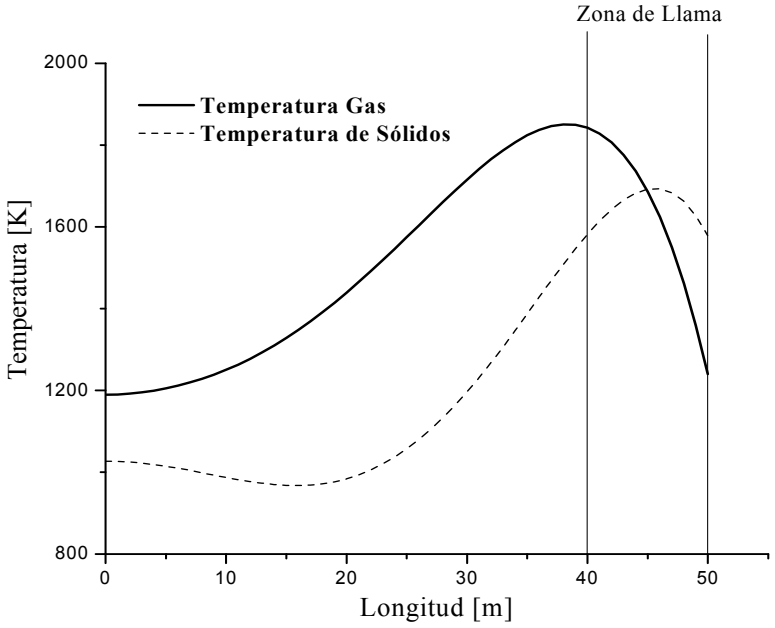
Figura 3.8. Perfiles de composiciones másicas de productos a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y datos de planta

El perfil de composición de los compuestos C_3A y C_4AF, se empiezan a percibir después de los 30m de longitud, lo cual está de acuerdo con los perfiles de composición de reactivos mostrado en la Figura 3.7 y de la constantes cinéticas en función de la temperatura presentadas en la Figura 3.6. Los resultados obtenidos de los perfiles de composición másica de reactivos y productos, están de acuerdo con el comportamiento de las constantes cinéticas en función de la temperatura. En la Figura 3.9, se presenta el perfil de temperaturas desarrollado por la “cama de sólidos” y los gases calientes en función de la posición axial del horno.

El perfil de temperatura de los sólidos es bastante complejo. Al inicio del horno rotatorio, el material sólido ingresa parcialmente calcinado, temperatura superior a 1000K. En los primeros 30m de longitud del horno, la reacción de

calcinación de carbonato de calcio $CaCO_3$ ocurre en mayor proporción que las otras reacciones, esta es bastante endotérmica, lo que sumado a la deficiente transferencia de energía entre los gases calientes de combustión y el lecho de sólidos, ocasiona una reducción en la temperatura del lecho de sólidos. A medida que los sólidos avanzan a través del horno, el carácter endotérmico de las reacciones 1 3 y 4 en fase sólida va disminuyendo y predomina el carácter exotérmico de las reacciones 2 y 5, lo cual sumado a la transferencia de calor desde los gases calientes al lecho de sólidos, repercute en el incremento en la temperatura del lecho de sólidos. Este comportamiento está estrechamente ligado al avance de las reacciones y el cambio de las constantes cinéticas con la temperatura, tal como se presento en la Figura 3.6

Figura 3.9. Perfil de temperatura de sólidos y gases en función de la longitud



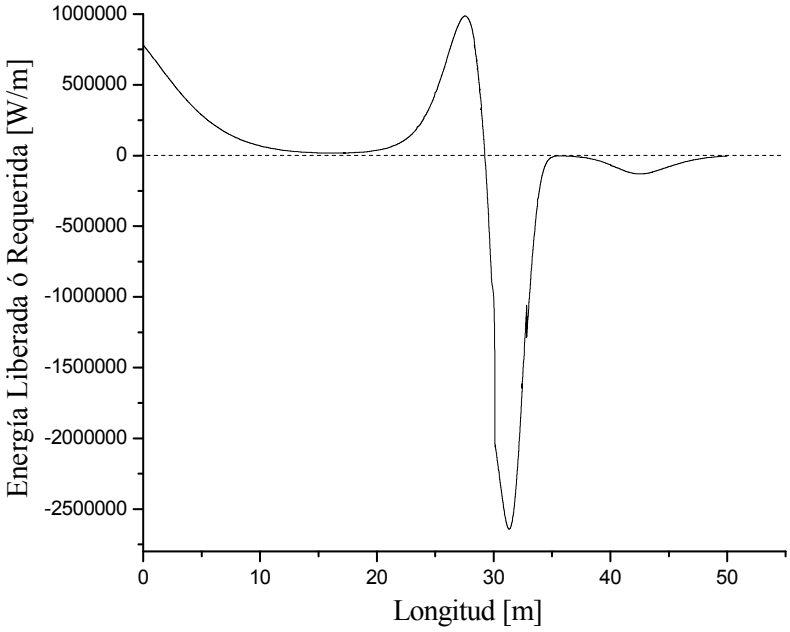
Los gases ingresan calientes, ya que provienen de los enfriadores de clinker, estos ingresan en la sección final del horno rotatorio, donde se encuentra el quemador. En este punto, el combustible se oxida por el oxigeno contenido en el aire y libera una gran cantidad de energía, la velocidad de generación de energía en la fase gas en esta zona del horno es mucho mayor que la velocidad de transferencia hacia las paredes internas del horno y al lecho de sólidos, generándose un fenómeno de “reactor adiabático”, lo cual a su vez repercute en el incremento considerable de la temperatura de los gases. Estos a su paso por el horno, disminuyen su temperatura debido a la transferencia de energía hacia el lecho de sólidos y las paredes internas del horno.

El fenómeno anteriormente discutido define la zona de llama, la cual ocupa los últimos 10 m de longitud del horno, tal como es presentado por

(Kunni & Chisaki, 2008) en su libro, zona en la cual los gases sufren un aumento progresivo de la temperatura alcanzando un máximo.

El incremento en la temperatura los gases y del material sólido en la sección final del horno, genera la formación de material fundición parcial de material sólido (Mujumdar et al., 2007). Este material fundido disminuye la vida del material refractario y afecta la transferencia de calor entre el lecho de sólidos y las paredes internas del horno. El clinker sale del horno se enfría con el fin de detener la fundición de material y evitar el avance de reacciones colaterales indeseadas (Heydenrych, 2001; Del Coz Díaz et al., 2002; Mujumdar et al., 2007). Para una mejor comprensión de este comportamiento, en la Figura 3.10 se presenta la variación de la cantidad de energía liberada o requerida por el lecho de sólidos en función de la longitud del horno rotatorio.

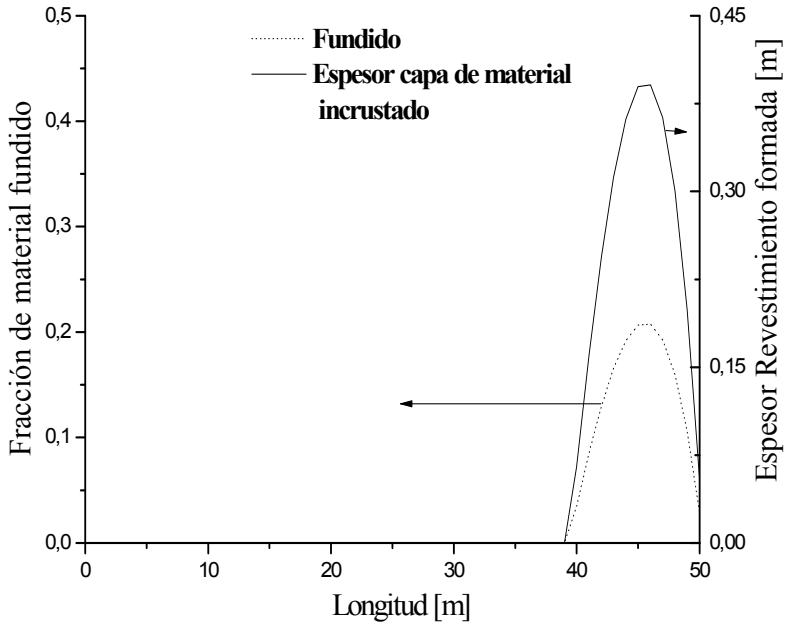
Figura 3.10. Energía liberada o requerida por el lecho de sólidos a través del horno



La complejidad de la evolución de la energía durante la producción de cemento se debe principalmente a que algunas reacciones son altamente endotérmicas y otras son exotérmicas. En la Figura 3.10 se ve como inicialmente la demanda de energía de las reacciones en la fase sólida, es de carácter endotérmico (ver Tabla 3.1); fenómeno que repercute en la disminución de la temperatura de los sólidos (ver Figura 3.9). A medida que las reacciones avanzan en la longitud del horno, se presenta una mayor demanda de energía por parte del lecho de sólidos, lo cual disminuye rápidamente la temperatura de los gases (ver Figura 3.9). La demanda de energía alcanza un máximo; demanda que es requerida por la reacción 1 (ver Tabla 3.), principalmente. Este comportamiento

se presenta en los primeros 25 m de longitud del reactor. Posterior a ello, las reacciones endotérmicas presentan una reducción en su avance y las reacciones exotérmicas ocurren con mayor incidencia; comportamiento que se evidencia en 5m aproximadamente; esto genera una elevación en la temperatura del lecho de sólidos (ver Figura 3.9). En los últimos 10 m de longitud del horno rotatorio, los requerimientos de energía del sistema reactivo en la fase sólida, se aproximan a cero, tendiendo a ser levemente exotérmicas; comportamiento que ayuda al incremento en la temperatura de los gases y sólidos en la sección final del horno. La fundición de material sólido y el recubrimiento sobre la pared interna del horno rotatorio, se presenta en la Figura 3.11.

Figura 3.11. Formación de material fundido e incremento del espesor de material incrustado

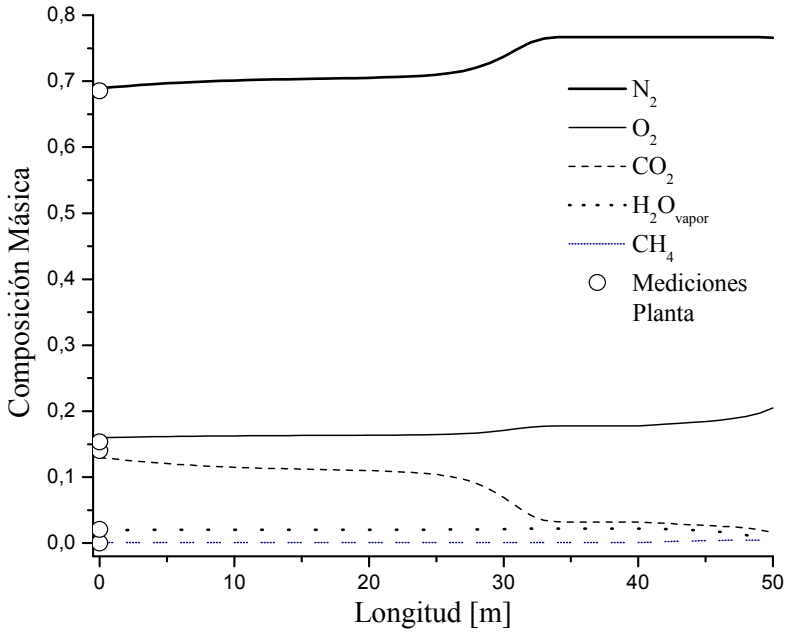


En la Figura 3.11, se observa como el material fundido repercute directamente en la formación de una capa de incrustación. Aproximadamente del 20% del material sólido se funde al final del horno rotatorio; motivo por el cual es necesario enfriar el clinker inmediatamente sale del horno con el fin de evitar reacciones secundarias. A medida que el material se funde y se solidifica, el espesor de la capa de incrustación sobre la pared interna, se incrementa, repercutiendo en la disminución en el diámetro efectivo del movimiento de sólidos y en la vida del material refractario. Esta capa de revestimiento ocasiona fisura en el material refractario, por lo que se hace necesario realizar mantenimiento periódico sobre los ladrillos refractarios del horno

El perfil de composiciones calculado para la mezcla gaseosa se presenta en la Figura 3.12 junto con los datos de planta.

En la Figura 3.12, se observa como la composición de O_2 y N_2 disminuyen a medida que se acercan a la salida del horno (recordar que es movimiento en contra corriente al de los sólidos), debido a la producción de CO_2. La producción de CO_2 se da principalmente en los primeros 30m de longitud, ya que la reacción de calcinación de $CaCO_3$ (ver Tabla 3.1) tiene un notable avance en esa sección del horno. Por otra parte, la cantidad de vapor de agua producida es bajo, ya que, como se puede ver, la composición de metano es igualmente baja (consecuencia de la composición del carbón usado como combustible).

Figura 3.12. Perfiles de composiciones másicas de los gases a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y datos de planta



Finalmente en la Figura 3.13, se presentan los resultados obtenidos para la variación del flujo de material sólido a lo largo del horno y se compara con el dato de planta.

El flujo de sólidos disminuye conforme se avanza en el horno debido principalmente a la migración de CO_2 a la fase gas. La discrepancia entre el valor medido en planta y el valor predicho por el modelo matemático (1.14%), puede ser originada por la suposición que la única fuente de variación del flujo de sólidos es la producción de CO_2, ya que es posible imaginar la incidencia de otros factores tales como: arrastre de partículas sólidas por el gas, estancamiento del material sólido dentro del equipo, etc. Incidan en la disminución del flujo de material sólido. Aun así, el modelo matemático propuesto, ecuación (3.19), representa bastante bien la disminución del material sólido a la salida del horno rotatorio.

Figura 3.13. Variación del flujo de sólidos a lo largo del horno rotatorio: Simulaciones y dato de planta

3.6 Conclusiones

En este capítulo se desarrolló un modelo para la simulación de un horno/reactor rotatorio industrial para la producción de cemento. El modelo unidimensional desarrollado tiene en cuenta los siguientes aspectos: Variación del área ocupada y el perfil de altura desarrollado por el material sólido a lo largo del horno, la transferencia de energía y materia entre el lecho de sólidos y la fase gas, la variación en la densidad y la producción de CO_2 en el lecho de sólidos. Por otra parte, para analizar la forma en que las partículas de combustible reaccionan y generan energía se implementó un modelo de "encogimiento de núcleo", el cual repercutió en las especies involucradas en la fase gas. Los resultados de las simulaciones realizadas se confrontaron con mediciones en una planta cementera industrial Colombiana. La diferencia entre los valores calculados y los de planta presentaron errores inferiores al 7%.

Las simulaciones realizadas evidenciaron la variación de la temperatura del material sólido en función de la longitud del horno rotatorio, como consecuencia de los requerimientos energéticos del conjunto de reacciones en la fase sólida y de la transferencia de energía desde los gases calientes hacia el lecho de sólidos. Las reacciones químicas presentan un carácter dual en el horno rotatorio: inicialmente predominan las reacciones altamente endotérmicas, disminuyendo levemente la temperatura del material sólido, posterior a ello, las reacciones exotérmicas dominan el proceso reactivo, lo cual repercute en un incremento acelerado de la temperatura de la cama de sólidos, y finalmente, debido al avance de las reacciones químicas, las reacciones presentan un

carácter levemente exotérmico, lo que sumado al carácter altamente exotérmico de las reacciones de combustión del carbón, genera un incremento en la temperatura de los gases y del material sólido (estas últimas definen la llamada zona de llama del horno, tal como se ha propuesto en la literatura).

El incremento de la temperatura del material sólido ocasiona fundición de material sólido, el cual a su vez repercute en la aparición de componentes claves del clinker y de incrustaciones sobre los ladrillos refractarios del horno rotatorio. A pesar de la complejidad de estos fenómenos, mediante correlaciones propuestas en la literatura se logró predecir la cantidad de material fundido y de la aparición de incrustaciones sobre las paredes internas, encontrándose que la capa de recubrimiento es directamente proporcional a la cantidad de material sólido fundido.

4. Análisis energético y exergético del horno rotatorio

Resumen

En el presente capítulo se presentan los resultados del estudio del consumo de energía de un horno rotatorio industrial. El enfoque utilizado fue el de entrada-salida, el cual ha sido reportado en análisis similares por diversos autores. Se desarrolló una herramienta computacional para realizar la auditoría energética del horno/reactor rotatorio para la producción de clinker: v.g., evaluar la eficiencia energética. Para esto se utilizaron los resultados obtenidos en el Capitulo 3, las ecuaciones de conservación de materia y energía, y los balances de exergía. Los resultados obtenidos dejan ver que la eficiencia energética no es un indicador real de la utilización de la energía en el proceso, mientras que la eficiencia exergética si permite conocer y valorar el funcionamiento energético del horno. Se evaluaron las pérdidas energéticas del horno rotatorio, específicamente las pérdidas a través de la coraza. Este análisis sirvió como punto de partida para determinar el espesor critico de aislamiento del horno rotatorio y confrontarlo con el utilizado en la operación industrial. El análisis efectuado permitió proponer la alternativa de la instalación de una segunda coraza sobre el horno rotatorio para recuperar parte de la energía perdida por las paredes. El resultado de la instalación de la segunda coraza permitió mejorar la eficiencia exergética del proceso, disminuir las pérdidas de energía al ambiente, abriendo la posibilidad de utilizar la energía contenida en el aire que sale de la segunda coraza para disminuir en el consumo energético global del proceso de producción de cemento.

