

Universidad de Cienfuegos

“Carlos Rafael Rodríguez”

Facultad de Mecánica tect

Título: Modelo matemático para evaluar la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical.

Autor: Rudley Owen M^c Farlane

Tutor: Alexis Sagastume Gutiérrez.

Curso 06-07

“Año 49 de la revolución”

DECLARACION DE AUTORIDAD

UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS



“Carlos Rafael Rodríguez”

Sistema de Documentación y Proyecto.

Hago constar que el presente trabajo fue realizado en la Universidad de Cienfuegos Carlos Rafael Rodríguez como parte de la culminación de los estudios en la especialidad de Ingeniería Mecánica, autorizando a que el mismo sea utilizado por la Universidad de Cienfuegos para los fines que estime conveniente, ya sea parcial o totalmente, que además no podrá ser presentado sin la aprobación de la Universidad de Cienfuegos.

Firma del autor.

Los abajo firmantes certificamos que el presente trabajo ha sido según acuerdo de la dirección del centro y el mismo cumple los requisitos que debe tener un trabajo de este envergadura, referido a la temática señalada.

Información Científico Técnico.

Nombre y Apellidos. Firma.

Vice Decano.

Nombre y Apellidos. Firma.

Firma de los tutores

Sistema de Documentación y Proyecto.Nombre y Apellidos. Firma.

“Viva la Revolución, Viva Fidel”

Dedicatoria.

Este trabajo está dedicado a las personas que me han motivado en la vida a lograr mis propósitos personales, especialmente:

♥ *A mis Padres: Linford Mc Farlane y Tilly-Anna James, a quienes con su amor y apoyo me mantienen estable en el viento.*

♥ *A mis Hermanos: Linford, Omar, Kemar, Ajan, Travis, Dean, Marsha, Casher, Latoya, Monique, Ashli, Jennifer, por su amor infinito.*

♥ *A mi primo: Hugh Smith, por su apoyo incondicional.*

Incondicional.

A Rochelle Vassel, quien sufrió tanto conmigo pero siempre me apoyó y me soportó, Bahibik ya omri siempre.

Pensamiento.

“Revolución” es unidad, es independencia, es lucha por nuestros sueños de justicia para Cuba y para el mundo.....”

Fidel Castro Ruz.

(...)No hay buena educación sin instrucción(...) El pueblo más feliz es el que tenga mejor educado a sus hijos, en la instrucción del pensamiento, y en la dirección de los sentimientos,(...) Un pueblo instruido será siempre fuerte y libre(...) Un pueblo de hombres educados será siempre un pueblo de hombres libres.

José Martí. (1)

The greatest glory in living lies not in ever falling, but in rising every time we fall.

Nelson Mandela.

Education make a people easy to lead but difficult to drive, easy to govern but difficult to enslave.

Lord Henry Brougham.

Resumen.

Los costos de la calcinación de calizas dependen fundamentalmente de los costos del combustible consumido (alrededor del 50 %). El aumento de los costos del combustible se ha convertido en el mayor problema en esta rama de la industria. Esta situación ha llevado a varias plantas de cal a cambiar el combustible que tradicionalmente utilizaban. Producto de la situación actual de la industria de la cal, se hace necesario conocer la naturaleza de los procesos que tienen lugar en el horno, con el objetivo de optimizar su explotación.

En esta tesis se desarrolla un método para evaluar la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical que incluye el cálculo del campo de temperatura en el radio del horno y el cálculo de la reactividad de la cal en función de la temperatura máxima a la que fue sometida en el horno.

Índice.

	Página
Introducción.....	1
Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal	
1.1. Situación actual de la industria de la Cal.....	4
1.2. Proceso de producción de la Cal.....	8
1.3. Hornos para la calcinación de calizas.....	10
1.3.1. Horno de cuba vertical normal.....	12
1.3.2. Combustibles utilizados en los hornos de cuba vertical.....	14
1.3.3. Control Operacional.....	15
1.4. Calcinación en horno de cuba vertical.....	17
1.4.1. Modelos matemáticos.....	21
1.5 Conclusiones del capítulo I.....	23
Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical	
2.1. Introducción	25
2.2. Cálculos de combustión.....	26
2.3. Balance de la energía.....	29
2.3.1. Zona de precalentamiento.....	29
2.3.2. Zona de calcinación.....	33
2.3.3. Zona de enfriamiento.....	38
2.3.4. Método de solución de modelo.....	40
2.4. Variación de la velocidad en el diámetro del horno.....	42
2.5. Reactividad de la cal viva en función de la temperatura.....	45
2.6. Conclusiones del capítulo II.....	50

Capítulo III: Aplicación del modelo para la calcinación de calizas

3.1. Resultados	51
3.2. Conclusiones del capítulo III.....	63
Conclusiones generales.....	64
Recomendaciones.....	65
Referencia Bibliografía.....	66

Introducción.

La cal es uno de los materiales más antiguos entre los producidos por el hombre. Existen evidencias de su utilización, que datan de 6 500 años atrás, encontradas en construcciones y decoraciones del antiguo Egipto. También se utilizó en la antigua Grecia, como lo demuestran hallazgos de templos de la cultura micénica, los cuales estaban cubiertos por finas capas de estuco de cal. Roma también conoció y utilizó ampliamente la cal en construcciones como mezclas cal-puzolanas. El mundo oriental tampoco fue ajeno a la producción de cal, empleándose ampliamente en China y la India en construcciones y decoraciones. También las culturas precolombinas utilizaron la cal en sus construcciones, encontrándose evidencias en construcciones incas y mayas.

En la economía mundial, la cal es una de las materias primas más importantes para el sector de la producción. La industria metalúrgica y el sector de la construcción son sus principales consumidores.

La cal no aparece de forma espontánea en la naturaleza, sino que es necesaria la acción modificadora del hombre para obtenerla. Su industria de producción es una de las más antiguas e importantes en el procesamiento de minerales. La materia prima necesaria para su producción es la roca caliza, ampliamente disponible y normalmente fácil de extraer.

Los principales productos que se obtienen son la cal viva y la cal hidratada.

Para la industria de la cal, el incremento de los precios del combustible se ha convertido en el problema de mayor importancia, por ejemplo, el acelerado incremento del precio del coke en los últimos tres años causó la tendencia de sustituirlo por otros combustibles. Siendo el combustible, el factor más importante en la producción de la cal (representa alrededor del 50% de los costos totales). El derroche de combustible en la producción de

cal, además del evidente impacto económico que trae asociado, implica una emisión innecesaria de gases invernaderos. Además, normalmente está asociado a elevadas temperaturas en el horno y por tanto a la obtención de un producto de baja calidad.

La producción de la cal tiene lugar en hornos diseñados con ese propósito. En Cuba se utiliza de forma exclusiva hornos de cuba vertical, siendo este el de mayor utilización en la Unión Europea.

Para lograr una producción económicamente rentable, con un producto de buena calidad es imprescindible conocer la naturaleza de los procesos físico-químicos que tienen lugar durante la calcinación de calizas. Siendo el costo del combustible el aspecto más importante en la economía de la producción de la cal y siendo la temperatura el factor que determina su calidad, se hace necesario un modelo que permita describir la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical.

Por tanto en esta tesis se plantea el siguiente:

Problema científico:

Los modelos matemáticos existentes en la literatura para evaluar la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical no tienen en cuenta la variación del campo de temperatura con respecto al radio del horno.

Hipótesis:

Mediante la introducción de una función de distribución de las velocidades en el radio del horno, es posible describir el campo de temperatura en el radio del horno.

Objetivos generales:

1. Incluir en la evaluación de la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical la distribución de velocidades en el radio del horno.

Objetivos específicos:

1. Elaborar un modelo matemático para evaluar la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical a partir de los criterios existentes en la literatura.
2. Introducir la distribución de velocidades en el radio del horno dentro del modelo desarrollado.
3. Introducir la evaluación de la reactividad de la cal en función de la temperatura máxima a la que fue sometida la cal viva dentro del horno.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

1.1. Situación actual de la industria de la cal.

La producción mundial de cal creció de manera estable en más de 60 millones de toneladas en 1960 hasta un pico de 140 millones de toneladas en 1989. En la década del 90 hasta el año 2006 la producción ha oscilado entre 116 y 130 millones de toneladas anuales (ver Fig. 1.1). En la tabla 1.1 se muestra la producción mundial de cal y los principales productores desde el año 1994 hasta el año 2006.

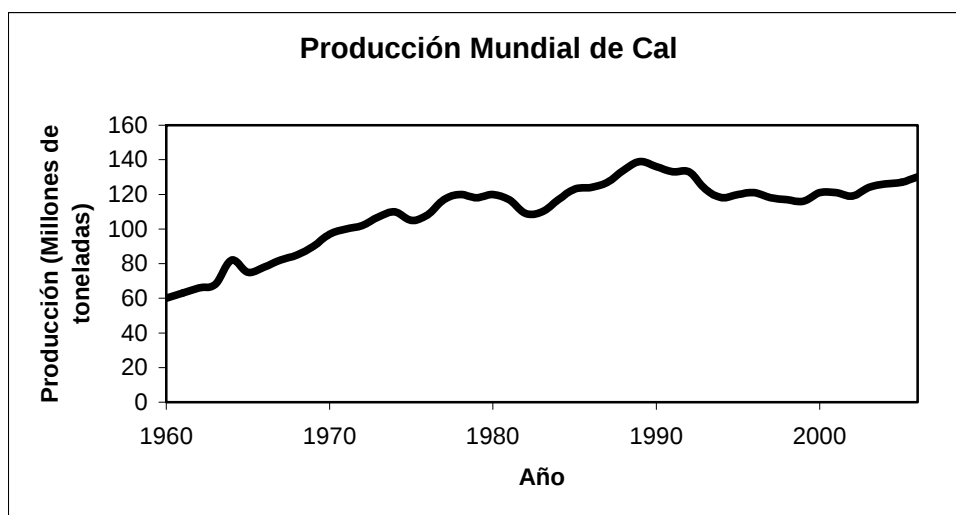


Fig. 1 Producción mundial de cal en millones de toneladas.

China con un promedio de 21,9 millones de toneladas, el 18 % de la producción mundial y Estados Unidos con un promedio de 19,2 millones de toneladas, el 16 % de la producción mundial, seguidos por Rusia, Alemania y Japón con una producción entre 7 y 8 millones de toneladas, aproximadamente un 6 % de la producción mundial y México y Brasil con más de 6 millones de toneladas cada uno, con un 5 % de la producción

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

acapanan el 64 % de la producción mundial de cal y son los principales productores del mundo.

Un aspecto importante ha señalar sobre la industria de la cal, es que la mayoría de las investigaciones realizadas sobre la producción y los procesos involucrados en la misma se encuentran protegidas por patentes internacionales. De esto se deriva que la información disponible sobre una industria tan antigua, no es tan amplia y profunda como pudiera esperarse.

En Cuba, la producción de cal está destinada fundamentalmente a su utilización como agente químico en la industria azucarera. Siendo esta una producción que ha sido menospreciada y no ha recibido la atención necesaria ^[43,44,45]. Provocando problemas en la calidad del producto final y por consiguiente en su utilización en los centrales azucareros.

La producción de cal en Cuba está caracterizada por su baja eficiencia y la pobre calidad del producto final ^[43,44,45], lo que origina derroches de combustible y materias primas e injustificados aumentos del consumo de cal en los ingenios, afectando el costo de la tonelada de azúcar y la economía de las propias caleras ^[43,44,45]. Esta producción se realiza en Cuba prácticamente sin ningún control operacional, sin instrumentación y sin la preparación mínima requerida del personal que opera las caleras ^[43,44,45]. Lo que acontece a partir de un problema de tecnología mal absorbida y del nivel de prioridad secundario que recibe esta industria ^[43,44,45]. Lo que influye decisivamente en los elevados consumos de combustible y materia prima actuales ^[43,44,45].

Alrededor del 50 % de los costos de producción de la cal, están localizados en el consumo de combustible requerido en el proceso de calcinación de la roca caliza en el

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

horno ^[14,42,44]. De lo que se deduce que el derroche de combustible existente en las caleras tiene un impacto importantísimo en los costos de producción de la cal. Asociado a la producción de cal se encuentra el aspecto medioambiental de la emisión de gases invernaderos ^[26]. El proceso de producción de la cal es el tercer emisor de CO₂ por kg de producto y el primer productor por euro invertido en el sector industrial de Alemania ^[26]. Al producir una tonelada de cal viva se producen aproximadamente 1,17 toneladas de CO₂ que son emitidas a la atmósfera. 785 kg de todo el CO₂ producido se obtienen durante la disociación del CaCO₃ y es por tanto es inevitable en el proceso ^[26]. Esta cantidad representa aproximadamente dos tercios del total. El resto del CO₂, aproximadamente un tercio (≈ 385 kg) se genera a partir de la combustión del combustible utilizado, esta cantidad depende de la eficiencia del horno, por lo tanto, su emisión puede ser controlada y mantenida en un mínimo aceptable. De lo anterior se deduce que además de los aspectos económicos asociados al derroche de combustible, se encuentra el aspecto ambiental debido al exceso de gases invernaderos emitidos vinculados al derroche de combustible.

***Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.***

Tabla 1-1. Producción mundial de cal.

País	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Austria	0,70	-	-	-	-	-	-	-	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00
Bélgica	1,75	1,80	1,80	1,80	1,75	1,75	1,75	1,75	1,70	-	2,00	2,00	2,00
Brasil	5,70	5,70	5,70	5,70	5,70	5,70	5,70	6,27	6,30	6,50	6,50	6,50	6,90
Canadá	-	2,45	2,40	2,50	2,46	2,58	2,60	2,55	2,22	2,25	2,20	2,25	2,41
China	19,5	20,0	20,0	20,5	21,0	21,5	21,5	22,0	22,5	23,5	23,5	24	25
Francia	3,10	2,60	3,00	2,80	2,80	2,40	2,40	2,40	2,50	2,50	3,00	3,00	3,00
Alemania	8,50	8,00	8,00	8,00	7,60	7,60	7,60	7,00	7,00	6,80	6,70	6,70	6,80
Irán	-	-	-	-	-	-	-	-	2,00	2,00	2,20	2,50	2,50
Italia¹	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50	3,00	3,00	3,00	3,00	3,00
Japón²	7,70	7,90	7,67	7,85	8,10	7,75	7,65	8,10	8,05	7,40	7,95	8,60	8,90
México	6,50	6,60	6,60	6,60	6,60	6,60	6,50	6,50	6,50	6,50	5,70	5,70	5,80
Polonia	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,20	2,00	2,00	2,00	2,00	1,80
Rumania	1,60	1,70	1,70	1,75	1,70	1,70	1,70	1,70	1,70	2,00	2,00	2,00	2,00
Rusia	-	-	-	-	-	7,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,20	8,50
Sur África	-	1,70	1,69	1,59	1,50	1,50	1,35	1,61	1,60	1,60	1,50	1,40	1,60
Reino Unido	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00
Estados Unidos	17,40	18,50	19,10	19,70	20,10	19,60	19,60	18,90	17,90	18,20	20,00	20,00	21,20
Otros Países	37,00	34,00	35,00	32,80	28,10	21,70	21,20	23,00	22,40	21,00	25,75	25,15	24,59
Total (Redondeado)	118	120	121	120	116	116	116	118	116	117	126	127	130

¹ Incluye la cal hidráulica.

² Solamente cal viva.

En la industria moderna, la cal es una materia prima muy importante para varios sectores como la industria metalúrgica, el sector de la construcción, la agricultura, la industria azucarera, las aplicaciones medioambientales, etc. Las aplicaciones medioambientales de la cal están vinculadas al tratamiento de agua potable e industrial, de las aguas de alcantarillado y sus lodos, a la recuperación de suelos contaminados con hidrocarburos y solventes químicos, a la desulfuración de los gases de la combustión, al tratamiento de los residuos sólidos y sus lixiviados e indirectamente la estabilización o transformación de suelos inestables y expansivos en suelos aptos para servir de base de pavimentos. Su uso

**Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.**

e importancia ambiental crece rápidamente, pues constituye una respuesta efectiva a la necesidad de encontrar soluciones buenas y de bajo costo para los problemas medioambientales señalados. Sus aplicaciones más importantes aparecen en la tabla 1-2:

Tabla 1-2. Aplicaciones de la cal

Rama	Aplicación	Rama	Aplicación
Agricultura	Control de plagas.	Cerámica	Vidrios. Refractarios.
Metalurgia	Industria del acero Fabricación de magnesio y alúmina Flotado de metales Fundición de metales no ferrosos	Industria petrolera	Perforaciones petroleras. Refinación del petróleo.
Construcción	Ladrillos sílico-calcareos Elaboración de morteros Estabilización de suelos y carreteras.	Recubrimientos.	Pigmentos. Pinturas de agua. Barnices.
Alimentos	Industria lechera, Industria azucarera Industria de gelatina y goma animal Industria panificadora. Almacenaje de frutas y legumbres. Desinfectante	Medio ambiente	Tratamiento de agua. Tratamiento de aguas de desecho. Tratamiento de desechos industriales. Tratamiento en plantas empacadoras de alimentos. Eliminación de azufre en los gases de la combustión. Neutralizado de tierras ácidas.

1.2.Proceso de producción de la cal.

La materia prima necesaria para la producción de cal es la roca caliza. Esta es una roca sedimentaria compuesta por calcita (CaCO_3) y dolomita mineral (MgCO_3) y una pequeña cantidad de otros minerales. Según la norma ASTM C 51 ^[1] la roca caliza se clasifica según la concentración de carbonato de magnesio (MgCO_3) en:

**Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.**

- a) Roca caliza dolomítica: 35-46 % MgCO_3 .
- b) Roca caliza magnesítica: 5-35 % MgCO_3 .
- c) Roca caliza calcítica (con alto contenido de calcio): menos del 5 % de MgCO_3 .

La cal viva es el producto que se obtiene de la calcinación de la roca caliza. La producción de la cal se basa prácticamente desde sus inicios en cuatro operaciones básicas, ver la **Fig. 2**:

1. Reducción y calibración de la roca caliza.
2. Calcinación de la roca caliza.
3. Hidratación del óxido de calcio obtenido.
4. Separación de los núcleos sin calcinar.

En la primera operación, la roca que proviene de la cantera pasa por un proceso de reducción y selección en una unidad de molienda y tamizado. En la segunda etapa, la roca que cumple con los requisitos del proceso de selección es alimentada al horno, donde se le suministra calor mediante la combustión del combustible adecuado. De esta forma una cantidad de la roca alimentada al horno se calcinará obteniéndose cal viva. En el tercer paso se le suministra agua a la cal viva hidratándose el CaO contenido en la misma y obteniéndose cal hidratada. En la cuarta y última etapa se separan los núcleos sin calcinar de la roca y se obtiene la cal hidratada con la calidad deseada.

***Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.***

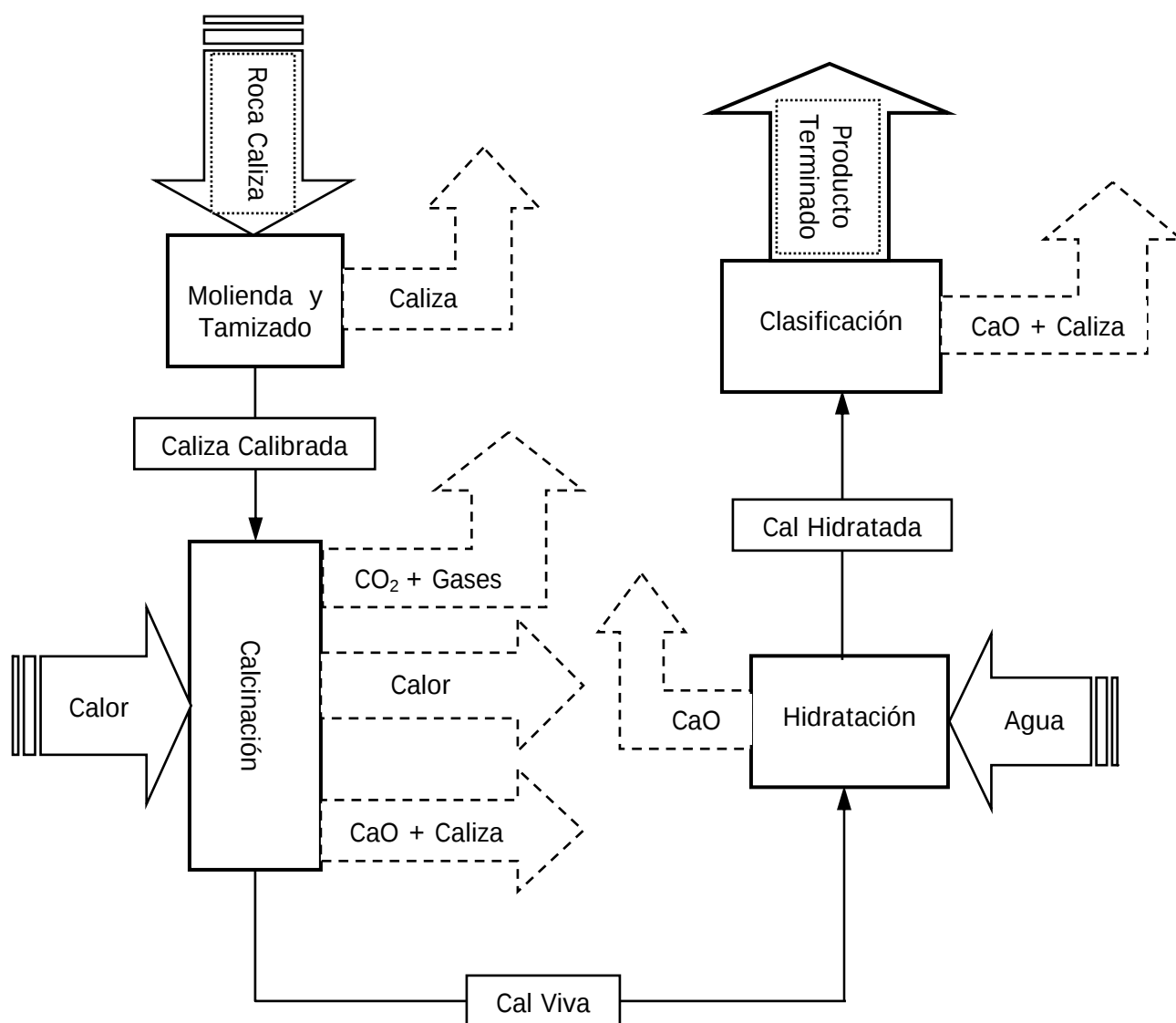


Fig. 1-1. Esquema de producción de la cal hidratada.

1.3. Hornos para la calcinación de calizas.

Se han desarrollado diferentes tipos de hornos para la calcinación de calizas para reducir el costo de la energía y para aumentar la productividad, de forma general se clasifican como:

- Horno rústico.
- Horno de cuba vertical normal.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

- Horno vertical con doble inclinación.
- Horno multi-cámara.
- Horno anular.
- Horno de flujo paralelo regenerativo.
- Horno de alimentación mezclada.
- Hornos rotatorios.

En Cuba se utilizaron los hornos rústicos en la producción de cal hidratada hasta la década del setenta del siglo pasado. En ese momento comenzó en Cuba un proceso de reconversión industrial de la producción de cal, a partir de la concentración en medianas instalaciones industriales de la antiguamente dispersa, ineficiente y artesanal producción de cal en hornos rústicos. Aquí apareció, y aún permanece, un problema de tecnología mal absorbida, ya que se compró en México, tanto el equipamiento para la producción como el diseño de los hornos, pero ni el personal para operar las plantas, ni el personal técnico de cualquier nivel involucrado en esta producción fue jamás entrenado en esta tecnología en ningún centro especializado, ni tampoco se entrenan en la actualidad, a pesar del profundo cambio tecnológico efectuado ^[44].

Nuestro país es rico en rocas calizas con alto contenido de calcio (menos del 5 % de MgCO_3). La producción de cal viva se realiza de forma exclusiva en hornos de cuba vertical de tipo normal cuya capacidad no excede las 30 toneladas diarias de cal, utilizando gas natural y fuel-oil como combustible ^[44].

***Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.***

1.3.1. Horno de cuba vertical normal

Un horno de cuba vertical (ver **Fig.1-2**) básicamente consiste en un reactor de lecho móvil, en el cual los gases calientes ascienden a contracorriente con las rocas calizas que descienden mientras se calcinan a elevadas temperaturas, normalmente por encima de los 900 °C. Para su mejor compresión el horno se divide en tres partes:

1. Zona de precalentamiento
2. Zona de calcinación
3. Zona de enfriamiento

La zona de precalentamiento comienza en la parte superior del horno donde se alimenta la roca y termina en el punto donde comienza la calcinación de la roca caliza. El calor requerido para la disociación de la roca se suministra mediante la combustión del combustible apropiado (carbón, petróleo, gas, etc.). La zona de calcinación comienza en el punto donde comienza la disociación de los carbonatos de calcio en la superficie de la roca y termina en el punto donde la temperatura de los gases se iguala a la temperatura superficial de la roca (cesa la transferencia de calor hacia el interior de la roca y por tanto el suministro de calor necesario para que tenga lugar la disociación del CaCO_3 contenido en la roca). La zona de enfriamiento comienza en el punto donde cesa la calcinación y termina cuando la cal viva es extraída por la parte inferior del horno.

La roca caliza (y el combustible sólido en caso de un horno de alimentación mezclada) se alimenta por la parte superior del horno y la cal viva producida es descargada por la parte inferior del mismo. Los quemadores de gas o de petróleo se ubican en la zona de calcinación.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

La localización de las tres zonas del horno es una definición convencional y no física; por otra parte, estas zonas no tienen una altura fija, pues la misma depende de las condiciones de operación del horno.

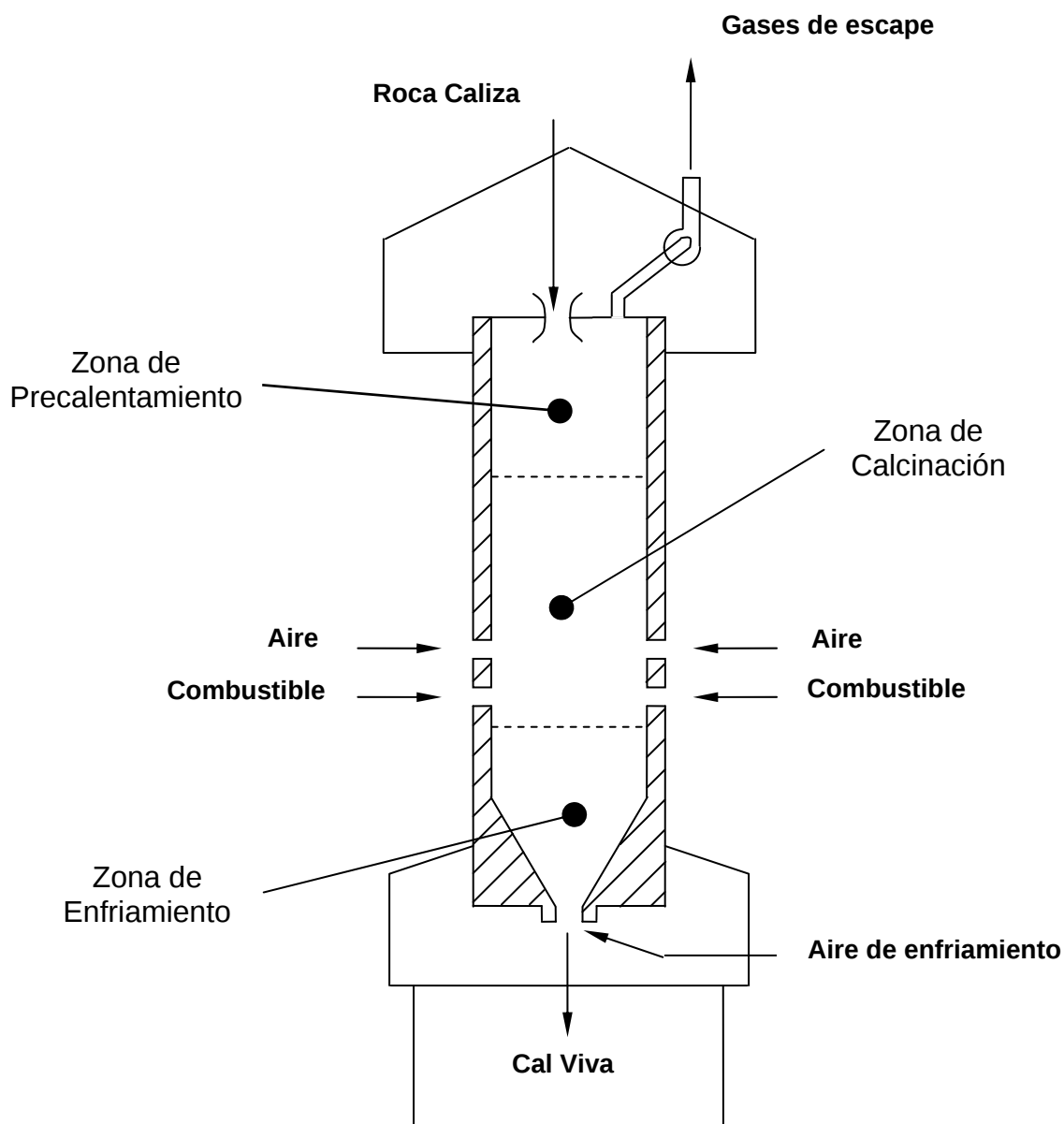


Fig.1-2 Esquema de un horno de cuba vertical normal.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

1.3.2. Combustibles utilizados en los hornos de cuba vertical.

Los combustibles más utilizados en los hornos de cuba vertical son el carbón, el gas natural y el fuel-oil. Recientemente el precio de los combustibles ha aumentado de forma brusca y existe una tendencia de sustituirlos con combustibles más baratos. Las Tablas 1-4 a la 1-6 muestran la composición de los combustibles más utilizados, la demanda de aire y el poder calórico inferior de cada uno.

	CH_4	C_2H_6	H_2	CO_2	N_2	CO	$\frac{\bar{L}}{\left(\frac{m_{\text{aire}}^3}{m_{\text{fuel}}^3}\right)}$	$\frac{L}{\left(\frac{\text{kg}_{\text{aire}}}{\text{kg}_{\text{fuel}}}\right)}$	$\frac{h_u}{\left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right)}$
Gas pobre	-	-	0.02	0.16	0.66	0.16	1.64	2.44	6.6
Gas natural L	0.82	0.03	-	0.01	-	0.14	9.1	15.1	38.8
Gas natural H	0.93	0.05	-	0.1	-	0.01	9.69	15.64	47.3

Tabla 1-4. Composición química, demanda de aire y poder calórico inferior de los combustibles gaseosos.

	C	H	O	S	N	$\frac{L}{\left(\frac{\text{kg}_{\text{aire}}}{\text{kg}_{\text{fuel}}}\right)}$	$\frac{h_u}{\left(\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right)}$
Antracita	0.92	0.04	0.02	0.01	0.01	12.0	32.8
Lignito	0.7	0.05	0.25	-	-	7.3	20
Coke	0.98	-	-	0.01	0.01	12	28.7

Tabla 1-5. Composición química, demanda de aire y poder calórico inferior de los combustibles sólidos

***Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.***

	C	H	O	S	N	$\frac{L}{\left(\frac{kg_{aire}}{kg_{fuel}} \right)}$	$\frac{h_u}{\left(\frac{MJ}{kg} \right)}$
No. 1	0.861	0.138	-	0.001	-	14.7	46.08
No.2	0.872	0.125	-	0.003	0.0002	14.3	45.17
No. 6	0.856	0.097	0.02	0.023	0.02	13.3	42.57

Tabla 1-6. Composición química, demanda de aire y poder calórico inferior de los combustibles líquidos (petróleos).

1.3.3. Control Operacional

Los resultados alcanzados en el proceso de calcinación en los hornos de cuba vertical dependen, en gran medida, de las operaciones realizadas en el horno, lo que determina el grado de aprovechamiento del combustible y de la roca caliza en el proceso ^[14,44], por lo que resulta necesario un estricto control operacional del proceso que permita alcanzar una alta eficiencia del mismo reduciendo los costos ^[44], particularmente a través de un mejor aprovechamiento del combustible y de la materia prima.

El control de un proceso se efectúa cuando se corrigen las desviaciones de los parámetros de operación (datos reales) de los valores de referencia. Siendo los parámetros de operación los datos brindados por la instrumentación instalada y por el laboratorio. De acuerdo con el valor de los datos reales así serán los resultados de los datos virtuales, entendiendo por tales las eficiencias y rendimientos vinculados al proceso, los que se obtienen mediante cálculos basados en los datos reales de operación.

Lo anterior implica que existe una relación causa-efecto entre los datos reales y los datos virtuales, la que debe ser tenida en cuenta para lograr el control operacional efectivo sobre el proceso de calcinación de calizas en hornos de cuba vertical.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

En la literatura consultada se señala que el control operacional está basado fundamentalmente en los datos reales brindados por los análisis de laboratorio y la instrumentación, y la introducción de sofisticados medios de control automático, con la correspondiente inversión que esto conlleva. Esto solamente es posible en países desarrollados, aún cuando se conoce la influencia de las operaciones sobre el consumo de combustible, la calidad de la materia prima y sobre los costos de producción. En los países subdesarrollados, con menos recursos financieros, la situación es más grave, debido a la carencia de una industria con una amplia demanda de cal, diversificada en cantidad y en calidad, sin la cantidad de dinero requerido para lograr tales empeños. Por tales razones no existe la posibilidad de establecer un control riguroso sobre el proceso de producción de la cal, lo que conduce al derroche de combustible y materia prima, elevando los costos de producción, sin embargo el empleo en estos países de datos virtuales para el control operacional les daría la posibilidad de un control del proceso de calcinación más efectivo.

La introducción de nuevas tecnologías o casualmente la implementación de dispositivos de control automático, son los que verdaderamente logran una gestión eficiente del control operacional. Pero existe la posibilidad de vincular la implementación del cálculo de datos virtuales con los dispositivos existentes para lograr un control operacional efectivo.

Para lograr este objetivo es necesario, en primer lugar, poder describir de manera precisa los procesos que tienen lugar en el horno, para que, vinculado con los datos obtenidos de los dispositivos existentes permita obtener la información necesaria para un control

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

operacional adecuado del horno. De lo anterior se deduce que es necesario contar con un modelo matemático que describa la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical.

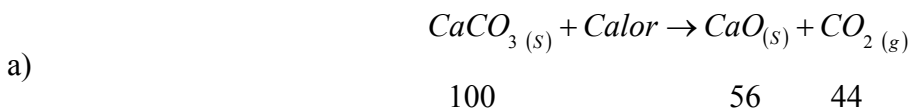
1.4. Calcinación en hornos de cuba vertical.

El término calcinación se refiere al proceso de descomposición térmica de la roca caliza, en óxido de calcio (CaO) y dióxido de carbono (CO₂), mediante la disociación del carbonato de calcio (CaCO₃) contenido en la caliza; cuyo resultado es lograr la transición de fase o remover las fracciones volátiles. La calcinación normalmente tiene lugar a temperaturas por debajo del punto de fusión de los productos que se obtienen.

La reacción de disociación es aparentemente simple. Pero en realidad existen fenómenos complejos asociados a esta reacción. Tan es así que la producción de cal a partir de la calcinación de calizas, históricamente ha estado fundamentalmente basada, más la experiencia personal del operador del horno, que en el conocimiento científico de los procesos físico-químicos que tienen lugar en el mismo ^[16,28,etc.]

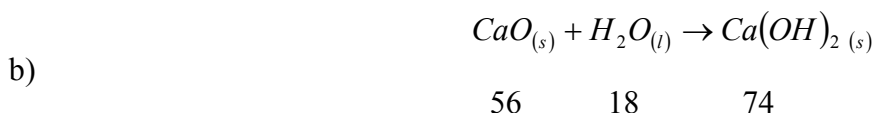
Las fórmulas básicas involucradas en la producción de cal viva e hidratada son las siguientes:

La reacción de disociación se representa según la ecuación:



La cal viva obtenida en la calcinación, posteriormente pasa al proceso de hidratación para la obtención de la cal hidratada. La reacción de hidratación se representa según la siguiente ecuación:

Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.