Introducción

La materia prima para la producción de clinker (componente base del cemento) es el carbonato de calcio ($CaCO_3$) o piedra caliza, la cual se extrae de minas o canteras. Este mineral generalmente se encuentra mezclado principalmente con sílice (SiO_2), óxido de hierro (Fe_2O_3), y alúmina (Al_2O_3). En el proceso de producción de cemento, la materia prima debe ser molida y precalentada antes de ingresar al horno rotatorio, en donde las principales reacciones de producción de clinker se efectúan mediante un proceso de pirolisis. Los procesos antes mencionados requieren un elevado consumo energético, especialmente el efectuado en el horno rotatorio. Por lo tanto, se dice que el proceso de producción de cemento es intensivo, energéticamente hablando.

Teóricamente, producir una tonelada de clinker (base para el cemento) requiere 1.6 GJ de calor (Boateng, 2008). Sin embargo, la cantidad de energía suministrada al proceso varía dependiendo de la ruta seguida, es decir, vía seca o vía húmeda. En una operación en seco se consumen en promedio entre 3GJ/ton y 5 GJ/ton, mientras que en una operación vía húmeda, el consumo puede llegar a los 7 GJ/ton (Liu et al., 1995;Carvalho & Madivate, 1999; Khurana et al., 2002). El consumo energético depende de factores como; materia prima a procesar, tipo y calidad del combustible usado, proceso efectuado, condiciones de aislamiento del horno, entre otros.

Las corrientes de salida de un horno rotatorio son principalmente: el producto (clinker), gases producto de la combustión, y una corriente que lleva consigo trazas “polvillo” de material rocoso, esta no se tomará en consideración, ya que generalmente en hornos rotatorios, esta es re-alimentada al proceso Se ha encontrado que cerca del 20% de la energía total de entrada se pierde con la corriente de gases calientes que salen del horno, 6% con la corriente de gas que lleva el “polvillo”, y cerca de un 16% a través de la coraza del horno debido a la convección y la radiación. (Camdali et al., 2004; Kabir et al., 2010). Los gases calientes producto de la combustión se llevan a una serie de pre-calentadores, en los cuales la energía se aprovecha para pre-calentar y pre-calcinar el material sólido rocoso. La energía que lleva la corriente de gas con “polvillo” se desperdicia, así como la energía perdida a través de la coraza del horno.

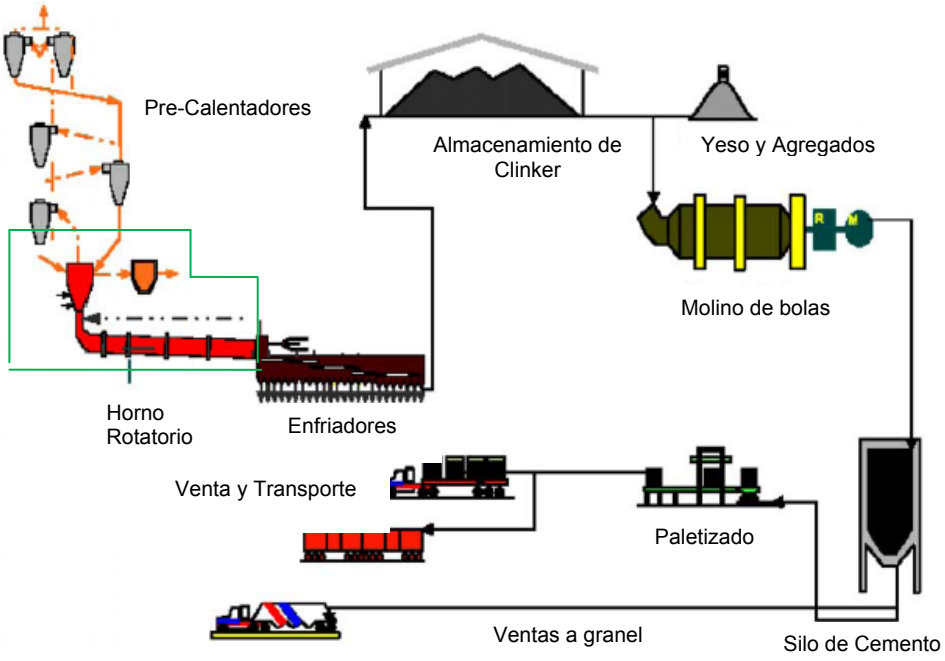
Debido al agotamiento de los recursos o fuentes de energía no renovables, las empresas están obligadas a mejorar la infraestructura existente, reduciendo costos de operación, consumo de combustibles, costos de mantenimiento, entre otras. La otra opción que se tiene es cambiar totalmente el proceso productivo, lo cual resulta en algunos casos inviable e impráctico, o definitivamente condenarse a ser absorbidas por empresas competentes que responden a las necesidades de un mundo globalizado. Ante el problema de consumo de energía, el análisis energético y exergético resulta ser una herramienta adecuada para evaluar y proponer alternativas que permitan reducir el consumo energético de un proceso químico (Sato, 2004). A partir de los balances de primera y segunda leyes de la termodinámica, en este capítulo se desarrolla una herramienta para realizar la

auditoría energética (análisis del consumo energético y exergético) de un horno rotatorio de una empresa Colombiana, lo cual permitirá determinar la eficiencia energética y exergética del mismo.

4.1 Descripción y planteamiento del problema

Considérese el esquema del proceso de producción de cemento que se muestra en la Figura 4.1.

Figura 4.1. Diagrama del proceso de producción de cemento. Adaptada de Camdali et al., (2004)



Como se puede ver en la Figura 4.1, inicialmente el material sólido ingresa a una serie de pre-calentadores los cuales aprovechan la energía de los gases de combustión que salen del horno. Este sistema de pre-calentadores ayudan a pre-calentar y pre-calcinar el material sólido rocoso. Posterior a ello, el material ingresa al horno rotatorio (corazón del proceso) en donde se llevan a cabo las reacciones de producción de clinker. Estas se presentan en la Tabla 4.1.

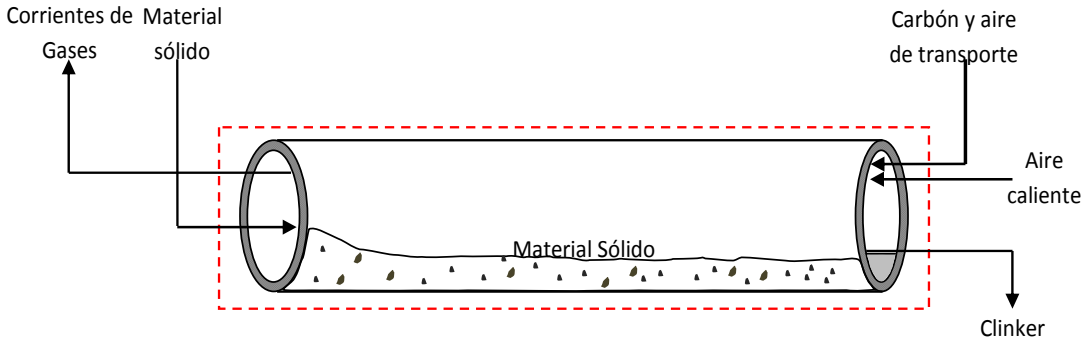
El clinker que sale del horno rotatorio se enfría rápidamente para evitar reacciones secundarias (Boateng et al., 1997; Mujumdar et al., 2007). Posterior a esto, el clinker se mezcla con yeso y aglutinantes, entre otros agregados, en un molino, para dar origen al cemento, ser almacenado y distribuido finalmente.

Tabla 4.1. Reacciones en fase sólida para la producción de clinker (Mujumdar et al., 2006)

	Reacción	$\Delta H^0_{rxn_S}\left[\frac{KJ}{mol}\right]$
1	$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$	179,4
2	$2CaO + SiO_2 \rightarrow C_2S \quad C_2S = 2CaO.SiO_2$	-127,6
3	$C_2S + CaO \rightarrow C_3S \quad C_3S = 3CaO.SiO_2$	16
4	$3CaO + Al_2O_3 \rightarrow C_3A \quad C_3A = 3CaO.Al_2O_3$	21,8
5	$4CaO + Al_2O_3 + Fe_2O_3 \rightarrow C_4AF \quad C_4AF = 4CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3$	-41,3

El equipo que más energía consume en el proceso es el horno rotatorio, con cerca del 85% de la energía total alimentada (Worrell et al., 2000; Söğüt et al., 2010). Con base en lo anterior, el análisis energético y exergético se centrará en esa unidad, definiendo el volumen de control tal como se puede ver en el recuadro que encierra el horno rotatorio en las Figuras 4.1 y 4.2.

Figura 4.2. Esquema horno rotatorio y corrientes involucradas en el proceso



Las condiciones de desempeño del horno rotatorio se tomaron de su simulación (Capitulo 3). Se tienen en cuenta entonces las corrientes de entrada (3) y de salida (2), que corresponden al material sólido, carbón, aire, gases calientes y clinker.

Por otra parte, las especies involucradas en la fase sólida serán las que se presentan en la Tabla 4.1. Las especies involucradas en la fase gas se presentan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Principales reacciones en fase gas para la producción de clinker (Mujumdar et al., 2006)

	Reacción	$\Delta H^{o}_{rxn_G}\left[\frac{KJ}{mol}\right]$
1	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	-802,9
2	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-393,8

4.2 Análisis energético

En la actualidad, las principales fuentes de energía son los recursos no renovables (carbón, petróleo y gas natural, principalmente) y cada día que pasa son menos las reservas con las que se cuentan. Es por ello que se busca mejorar la eficiencia energética de procesos existentes, o proponer alternativas de diseño que permitan reducir el consumo de energía.

El análisis energético de un sistema es una herramienta útil para determinar cómo este está usando la energía suministrada. Mediante el análisis de primera ley se puede estimar el gasto y las transformaciones energéticas de un sistema o de un proceso, sin tener en cuenta cómo y/o dónde la energía se está degradando a formas menos útiles; un análisis exergético permite conocer esto último. Entiéndase por formas menos útiles de energía estados en los cuales no es posible o viable extraer energía de una corriente o sistema.

El primer paso para realizar un análisis energético es realizar un balance de materia, para tener certeza de las magnitudes en flujos másicos o molares que entran y salen del volumen de control. Una vez el balance de materia este "cerrado", es decir la masa total de entrada sea igual a la masa total de salida, se realiza un balance de primera ley para establecer los flujos de energía que entran y salen del sistema. Finalmente se realiza un balance exergético para así conocer las formas de degradación de la energía y en qué lugar se están efectuando con mayor incidencia. Las corrientes presentadas en la Figura 4.2 se enumeraron y caracterizaron como se presenta en la Tabla 4.3.

Teniendo en cuenta la numeración y las especies involucradas en las corrientes presentadas en la Tabla 4.3, se realizaron los balances de materia, energía, y exergía del horno rotatorio bajo estudio.

Tabla 4.3. Numeración de las corrientes de entrada y salida del horno rotatorio

Corriente	Numeración	Compuestos Presentes
Material Sólido	1	CaO SiO_2 Al_2O_3 Fe_2O_3
Aire	2	O_2 N_2
Combustible	3	C (carbón) CH_4
Clinker	4	CaO C_2S C_3S C_3A C_4AF
Gases de combustión	5	CO_2 O_2 N_2 H_2O CH_4 C

4.2.1 Balance de Materia

Realizando un balance de materia global en estado estable sobre el volumen de control (ver Figura 4.2), se obtiene la ecuación (4.1)

$$\sum \dot{m}_e = \sum \dot{m}_s \tag{4.1}$$

donde:

$$\sum \dot{m}_e = \dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_3 \tag{4.2}$$

$$\sum \dot{m}_s = \dot{m}_4 + \dot{m}_5 \tag{4.3}$$

El balance de materia del horno rotatorio se realizó a partir de los resultados de las simulaciones realizadas y presentadas en detalle en el Capitulo 3. De ellas se establecen las condiciones de entrada, es decir, corrientes 1, 2, y 3; y se determinaron las corrientes de salida, corrientes 4 y 5 (ver Figura 4.2 y Tabla 4.3). Las dimensiones del horno rotatorio analizado se resumen en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Dimensiones del horno rotatorio analizado

Variable	Valor
Longitud [m]	50
Velocidad de Rotación [rpm]	5,5
Radio interno del horno [m]	1,7
Espesor material aislante [m]	0,068
Espesor segundo material aislante [m]	0,4
Radio interno coraza [m]	2,168
Radio externo coraza [m]	2,2
Ángulo de inclinación [grados]	3,5

En la Tabla 4.5 se presenta el resumen del balance de materia.

Tabla 4.5. Resumen del balance de materia realizado sobre el horno rotatorio

CONFIDENCIAL

En la Tabla 4.5 se puede ver una pequeña diferencia entre el flujo másico total de entrada y el flujo másico total de salida, diferencia ocasionada por la aproximación numérica del método de integración utilizado en las simulaciones. Así mismo se puede ver que el flujo y compuestos de salida del clinker, corresponde a tipo 1, tal como se estableció en el Capítulo 3.

Por otra parte, el flujo de CO_2 que sale del proceso es aproximadamente 8 kg/s, una medida de la elevada contaminación que generan este tipo de equipos. A este respecto se sugiere al interesado revisar algunos estudios más amplios reportados en la literatura (Huang et al., 2006; Megalos et al., 2001; Szatvanyi et al., 2006; Söğüt et al., 2010; Zabaniotou & Theofilou, 2008).

4.2.2 Balance de Energía

El balance de primera ley de la termodinámica, o ley de la conservación de la energía, se presenta en la ecuación (4.4)

$$E_f - E_i = \int_i^f \delta Q - W \tag{4.4}$$

Para desarrollar este balance, se tienen en cuenta las siguientes consideraciones propias de hornos rotatorios (Kunni & Chisaki, 2008; Boateng, 2008):

- Sistema de flujo.
- No se incluye en el análisis el trabajo (eléctrico, mecánico, magnético, etc.) realizado por el sistema y hacia el sistema.
- Los cambios en la energía cinética y potencial no se tendrán en cuenta. Cambios en la energía cinética aportan muy poco al flujo de energía, comparado con el flujo entálpico, y las corrientes de entrada y salida están siempre a la misma altura de referencia, por lo tanto, el aporte de la energía cinética será nulo.
- El análisis se desarrolló en estado estable.
- La energía liberada por las reacciones del combustible (ver Tabla 4.2), se tomaron como un dato de entrada.

Luego, la ecuación (4.4) se reduce a la ecuación (4.5):

$$Q_L + \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s = 0 \tag{4.5}$$

Donde Q_L, es el flujo de calor perdido a través de la coraza del horno, h es el flujo de entalpia evaluado a la temperatura de la respectiva corriente de flujo[12] y evaluada a partir de la ecuación (4.6).

[12] Calculadas a partir de las entalpias de formación estándar, $h_{f_i}^0$, y las capacidad calorífica Cp_i. Sus valores se tomaron del trabajo reportado por Binnewies & Milke, (2002) y se presentan en el Apéndice B.

$$h_i(T) = \Delta H_i^0 + \int_{T^0}^{T} Cp_i dT \tag{4.6}$$

La ecuación (4.6) es la corrección por temperatura de la entalpía.

4.2.3 Exergía

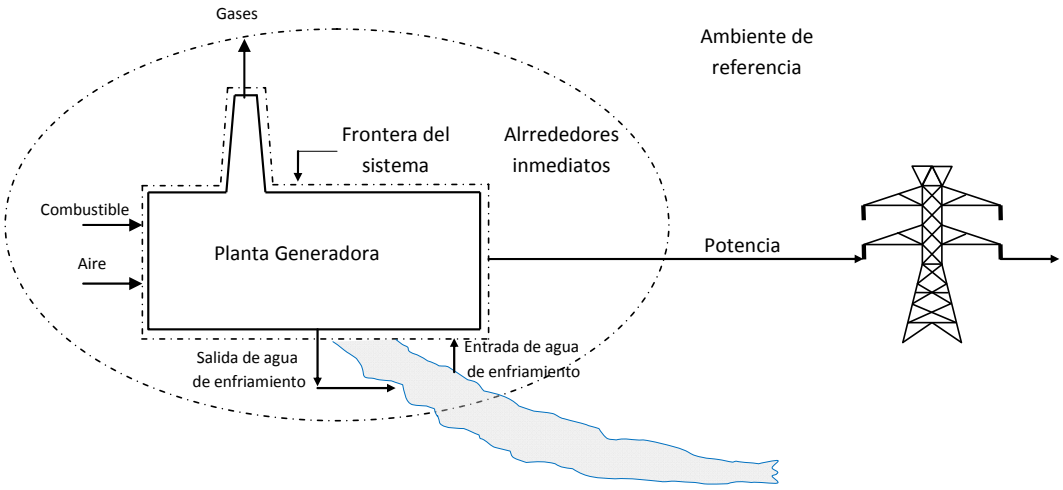
La definición más aceptada y ampliamente usada es la que establece que la exergía es "el máximo trabajo teórico que se puede obtener del intercambio de energía de un sistema el cual tiende al equilibrio con el ambiente de referencia que lo rodea" (Moran & Shapiro, 2006). Resulta conveniente establecer la diferencia entre los cálculos exergéticos y energéticos (segunda y primera ley). En los cálculos de exergía es necesario definir ambientes de referencia, los cuales no necesariamente son las condiciones estándar (v.g., P=1atm y T=298.15K) que sirven como punto de referencia en los cálculos de energía. Mientras que en los cálculos de primera ley de la termodinámica, el estado de referencia se establece únicamente para determinar propiedades termodinámicas. Las siguientes cinco sub-secciones sirven para revisar brevemente algunos de esos conceptos.

4.2.3.1 Ambiente de referencia para cálculos exergéticos

De acuerdo con la primera ley de la termodinámica, un sistema termodinámico es todo aquello que se aísla del medio en el cual se encuentra para realizar estudios de transferencia de energía. Por consiguiente, los alrededores son todo lo externo al sistema.

En un análisis exergético es necesario distinguir entre ambiente de referencia y alrededores. Los alrededores se definen como aquella porción del universo que esta próxima al sistema termodinámico analizado, por lo que sus propiedades intensivas pueden variar durante la interacción con el sistema. La porción de los alrededores que se encuentran a cierta distancia, donde las propiedades intensivas no son afectadas por cualquier proceso que ocurre en el sistema, es el ambiente de referencia (Van Gool, 1998; Zanchini & Terlizzese, 2009). Estos conceptos se esquematizan en la Figura 4.3.

Figura 4.3. Esquema de una planta generadora de energía



El sistema (planta generadora) se separa del medio circundante mediante las fronteras, a través de las cuales intercambia masa o energía con los alrededores inmediatos. Los alrededores inmediatos pueden presentar una variación en sus propiedades como presión, temperatura, densidad, volumen específico, entre otras. Más allá de los alrededores del sistema se encuentra el ambiente de referencia, el cual, por su localización y tamaño, no presenta variación en las propiedades intensivas. La transferencia de energía y materia entre el sistema y el ambiente procede hasta que el sistema alcanza el estado muerto, el cual se define a continuación.

4.2.3.2 Estado muerto

Cuando un sistema tiene unas condiciones diferentes a las del ambiente que lo rodea, está en capacidad de desarrollar trabajo sobre los alrededores. Mientras que el sistema desarrolla trabajo sobre los alrededores, el sistema tiende hacia las condiciones del ambiente, disminuyendo paulatinamente la capacidad de desarrollar trabajo. La oportunidad de realizar trabajo por el sistema cesa cuando el ambiente y el sistema se encuentran en equilibrio. Este estado del sistema se lo conoce como estado muerto, porque es imposible extraer más trabajo del sistema bajo ese ambiente que lo rodea.

En el estado muerto, el sistema, y los alrededores poseen energía, mientras que la exergía es cero, debido a que no hay posibilidad de un cambio espontáneo entre el sistema y los alrededores (Moran & Shapiro, 2006; Som & Datta, 2008).

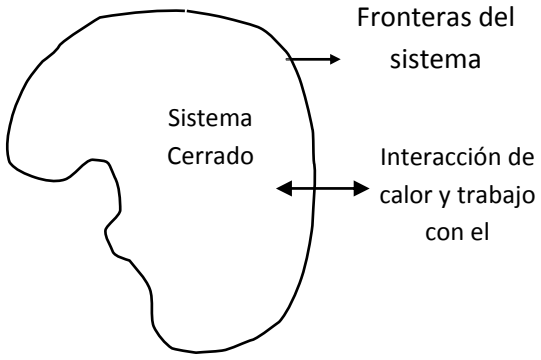
4.2.3.3 Algunas otras consideraciones útiles sobre la exergía

- La exergía es un atributo compartido entre el sistema y el ambiente. Sin embargo, si el ambiente está especificado, la exergía puede tomar valores; lo cual permite considerarla como una propiedad del sistema.
- El valor de exergía no puede ser negativo, ya que en el estado muerto la exergía vale cero.
- La exergía no se conserva, se destruye por las irreversibilidades.
  El caso límite es cuando toda la exergía se destruye debido a las irreversibilidades de un proceso.
- La exergía está compuesta por una parte termo-mecánica y otra química. Cada una de ellas se analiza a continuación.

4.2.3.4 Definición de exergía termo-mecánica

La definición de exergía parte de los principios de la ley de conservación de la energía (primera ley de la termodinámica) y del balance de entropía, por lo tanto el punto de partida es combinar los balances de energía y entropía sobre un sistema cerrado, como el que se presenta en la Figura 4.4.

Figura 4.4. Esquema de un sistema cerrado que intercambia energía con el ambiente



La definición de exergía termo-mecánica, Ψ^{TM} se presenta en la ecuación (4.7).

$$\Psi^{\mathrm{TM}} = (E - E_0) + P_0(V_0 - V) + T_0(S - S_0) \tag{4.7}$$

Donde *E* es la energía del sistema, la cual está compuesta de energía interna, *U*, energía cinética, E_c, y energía potencial, E_p, tal como se presenta la siguiente ecuación:

$$\mathrm{E} = U + E_c + E_p \tag{4.8}$$

Los subíndices *0*, establecen que son condiciones en el estado muerto. Luego, la exergía tiene unidades de energía de acuerdo con la ecuación (4.7). La exergía puede expresarse por unidad de masa, para obtener la exergía especifica. Reemplazando las equivalencias de la energía cinética y potencial en las ecuaciones (4.7) y (4.8), y dividiendo por la unidad de masa, se tiene que:

$$\psi^{\mathrm{TM}} = (u - u_0) + P_0(v_0 - v) - T(s - s_0) + \frac{\boldsymbol{V}^2}{2} + gz \tag{4.9}$$

La ecuación (4.9) es la base para definir la exergía de flujo. El primer y segundo término de la derecha de la anterior ecuación, se pueden agrupar teniendo presente la definición de entalpia, *h*. De esta manera se obtiene la ecuación (4.10):

$$\psi^{\mathrm{TM}} = (h - h_0) - T(s - s_0) + \frac{\boldsymbol{V}^2}{2} + gz \tag{4.10}$$

En las ecuaciones (4.9) y (4.10), las propiedades *u, v, s, y h* se evalúan a las condiciones propias del sistema. Por su inherente definición y obtención, la ecuación (4.10) es la exergía de flujo o exergía termo-mecánica.

4.2.3.5 Definición de exergía química

Como se definió anteriormente, la exergía es una propiedad termodinámica que mide la capacidad para realizar trabajo por un sistema, sustancia pura o mezcla de sustancias, que no se encuentren en equilibrio con el ambiente que lo rodea. Por lo tanto, si una sustancia o una mezcla de sustancias se encuentran a condiciones de T_0 y P_0, pero tiene diferente composición química que el ambiente de referencia, esta sustancia tendrá exergía química. Es decir, la exergía química está asociada a la composición química de sustancia pura o mezcla que es relativa al ambiente que la rodea.

La asignación del ambiente de referencia ha sido objeto de diversos estudios, los cuales pueden ser tan rigurosos que tienen en cuenta los componentes en la atmosfera, corteza terrestre y los océanos (Da Rosa, 2005; Lior et al., 2006; Rivero & Garfias, 2006). La elección del método, número y tipo de compuestos, que debe tener el ambiente de referencia es una elección particular. En este trabajo se tomará como ambiente de referencia aire atmosférico, el cual está compuesto de nitrógeno, oxígeno, vapor de agua y dióxido de carbono, a temperatura y presión ambiente (Tabla 4.6). Este ambiente de referencia es adecuado para analizar procesos de combustión (Moran & Shapiro, 2006; Som & Datta, 2008)

Tabla 4.6. Condiciones específicas del ambiente de referencia (Moran & Shapiro, 2006)

Temperatura	298K
Presión	1 atm
Compuestos y composiciones*	O_2: 20,35 N_2:75,67 CO_2:0,03 H_2O:3,03

* Composiciones Másicas

La reacción de combustión (asumiendo combustión completa de un hidrocarburo en general) se puede describir mediante la siguiente reacción:

$$C_aH_b + \left(a + \frac{b}{4}\right) O_2 \rightarrow aCO_2 + \frac{b}{2} H_2O \tag{4.11}$$

Con base en el ambiente de referencia escogido y la ecuación (4.11), la exergía química para los compuestos gaseosos (corrientes 2 y 3, Tabla 4.3), se determinó a partir de la siguiente ecuación (Moran & Shapiro, 2006):

$$\Psi^{CH} = \left[\overline{g_c} + \left(a + \frac{b}{4}\right)\bar{g}_{O_2} - a\bar{g}_{CO_2} - \frac{b}{2}\bar{g}_{H_2O}\right]_{(T_oP_o)} + R_gT_o ln\left[\frac{\left(y^e_{O_2}\right)^{a+b/4}}{\left(y^e_{CO_2}\right)^a\left(y^e_{H_2O}\right)^{b/2}}\right] \tag{4.12}$$

donde $\bar{g}_i$ es la energía libre de Gibbs estándar relativa al ambiente de referencia, y_i^e es la composición del elemento i en el estado estándar (ver Tabla 4.6). A partir de disertaciones presentadas por Moran & Shapiro, (2006) y Som & Datta, (2008) la exergía química para los gases de combustión de salida (corriente 5), se determina a partir de la ecuación (4.13).

$$\Psi^{CH} = R_g T_o = \sum y_i ln\left(\frac{y_i}{y_i^e}\right) \tag{4.13}$$

La ecuación (4.13), se aplicó a la mezcla de gases de combustión (corriente 5, ver Tabla 4.3) bajo la suposición de comportamiento ideal. Esta se fundamenta en la composición de la mezcla de salida, la cual está conformada principalmente por N_2, O_2, y CO_2; sustancias que a las condiciones de salida del horno (T=1189 K y P=1 atm) presentan un comportamiento cercano al ideal (Sandler 2006; Prausnitz et al., 2000).

En conclusión, la exergía, Ψ, se compone de dos términos, la exergía termo-mecánica, Ψ^{TM} y la exergía química, Ψ^{CH}, así:

$$\Psi = \Psi^{TM} + \Psi^{ch} \tag{4.14}$$

Una vez establecido el cálculo de la exergía, a continuación se presenta algunas consideraciones sobre el balance de exergía.

4.2.4 Balance de exergía

Para obtener correctamente el balance de exergía, se considerará el balance de conservación de la energía y el balance de entropía[13], para el volumen de control presentado en la Figura 4.4, teniendo en cuenta la entrada y salida de materia desde y hacia el sistema. Después de realizar los balances antes mencionados y combinarlos, se obtiene finalmente la expresión que representa el balance de exergía para un volumen de control (Moran & Shapiro, 2006):

[13] Para una mayor información sobre el desarrollo de estos balances, consultar: (Sandler, 2006)

$$\frac{d\Psi}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right)\dot{Q}_j - \left(\dot{W} - P_0\frac{dV}{dt}\right) + \sum_e \dot{m}_e\psi_e - \sum_s \dot{m}_s\psi_s - \Psi^D \qquad (4.15)$$

En la ecuación (4.15) los dos primeros términos de la derecha representan la transferencia de exergía debido a la transferencia de calor y de trabajo, entre el medio y los alrededores ó viceversa. La entrada y salida de exergía, debido al flujo de materia, está representada por el tercer y cuarto término de la derecha. El último término de la derecha representa la destrucción de exergía debido a las irreversibilidades inherentes del proceso. El término $\frac{\mathrm{d}\Psi}{\mathrm{dt}}$ representa la velocidad de cambio de exergía con el tiempo, dentro del volumen de control. Mientras que el término $\frac{\mathrm{dV}}{\mathrm{dt}}$ representa el cambio en el volumen del sistema con el tiempo, el cual es propio de sistemas que desarrollan trabajo de frontera.

El análisis exergético del horno rotatorio se llevo a cabo en estado estable, por lo tanto, los términos $\frac{\mathrm{d}\Psi}{\mathrm{dt}}$ y $\frac{\mathrm{dV}}{\mathrm{dt}}$ se hacen iguales a cero. De esta forma, la ecuación (4.15) se reduce a:

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right)\dot{Q}_j - (W) + \sum_e \dot{m}_e\psi_e - \sum_s \dot{m}_s\psi_s - \Psi^D \qquad (4.16)$$

A partir de la ecuación (4.16) se puede concluir que la exergía que ingresa al sistema debe ser mayor que la exergía que sale del sistema, debido a las irreversibilidades del proceso. La ecuación (4.17) se puede simplificar aun más, si se tiene en cuenta que el horno no desarrolla ningún tipo de trabajo, $\dot{W}$=0, así, la ecuación resultante es:

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right)\dot{Q}_j + \sum_e \dot{m}_e\psi_e - \sum_s \dot{m}_s\psi_s - \Psi^D \qquad (4.17)$$

La ecuación (4.17) es la utilizada en el análisis exergético del horno rotatorio.

4.3 Determinación de eficiencias

Para determinar la eficiencia térmica de un horno rotatorio se han propuesto diversas ecuaciones (Khurana et al., 2002; Camdali et al., 2004; Engin & Ari, 2005). A partir de la revisión bibliográfica en temas de energía, exergía y modelamiento y simulación de hornos rotatorios, se escogieron algunas ecuaciones adecuadas para determinar la eficiencia térmica y exergética del proceso.

4.3.1 Eficiencia energética

La eficiencia energética del horno rotatorio define el porcentaje de energía desperdiciada a los alrededores. La determinación de la eficiencia energética de hornos rotatorios ha despertado especial interés en los últimos años (Utlu et al., 2006; Kabir et al., 2010) ya que es un proceso intensivo energéticamente hablando. La ecuación más utilizada para determinar la eficiencia energética de un horno rotatorio se presenta a continuación:

$$\eta_E = \frac{Energía\ de\ todas\ las\ corrientes\ de\ salida}{Energía\ de\ todas\ las\ corrientes\ de\ entrada} \tag{4.18}$$

La ecuación (4.18), re-escrita en términos de entalpía y flujos, con referencia a la Figura 4.2 y la Tabla 4.3, se puede expresar como:

$$\eta_E = \frac{H_4 + H_5}{H_1 + H_2 + H_3} \tag{4.19}$$

A partir de la ecuación (4.19) se puede concluir que la eficiencia energética es una medida de las pérdidas de energía a través de la coraza. Las perdidas energéticas del horno se determinan mediante el balance de energía, ecuación (4.5).

4.3.2 Eficiencia exergética

La eficiencia exergética del horno rotatorio es una medida de la exergía útil que se está desperdiciando. Diversas ecuaciones se han propuesto en la literatura (Engin & Ari, 2005; Rasul et al., 2005). La ecuación que se presenta a continuación, análoga a la ecuación (4.19) pero con flujos de exergía de entrada y

salida del horno rotatorio, establece una medida de la efectividad del horno en cuanto al uso de la exergía.

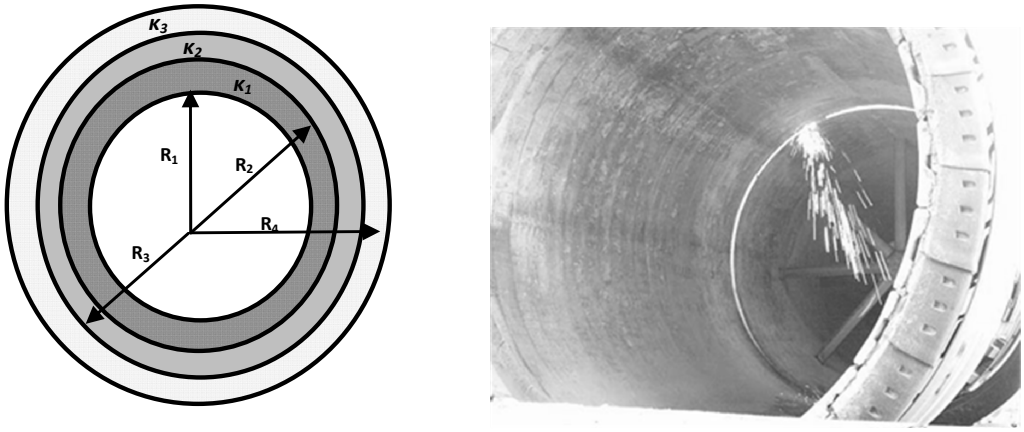
$$\eta_{\Psi} = \frac{\Psi_4 + \Psi_5}{\Psi_1 + \Psi_2 + \Psi_3} \tag{4.20}$$

La exergía destruida se determina a partir del balance de exergía, ecuación (4.17), teniendo en cuenta la transferencia de calor determinada mediante la ecuación (4.5).

4.4 Evaluación de las pérdidas energéticas a través de la coraza del horno

Un componente de la energía perdida es la que se pierde a través de la coraza del horno rotatorio. En general un horno rotatorio está constituido por una serie de capas de aislamiento, con las que se pretende reducir las pérdidas de energía al ambiente. En la Figura 4.5 se presentan las diferentes capas de aislamiento que presenta un horno rotatorio.

Figura 4.5. Esquema de capas aislantes en un horno rotatorio (Izquierda). Instalación de capas de material aislante en un horno rotatorio (derecha). Adaptado de Villegas Díaz (2008)



En la Figura 4.5 se puede ver que el aislamiento de un horno rotatorio está compuesto por tres capas, las cuales ofrecen diferentes resistencias a la transferencia de energía desde el interior hacia el exterior del horno. Algunas características de las capas de material aislante, sus correspondientes conductividades térmicas, y los valores de la temperatura promedio de coraza se presentan en la Tabla 4.7.