La disociación de los carbonatos contenidos en la caliza es una reacción química promovida exclusivamente por el calor que absorben las rocas y lleva asociado un elevado consumo energético. Esta es una reacción que ocurre en fase heterogénea y es extremadamente compleja. La disociación comienza en la superficie exterior y avanza radialmente hacia el centro con una interfase cal-caliza perfectamente definida, como se muestra en la **Fig. 1.4**, siendo controlada la reacción por la presión parcial del dióxido de carbono. La reacción necesita, como se señaló anteriormente, que se le suministre una cantidad de calor a una temperatura determinada. Tanto el calor como la temperatura de disociación varían en función del tipo y dimensiones de la roca y sus características físico-químicas ^[36].

En la reacción de calcinación se desarrollan cinco procesos (cuatro procesos de transporte y la reacción química) según se muestra en la **Fig. 1.5**. En primer lugar ocurre la transferencia de calor por radiación y convección desde la masa de gases calientes hacia la superficie de la capa de óxido de calcio ($T_{gas} - T_{superficie}$). Desde la superficie el calor se transmite por conducción a través de la capa porosa de óxido de calcio hasta la interfase cal-caliza. Durante la disociación la entalpía de reacción es mucho mayor que la energía interna y el flujo de calor que llega al núcleo por conducción es muy pequeño, entonces la temperatura del núcleo es ligeramente inferior a la temperatura del frente de reacción. Mediante el adecuado suministro de calor, tiene lugar la reacción química, siendo

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

necesaria la existencia de una desviación entre la presión de equilibrio del CO_2 y la presión real del CO_2 en el frente de reacción ($p_{eq} - p_f$), siendo esta diferencia de presión la fuerza motriz de la reacción. El CO_2 liberado en la reacción pasa a través de la capa porosa de óxido de calcio por difusión (en función de las dimensiones de los poros los mecanismos de difusión varían, puede ser por difusividad de Knudsen o por difusividad de Fick, en la literatura se reportan mediciones de la difusividad equivalente que se obtiene experimentalmente) y se difunde por convección en la masa de gases.

El hecho que esta reacción sea promovida exclusivamente por el calor implica que, el grado de utilización del calor por los procesos en el horno tiene una influencia directa sobre la cantidad de óxido de calcio aprovechable que se obtiene. Esto muestra que hay dos aspectos involucrados en la calcinación: el energético y el del proceso. La calcinación de calizas es un proceso que puede tratarse tanto como un problema de transferencia de calor como de transferencia de masa ^[18].

Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

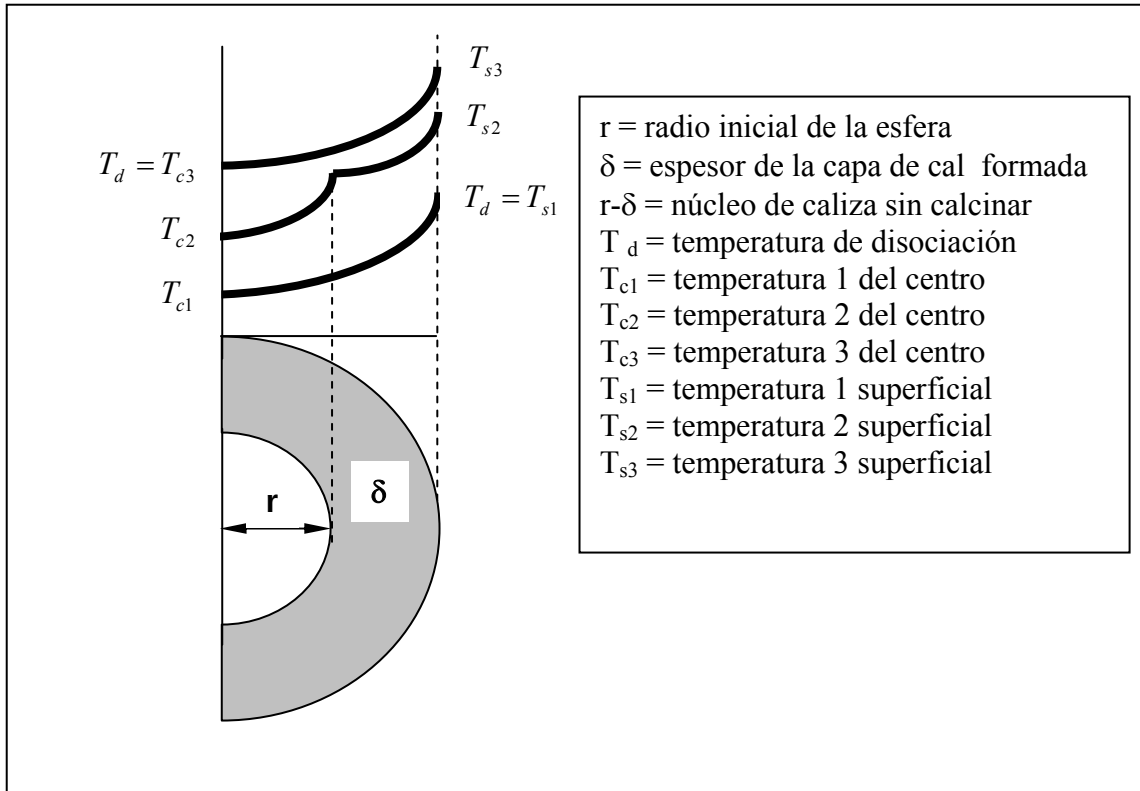


Figura 1.4: Modelo de la calcinación de una esfera de roca caliza.

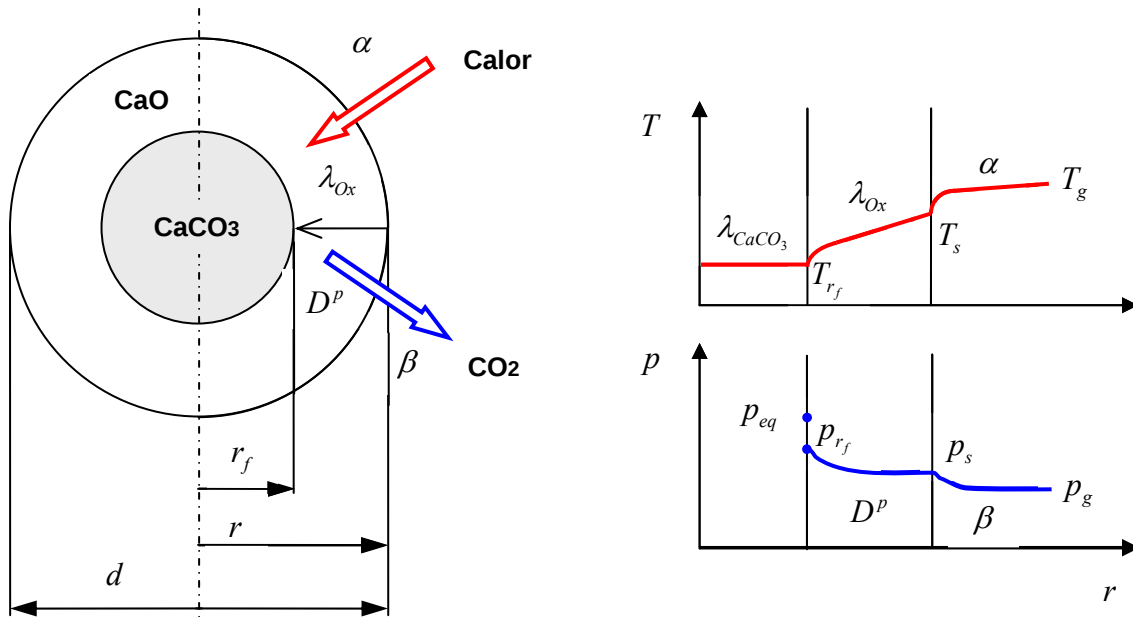


Fig. 1.5 Modelo de la descomposición de una roca caliza.

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

1.4.1. Modelos matemáticos

Sobre la calcinación de calizas se han realizado varias investigaciones ^[14,18,36,57] para describir los procesos que tienen lugar durante la calcinación. En dichas investigaciones se han estudiado los procesos de transporte envueltos en la calcinación y se han desarrollado modelos matemáticos que los describen.

Los modelos matemáticos se han obtenido vinculando el análisis estadísticos de datos obtenidos experimentalmente con expresiones deducidas analíticamente a partir de las leyes de la transferencia de calor y de la transferencia de masa aplicadas a la calcinación de rocas de forma esférica, cilíndrica o de placa plana. En todos los casos se utiliza el modelo de núcleo menguante para describir la calcinación, y de forma general, se asume que las rocas son esferas. Los modelos desarrollados, casi en su totalidad, se basan en la descripción de las resistencias al proceso.

La mayoría de los modelos ^[29,30,57] reportados, solo tienen en cuenta cuatro resistencias involucradas en el proceso: resistencia a la transferencia de calor por radiación y por convección de los gases a la roca, resistencia a la transferencia de calor por conducción a través de la capa porosa de CaO hacia el frente de reacción, donde existe una resistencia a la reacción química en la interfase cal-caliza y la resistencia a la transferencia de masa de CO₂ a través de la capa de CaO hacia la superficie. Sin tener en cuenta la resistencia a la transferencia de masa por convección entre la superficie de la roca y los gases.

En algunos casos, para corregir la desviación que se introduce al asumir que las rocas son de geometría conocida se introducen factores y funciones. Gupta ^[29,30] plantea, que como promedio las rocas reales tienen un 25 % más de superficie que las rocas esféricas y solamente un 60 % está disponible para la transferencia de calor por conversión en

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

hornos de cuba vertical. Multiplicando el área por un factor de 1,25 y el coeficiente de transferencia de calor por convección por un factor de 0,6 para calcular la transferencia de calor en el horno. Kainer ^[36] y colaboradores desarrollaron un modelo en el cual se tienen en cuenta la resistencia de los cinco procesos; en el modelo se introducen factores y funciones de forma para corregir la desviación que representa asumir rocas de geometría conocida.

Además de las complejidades de la reacción de calcinación, hay que agregarle el hecho de que en un horno de cuba vertical, la reacción tiene lugar en un lecho de rocas. Sobre la calcinación en lecho de roca se han realizado varios estudios.

Los modelos de calcinación en hornos de cuba vertical, se basan en cálculos de la caída de presión y de la transferencia de calor alrededor de una partícula esférica o en cálculos realizados con el diámetro hidráulico.

Para el caso del cálculo de la caída de presión, la diferencia numérica entre el modelo de cálculo alrededor de una sola partícula y el modelo de diámetro hidráulico es entre el 50% y más del 60 % ^[29,30]. Los cálculos del coeficiente de transferencia de calor son mayores para el caso de flujo alrededor de una partícula esférica que para el caso del diámetro hidráulico (alrededor del 20%)

Los cálculos basados en el diámetro hidráulico dan como resultado condiciones más críticas del proceso, con lo que se garantiza que optimizando el modelo de diámetro hidráulico (el modelo hidráulico necesita más combustible para obtener la misma cantidad de cal que en el caso del modelo de flujo alrededor de una sola partícula) se

Capítulo I: Estado actual del conocimiento sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.

garanticen las condiciones de calcinación para el caso que el modelo de flujo alrededor de una sola partícula sea el que más se ajuste a la realidad.

En ningún modelo de los estudiados en la literatura se tiene en cuenta la variación de la velocidad de los gases en el diámetro del horno, ni la reactividad de la cal obtenida en función del campo de temperaturas al que fue sometida la cal dentro del horno.

El comportamiento de la descomposición de la roca caliza puede describirse matemáticamente si se asumen las siguientes consideraciones:

- Las rocas se consideran como esferas, cilindros o placas planas.
- El suministro de calor es simétrico.
- La composición química y las propiedades del material son homogéneas.
- La reacción de calcinación comienza uniformemente en la superficie de roca, formando siempre un frente de descomposición que avanza continuamente hacia el interior de la roca de caliza.