Debido al proceso reactivo llevado a cabo al interior del horno rotatorio y el incremento en la temperatura del material sólido, el equipo se divide en 3 secciones o zonas (Boateng, 2008): La sección 1 ó zona 1 del horno rotatorio, está comprendida en los primeros 25 - 30 m de longitud. En esta zona se lleva a cabo principalmente la reacción de calcinación de carbonato de calcio ($CaCO_3$), reacción 1 Tabla 4.1. Posterior a esta reacción, se producen compuestos aglomerados como C_2S y C_3S, definiendo la segunda sección del horno rotatorio, esta generalmente tiene una longitud entre 10 y 15 m, dependiendo del horno rotatorio. Finalmente, en la sección 3 del horno rotatorio, se producen los compuestos C_3A y C_4AF, esta zona corresponde a los últimos 10 ó 15 m del horno rotatorio. Dependiendo del perfil de temperatura desarrollado por los gases de combustión y por el material sólido, los requerimientos de material aislante son diferentes para cada sección del horno rotatorio. Debido a la escasa información sobre la estructura mecánica del horno rotatorio analizado, las capas de aislante y sus respectivas conductividades térmicas se tomaron del trabajo reportado por (Camdali et al., 2004; Boateng, 2008). Estas se resumen en la Tabla 4.7

Tabla 4.7. Conductividades térmicas, radios de capas aislantes y temperaturas promedio de pared interna en cada sección del horno

Parámetro	Sección 1	Sección 2	Sección 3
Longitud [m]	25	15	10
Radios de capas refractarias	Radio 1 [m]	1,7	
	Radio 2 [m]	1,768	
	Radio 3 [m]	2,168	
	Radio 4 [m]	2,2	
Temperatura internas de pared [K]	1169,163	1319,097	1487,938
κ_{Anzast} [W/mK]	3	3	3
$\kappa_{Al_2O_3}$ [W/mK]	1,8		1,8
κ_{MgO} [W/mK]		2,3	
$\kappa_{Acero\ Inox}$[W/mK]	47	47	47

Los radios 1, 2, 3 y 4, corresponden a las capas de Anzast, Al_2O_3/MgO y acero respectivamente, los cuales son iguales para las secciones.

Para realizar el análisis energético del horno rotatorio y determinar el calor perdido en cada zona del horno rotatorio, se trabajará con temperaturas promedio en cada zona. Esté enfoque ha resultado ser adecuado en el análisis energético de procesos (Engin & Ari, 2005; Khurana et al., 2002). Para determinar la

temperatura de coraza externa del horno rotatorio (Tp_o), se desarrollo el siguiente algoritmo de cálculo.

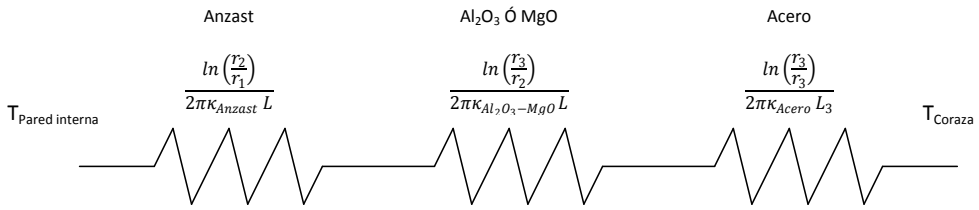
4.4.1 Algoritmo para determinar la temperatura de la coraza externa

1. Suponer una temperatura promedio de coraza para cada sección del horno.
2. Con la temperatura de pared promedio interna para cada zona del horno (obtenida a partir de las simulaciones realizadas en el Capitulo 3) determinar la transferencia de calor por conducción a través de las resistencias mostradas en la Figura 4.6.
3. A partir de la temperatura de coraza supuesta, determinar la transferencia de calor desde la coraza al medio ambiente. Esta transferencia de calor se lleva a cabo por convección y radiación.
4. Se compara la transferencia de calor calculada en el paso 2, con la transferencia de calor calculada en el paso 3 y se aplica el siguiente criterio de convergencia.

$$Fob = \left| Q^{cond}{}_{paredes} - (Q^{conv} + Q^{rad})_{ambiente} \right| \qquad (4.21)$$

5. Si la ecuación (4.21) cumple un criterio de tolerancia, en este caso $1x10^{-6}$, el proceso iterativo termina y la temperatura de coraza supuesta es la correcta. De lo contrario es necesario definir una nueva temperatura de coraza y repetir los pasos 2-5.

Figura 4.6. Analogía de resistencias eléctricas, con la transferencia de calor por conducción entre las paredes del horno



El algoritmo anterior se implementó en MatLab® incluyendo el método de Newton Rapshon (Mathews & Fink, 1999; Yang et al., 2005). Una vez determinada la temperatura de pared de coraza externa, se puede determinar con certeza la energía que pierde el horno rotatorio a través de la misma.

4.4.2 Correlaciones para el cálculo de la transferencia de calor por convección desde la coraza

Para calcular la transferencia de calor por convección desde la coraza a los alrededores, se utilizan las correlaciones reportadas por Martins et al., (2001):

$$Q^{conv} = h_{alr} A_T (T_{cor} - T_{alr}) \tag{4.22}$$

$$Q^{rad} = \sigma A_T \varepsilon \left({T_{cor}}^4 - {T_{alr}}^4 \right) \tag{4.23}$$

Donde h_{alr}, A_T, σ, ε, T_{cor} y T_{alr}, son el coeficiente convectivo, área de transferencia de energía, constante de Stefan Boltzman, emisividad de la coraza, temperatura de la coraza, y temperatura del medio ambiente, respectivamente.

El cálculo del coeficiente convectivo (h,) depende del régimen de movimiento del fluido, en este caso aire atmosférico que este adyacente al horno rotatorio. La velocidad promedio del aire se tomo como[14] 3m/s; las composiciones, presión y temperatura se especificaron en la Tabla 4.6.

Los números de Reynolds (Re), Prandtl (Pr), y Grashoff (Gr), necesarios para el cálculo del régimen de movimiento se presentan a continuación:

$$Re_D = \frac{\rho_g u_g D_e}{\mu_g} \tag{4.24}$$

$$Pr = \frac{\mu_g Cp_g}{\kappa_g} \tag{4.25}$$

$$Gr_D = \frac{g \beta \Delta T D_{cor}^3}{\nu_g} \tag{4.26}$$

Donde el coeficiente de expansión térmica, β, y la diferencia de temperatura, ΔT, se definen como:

$$\beta = \frac{1}{\frac{T_{cor} + T_{alr}}{2}} \quad y \;\; \Delta T = T_{cor} - T_{alr} \tag{4.27}$$

En el caso de convección forzada (${Re_D}^2 > Gr_D$), el coeficiente de transferencia se evalúa de la siguiente manera:

[14] A partir de la información contenida en la página web www.ideam.gov.co

$$Nu = \frac{h_{alr} D_{cor}}{\kappa_g} = 0.3 + \frac{0{,}62 {Re_D}^{1/2} Pr^{1/3}}{[1 + (0{,}4/Pr)^{2/3}]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re_D}{28200}\right)^a\right]^b \quad (4.28)$$

a = 5/8, b = 4/5: $10^2 < Re_D < 2x10^4$

a = 1/2, b = 1: $4x10^4 < Re_D < 1x10^7$

En el caso de convección natural (${Re_D}^2 < Gr_D$), el coeficiente de transferencia se evalúa de la siguiente manera:

$$Nu = \frac{h_{alr} D_{cor}}{\kappa_g} = 0.6 + \frac{0{,}386 {R_a}^{1/6}}{[1 + (0{,}559/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \quad (4.29)$$

$1x10^{-4} < R_a < 1x10^2$

donde

$$R_a = Gr_D Pr \quad (4.30)$$

Mediante las ecuaciones (4.22) y (4.23) se calcula la transferencia total de energía desde la coraza a los alrededores, así:

$$Q_{L_{cor}} = Q_{conv} + Q_{rad} \quad (4.31)$$

4.5 Resultados

Con la metodología descrita anteriormente, se realizó la "auditoria" energética del horno rotatorio bajo estudio. El procedimiento llevado a cabo en el análisis energético del horno incluye:

- Realizar balances de materia de las especies involucradas en el proceso.
- Realizar balances de energía.
- Realizar balances de exergía.
- Determinación de eficiencias energética y exergética.

A partir del balance de materia, presentado en la Tabla 4.5, se puede analizar la cantidad de materia prima necesaria, el flujo de carbón, y el flujo de

aire necesarios con base a 1 Kg de clinker producido. Esto permite obtener relaciones de diseño que facilitan el escalamiento del proceso. Estas relaciones se presentan en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Relación de flujos en un horno rotatorio

CONFIDENCIAL

Los resultados presentados en la Tabla 4.8 son comparables con valores reportados por diversos autores para hornos rotarios de variadas características y dimensiones (Khurana et al., 2002; Engin & Ari, 2005; Utlu et al., 2006).

Para garantizar combustión completa, se alimenta un flujo de aire en exceso con respecto a la cantidad de combustible (carbón) alimentado. La cantidad de la relación aire-combustible teórico y de la relación aire-combustible usada se definen según las siguientes expresiones:

$$FAR_{teorica} = \left[\frac{masa\ Aire}{masa\ Combustible}\right]_{estequiometricas} \tag{4.32}$$

$$FAR_{usada} = \left[\frac{masa\ Aire}{masa\ Combustible}\right]_{usadas} \tag{4.33}$$

El exceso se define como

$$Exceso = \left(\frac{1}{\phi}\right) - 1 \tag{4.34}$$

Donde ϕ, se define como:

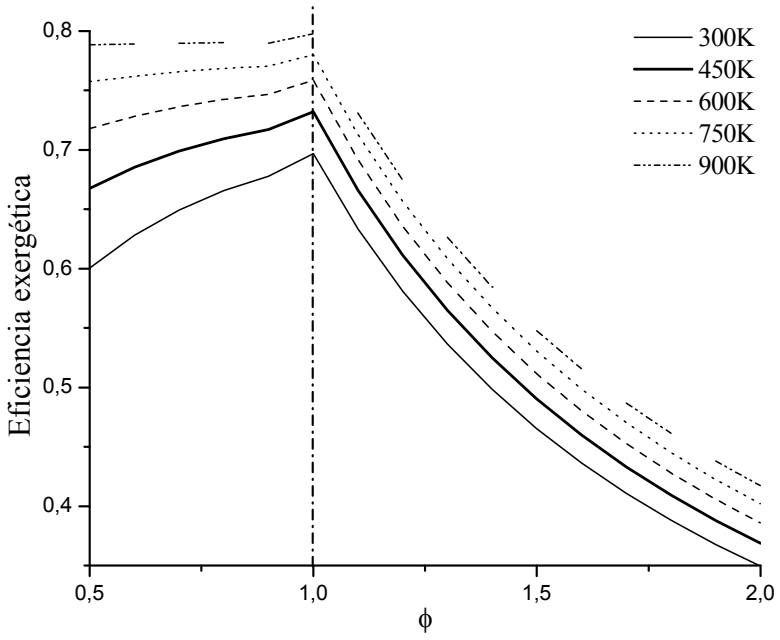
$$\phi = \frac{FAR_{usada}}{FAR_{teorica}} \tag{4.35}$$

La relación de la ecuación (4.32) se obtiene a partir de la información de las ecuaciones químicas de combustión, reportadas en la Tabla 4.2. Con base en las ecuaciones anteriores, se determinaron las relaciones aire-combustible teórico y usado y así obtener el exceso utilizado en el horno rotatorio.

$$FAR_{teorica} = 0.1050$$
$$FAR_{usada} = 0.02139$$
$$Exceso = 3.91$$

El exceso de oxígeno garantiza la combustión completa del combustible, pero disminuye la eficiencia exergética del combustor. Para analizar tal efecto, se simuló el comportamiento de un combustor adiabático. Este procedimiento se llevó a cabo con el fin de obtener la eficiencia exergética del proceso de combustión y la temperatura de llama adiabática, esta última correspondiente a la máxima temperatura que se alcanzaría dentro de la zona de combustión del horno rotatorio. La eficiencia exergética en función de la relación ϕ, a diferentes temperaturas de alimentación de combustible, se presenta en la Figura 4.7.

Figura 4.7. Eficiencia exergética a diferentes temperaturas de alimentación de combustible. Mezcla oxidante: Aire a T=298.15K



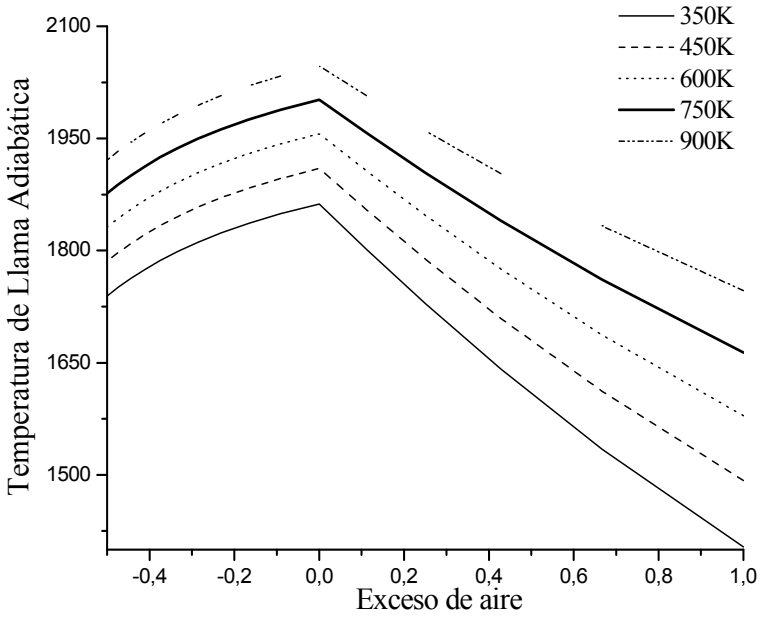
En la Figura 4.7, se observa como el exceso de aire influye en la eficiencia del proceso reactivo. Para mezclas aire-combustible pobre en oxígeno (ϕ < 1), el incremento del contenido aire mejora la eficiencia exergética del proceso. Este comportamiento se debe a que la energía química contenida en el combustible la "absorbe" completamente los productos de combustión. Mientras que para mezclas ricas en oxígeno (ϕ > 1), la eficiencia exergética disminuye a medida que el contenido de aire se aumenta. Este fenómeno se atribuye a que parte de la

energía química contenida en el combustible es utilizada para calentar el aire que no reacciona. Para una mezcla estequiométrica ($\phi = 1$) la eficiencia exergética es máxima; con cantidades exactas de combustible y de oxidante (aire), la exergía química contenida en el combustible es transferida en su totalidad a los productos de combustión.

Cabe resaltar que en un proceso de combustión se utiliza exceso de oxidante (oxígeno contenido en el aire) con el fin de garantizar una combustión completa y mantener al máximo la eficiencia química del proceso reactivo.

El incremento o decremento en la temperatura de los productos de combustión repercuten en la temperatura de llama adiabática. En la Figura 4.8 se presenta la variación de la temperatura de llama adiabática con el exceso de aire El comportamiento es similar al de la eficiencia exergética, presentando un punto máximo para mezclas estequiométricas.

Figura 4.8. Temperatura adiabática de llama a diferentes temperaturas de alimentación de combustible y diferentes relaciones de exceso. Mezcla oxidante: Aire a T=298.15K



El efecto de la temperatura de alimentación del combustible sobre la eficiencia exergética y la temperatura adiabática de llama, permite concluir que el precalentamiento del combustible mejora la eficiencia del proceso de combustión; mejora la eficiencia exergética e incrementa la temperatura adiabática de llama.

En la operación industrial de un horno rotatorio, no se maneja alimentación estequiométrica, ya que el aire que ingresa con el combustible debe utilizarse como entidad transportadora de las partículas de carbón y medio oxidante para la reacción de calcinación de carbonato de calcio, $CaCO_3$. Por lo tanto el consumo de aire es elevado, tal como se puede evidenciar en la Tabla 4.5.

Una vez analizado el comportamiento de un combustor adiabático en función de la temperatura de alimentación de combustible y de las cantidades de oxidante y combustible en la mezcla reaccionante, a continuación se procederá a realizar el análisis energético del horno rotatorio. En la Tabla 4.9 se presenta el balance de energía realizado sobre el horno rotatorio. La corriente de material sólido (corriente 1) entra parcialmente calcinada al horno, por lo que la temperatura es bastante alta (mayor que 1000K). Las corrientes 2 y 3, correspondientes al combustible y aire alimentados, tienen la misma temperatura, debido al mezclado que sufren antes de ingresar al horno rotatorio (ver Figura 4.2).

Tabla 4.9. Resumen del balance de energía realizado sobre el horno rotatorio

Entrada			**Salida**		
Corriente	Especies	Entalpia (KJ/s)	Corriente	Especies	Entalpia (KJ/s)
1 [T=1026,8 K]	$CaCO_3$	-132940,55	4 [T =1578,3 K]	CaO	-19326,48
	CaO	-183056,52		C_2S	-82089,92
	SiO_2	-98568,89		C_3S	-147762,01
	Al_2O_3	-21754,88		C_3A	-41274,11
	Fe_2O_3	-2943,78		C_4AF	-14511,34
2 [T =1239,8 K]	Carbón (C)	2170,82	5 [T = 1189,4 K]	O_2	11395,67
	H_2O	-1381,33		N_2	52904,43
	CH_4	-902,02		CO_2	-63138,43
3 [T =1239,8 K]	O_2	14509,81		$H_2O_{(vapor)}$	-22684,38
	N_2	53771,92		CH_4	-759,57
Calor Combustión Carbón*		-54185,92			
Calor Combustión CH_4*		-43332,63			
Energía total de Entrada [KW]		-468613,97	Energía total de salida [KW]		-327246,143

(*) Calor de reacción estándar, basado en las reacciones $C + O_2 \rightarrow CO_2$ y $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$. Estado de referencia escogido: T = 298.15 K y P = 1atm.

Aplicando la ecuación (4.19), sobre los resultados presentados en la Tabla 4.9 es posible calcular la eficiencia energética del proceso, obteniéndose el siguiente valor:

$$\eta_E = 69{,}83\%$$

Del resultado anterior se puede inferir que la eficiencia térmica del proceso es bastante alta. Sin embargo, es necesario recalcar que los flujos que salen del horno rotatorio contienen una elevada cantidad de energía, por las elevadas temperaturas de salida. Esto repercute en una eficiencia elevada (ver ecuación 4.19). A partir del balance de energía, ecuación (4.5), se estimó la energía perdida por el horno rotatorio en:

$$Q_L = 141367{,}83\ \mathrm{KW}$$

valor que corresponde al c.a. 30% de la energía total de entrada, resultado que está de acuerdo con estudios similares reportados por otros autores (Camdali et al., 2004; Engin & Ari, 2005; Kabir et al., 2010). Para determinar la utilización de la energía, se procedió a realizar un balance de exergía, tal como se presento en la sección 4.2.3. Los resultados se resumen en la Tabla 4.10

En la Tabla 4.10, el aire de entrada únicamente tiene la componente termo-mecánica, ya que se toma a composición ambiente. Los valores de exergía de combustión se tomaron de Moran & Shapiro (2006) y se puede ver que son valores bastantes altos. En la corriente de gas de salida (corriente 5) la exergía termo-mecánica es mucho mayor que la exergía química contenida en la mezcla de gases. Esto se debe a que la mezcla difiere poco de la composición del ambiente de referencia. Por consiguiente se puede concluir que el ambiente de referencia (ver Tabla 4.) escogido es adecuado para este cálculo; debido a que la composición química no se aleja demasiado del ambiente de referencia.

En este punto, es necesario resaltar que un cálculo de exergía riguroso deberá tener en cuenta estados ambiente de referencia para compuestos sólidos y líquidos (Rivero & Garfias, 2006; Van Gool, 1998). La elección de un modelo riguroso debe ser tal que se tenga en cuenta todos los fenómenos fisicoquímicos ambientales y puede ser engorroso y tedioso (impráctico). En este trabajo, se utilizó un modelo de equilibro para determinar la exergía (Som & Datta, 2008), el cual no tiene en cuenta todas las variables del ambiente, aun así, los resultados obtenidos están de acuerdo con estudios similares realizados sobre hornos rotatorios.

Tabla 4.10. Resumen balance de exergía realizado sobre el horno rotatorio

Entrada			**Salida**		
Corriente	Especies	Exergía Termomecánica (KJ/s)	Corriente	Especies	Exergía Termomecánica (KJ/s)
1 [T=1026,8 K]	$CaCO_3$	4863,56	4 [T =1578,3 K]	CaO	1428,78
	CaO	4221,73		C_2S	3850,72
	SiO_2	2791,700		C_3S	7343,27
	Al_2O_3	572,09		C_3A	2191,37
	Fe_2O_3	224,63		C_4AF	17909,94
2 [T =1239,8 K]	Carbón (C)	1279,68	5 [T = 1189,4 K]	O_2	6227,46
	$H_2O_{(vapor)}$	140,53		N_2	28808,20
	CH_4	1612,82		CO_2	4495,54
3 [T =1239,8 K]	O_2	8103,19		$H_2O_{(vapor)}$	2101,43
	N_2	29917,56		CH_4	1015,93
Exergía antes de la combustión de Carbón*		81913,07	Exergía Química Corriente 5	O_2	0,078
				N_2	0,032
				CO_2	0,38
Exergía antes de la combustión de CH_4*		126154,97		$H_2O_{(vapor)}$	0,01
				CH_4	0,30
Exergía total de Entrada [KW]		261795,53	Exergía total de salida [KW]		77576,48

(*) Basados en las reacciones de combustión: $C + O_2 \rightarrow CO_2$ y $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$ y tomados de (Moran & Shapiro, 2006)

Con base en los resultados presentados en la Tabla 4.10, se calculó la eficiencia exergética del proceso, aplicando la ecuación (4.20), obteniendo que:

$$\eta_\Psi = 29{,}6\%$$

El bajo valor de la eficiencia exergética está relacionado con los procesos llevados a cabo al interior del horno rotatorio (pirolisis y combustiones) que son altamente irreversibles. Así mismo, la transferencia de energía de las corrientes de salida del horno y las pérdidas a través de la coraza hace que este proceso sea exegéticamente pobre. Es decir, que presenta eficiencia menor al 40%, tal

como se evidencia a partir del cálculo de eficiencia obtenido y presentado anteriormente.

A partir del balance de exergía, ecuación (4.17), se determinó la exergía destruida, obteniéndose que:

$$\Psi^{\mathrm{D}} = 127149\mathrm{KW}$$

Este valor representa el c.a. 49% de la exergía total alimentada, lo cual corrobora que el funcionamiento del horno rotatorio tiene asociadas irreversibilidades al proceso.

Para determinar la temperatura de coraza del horno y la energía perdida a través de ella, se implementó en MatLab® el algoritmo descrito en la sección 4.5.1. Los resultados se presentan en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11. Temperatura de coraza y calor perdido a través de coraza en cada zona del horno

	Zona 1	Zona 2	Zona 3
Temperatura [K]	565,03	540,66	617,65
Calor Perdido [KW]	$1{,}45\text{x}10^3$	718,84	849,43

De la Tabla 4.11 se puede ver que la coraza del horno rotatorio tiene su punto más caliente en la zona 3 del horno; en esta zona está el quemador de combustible, razón por lo cual se genera una mayor temperatura de pared interna, que a su vez, repercute en el aumento de la temperatura de coraza externa. El calor total perdido a través de la coraza del horno rotatorio se obtiene al sumar el calor perdido por cada zona del horno rotatorio, el resultado corresponde a:

$$Q_{L_{cor}} = 3{,}02\text{x}10^3\ KW$$

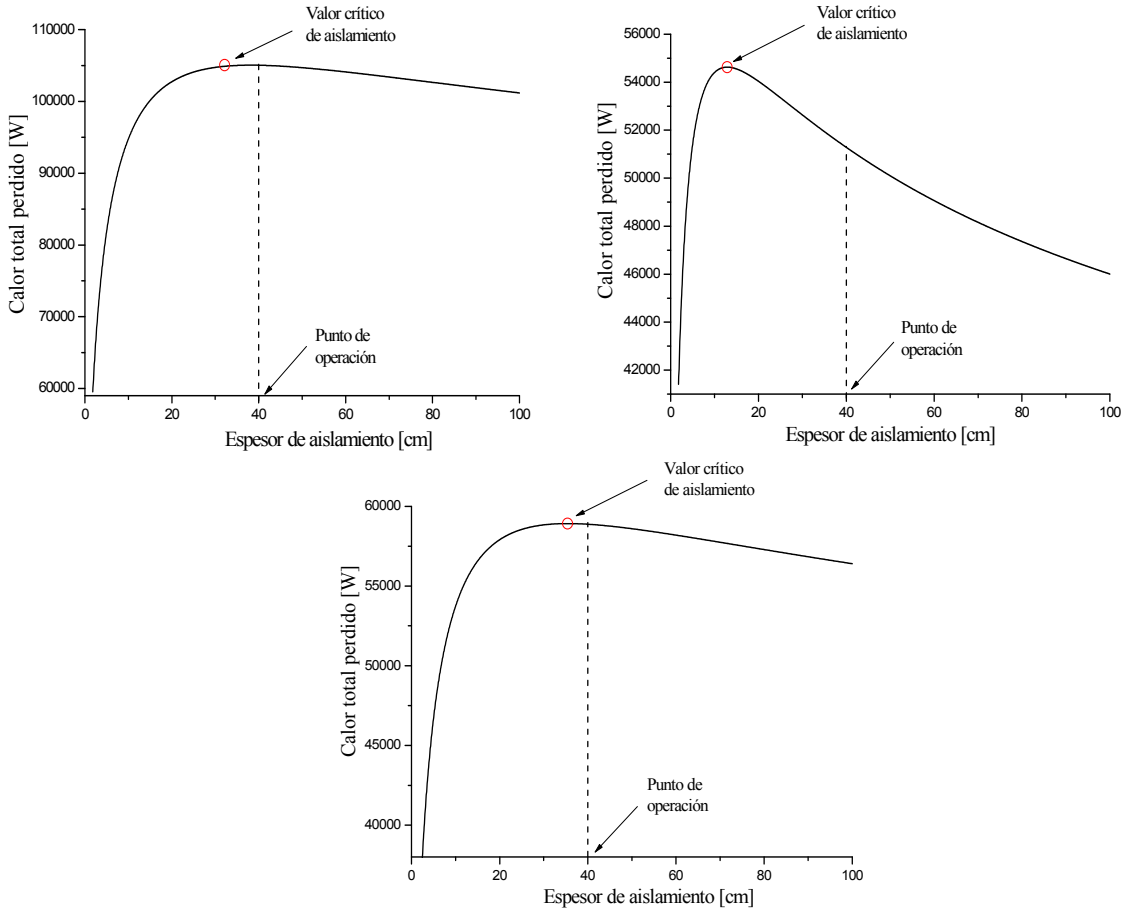
Este valor esta discriminado así:

- ✓ Sección 1: 48.1% de la energía total perdida
- ✓ Sección 2: 23.8% de la energía total perdida
- ✓ Sección 3: 28.1% de la energía total perdida

La zona del horno rotatorio por la cual se pierde más energía a través de la coraza es la primera (zona 1); esta zona tiene la mayor extensión en longitud (ver Tabla 4.7) tiene una mayor área de transferencia, lo que repercute en una

mayor transferencia de calor. Las pérdidas de energía en las zonas 2 y 3 son similares, debido a que estas dos secciones tienen longitudes y áreas de transferencia de calor similares (ver Tabla 4.7).A partir del valor obtenido de la energía total perdida a través de la coraza del horno rotatorio, surge la inquietud sobre como disminuir tal magnitud y así mejorar la eficiencia del proceso. El primer aspecto a considerar es el análisis de las capas de aislamiento del material refractario del horno rotatorio. Para analizar el efecto de la adición de material aislante en el horno rotatorio, se determinó el espesor crítico de aislamiento, específicamente el de los ladrillos refractarios (Al_2O_3/MgO) ya que estos son los que proporcionan el aislamiento térmico del equipo. El cálculo del espesor crítico de aislamiento se realizó para cada sección del horno rotatorio, porque cada sección presenta un diferente aislamiento. Para tal fin, se mantuvo constante el espesor de la primera y tercera capa de aislante (ver Figura 4.5). En la Figura 4.9 se presentan los resultados del cálculo del espesor crítico de asilamiento para cada una de las secciones del horno (ver Tabla 4.7).

Figura 4.9. Radio de aislamiento y punto de operación para las secciones del horno rotatorio bajo estudio. Izquierda superior: Zona 1; Derecha superior: Zona 2. Inferior Centrada: Zona 3



Los puntos de operación mostrados en la Figura 4.9 se determinaron a partir de los radios reportados en la Tabla 4.7. El valor del radio de aislamiento óptimo, que maximiza la transferencia de calor para las tres secciones del horno difiere en las tres secciones del horno; comportamiento atribuido a la temperatura interna de pared, temperatura externa de coraza y materiales de aislamiento (Ver Tabla 4.7 y 4.11).

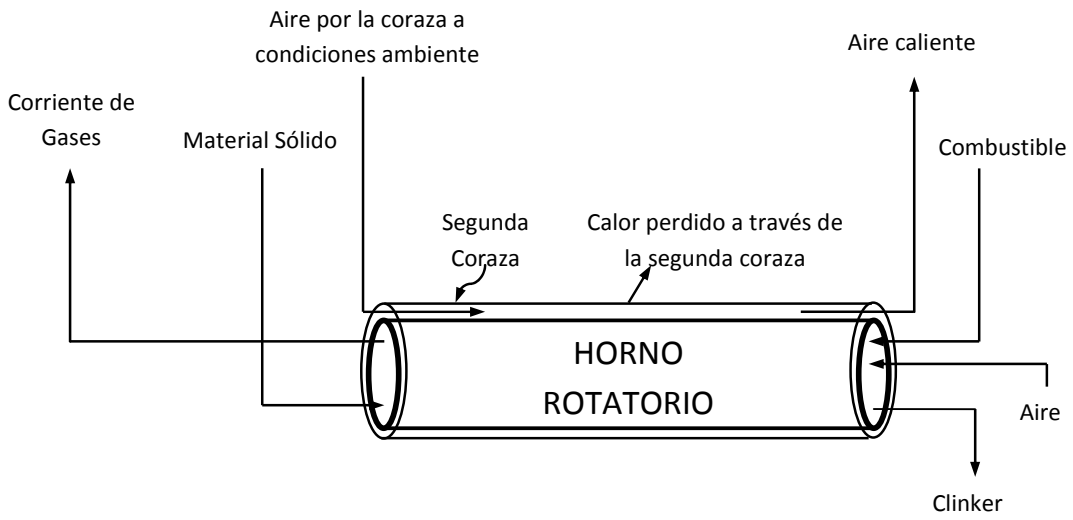
El espesor de aislamiento en las secciones 1 y 3 del horno rotatorio, es cercano al espesor crítico de aislamiento, por lo tanto, establecer un nuevo espesor del material aislante que esté por encima (mucho más que el valor que se tiene) o por debajo del espesor crítico de aislamiento, reduciría la pérdida de calor a través de la coraza del horno. Sin embargo, el incremento o decremento del espesor crítico de estas zonas debe estar acompañado de un análisis mecánico del desempeño del equipo, el cual está fuera del alcance de este trabajo[15]. Por otra parte, al cambiar el espesor de aislamiento, se modifica el radio interno del horno rotatorio, lo cual influye en el perfil de altura del material sólido, área ocupada por los sólidos y en el tiempo de residencia, generando cambios en las condiciones de operación del horno.

De la Figura 4.9 se concluye que el espesor crítico de aislamiento del horno para las zonas 1 y 3 del equipo se podría mejorar; incrementando o disminuyendo considerablemente el radio de los ladrillos, con el fin de disminuir aun más la transferencia de calor por conducción a través de la coraza, resaltando la importancia de un análisis mecánico del desempeño del horno y de las implicaciones sobre el tiempo de residencia del material sólido dentro del horno rotatorio si se realizan estas modificaciones. El espesor del aislante utilizado en la zona 2 del horno rotatorio parece ser adecuado, ya que esta distante del espesor crítico de aislamiento (menor cantidad de energía perdida); sin embargo, se podría mejorar el aislamiento, adicionándole algunos centímetros de aislante en esa sección del horno.

Una vez analizado el aislamiento del horno rotatorio, y a partir de la revisión bibliográfica llevada a cabo (Camdali et al., 2004; Engin & Ari, 2005; Kabir et al., 2010; Mujumdar et al., 2006; Söğüt et al., 2010) se propone como alternativa para recuperar parte de la energía perdida a través de la coraza del horno, instalar una segunda coraza sobre el equipo: circulando aire por el espacio anular entre la pared externa del horno y la segunda coraza. Por superar los alcances de este trabajo, no se realizaron aquí consideraciones mecánicas sobre la instalación de la segunda coraza sobre el horno rotatorio. Únicamente se realizó “análisis energético” y recuperación de energía mediante la implementación de una segunda coraza. A través del espacio anular circula aire atmosférico (ver Tabla 4.6), el cual se calentará a su paso por el espacio anular. El esquema del horno con una segunda coraza se presenta a continuación.

[15] Información sobre consideraciones mecánicas del mantenimiento de hornos rotatorios, se puede encontrar en: Villegas Díaz (2008)

Figura 4.10. Esquema de la instalación de una segunda coraza sobre el horno rotatorio

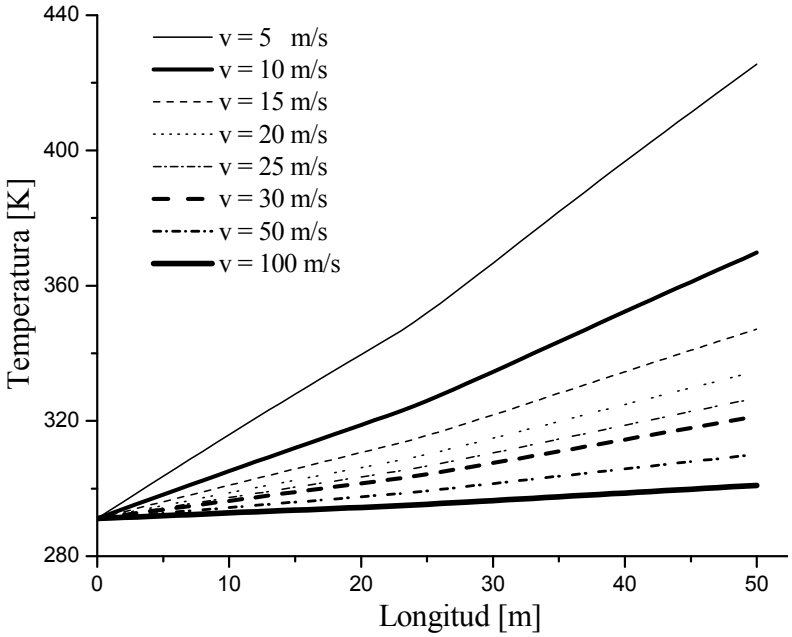


El diámetro interno de la segunda coraza se estableció de tal manera que el espacio anular entre coraza y coraza sea de 15 cm (Söğüt et al., 2010), el espesor de la segunda coraza sea similar al de la primera coraza. La elección de la velocidad del aire que circula a través de la segunda coraza debe tener en cuenta que esta influirá en la temperatura de salida del aire, la temperatura externa de la primera coraza (la cual es aconsejable que no se incremente demasiado, podría dañar y afectar el funcionamiento del equipo) y las pérdidas de calor desde la segunda coraza al ambiente.