1.5. Conclusiones del capítulo

1. Para lograr un control operacional efectivo del horno es preciso, además de contar con el instrumental adecuado, poder describir de forma precisa los procesos que tienen lugar dentro del horno.
2. Los modelos de calcinación que existen en la literatura no tiene en cuenta la variación de la velocidad de los gases en el diámetro del horno.
3. Los modelos matemáticos no tienen en cuenta la dependencia de la calidad de la cal (reactividad) en función del campo de temperatura del horno.

***Capítulo I: Estado actual del conocimiento
sobre la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical normal.***

4. Los cálculos para determinar la caída de presión y el coeficiente de transferencia de calor basado en el diámetro hidráulico representan condiciones más críticas que los cálculos basados en el flujo alrededor de una partícula.
5. La calcinación de calizas puede analizarse como un problema de transferencia de calor o como un problema de transferencia de masa.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

2.1. Introducción.

En este capítulo se presenta el modelo matemático para evaluar la calcinación de calizas en hornos de cuba vertical. Para desarrollar el modelo matemático del horno primero se establece el balance de energía, que se realiza de forma independiente para cada una de las tres zonas descritas en el capítulo anterior (zona de precalentamiento, zona de calcinación y zona de enfriamiento). Luego se calcula cada variable del balance de energía en función de los procesos de transporte (en este caso de transferencia de calor). Los cálculos de la composición de los gases de la combustión se realizan de forma independiente y los valores se introducen en el balance de energía.

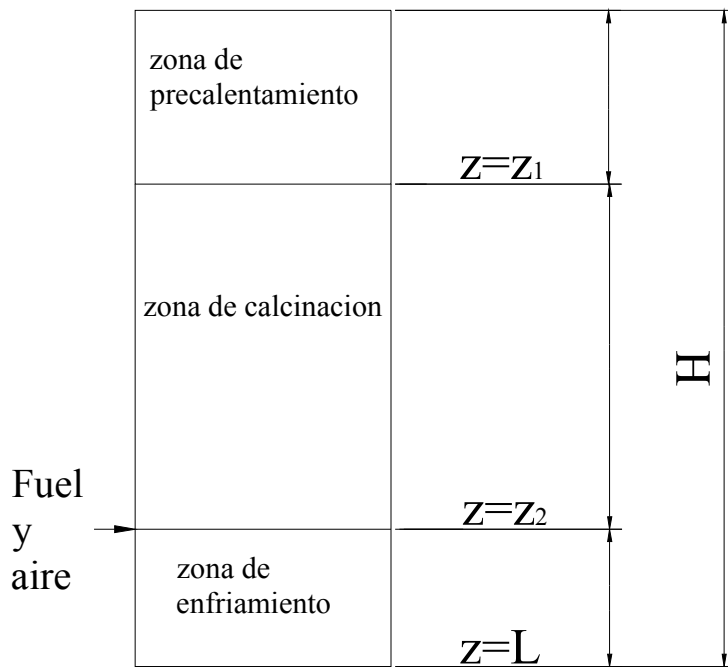


Fig 2-1. Dimensiones de las zonas del horno.

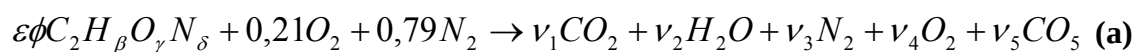
Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

2.2. Cálculos de combustión

Para determinar la composición de los gases de la combustión en función de la presión y la temperatura de la combustión se utiliza la metodología propuesta por Ferguson ^[26].

La fórmula química del combustible se representa como $C_{\alpha}H_{\beta}O_{\gamma}N_{\delta}$. Siendo α , β , γ y δ número de átomos de carbón, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno respectivamente en un mol de combustible. En este caso no se considera el azufre pues al ocurrir la combustión este es absorbido por la cal viva, por lo que los gases en el horno no tendrán compuestos de azufre.

La reacción de la combustión se representa entonces como:



Donde:

ϕ - Inverso del coeficiente de exceso de aire (λ) $\left(\phi = \frac{1}{\lambda}\right)$

ε - Relación estequiométrica combustible / aire $\left(\frac{mol_{comb}}{mol_{aire}}\right)$.

ν_j – Fracción molar de la especie j .

Donde la relación estequiométrica combustible / aire se calcula según la expresión:

$$\varepsilon = \frac{0,21}{\alpha + 0,25 \cdot \beta - 0,5 \cdot \gamma} \quad (2-1)$$

El coeficiente de exceso de aire depende del tipo de combustible y de la tecnología que se utilicen, además del sistema de explotación del horno.

De la restricción impuesta por la conservación de los átomos en una reacción química se obtiene:

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

$$b_i = \sum_{j=1}^n a_{ij} \nu_j \quad (2-2)$$

Donde:

b_i – Número de átomos del elemento i en los reaccionantes.

a_{ij} – Número de átomos del elemento i en la especie j (en los productos).

A partir de la energía libre de Gibbs y del potencial químico se llega a la expresión:

$$\frac{\mu_j^o}{R \cdot T} + \ln\left(\frac{\nu_j}{\nu}\right) + \ln\left(\frac{P}{P_o}\right) + \sum_{i=1}^l \pi_i \cdot a_{ij} = 0 \quad j = 1, \dots, n \quad (2-3)$$

Donde:

μ_j^o - Potencial químico de la especie j .

R – Constante universal de los gases ideales $\left(8,314 \frac{J}{mol \cdot K}\right)$.

T – Temperatura de la combustión.

P – Presión de la combustión.

P_o – Presión de referencia (1 atm.)

$$\pi_i = \frac{\lambda_i}{R \cdot T}$$

λ_i – Multiplicador de Lagrange.

Entonces, para la reacción (a), aplicando las ecuaciones (2-2) y (2-3) se obtiene un sistema de 10 ecuaciones con 10 incógnitas (ν_j, ν, π_i):

$$\frac{\mu_{CO_2}^o}{R \cdot T} + \ln\left(\frac{\nu_1}{\nu}\right) + \ln\left(\frac{P}{P_o}\right) + \pi_1 + 2\pi_3 = 0 \quad (I)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

$$\frac{\mu_{H_2O}^{\circ}}{R \cdot T} + \ln\left(\frac{\nu_2}{\nu}\right) + \ln\left(\frac{P}{P_o}\right) + 2\pi_2 + \pi_3 = 0 \quad \text{(II)}$$

$$\frac{\mu_{N_2}^{\circ}}{R \cdot T} + \ln\left(\frac{\nu_3}{\nu}\right) + \ln\left(\frac{P}{P_o}\right) + 2\pi_4 = 0 \quad \text{(III)}$$

$$\frac{\mu_{O_2}^{\circ}}{R \cdot T} + \ln\left(\frac{\nu_4}{\nu}\right) + \ln\left(\frac{P}{P_o}\right) + 2\pi_3 = 0 \quad \text{(IV)}$$

$$\frac{\mu_{CO}^{\circ}}{R \cdot T} + \ln\left(\frac{\nu_5}{\nu}\right) + \ln\left(\frac{P}{P_o}\right) + \pi_1 + \pi_3 = 0 \quad \text{(V)}$$

$$\nu_1 + \nu_4 = \varepsilon \cdot \phi \cdot \alpha \quad \text{(VI)}$$

$$2\nu_2 = \beta \cdot \phi \cdot \alpha \quad \text{(VII)}$$

$$2\nu_1 + \nu_2 + 2\nu_A + \nu_5 = \gamma \cdot \varepsilon \cdot \phi + 0,21 \quad \text{(VIII)}$$

$$2\nu_3 = \delta \cdot \varepsilon \cdot \phi + 0,79 \quad \text{(IX)}$$

$$\nu = \nu_1 + \nu_2 + \nu_3 + \nu_4 + \nu_5 \quad \text{(X)}$$

Donde la fracción másica de cada componente es igual a:

$$x_j = \frac{\nu_j / \nu}{M_j} \quad (2-4)$$

El sistema de ecuaciones anterior es no lineal. El método utilizado para la resolución de este sistema es el método de Newton-Raphson para sistemas de ecuaciones.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

2.3. Balance de energía.

Para lograr describir el funcionamiento del horno, en primer lugar, se desarrolla el balance de energía para cada una de las tres zonas en las que se divide el horno para su análisis. El balance de energía se establece tanto para la fase sólida como para la fase gaseosa, para de esta forma determinar la cantidad de energía involucrada en cada uno de los procesos.

2.3.1 Zona de Precalentamiento:

Como se explicó en el capítulo anterior, la zona de precalentamiento es aquella parte del horno donde la roca caliza alimentada se calienta desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de calcinación producto de la transferencia de calor de los gases. La masa sólida está conformada por roca caliza.

Balance de energía

- Gas

$$\frac{dT_g}{dz} \cdot \dot{M}_g \cdot Cp_g = \alpha_K(z) \cdot A \cdot (T_{sol} - T_g) \quad (2-5)$$

- Sólido

$$\frac{dT_{sol}}{dz} \cdot \dot{M}_{sol} \cdot Cp_{sol} = \alpha_K(z) \cdot A \cdot (T_{sol} - T_g) \quad (2-6)$$

Donde:

$\dot{M}_g$ - Flujo de gases $\left(\frac{kg}{s}\right)$.

$\dot{M}_{sol}$ - Flujo de sólido $\left(\frac{kg}{s}\right)$.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

c_{p_g} - calor específico a presión constante del gas $\left(\frac{J}{kg \cdot K} \right)$.

$c_{p_{sol}}$ - calor específico a presión constante del sólido $\left(\frac{J}{kg \cdot K} \right)$.

T_g - Temperatura del gas (K).

T_{sol} - Temperatura del sólido (K).

$\alpha_K(z)$ - Coeficiente de transferencia de calor transiente $\left(\frac{W}{m^2 \cdot K} \right)$.

La masa de gases se calcula según la siguiente expresión:

$$\dot{M}_g = 0.44B \cdot X_{lime}(z_2) \cdot \dot{M}_{sol} + \dot{M}_A + \dot{M}_F \quad (2-7)$$

Siendo la masa de aire alimentada al horno función de la relación combustible / aire estequiométrica y del coeficiente de exceso de aire según la ecuación:

$$\dot{M}_A = \dot{M}_F \cdot \frac{\lambda}{\varepsilon_m} \quad (2-8)$$

Donde:

ε_m - Relación aire combustible $\left(\frac{kg_{comb}}{kg_{aire}} \right)$.

Sustituyendo en la ecuación (2-8):

$$\dot{M}_g = 0.44 \cdot B \cdot X_{lime}(z_2) \cdot \dot{M}_{sol} + \dot{M}_F \cdot \left(1 + \frac{\lambda}{\varepsilon} \right) \quad (2-9)$$

El calor específico de los gases se calcula según la siguiente expresión:

$$Cp_g = 0.84 \left(\frac{T_g}{T_o} \right)^{0.30} \cdot x_{CO_2} + \left(\frac{T_g}{T_o} \right)^{0.12} \cdot x_{CO} + 1.75 \left(\frac{T_g}{T_o} \right)^{0.20} \cdot x_{HO_2} + \left(\frac{T_g}{T_o} \right)^{0.75} \cdot x_{N_2} + 0.90 \left(\frac{T_g}{T_o} \right)^{0.15} \cdot x_{O_2} \quad (2-10)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

Donde $T_o = 273K$ es la temperatura de referencia.

El coeficiente A se calcula como:

$$A = \frac{3}{2} \cdot \pi \cdot \frac{D_{in}^2 \text{horno}}{d} \cdot (1 - \Psi) \quad (2-11)$$

Donde:

D_{in} : Diámetro interior del horno (m).

d - Diámetro hidráulico de la roca.

Ψ - Porosidad del lecho.

El coeficiente de transferencia de calor transiente es igual a:

$$\alpha_K(z) = 4 \cdot \frac{1}{\frac{1}{\alpha(z)} + \frac{d}{10 \cdot \kappa} - 1} \quad (2-12)$$

Donde:

$\alpha(z)$ - Coeficiente de transferencia de calor en el lecho.

κ - Factor transiente.

El coeficiente de transferencia de calor en el lecho es igual a:

$$\alpha(z) = \alpha_{conv}(z) + \alpha_{rad}(z) \quad (2-13)$$

Donde:

$\alpha_{conv}(z)$ - Coeficiente de transferencia de calor por convección $\left(\frac{W}{m^2 \cdot K} \right)$.