La temperatura de salida del aire que circula por la segunda coraza marcará el uso que se le pueda dar a este aire caliente: generación de vapor, calentamiento de agua, pre-calentamiento de materia prima, generación de energía eléctrica, entre otros. En este trabajo, se analizó diferentes velocidades de aire y como estas inciden en la temperatura de salida del aire de la segunda coraza, que repercutirá en el uso que se le pueda dar al aire caliente.

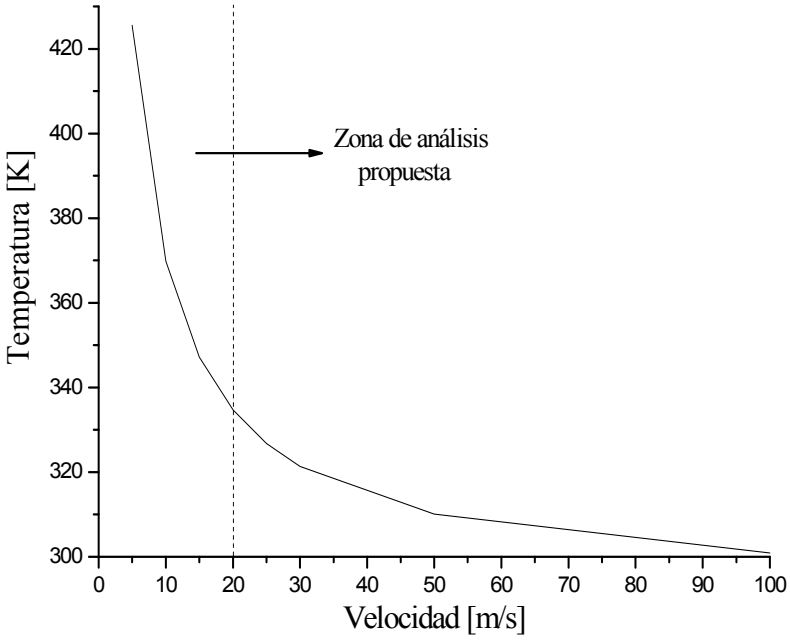
En la Figura 4.11 se presenta el perfil de temperatura desarrollado por el aire que circula por el espacio anular. En esta figura se observa cómo el incremento en la velocidad del aire repercute en un decremento en el perfil de temperatura desarrollado por el aire; comportamiento esperado, ya que el tiempo de residencia del aire dentro de la coraza disminuye a medida que la velocidad de aire aumenta.

Figura 4.11. Perfil de temperatura de aire en función de la longitud. Las condiciones de entrada del aire se reportan en la Tabla 4.6



Con base en los resultados presentados en Figura 4., se presenta en la Figura 4.11 la variación de la temperatura de salida del aire en función de la velocidad. En la Figura 4.12 se aprecia como la temperatura de salida del aire disminuye con el incremento en la velocidad.

Figura 4.12. Variación de la temperatura de salida del aire en función de la velocidad

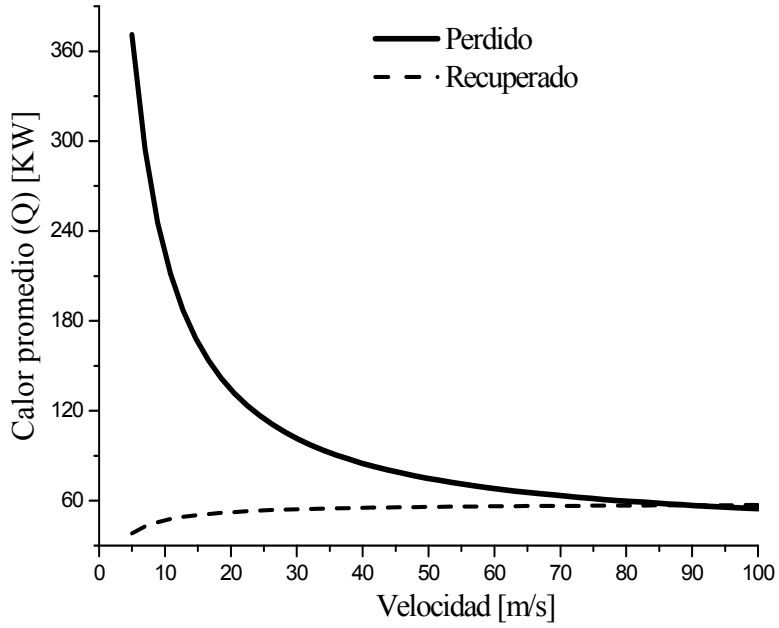


En la Figura 4.12 se muestra la delimitación de la zona de análisis; este intervalo de análisis se escogió debido a que a velocidades mayores de 20 m/s, el aire disminuye la temperatura de salida por debajo de los 340 K, lo cual no permitiría la aplicación de este aire para la producción de vapor, generación de energía eléctrica, entre otras (Engin & Ari, 2005; Khurana et al., 2002; Söğüt et al., 2010).

Por lo tanto, dependiendo de la aplicación que se le quiera dar al aire, se debe especificar la velocidad con la que este fluye por el espacio anular. Por otra parte, la velocidad de flujo del aire por el espacio anular repercute en la energía perdida desde la segunda coraza hacia el medio ambiente, ésta a su vez repercute en el calor recuperado, tal como se presenta en la Figura 4.13.

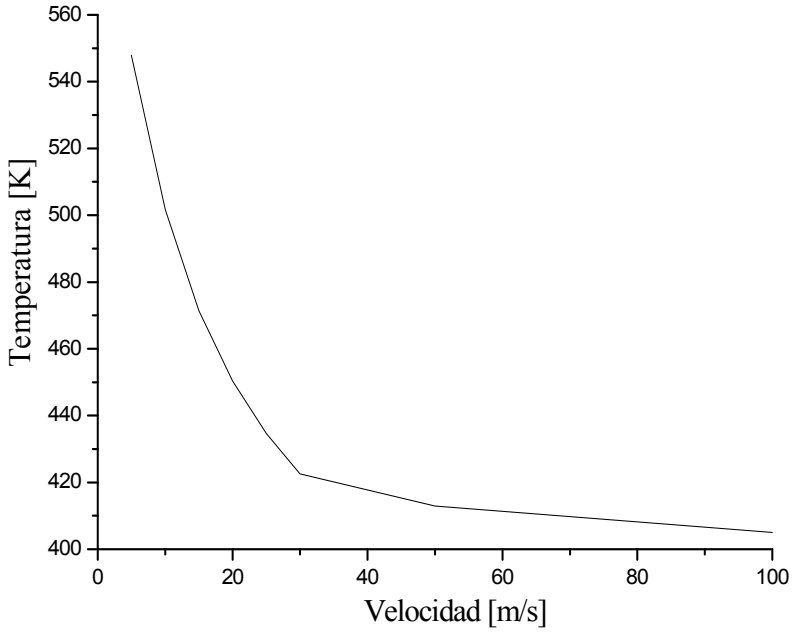
En la Figura 4.13 se muestra como la cantidad de calor recuperado y perdido son función de la velocidad con la que el aire fluye por el espacio anular. A medida que la velocidad se incrementa, el calor perdido a través de la segunda coraza disminuye; debido a que la temperatura de pared externa de la segunda coraza disminuye con el aumento de la velocidad, tal como se puede ver en la Figura4.14

Figura 4.13. Variación del calor perdido y recuperado en función de la velocidad del aire



La cantidad de calor recuperada se incrementa con el aumento en la velocidad de flujo de aire, sin embargo este incremento es más suave que la disminución del calor perdido; comportamiento atribuido a la cantidad de aire presente en el sistema, i.e., a media que la velocidad de aire aumenta, el contenido de aire en el espacio anular es mayor, por lo tanto, parte de la energía que no se pierde por la segunda coraza, es utilizada para calentar la masa de aire, repercutiendo en el comportamiento presentado en la Figura 4.13.

Figura 4.14. Variación de la temperatura externa de la segunda coraza en función de la velocidad del aire



El comportamiento de la temperatura externa de la segunda coraza, presentado en la Figura 4.14, es consecuencia de la variación de perfil de temperatura desarrollado por el aire en el espacio anular a diferentes velocidades (ver Figura 4.11). A medida que la velocidad se incrementa, el aire por la segunda coraza se calienta menos, consecuencia del tiempo de residencia dentro de la segunda coraza, esto a su vez incide en la disminución de la temperatura externa de la segunda coraza.

Del análisis presentado en las Figuras 4.13 y 4.14, se propone usar una velocidad de 7 m/s, la cual repercute en una temperatura de salida del aire de 400K. Esta elección se hace con el fin de utilizar el aire caliente para producir vapor, el cual puede ser usado en la generación de energía eléctrica. Cabe resaltar que la elección de la velocidad de flujo del aire, debe estar acompañada de aspectos económicos, los cuales se salen del marco de este trabajo. Con base en la elección de la velocidad, en la Tabla 4.12 se presenta el resumen de los cálculos obtenidos de al elegir esta velocidad.

Tabla 4.12. Resumen del análisis energético implementando una segunda coraza sobre el horno

v = 7 m/s			
	Temperatura [K]	Q perdido [KW]	Q recuperado [KW]
Sección 1	436,52	310,81	1139,18
Sección 2	497,46	283,06	436,78
Sección 3	529,81	223,56	625,87
Total		817,43	2200,84
Energía ganada por el aire de coraza [KW]		1910,97	
Exergía de salida con el aire de coraza[KW]		1587,76	

A partir de la información presentada en la Tabla 4.12, se puede ver que la temperatura de la segunda coraza es aproximadamente 20% menos que la de la coraza del horno rotatorio sin segunda coraza. La energía recuperada al instalar la segunda coraza es c.a. 72% de la que se pierde a través del horno sin segunda coraza. Debido a esto, la eficiencia exergética del proceso se incrementa al c.a. 34%. Lo más interesante es que se dispone de 1910,97 KW de energía contenida en el aire que sale de la segunda coraza. Esta energía puede ser utilizada para producir vapor, energía eléctrica, entre otras, con el propósito de disminuir el consumo energético global del proceso.

4.6 Conclusiones

Se realizó el análisis energético de un horno rotatorio industrial. Se analizó la eficiencia exergética de un combustor adiabático, demostrándose que se trata de un proceso altamente irreversible. De este análisis se encontró que la forma óptima de operar un sistema de combustión sería utilizando la relación aire-combustible estequiométrica, lo cual no es viable en la operación industrial de un horno rotatorio, ya que el aire utilizado no es únicamente para el proceso de combustión del combustible, este aire también se utiliza para la calcinación de carbonato de calcio y para el transporte del combustible pulverizado. De este análisis se pudo concluir además que la eficiencia de un proceso de combustión mejora a medida que se precalienta el combustible antes de ser quemado, esto debe ir de la mano de la evaluación de seguridad industrial antes de ser puesto en práctica en un proceso industrial de combustión.

A partir del balance de energía se estableció que la eficiencia térmica del proceso bajo estudio es del 69,83%, que es bastante buena para este tipo de

procesos. Sin embargo, esta eficiencia no es una medida real del aprovechamiento de la energía en el horno rotatorio, ya que las corrientes de salida y de entrada contienen gran cantidad de energía, lo cual repercute en una eficiencia elevada. Para determinar realmente si el horno rotatorio está utilizando adecuadamente la energía suministrada, se realizó un análisis exergético. Para realizar los cálculos de exergía se escogió un ambiente de referencia el cual consiste en una mezcla de gases a temperatura y presión normal. Se determinó la eficiencia exergética del proceso, obteniéndose como resultado 29,6%, lo cual deja ver que gran parte de la energía suministrada al horno rotatorio se pierde debido a las irreversibilidades. Existen irreversibilidades inherentes asociadas al proceso, sin embargo, es deseable mejorar la eficiencia exergética del proceso, con el fin de mejorar el aprovechamiento de la energía.

La instalación de una segunda coraza, se propuso con base en un análisis de la energía perdida por el horno rotatorio a través de la coraza. Este análisis se realizó a partir de la determinación del espesor crítico de aislamiento, resultado que dejo en evidencia que el aislamiento del horno rotatorio es el adecuado, sin embargo, determinar la cantidad optima de capas aislantes en el horno rotatorio y sus consideraciones mecánicas es objeto de otros estudios. Por consiguiente a partir del análisis de transferencia de calor y el espesor crítico de aislamiento se concluyó que manipular el aislamiento de un horno rotatorio puesto en marcha en operación industrial no es lo más conveniente debido a sus implicaciones mecánicas y porque esto afectaría el tiempo de residencia del material sólido dentro del horno.

Con base en ello, se propuso instalar una segunda coraza sobre el horno rotatorio y así aprovechar parte de la energía perdida por las paredes del horno rotatorio. El diseño realizado es conceptual, es decir, parámetros como espesor de la coraza, espacio anular, velocidad del aire, entre otras, no fueron objeto de un estudio exhaustivo, aun así, se analizó la incidencia que tiene la velocidad de sobre el perfil de temperatura desarrollado por el aire que circula por el espacio anular, lo que repercute en la transferencia de calor desde la coraza al ambiente y la cantidad de energía recuperada. A partir del resultado obtenido se estableció una velocidad de 7 m/s para el aire, a la cual la recuperación de energía es del 78% de la energía que se pierde sin la instalación de la segunda coraza. Esta alternativa permite incrementar la eficiencia exergética del 34,3% al 39,6%, y lo más importante quizás, el flujo de aire que circula en el espacio anular a la salida de la segunda coraza contiene 1910,97 KW de energía que puede ser aprovechada y de esta manera reducir el consumo energético global el proceso.

5. Conclusiones generales y Perspectivas

En este trabajo de Tesis de Maestría se desarrolló un modelo matemático unidimensional para simular el comportamiento de un horno/reactor rotatorio industrial, de una empresa Colombiana. El modelo tiene asociado tres sub modelos: (i) modelo que tiene en cuenta el movimiento de material sólido en el interior del horno, (ii) modelo para el lecho de sólidos y (iii) modelo para la fase gas.

Se caracterizó el régimen de flujo de los sólidos para el horno rotatorio bajo estudio, estableciéndose que corresponde al régimen tipo *Rodante*. A partir de esto, se presentaron correlaciones para determinar el tiempo de residencia y la profundidad de material sólido. Los resultados obtenidos se confrontaron con mediciones experimentales, permitiendo establecer los alcances y restricciones de los modelos propuestos.

Las mediciones hechas en planta de composiciones y flujo de clinker, evidenciaron que el modelo matemático planteado predice las composiciones de salida con un porcentaje de error menor al 10%, mientras que flujo de salida del material sólido con una desviación del 1% con respecto a la medición en planta. Esto permite señalar que el modelo unidimensional desarrollado predice bastante bien el comportamiento del horno rotatorio.

Se estableció el carácter dual de las reacciones de clinkerización, encontrándose que este comportamiento incide marcadamente en el perfil de temperatura del material sólido y de los gases de combustión, lo que a su vez influye en los perfiles de composición de sólidos en la longitud del horno rotatorio.

Con base en las simulaciones realizadas, se llevo a cabo una “auditoria” energética del horno rotatorio bajo estudio, encontrándose que este proceso es deficiente exergéticamente hablando: su eficiencia es apenas del 29%. Con el fin de mejorar la eficiencia exergética y disminuir el consumo de energía global del proceso, se propuso la instalación de una segunda coraza (diseño conceptual) sobre el horno rotatorio, encontrándose que cerca del 80% de la energía que se pierde a través de esta se puede recuperar, resultado que incrementa al 34% la eficiencia exergética.

El modelo matemático planteado en esta Tesis es modular, es decir, se le pueden adicionar o quitar parámetros y ecuaciones, convirtiéndose en una base para el desarrollo de nuevas herramientas o para el estudio de problemas de optimización en el campo de hornos rotatorios.

Apéndice A. Análisis de la disminución del tamaño de una partícula de combustible

La energía necesaria para que se lleven a cabo las reacciones de producción de clinker es suministrada por la combustión entre el gas caliente y un combustible. A partir de consideraciones económicas y de disponibilidad de materia prima (ver Capítulo 1), en Colombia la principal fuente de energía en el proceso de producción de cemento es el carbón. Este material ingresa al horno rotatorio como partículas finas, debido a la pulverización que se le realiza antes de su uso como combustible. La pulverización se lleva a cabo para mejorar el proceso de combustión entre el gas caliente y el carbón (Ishii, 2000).

Las partículas de carbón pulverizado se consumen mientras disminuyen su diámetro hasta su desaparición total (Levenspiel, 1999). Para analizar la forma en que las partículas reaccionan y liberan energía, se implementó un modelo de "encogimiento de partícula", basado en la solución simultánea de los balances de materia y energía entre el material sólido y los gases. Existen dos enfoques para analizar el comportamiento de la disminución de una partícula de combustible: ***i)*** El modelo de conversión progresiva y ***ii)*** El modelo de núcleo sin reaccionar. En este trabajo se escogió el modelo de núcleo sin reaccionar ya que este ha demostrado representar de forma más aproximada los fenómenos que ocurren al quemar una partícula sólida de carbón en presencia de oxígeno (Kunni & Chisaki, 2008).