$\alpha_{rad}(z)$ - Coeficiente de transferencia de calor por radiación $\left(\frac{W}{m^2 \cdot K} \right)$.

El valor del coeficiente de transferencia de calor por radiación es despreciable en la zona de precalentamiento debido al valor de las temperaturas de la zona.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

El coeficiente de transferencia de calor por convección es función del número de Nusselt, del número de Reynold y del número de Prandlt y se calcula según las ecuaciones siguientes ^{14,18}:

$$Nu = \frac{\alpha_{conv}(z) \cdot d}{k_g} \cdot \frac{\Psi}{1 - \Psi} \quad (2-14)$$

$$Nu = 2 \frac{\Psi}{1 - \Psi} + 1,12 \cdot Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3} + 0,0056 \cdot Re \cdot Pr^{1/3} \quad (2-15)$$

Donde:

Nu - Número de Nusselt.

Re - Número de Reynold.

Pr - Número de Prandlt.

k_g - Conductividad térmica del gas.

El número de Reynolds número se calcula como:

$$Re = \frac{w_g \cdot d}{\nu} \cdot \frac{1}{1 - \Psi} \quad (2-16)$$

Donde:

w_g - Velocidad superficial de los gases $\left(\frac{m}{s}\right)$.

ν - Viscosidad cinemática $\left(\frac{m^2}{s}\right)$.

La velocidad de los gases es función de la temperatura de los gases y es igual a:

$$w_g = \frac{\left(\frac{M_g}{\rho_g}\right)}{A_f} \cdot \frac{T_g}{T_o} \quad (2-17)$$

Donde:

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

ρ_g - Densidad de los gases $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$.

A_f - Área de la sección transversal del horno.

La densidad de los gases se calcula como:

$$\rho_g = \sum \rho_i \cdot x_i$$

Donde:

ρ_i - Densidad del i-ésimo componente del gas $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$.

x_i - Fracción másica del i-ésimo componente del gas.

La densidad del gas varía en función de la temperatura según la ecuación:

$$\rho = \rho_o \cdot \left(\frac{T_g}{T_o}\right)^{-1}$$

Condiciones de frontera:

$$T_g(z=0) = T_{g_o}$$

$$T_{sol}(z=0) = 20^\circ C$$

$$T_{sol}(z=z_1) = 820^\circ C$$

2.3.2 Zona de Calcinación

La zona de calcinación es aquella parte del horno en que tiene lugar la calcinación de la roca y la combustión del combustible. El aire suministrado para la combustión normalmente es precalentado para mejorar la eficiencia de la combustión. De esta forma se obtiene la energía necesaria a temperaturas por encima de la temperatura de disociación.

Balance de energía

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

- Gas

$$\frac{dT_g}{dz} \cdot \dot{M}_g(z) \cdot C_{p_g} = \frac{dX_{FUEL}}{dz} \cdot h_{fuel} \cdot \dot{M}_g(z) - \alpha_K(z) \cdot A \cdot (T_g - T_{sol}) \quad (2-18)$$

- Sólido

$$\frac{dT_{sol}}{dz} \cdot \dot{M}_{sol}(z) \cdot C_{p_{sol}} = \alpha_K(z) \cdot A \cdot (T_g - T_{sol}) - \frac{dX_{lime}}{dz} \cdot \Delta h_{CO_2} \cdot \dot{M}_{sol}(z) \quad (2-19)$$

Donde:

$\dot{M}_g(z)$ - Masa de los gases en z.

$\dot{M}_{sol}(z)$ - Masa de sólido en z.

X_{fuel} - Grado de conversión del combustible.

X_{lime} - Grado de conversión de la roca.

h_{fuel} - Poder calórico inferior del combustible.

Δh_{CO_2} - Entalpía de la reacción correspondiente al CO_2 producido $\left(3\,820 \frac{kJ}{kg}\right)$.

La masa de gases es igual a:

$$\dot{M}_g(z) = \dot{M}_F \left(\frac{\lambda}{\varepsilon} + 1 \right) + 0,44 \cdot B \cdot \dot{M}_{sol} \cdot X_{lime}(z) \quad (2-20)$$

La variación del grado de conversión de la roca en función de la coordenada (z) es desconocida, pero se sabe que varía exponencialmente según la expresión:

$$X_{lime}(z) = a \cdot e^{b \cdot z} \quad (2-21)$$

Donde a y b son constantes.

Y la variación de la masa de gases en z queda como:

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

$$\dot{M}_g(z) = \dot{M}_F \left(\frac{\lambda}{\varepsilon} + 1 \right) + 0,44 \cdot B \cdot \dot{M}_{sol} \cdot a \cdot e^{b \cdot z} \quad (2-22)$$

El calor específico de la cal viva en la zona de calcinación es igual a:

$$Cp_{sol} = 0,84 \cdot \left(\frac{T_g}{T_o} \right)^{0,13} \quad (2-23)$$

Siendo la temperatura de referencia $T_o = 373K$.

La función que describe el grado de conversión del combustible en un horno de cuba vertical, es desconocida. En estudios realizados por Günther ^[14] este describe la combustión de la llama de difusión libre mediante la expresión:

$$X_{FUEL} = e^{c \cdot z^2} \quad (2-24)$$

Donde c es una constante que depende del tipo de combustible y del sistema de combustión utilizado.

Y su variación en z es igual a:

$$\frac{dX_{Fuel}}{dz} = 2 \cdot c \cdot Z \cdot e^{c \cdot z^2} \quad (2-25)$$

La masa de sólido en z es igual a la masa de sólido alimentada al horno menos la variación de la masa de gases, tomando la variación de la masa de gases que se presenta en la ecuación anterior, la masa del sólido en z queda igual a:

$$\dot{M}_{sol}(z) = \dot{M}_{sol}(z=0) - a \cdot e^{bz} \quad (2-26)$$

La variación del grado de conversión en el tiempo (t) es igual a:

$$\frac{dX_{lime}}{dt} \cdot [R_\alpha + R_\lambda \cdot f_1(X_{lime})] = 1 \quad (2-27)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en

Hornos de cuba vertical.

Donde:

R_α - Resistencia a la transferencia de calor por convección.

R_λ - Resistencia a la transferencia de calor por conducción.

f_1 – Función de forma

Las resistencias se calculan según las ecuaciones:

$$R_\alpha = \frac{y_{CO_2} \cdot \Delta h_{CO_2}}{(T_g - T_F)} \cdot \frac{d}{2 \cdot \alpha \cdot b} \quad (2-28)$$

$$R_\lambda = \frac{y_{CO_2} \cdot \Delta h_{CO_2}}{(T_g - T_F)} \cdot \frac{d^2}{8 \cdot k_{lime} \cdot b} \quad (2-29)$$

Donde:

y_{CO_2} - Concentración de CO_2 en la roca caliza $\left(\frac{kg_{CO_2}}{m^3} \right)$.

b – Factor de forma.

k_{lime} – Conductividad térmica de la roca caliza.

T_F – Temperatura del frente de reacción.

Y la función de forma para una esfera es igual a:

$$f_1 = 2 \left((1 - X_{lime})^{-1/3} - 1 \right) \quad (2-30)$$

La velocidad de la roca en el horno es igual a:

$$w_{roca} = \frac{dz}{dt} \quad (2-31)$$

Dividiendo ambos miembros de la ecuación (2-27) por la velocidad de la roca, se obtiene:

$$\frac{dX_{lime}}{dz} = \frac{1}{W_{roca} \cdot [R_\alpha + R_\lambda \cdot f_1(X_{lime})]} \quad (2-32)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Sustituyendo las derivadas del grado de conversión del combustible y de la cal con respecto a z en el balance de energía, se obtiene:

- Gas

$$\frac{dT_g}{dz} \cdot \dot{M}_g(z) \cdot c_{p_g} = 2 \cdot c \cdot z \cdot e^{c \cdot z^2} \cdot h_{fuel} \cdot \dot{M}_g(z) - \alpha(z) \cdot A \cdot (T_g - T_{sol}) \quad (2-33)$$

- Sólido

$$\frac{dT_{sol}}{dz} \cdot \dot{M}_{sol}(z) \cdot c_{p_{sol}} = \alpha(z) \cdot A \cdot (T_g - T_{sol}) - \frac{\Delta h_{CO_2} \cdot \dot{M}_{sol}(z)}{W_{roca} \cdot [R_2 + R_\lambda \cdot F_1(X_{lime})]} \quad (2-34)$$

La temperatura a la que comienza la descomposición depende del tipo de combustible utilizado y de las características físico-químicas de la roca caliza.

El grado de la conversión del combustible es función de la temperatura del gas, del coeficiente de exceso de aire y de la concentración de dióxido de carbono. El grado de conversión de la roca depende de la temperatura, la velocidad de los gases, la presión parcial del CO_2 y de las características físico-químicas de la roca caliza. Ambas reacciones, la combustión y la calcinación, se acoplan a lo largo de la zona.

El calor específico de los gases se calcula según la ecuación (2-9) y el coeficiente de transferencia de calor transiente se calcula mediante las ecuaciones de la (2-11) a la (2-16). Para los cálculos del calor específico hay que tener en cuenta que la fracción másica del CO_2 y el resto de los componentes del gas varían en z , esta variación es función de la variación de la masa de gases. La variación se calcula según las siguientes ecuaciones:

$$x_{CO_2}(z) = \frac{x_{CO_2} \cdot \dot{M}_g(z_2) + \dot{M}_g(z)}{\dot{M}_g(z_2) + \dot{M}_g(z)} \quad (2-35)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

$$x_i(z) = \frac{x_i \cdot M_g(z_2)}{M_g(z_2) + M_g(z)} \quad (2-36)$$

Donde:

x_i – Fracción másica del componente i-ésimo del gas.

Condiciones de frontera:

$$T_{sol}(z = z_p) = 820^\circ C$$

$$T_g(z = z_1) = T_{g1}$$

2.3.3. ZONA DE ENFRIAMIENTO

En la zona de enfriamiento los trozos de la cal viva que salen de la zona de calcinación se enfrían a contracorriente con el flujo de aire primario para la combustión. Normalmente la cal viva es enfriada entre 50 y 100°C. Con esto se logra aumentar la eficiencia del horno pues de otra manera el calor contenido en la cal viva se perdería, además se evita sobrecargar térmicamente los equipos que procesan la cal viva y los transportadores de banda que la transportan.

Dependiendo del tipo de horno, el aire precalentado, que se obtiene de la zona de enfriamiento se utiliza en diferentes formas, por ejemplo, puede alimentarse completamente a la zona de calcinación como parte del aire de para la combustión.

El enfriamiento a bajas temperaturas es posible, siempre que se aumente el flujo de aire de enfriamiento (en el caso del diseño se puede aumentar la longitud de la zona de enfriamiento). Sin embargo, este flujo debe ser lo menor posible para optimizar el consumo energético en el horno. Si la masa de aire de enfriamiento es pequeña, el resto del aire necesario para la combustión puede ser inyectado en el horno con el combustible.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Esto tiene dos ventajas importantes. Si el aire se precalienta con los gases calientes que salen del horno, el consumo de energético se reduce notablemente. Además cuando se inyecta el aire con el combustible, mejora el mezclado y aumenta la eficiencia de la combustión.

Balance de energía

- Gas

$$\frac{dT_g}{dz} \cdot \dot{M}_A \cdot \left(\frac{T_A}{273} \right)^{0,10} = \alpha_K(z) \cdot A(T_{sol} - T_A) \quad (2-37)$$

- Sólido

$$\frac{dT_{sol}}{dz} \cdot \dot{M}_{sol}(z_2) \cdot 0,84 \left(\frac{T_{sol}}{373} \right)^{0,13} = \alpha_K(z) \cdot A(T_A - T_{sol}) \quad (2-38)$$

Donde:

$\dot{M}_A$ - masa de aire $\left(\frac{kg}{s} \right)$, según la ecuación (2-8) $\dot{M}_A = \dot{M}_F \cdot \frac{\lambda}{\varepsilon}$.

T_A - Temperatura del aire (K).