La reducción del diámetro de partícula de carbón tiene asociada una serie de procesos de transferencia de masa, los cuales se enumeran a continuación:

1. Difusión de los gases reactantes a través de la película que rodea la partícula sólida de combustible.
2. Penetración y difusión de gas a través de la partícula sólida, incluyendo la ceniza adherida a la partícula sólida.
3. Reacción del componente gaseoso en la partícula de combustible, incluyendo la partícula sólida.
4. Difusión de los productos de combustión a través de la partícula sólida, incluyendo la ceniza adherida.
5. Difusión de los productos de combustión a través de la película de gas que rodea a la partícula esférica.

La reacción de combustión del oxígeno con el carbón es la siguiente:

$$O_2 + C \rightarrow CO_2 \quad \text{(A1)}$$

que se puede escribir de la forma:

$$A(fluido) + bB(sólido) \rightarrow productos\ solidos\ y/o\ fluidos \quad \text{(A2)}$$

En la ecuación (A2) el "fluido" representa un compuesto puro o una mezcla. En este caso el fluido será el oxígeno contenido en el aire que ingresa al horno rotatorio. El sólido representa las partículas de combustible (carbón) y el producto fluido, es el CO_2.

La reacción presentada en la ecuación (A1) se lleva a cabo en un ambiente altamente turbulento, así que la resistencia a la transferencia de masa impuesta por la película adyacente a las partículas sólidas debe ser mínima. Por lo tanto, se pueden despreciar los numerales 1 y 5 de la serie de resistencias citadas anteriormente. Por otra parte, la combustión entre el carbón y el oxígeno es una reacción prácticamente irreversible, por lo que la reacción se llevará a cabo en la superficie de la partícula de combustible, esto permite despreciar parcialmente las resistencias a la transferencia de masa, impuestas en los numerales 2 y 4 (se dice que parcialmente porque no se tiene en cuenta la transferencia de masa al interior de la partícula, pero si se tiene en cuenta la transferencia de masa a través de la capa de ceniza adherida a la partícula sólida de combustible).

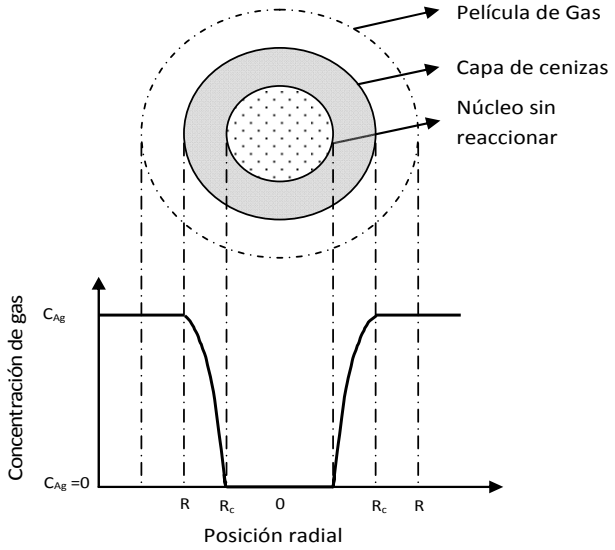
Con base en estas suposiciones y teniendo presente que se asumirán partículas sólidas en forma esférica, se implementará el modelo de "encogimiento de partícula" teniendo en cuenta dos resistencias: la impuesta por las cenizas adheridas a la partícula combustible y la velocidad de reacción química. El análisis permitirá establecer cuál es la resistencia que gobierna el proceso reactivo en la combustión de carbón. Lo anterior debido a falta de consenso en la literatura respecto a cuál modelo usar (en realidad algunos autores los utilizan indistintamente sin mayor análisis) y al deseo de contar con una herramienta que permita discriminar, con argumentos ingenieriles, entre uno y otro modelo. La ecuación cinética que se utilizó para el modelamiento y simulación del proceso de combustión de carbón se tomó del trabajo de (Mujumdar et al., 2006) tal como se presentó en el Capítulo 3.

A1 Difusión a través de la capa de cenizas como etapa controlante

En la Figura A1 se presenta un perfil esquemático de la variación de la concentración de gas en una partícula de combustible (carbón). Se considera que la resistencia a la transferencia de masa impuesta por la capa de cenizas es la etapa controlante, y que la concentración de gas disminuye paulatinamente a medida que la atraviesa. Esto genera una concentración de fluido muy baja en la

capa superficial del núcleo sin reaccionar, que a su vez genera una baja velocidad de reacción.

Figura A1. Representación del perfil de concentración de gas en una partícula reactante cuando la etapa controlante es la difusión a través de la capa de cenizas



Para determinar el tiempo que demora una partícula en disminuir completamente su diámetro se debe realizar un balance de materia a través de la capa de cenizas. Para establecer la variación de la concentración de gas con la posición radial, se puede utilizar la ley de Fick de la difusión (Levenspiel, 1999; Bird et al., 2002). A partir de esto, la variación de la concentración con el tiempo, se puede determinar a partir siguiente expresión:

$$\frac{-dN_A}{dt} = 4\pi r^2 \mathrm{D}_e \frac{dC_A}{dr} \tag{A3}$$

La ecuación (A3) se integra entre r = R y r = r_c, y $C_A = C_{Ag}$ y $C_A = 0$. El resultado se presenta a continuación:

$$\frac{-dN_A}{dt}\left(\frac{1}{r_c} - \frac{1}{R}\right) = 4\pi \mathrm{D}_e C_A \tag{A4}$$

La ecuación (A4) representa la “condición” de una partícula reactante en cualquier instante de tiempo. Es decir, la concentración de reactante en un tiempo

t, en el cual la partícula de combustible tiene un radio r_c. Para obtener el tiempo en función de la disminución del radio de partícula, N_A se re-escribe en términos de r_c. Teniendo presente que las partículas tienen forma esférica, el resultado que se obtiene es:

$$dN_A = 4\pi\rho_B {r_c}^2 dr_c \tag{A5}$$

Reemplazando la ecuación (A5) en la ecuación (A4), e integrando entre t = 0 y t = t y r_c=R y r_c=r_c se obtiene la expresión para determinar el tiempo que demora una partícula en reducir su radio a un valor r_c

$$t = \frac{\rho_B R^2}{6b\mathfrak{D}_e C_{Ag}}\left[1 - 3\left(\frac{r_c}{R}\right)^2 + 2\left(\frac{r_c}{R}\right)^3\right] \tag{A6}$$

El tiempo para conversión completa (τ) de la partícula (desaparición total), se obtiene de a partir de la ecuación (A6). Asi, cuando r_c=0 :

$$\tau = \frac{\rho_B R^2}{6b\mathfrak{D}_e C_{Ag}} \tag{A7}$$

El avance de la reacción en términos del tiempo requerido para la conversión completa se obtiene dividiendo la ecuación (A6) por la (A7), así:

$$\frac{t}{\tau} = 1 - 3\left(\frac{r_c}{R}\right)^2 + 2\left(\frac{r_c}{R}\right)^3 \tag{A8}$$

La relación $\frac{r_c}{R}$ se puede expresar en términos de la conversión de *B*, teniendo presente que:

$$1 - X_B = \left(\frac{volumen\ del\ nucleo\ \mathrm{sin}\ reaccionar}{volumen\ total\ de\ partícula}\right) = \left(\frac{r_c}{R}\right)^3 \tag{A9}$$

Reemplazando la ecuación (A9) en la (A8), se obtiene que:

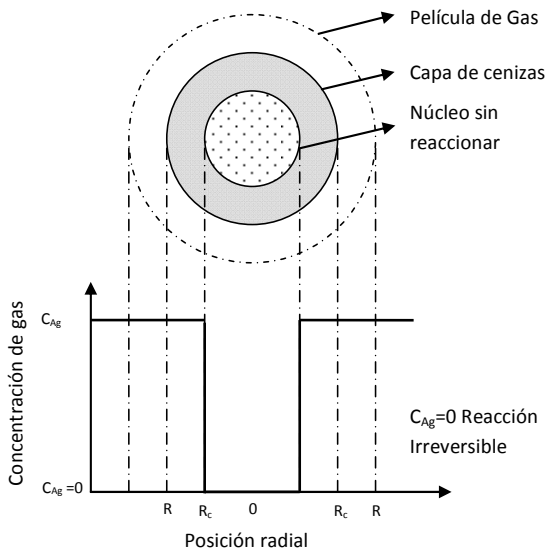
$$\frac{t}{\tau} = 1 - 3(1 - X_B)^{2/3} + 2(1 - X_B) \tag{A10}$$

La ecuación (A10) da el avance de la reacción en términos del tiempo de conversión completa y conversión de *B*.

A2 Reacción química como etapa controlante

En la Figura A2 se presenta el perfil de concentración de gas cuando la etapa controlante es la reacción química.

Figura A2. Representación del perfil de concentración de gas en una partícula reactante cuando la etapa controlante es la reacción química



En este caso se asume que la película de gas adyacente a la partícula sólida y las cenizas adheridas al material sólido no representan ninguna resistencia a la transferencia de masa. Esto implica que la concentración de fluido llega a ser constante a través de esas capas. El fluido llega a la superficie del núcleo sin reaccionar y reacciona inmediatamente, disminuyendo su concentración drásticamente, tal como se presenta en la Figura A2.

Realizando un balance de materia en la partícula sólida, se obtiene:

$$-\frac{1}{4\pi {r_c}^2}\frac{dN_A}{dt} = br_i \qquad \text{(A11)}$$

donde r_i es la velocidad de reacción. La ecuación (A11) se puede expresar en términos de la densidad y del radio de encogimiento de partícula, si N_A se re-

escribe en términos de densidad y volumen de partícula. El resultado se presenta en la ecuación (A12).

$$-\rho_A \frac{dr_c}{dt} = br_i \tag{A12}$$

Integrando la ecuación (A12) entre $r_c = r_c$ y $r_c = R$ y $t = 0$ y $t = t$, se obtiene el tiempo en que se demora una partícula en disminuir el radio de partícula desde R hasta r_c:

$$t = \frac{\rho_A (R - r_c)}{br_i} \tag{A13}$$

Si en la ecuación (A13) $r_c = 0$, se obtiene el tiempo para la conversión completa (τ):

$$\tau = \frac{\rho_A R}{br_i} \tag{A14}$$

El incremento en la conversión fraccional o la disminución en el radio de partícula en función del tiempo de conversión completa (τ), se determina combinando las ecuaciones (A13) y (A14).

$$\frac{t}{\tau} = 1 - \frac{r_c}{R} = 1 - (1 - X_B)^{1/3} \tag{A15}$$

A3 Balances de energía

Para tener una mejor representación del fenómeno que sucede al interior de la partícula y analizar como la transferencia de energía afecta la disminución del radio de partícula, se incluyó en el modelo el balance de energía. Realizando el balance alrededor de la partícula sólida (teniendo en cuenta cenizas adyacentes a la partícula):

$$\frac{dT_p}{dt} = \frac{q_{conv} + q_{rad} + f_h \Delta H_{rxn} R_{comb} V_p}{m_p C_{p_p}} \tag{A16}$$

La ecuación (A16) contiene implícitamente la suposición que la resistencia interna a la transferencia de energía es despreciable. La transferencia de calor por convección y radiación desde el gas a la partícula se determina de la siguiente manera:

$$q_{conv} = hA_p\left(T_g - T_p\right) \tag{A17}$$

$$q_{conv} = \varepsilon_p \sigma A_p\left(T_g^4 - T_p^4\right) \tag{A18}$$

El coeficiente de transferencia por convección se calcula según las expresiones (Mujumdar et al., 2006; Martins et al., 2001):

$$\frac{hd_p}{k_g} = 2 + 0.6Re^{0.5}Pr^{0.33}$$

$$Re = \frac{\rho_g v_g D}{\mu_g} \tag{A19}$$

$$Pr = \frac{\mu_g C_{p_g}}{k_g}$$

A4 Parámetros y Reacciones

Se asumió que el combustible libera su contenido de material volátil (metano) justo antes de ingresar a la boquilla del horno (Mastorakos et al., 1999; Martins et al., 2001; Mujumdar et al., 2006; Schaffel et al., 2009). Esto implica incluir para el sistema de reacciones las reportadas en la Tabla A1.

Tabla A1. Reacciones tomadas en cuenta en la fase gas

	Reacción	$\Delta H^o_{rxn_G}\left[\frac{KJ}{mol}\right]$
1	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	-802.9
2	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-393.8

En la Tabla A.2 se presentan los parámetros y valores utilizados para el análisis del modelo de encogimiento de partícula.

Tabla A2. Parámetros utilizados para el análisis del comportamiento de las partículas de combustible

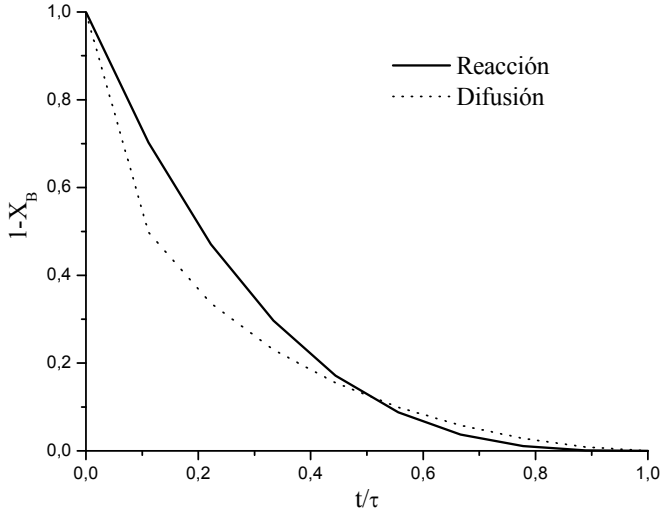
Parámetro	Valor
Diámetro interno del horno [D]	3.4 [m]
Diámetro inicial de partícula [d_p]	$5.0x10^{-5}$ [m]
Radio medio de los poros (r_p)	$1x10^{-7}$ [m]
Densidad aparente (ρ_p)	339 [kg/m^3]
Porosidad de la partícula (ξ)	0.74
Tortuosidad (ς)	$\sqrt{2}$
Emisividad de la partícula (ε)	0.8
Masa inicial de la partícula (m_p)	$2.21x10^{-11}$ [kg]
Capacidad calorífica de la partícula (C_{p_p})	900 [J/kg K]
Calor estándar de reacción (ΔH_{rxn})	$-3.28x10^4$ [KJ/kg]
Temperatura del gas	1400 [K]
Composición másica del gas	N_2= 0.7667
	O_2=0.2333

Los parámetros tomados de: (Essehigh et al., 1965; Schaffel et al., 2009; Martins et al., 2001)

A5 Resultados

A partir de los parámetros presentados en la Tabla A1, se determinó el tiempo en que demora una partícula en lograr la combustión completa, tanto cuando el paso controlante es la transferencia de masa es la capa de cenizas como cuando lo es la reacción química, ambas por separado. Los resultados se presentan en la Figura A3.

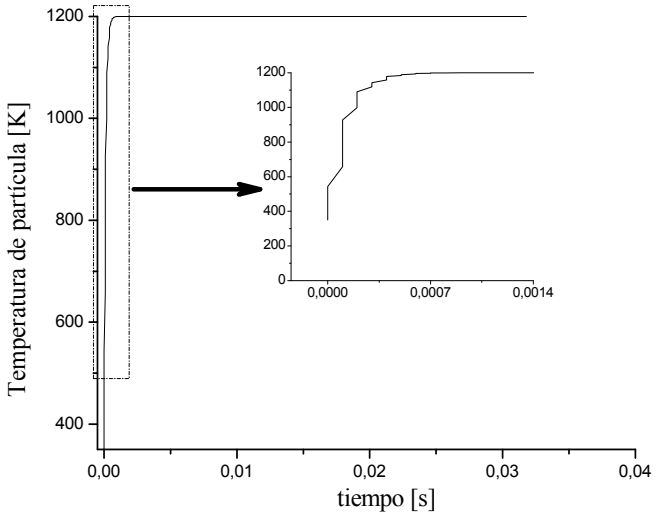
Figura A3. Avance de la reacción en función del tiempo de reducción de radio de partícula



En esta figura se puede concluir que para este caso de estudio, la etapa controlantes es la reacción química. Para lograr una conversión determinada, el tiempo determinado a partir del modelo controlado por la reacción, ecuación (A15), es mayor que el tiempo estimado con el modelo controlado por la difusión, ecuación (A10).

En la Figura A4 se presenta el incremento de la temperatura de partícula de carbón en función del tiempo.

Figura A4. Incremento de la temperatura de partícula con el tiempo



De la Figura A4 se puede concluir que el incremento en la temperatura de la partícula es prácticamente instantáneo; principalmente a que el tamaño inicial de partícula es pequeño y la partícula disminuye rápidamente su tamaño con el tiempo. Estos dos factores repercuten en un incremento en la velocidad de calentamiento de la partícula sólida.

A6 Conclusiones

A partir del análisis de "encogimiento de partícula" realizado sobre partículas de carbón, a las condiciones de operación del proceso industrial bajo estudio (especialmente temperatura de gases y dimensiones de las partículas de carbón) se encontró que la etapa controlante del proceso reactivo entre el gas y el carbón, es la velocidad de reacción.

En el análisis de "encogimiento de partícula" se tuvo en cuenta el balance de energía alrededor de la partícula de combustible. El resultado obtenido muestra que la temperatura de partícula se incrementa de forma instantánea, alcanzando el equilibrio térmico con el gas que la rodea.

Con base en los resultados obtenido, se concluye que las partículas disminuyen rápidamente su diámetro: tiempo menor a 1 s. Este resultado permite excluir del modelo matemático del horno rotatorio las ecuaciones que describen los fenómenos fluido-partícula en el horno rotatorio, y de esta forma la suposición que las partículas sólidas (combustible) liberan el contenido de material volátil justo antes de ingresar al horno, es justificable. Esto permite reducir el número de ecuaciones diferenciales (modelo matemático presentado en el Capitulo 3) a usar en el modelamiento y simulación del horno rotatorio

Apéndice B

Los compuestos involucrados en la formación del cemento son complejos y "no convencionales", por lo tanto información como capacidad calorífica (C_p) y calores estándar de formación (ΔH^o), necesaria para la simulación y evaluación energética del horno rotatorio, es bastante escasa.

En este apéndice se presentan los datos termodinámicos de las sustancias involucradas en el proceso de producción de cemento, estos se tomaron del trabajo reportado por: (Binnewies & Milke, 2002).

A partir de los datos presentados en la Tabla B.1, la capacidad calorífica se determina mediante la ecuación (B.1)

$$C_p = A + BT + CT^{-2} + DT^2 \quad \left[\frac{J}{mol\ K}\right] \tag{B.1}$$

Tabla B1. Datos termodinámicos de los compuestos involucrados en el proceso de producción de cemento

Compuesto	A	B x 10^{-3}	C x 10^{6}	D x 10^{-6}	$\Delta H^o \left[\frac{J}{mol}\right]$
Gases					
CH_4	11,93	77,65	0,16	-18,41	-74900
CO_2	51,13	4,37	-1,47	0	-393500
$H_2O_{(vapor)}$	34,38	7,84	-0,42	0	-241800
N_2	30,42	2,54	-0,24	0	0
O_2	29,15	6,18	-0,18	-1,02	0
Sólidos					
Al_2O_3	117,49	10,38	-3,71	0	-1675700
C (grafíto)	0,11	38,94	-0,15	-17,38	0
$CaCO_3$	104,52	21,92	-2,59	0	-1208400
CaO	50,42	4,18	-0,45	0	-635100
3CaO Al_2O_3:C_3A	260,58	19,16	-3,03	0	-3287800
4CaO Al_2O_3 Fe_2O_3: C_4AF	168,35	1,7	-0,16	7500,0	-7374000
2CaO SiO_2: C_2S	118,8	0	0	0	-2115500
3CaO SiO_2: C_3S	151,9	0	0	0	-2329200

Bibliografía

Ar, I., & Dogu, G. (2001). Calcination kinetics of high purity limestones. *Chemical Engineering Journal*, *83*(2), 131-137.

Barr, P. V., Brimacombe, J. K., & Watkinson, A. P. (1989). A heat-transfer model for the rotary kiln: Part I. pilot kiln trials. *Metallurgical Transactions B*, *20*(3), 391-402.

Binnewies, M., & Milke, E. (2002). *Thermochemical Data of Elements and Compounds*. *Library* (Second Ed., p. 942). Hannover Germany: WILEY-VCH.

Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. (2002). *Transport Phenomena*. *New York* (Second Ed., p. 912). John Wiley & Sons.

Boateng, A. A. (2008). *Rotary Kilns* (p. 369). United States: Elsevier.

Boateng, A. A., & Barr, P. V. (1996). A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, *39*(14), 3085.

Boateng, A. A., Thoen, E., & Orthlieb, F. (1997). Modelling the Pyroprocess Kinetics of Shale Expansion in a Rotary Kiln. *Chemical Engineering Research and Design*, *75*(3), 278-283.

Brimacombe, J K, & Watkinson, A. P. (1978). Heat transfer in a direct-fired rotary kiln: I. Pilot plant and experimentation. *Metallurgical Transactions B*, *9*(3), 201-208.

Camdali, Ü., Arisen, A., & Celen, F. (2004). Energy and exergy analyses in a rotary burner with pre-calcinations in cement production. *Energy Conversion and Management*, *45*, 3017-3031.

Carvalho, M., & Madivate, de O. (1999). Theoretical energy requirement for burning clinker. *Cement and Concrete Research*, *29*(5), 695-698.

Chakrabarti, B. K. (2002). Investigations on heat loss through the kiln shell in magnesite dead burning process : a case study. *Applied Thermal Engineering*, *22*, 1339-1345.

Coral M, J. D., & Gómez G, M. A. (2007). Simulación del tiempo de transporte y variación de la altura del lecho de sólidos dentro de un horno rotatorio. *UNAL, Manizales*, (2007), 25. Manizales.

Da Rosa, A. V. (2005). *Fundamentals of Renewable Energy Processes* (p. 708). Elsevier.

Del Coz Díaz, J. J., Rodríguez Mazón, F., García Nieto, P. J., & Suárez Domínguez, F. J. (2002). Design and finite element analysis of a wet cycle cement rotary kiln. *Finite Elements in Analysis and Design*, *39*(1), 17-42.

Duchesne, Carl, Thibault, J., & Bazin, C. (1996). Modeling of the Solids Transportation within an Industrial Rotary Dryer: A Simple Model. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, *35*(7), 2334-2341.

Emeritus, T. (1997). *Cement Chemistry*. *Inorganic Chemistry* (Second Ed., p. 470). London, U.K. Thomas Telford Publishing.

Engin, T., & Ari, V. (2005). Energy auditing and recovery for dry type cement rotary kiln systems - A case study. *Energy Conversion and Management*, *46*, 551-562.

Essehigh, R. H., Froberb, R., & Howard, J. B. (1965). Combustion Behavior of Small Particles. *Industrial & Engineering Chemistry*, *57*(9), 32-43.

Fogler, S. H. (2006). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. *Chemical Engineering Science* (Fourth Ed., Vol. 42, p. 1112). Wesford, Massachusetts: Pretice Hall Professional Technical Reference.

Froment, G. F., & Bischoff, K. B. (1979). *Chemical Reactor Analysis and Design*. *The Chemical Engineering Journal* (Vol. 47, p. 801). United States of America: John Wiley & Sons.

Georgallis, M., Nowak, P., Salcudean, M., & Gartshore, I. S. (2005). Modelling the Rotary Lime Kiln. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, *83*(April), 212-223.

Gorog, J. P., Adams, T. N., & Brimacombe, J K. (1982). Regenerative Heat Transfer in Rotary Kilns. *Metallurgical Transactions B*, *13*(June), 153-163.

Hanrot, F., Lebas, E., & Houzelot, J. L. (1995). Experimental Study of Residence Time, Particle Movement and Bed Depth Profile in Rotary Kilns. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, *73*, 173-180.

Harris, C. K., Rosendal, D., Roekaerts, F. J. J., Buitendijk, F. G. J., Daskopoulos, P., Vreenegoor, A. J. N., et al. (1996). Computational Fluid Dynamics for Chemical Reactor Engineering. *Chemical Engineering Science*, *51*(10), 1569-1594.

Hewlett, P. C., Bensted, J., & Blezard, R. G. (1997). *Chemistry of Cement and Concrete*. *Cement and Concrete Research* (Fourth Ed., Vol. 1, p. 1066). Elsevier.

Heydenrych, M. D. (2001). *Modelling of Rotary Kilns*. University of Twente.

Holman, J. P. (1997). *Transferencia de Calor* (Octava Ed., p. 504). McGraw-Hill.

Huang, L., Lu, J., Hu, Z., & Wang, Shijie. (2006). Numerical Simulation and Optimization of NO Emissions in a Precalciner. *Energy & Fuels*, *20*(1), 164-171.

Ishii, K. (2000). *Advance Pulverized Coal Injection Technology and Blast Furnace Operation*. *Technology* (p. 325). Elsevier.

Kabir, G., Abubakar, A. I., & El-Nafaty, U. A. (2010). Energy audit and conservation opportunities for pyroprocessing unit of a typical dry process cement plant. *Energy*, *35*(3), 1237-1243. Elsevier Ltd.

Khurana, S., Banerjee, R., & Gaitonde, U. (2002). Energy balance and cogeneration for a cement plant. *Applied Thermal Engineering*, *22*, 485-494.

Kramers, H., & Croockewit, P. (1962). The passage of granular solids through inclined rotary kilns. *Chemical Engineering Science*, *1*(6), 259-265.

Kunii, D., Chisaki, Tatsu, & Levenspiel, O. (1998). Novel rotary gas/solid contactor. *Powder Technology*, *96*, 1-5.

Kunni, D., & Chisaki, T. (2008). *Rotary Reactor Engineering* (p. 221). Amsterdam: Elsevier.

Levenspiel, O. (1964). *Chemical Reaction Engineering*. *Chemical Engineering Science* (Third Ed., Vol. 19, p. 684). John Wiley & Sons.

Li, S.-Q., Ma, L.-B., Wan, W., & Yao, Q. (2005). A Mathematical Model of Heat Transfer in a Rotary Kiln Thermo-Reactor. *Chemical Engineering & Technology*, *28*(12), 1480-1489.

Lior, N., Sarmiento-Darkin, W., & Al-Sharqawi, H. S. (2006). The exergy fields in transport processes : Their calculation and use. *Energy*, *31*, 553-578.

Liu, F., Ross, M., & Wang, S. (1995). Energy efficiency of china's cement industry. *Energy*, *20*(7), 669-681.

Liu, X. Y., & Specht, E. (2006). Mean residence time and hold-up of solids in rotary kilns. *Chemical Engineering Science*, *61*(15), 5176-5181.

Liu, X. Y., Specht, E., & Gonzalez, O. G. (2006). Analytical solution for the rolling-mode granular motion in rotary kilns. *Chemical Engineering and Processing*, *45*(6), 515-521.

Marias, F. (2003). A model of a rotary kiln incinerator including processes occurring within the solid and the gaseous phases. *Computers & Chemical Engineering*, *27*(6), 813-825.

Martins, M. A., Olivera, L. S., & Franca, A. F. (2001). Modeling and simulation of petroleum coke calcination in rotary kilns. *Fuel*, *80*(11), 1611-1622.

Mastorakos, E., Massias, A., Tsakiroglou, C. D., Goussis, D. A., Burganos, V. N., & Payatakes, A. C. (1999). CFD predictions for cement kilns including flame modelling , heat transfer and clinker chemistry. *Applied Mathematical Modelling*, *23*, 55-76.

Mathews, J. H., & Fink, K. D. (1999). *Numerical Methods Using MATLAB* (Third Ed., p. 336). Pretice Hall.

Megalos, N. P., Smith, N. L., & Zhang, D. K. (2001). The Potential for Low NO x from a Precessing Jet Burner of Coal. *Combustion and Flame*, *64*, 50 - 64.

Moran, M. J., & Shapiro, H. N. (2006). *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (Fifth Ed., p. 847). Chichester, England: John Wiley & Sons, Inc.

Mujumdar, K S., Arora, A., & Ranade, V. V. (2006). Modeling of Rotary Cement Kilns: Applications to Reduction in Energy Consumption. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, *45*(7), 2315-2330.

Mujumdar, K S., & Ranade, V. V. (2006). Simulation of Rotary Cement Kilns Using a One-Dimensional Model. *Chemical Engineering Research and Design*, *84*(3), 165-177.

Mujumdar, K. S, Ganesh, K. V., Kulkarni, S. B., & Ranade, V. V. (2007). Rotary Cement Kiln Simulator (RoCKS): Integrated modeling of pre-heater, calciner, kiln and clinker cooler. *Chemical Engineering Science*, *62*(9), 2590-2607.

Mujumdar, K.S., & Ranade, V. V. (2008). CFD modeling of rotary cement kilns. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, *3*, 106-118.

Ndiaye, L. G., Caillat, S., Chinnayya, A., Gambier, D., & Baudoin, B. (2010). Application of the dynamic model of Saeman to an industrial rotary kiln incinerator: numerical and experimental results. *Waste management*, article in press. Elsevier Ltd.

Prausnitz, John M., Lichtenthaler, R. N., & Gomez de Azevedo, E. (2000). *Termodinámica molecular de los equilibrios de fase* (Tercera Ed., p. 728). Pretice Hall.

Rao, T. R., & Bowen, J. H. (1989). Kinetics of Calcium Carbonate Decomposition. *Chemical Engineering Research and Design*, *67*, 38-47.

Rasul, M., Widianto, W., & Mohanty, B. (2005). Assessment of the thermal performance and energy conservation opportunities of a cement industry in Indonesia. *Applied Thermal Engineering*, *25*(17-18), 2950-2965.

Reid, R. C., Prausnitz, J M., & Poling, B. E. (1987). *The Properties of Gases & Liquids* (Fourth Ed., p. 753). United States of America: McGraw-Hill.

Rivero, R., & Garfias, M. (2006). Standard chemical exergy of elements updated. *Energy*, *31*, 3310-3326.

Saeman, W. C. (1951). Passage of Solids Through Rotary Kilns. *Chemical Engineering Progress*, *47*(10), 508-514.

Sandler, S. I. (2006). *Chemical, Biochemical, and Engineering Thermodynamics*. *America* (p. 914). United States of America: John Wiley & Sons.

Sato, N. (2004). *Chemical Energy and Exergy*. *Finishing* (p. 161). Netherlands: Elsevier.

Schaffel, N., Mancini, M., & Szlek, A. (2009). Mathematical modeling of MILD combustion of pulverized coal. *Combustion and Flame*, *156*(9), 1771-1784. The Combustion Institute.

Scott, D. M., Lim, S.-Y., & Spurling, R. J. (2008). Flow of granular material through an inclined, rotating cylinder fitted with a dam. *Powder Technology*, *182*(3), 466-473.

Som, S. K., & Datta, A. (2008). Thermodynamic irreversibilities and exergy balance in combustion processes. *Progress in Energy and Combustion Science*, *34*, 351-376.

Stanmore, B. R., & Gilot, P. (2005). Review—calcination and carbonation of limestone during thermal cycling for CO sequestration. *Fuel Processing Technology*, *86*(16), 1707-1743.

Sullivan, J. D., Charles, M. G., & Oliver, R. C. (1927). Passage of solid particles through rotary cylindrical kilns.

Szatvanyi, G., Duchesne, C., & Bartolacci, G. (2006). Multivariate Image Analysis of Flames for Product Quality and Combustion Control in Rotary Kilns. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, *45*(13), 4706-4715.

Söğüt, Z., Oktay, Z., & Karakoç, H. (2010). Mathematical modeling of heat recovery from a rotary kiln. *Applied Thermal Engineering*, *30*(8-9), 817-825.

Tscheng, S. H., & Watkinson, A. P. (1979). Convective Heat Transfer in a Totary Kiln. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, *57*(4), 433-443.

Utlu, Z., Sogut, Z., Hepbasli, A., & Oktay, Z. (2006). Energy and exergy analyses of a raw mill in a cement production. *Applied Thermal Engineering*, *26*, 2479-2489.

Vahl, L., & Kingma, W. G. (1952). Transport of solids through horizontal rotary cylinders. *Chemical Engineering Science*, *1*(8), 253-258.

Van Gool, W. (1998). Thermodynamics of chemical references for exergy analysis. *Energy Conversion and Management*, *39*(16), 1719-1728.

Varnas, S. R. (1995). Simulating radiative transfer in flash smelting furnaces. *Applied Mathematical Modelling*, *19*(8), 456-464.

Veranth, J. M., Silcox, G. D., & Pershing, D. W. (1997). Numerical Modeling of the Temperature Distribution in a Commercial Hazardous Waste Slagging Rotary Kiln. *Environmental Science & Technology*, *31*(9), 2534-2539.

Villegas Díaz, J. (2008). *Mantenimiento de refractario en hornos rotatorios* (p. 37). Sevilla.

William N, L., & Woods, H. (1935). Heat and Material Balances for a Rotary Cement Kiln. *Industrial & Engineering Chemistry*, *27*(4), 379-382.

Worrell, E., Martin, N., & Price, L. (2000). Potentials for energy efficiency improvement in the US cement industry. *Energy*, *25*, 1189-1214.

Yang, W. Y., Cao, W., Chung, T.-S., & Morris, J. (2005). *Applied Numerical Methods Using MATLAB* (p. 520). Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, Inc.

Zabaniotou, A., & Theofilou, C. (2008). Green energy at cement kiln in Cyprus—Use of sewage sludge as a conventional fuel substitute. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *12*(2), 531-541.

Zanchini, E., & Terlizzese, T. (2009). Molar exergy and flow exergy of pure chemical fuels. *Energy*, *34*(9), 1246-1259. Elsevier Ltd.

Información del autor

Jesus David Coral Medina, es Ingeniero Químico, egresado de la Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales, en el año 2008. Para optar al título de Ingeniero Químico, desarrollo una monografía sobre el movimiento de material sólido dentro de cilindros rotatorios. Posterior a sus estudios de pregrado, se desempeño como jefe de producción en una empresa de pinturas ubicada en Pasto (Nariño) en Colombia. Además se ha desempeñado como docente de Termodinámica y Química General, en Universidades y como docente particular. Inicio sus estudios de Maestría en Ingeniería-Ingeniería Química en la Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales en el año 2009. Para optar al título de Magister en Ingeniería Química, desarrollo la Tesis: **Diseño de una herramienta computacional para el análisis del desempeño energético de reactores rotatorios para la producción de cemento**, la cual fue patrocinada por COLCIENCIAS y la Universidad Nacional de Colombia, sede Manizales.

Correo electrónico del autor

Jesús David Coral Medina jdcoralm@gmail.com