Condiciones de frontera:

$$T_{sol}(z = L) = T_{sol_L}$$

$$T_A(z = L) = 20^\circ C$$

2.3.4 Método de solución del modelo.

Los sistemas de ecuaciones anteriores están acoplados y son problemas de condiciones de frontera, para su solucionar el problema se asume que el sistema es de condiciones iniciales y se van iterando las condiciones iniciales hasta obtener la solución del sistema

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

con las condiciones iniciales asumidas en la zona de precalentamiento coincida con las condiciones iniciales de las zonas de calcinación y de enfriamiento. El método numérico utilizado es el método de Runge-Kutta de cuarto orden. El algoritmo de solución se describe en la Fig. 2-2.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

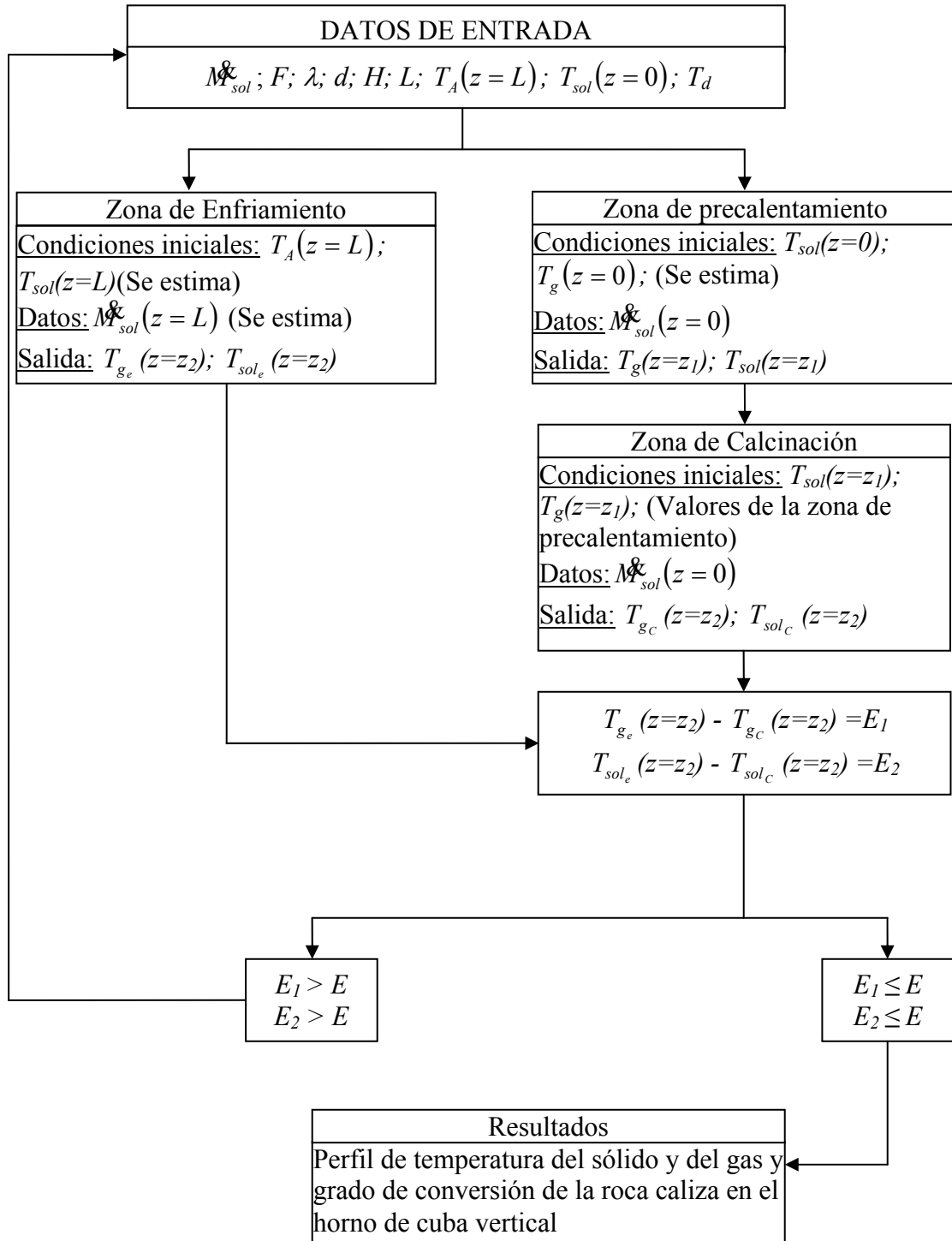


Fig. 2-2 Algoritmo de solución del modelo matemático.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

En la Fig. 2-2 E es el error permisible, E_1 y E_2 representan la diferencia que existe entre los cálculos de la zona de enfriamiento y la zona de calcinación para las temperaturas del sólido y de los gases. El algoritmo de solución se corre para varios r , para de esta forma determinar el campo de temperaturas, el grado de conversión y la calidad de la cal en función del radio del horno.

2.4. Variación de la velocidad en el diámetro del horno.

La velocidad de los gases en el horno varía en función del radio, esta variación no es tomada en cuenta en los modelos existentes en la literatura.

Según Tabunshchikov ^[54] la velocidad de los gases varía en función del radio del horno, según la expresión:

$$\frac{w_i}{w_p} = 0,7 + 0,3 \cdot \frac{r^2}{R^2} \quad (2-39)$$

Donde:

w_i – Velocidad de los gases en el radio r (m/s).

w_p – Velocidad periférica de los gases (m/s).

r – Coordenada del radio del horno (m).

R – Radio del horno (m).

En esta expresión se representa la velocidad de los gases como el por ciento que representa la velocidad en el radio r con respecto a la velocidad periférica.

La velocidad de los gases depende del flujo de gases según la siguiente expresión:

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

$$w = \frac{\left(\frac{M_g}{\rho_g} \right)}{A_f} \left(\frac{m^3}{s} \right) \quad (2-40)$$

La velocidad calculada por este método no es igual a la velocidad superficial utilizada para calcular el coeficiente de transferencia de calor convectiva, por tanto hay que, a partir de la velocidad calculada por el método de Tabunshchikov, calcular la velocidad superficial de los gases para utilizar el modelo propuesto para evaluar la calcinación en hornos de cuba vertical teniendo en cuenta la variación de la velocidad de los gases.

De esta forma la velocidad periférica es igual a 1 (o al 100 %):

$$w_p = 1$$

Y la velocidad en el centro ($r=0$) es 0,7 veces la velocidad periférica (o el 70 % de esta):

$$w_c = 0,7 \cdot w_p$$

De igual forma variando r se obtiene el resto de las velocidades con relación a la velocidad periférica.

Para determinar el flujo de gases en función de la velocidad se combinan las ecuaciones (poner número luego) y se obtiene:

$$\frac{w}{w_p} = \frac{\left(\frac{M_g}{\rho_g} \right)}{\left(\frac{M_{g_p}}{\rho_{g_p}} \right)} = \frac{M_g}{\rho_{g_i} \cdot A_i} \cdot \frac{\rho_{g_p} \cdot A_p}{M_{g_p}} \quad (2-41)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Donde el subíndice i se refiere a la sección objeto de análisis y el subíndice P se refiere a la sección periférica. Despejando se obtiene:

$$\frac{\dot{M}_g}{\dot{M}_{g_P}} = \frac{w}{w_P} \cdot \frac{\rho_{g_i} \cdot A_i}{\rho_{g_P} \cdot A_P} \quad (2-42)$$

Sustituyendo la ecuación (ecuación de variación de la velocidad en función del radio) en (2-41) se obtiene:

$$\frac{\dot{M}_g}{\dot{M}_{g_P}} = \left(0,7 + 0,3 \cdot \frac{r^2}{R^2} \right) \cdot \frac{\rho_{g_i} \cdot A_i}{\rho_{g_P} \cdot A_P} \quad (2-43)$$

Que representa la función de variación porcentual del flujo con respecto el radio del horno.

Para solucionar la ecuación se divide el horno en secciones (ver la Fig. 2-3)

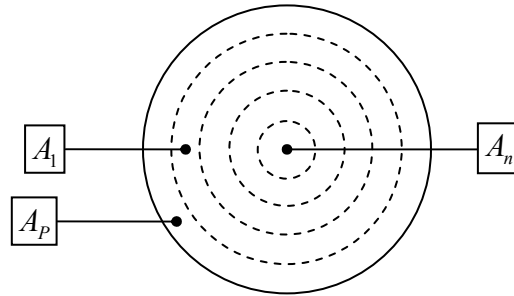


Fig. 2-3. División en secciones del área de la sección transversal del horno.

Donde la sección ubicada entre el perímetro de la circunferencia y la primera división es la periférica, luego viene la sección 1 hasta la n . El seccionado se realiza con un paso constante (Δr) el número de secciones depende de la precisión que se quiera lograr.

El flujo total de gases es igual a:

$$\dot{M}_g = \dot{M}_{g_P} + \sum_{i=1}^n \dot{M}_{g_i} \quad (2-44)$$

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Donde se obtiene el flujo periférico $\dot{M}_{g_p}$, conocido el cual se puede calcular el resto de los flujos $\dot{M}_{g_i}$. Finalmente se calcula la velocidad periférica en cada sección del horno según la ecuación:

$$w_{g_i} = \frac{\left(\dot{M}_{g_i} / \rho_{g_i} \right)}{A_i} \cdot \frac{T_g}{T_o} \quad (2-45)$$

Conocida la velocidad periférica, se resuelve el modelo de calcinación para cada sección, determinándose el campo de temperatura en el radio del horno.

2.5. Reactividad de la cal viva en función de la temperatura.

La reactividad de la cal (la velocidad a la que la cal viva reacciona con el agua), depende de la porosidad (%) de la cal viva, que a su vez influye en el área superficial en el interior de los poros $\left(\frac{m^2}{g} \right)$.

La calidad de la cal, depende de la presión parcial del CO_2 en el entorno de la roca y de la temperatura a la que se somete la roca durante la calcinación. En la producción de cal viva están involucrados dos mecanismos, el primero es la calcinación de la roca y el segundo es la sinterización. En el proceso de calcinación, el $CaCO_3$ de calcio contenido en la roca se disocia en CaO y CO_2 , en el proceso de sinterización, la cal viva disminuye su área superficial específica desde $104 \div 133 \left(\frac{m^2}{g} \right)$ hasta $1 \div 4 \left(\frac{m^2}{g} \right)$ en función del campo de temperatura del horno.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Según la norma europea NF EN 549-2, 2002 la reactividad de la cal se mide en función del tiempo en que la reacción de hidratación alcanza el 80% de la temperatura máxima (t_{80}):

Cal viva: $t_{80} < 15$ min.

Cal sobrecalcinada: $t_{80} > 15$ min.

Commandré y colaboradores ^[19], en investigaciones realizadas, determinaron el área superficial específica de la cal hidratada (BET) obtenida al hidratar la cal viva, en función de la temperatura de calcinación de la cal viva y el t_{80} en función del área superficial específica para roca caliza calcinada por separado en atmósfera de nitrógeno y en atmósfera de dióxido de carbono en instalaciones experimentales. La reactividad de la cal viva obtenida en hornos industriales, se encuentra entre los valores obtenidos para la atmósfera de N_2 y para la atmósfera de CO_2 . Como una forma de estimar la reactividad de la cal en función de la temperatura a la que estuvo sometida en el horno, en este trabajo se toman los valores promedios entre los obtenidos en atmósfera de CO_2 y en atmósfera de N_2 .

Los gráficos obtenidos en atmósfera de CO_2 y de N_2 se presentan a continuación.

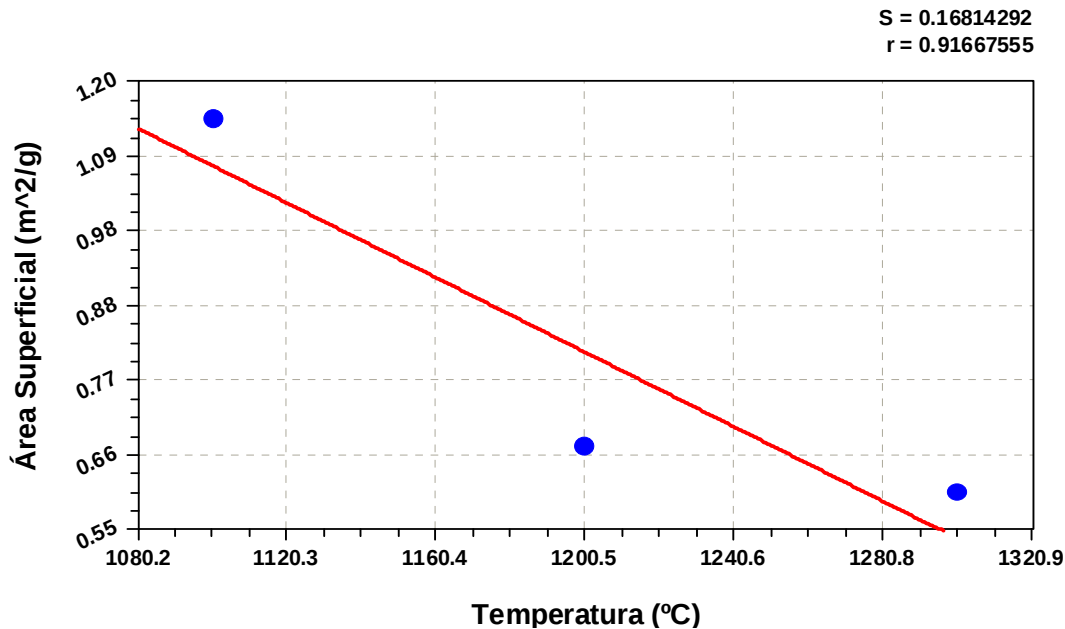


Fig. 2-4 Área superficial de la cal en función de la temperatura de calcinación en atmósfera de CO₂. (S- Error relativo, r – Correlación)

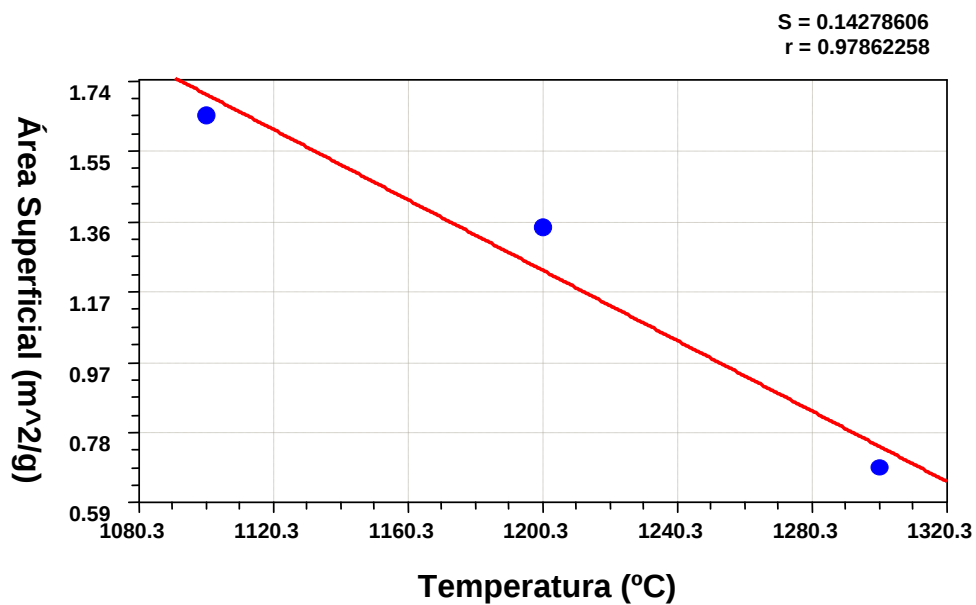


Fig. 2-5 rea superficial de la cal en función de la temperatura de calcinación en atmósfera de N₂.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Como se puede apreciar en las Fig. (2-4) y (2-5) la cal viva calcinada en atmósfera de CO_2 se sinteriza más y por tanto tiene menor área superficial que la cal viva calcinada en atmósfera de N_2 . La ecuación obtenida como la media aritmética entre las rectas que describen la magnitud del área superficial en función de la temperatura (en atmósfera de CO_2 y en atmósfera de N_2) es:

$$BET = 5,552 - 0,00378 \cdot T_{\max} \quad (2-46)$$

Donde:

$T_{\max}$: es la temperatura máxima que alcanzó la cal viva en el horno

BET – Área superficial de la cal hidratada $\left(\frac{\text{m}^2}{\text{g}}\right)$.

La variación del área superficial con el tiempo que demora la reacción de hidratación en alcanzar el 80% de la temperatura se presenta a continuación.

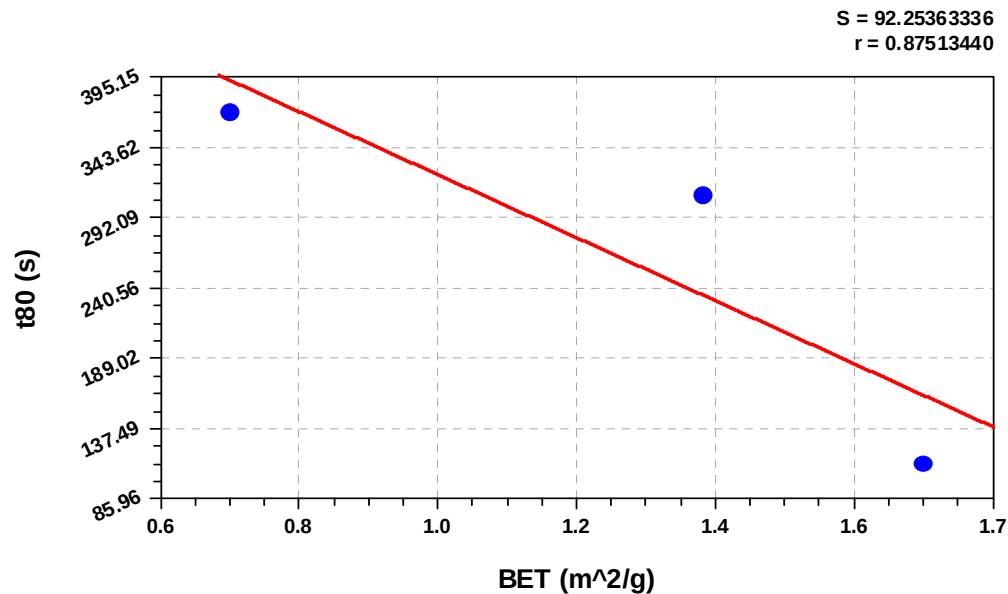


Fig. 2-6 Variación del t_{80} en función del área superficial en atmósfera de CO_2 .

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

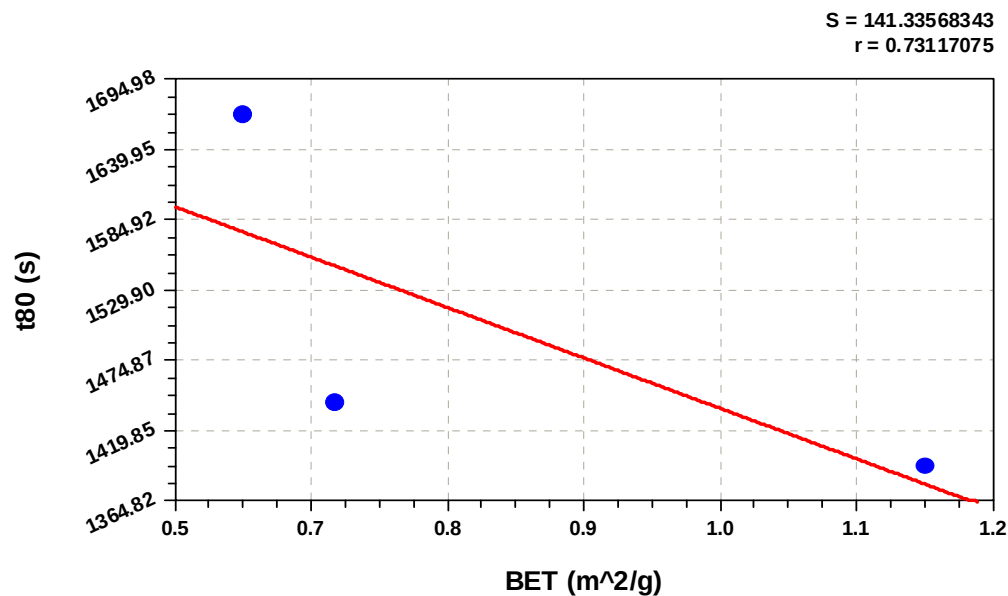


Fig. 2-7 Variación del t_{80} en función del área superficial en atmósfera de N_2 .

El promedio de las dos rectas es de las Fig. .

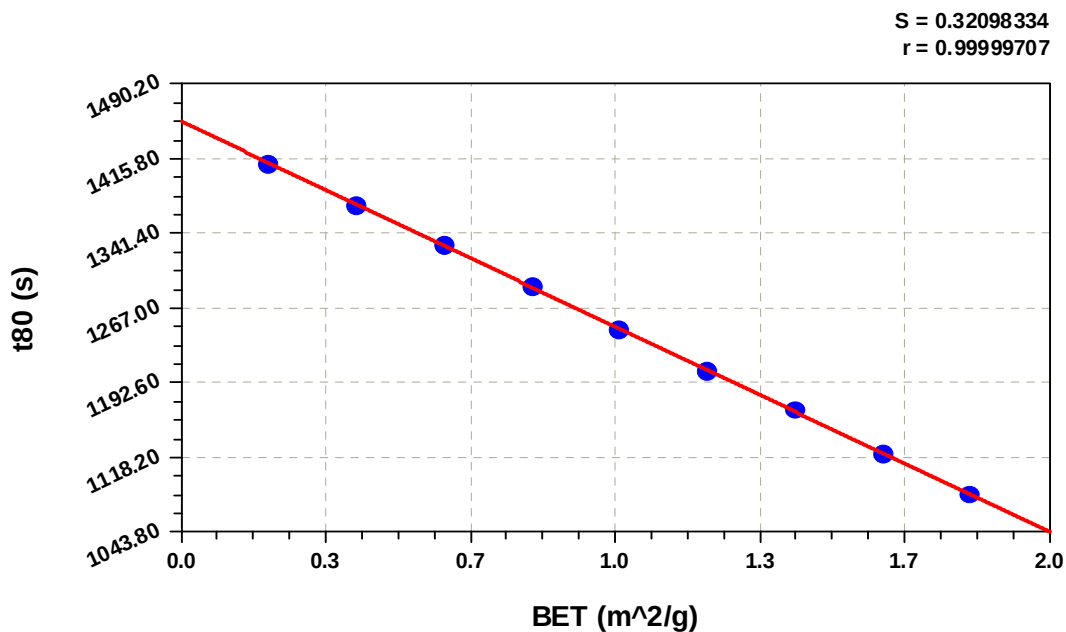


Fig. 2-8 Variación del t_{80} en función del área superficial.

Capítulo II: Modelo matemático para la calcinación de calizas en Hornos de cuba vertical.

Finalmente la ecuación que describe la magnitud del t_{80} en función de la temperatura es:

$$t_{80} = -389,12195 + 1,0606592 \cdot T$$

Es necesario aclarar que esta es una función aproximada para estima la reactividad de la cal, para una estimación más exacta es necesario conocer la influencia de la estructura cristalina de la roca caliza, de la presión parcial del CO_2 y de la temperatura a la que se sometió la cal.

2.6. Conclusiones del capítulo.

1. Se introduce el cálculo del campo de temperatura en función del radio del horno.
2. Se introduce la clasificación de la cal según su reactividad en función de la temperatura a la que estuvo sometida en el horno.
3. El campo de temperatura del horno influye directamente en la reactividad de la cal.

Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

En este capítulo se presentan los resultados de aplicar el método desarrollado en el capítulo anterior a un caso reportado en la literatura ^[14], con el objetivo de validar el método. En el caso objeto de estudio se asume que todo el combustible reacciona, por lo tanto no se utilizará el sistema de ecuaciones propuesto en el epígrafe 2.1 para calcular los productos de la combustión. Se toma el grado de conversión del combustible igual en función de la altura (z) a $X_{fuel} = e^{0,2 \cdot z^2}$. La altura de las zonas de precalentamiento y de calcinación del horno analizado es de 9,5 m de altura, se asume que las partículas son esferas de 0,08 m de diámetro. La temperatura de entrada de la roca es de 20°C y la producción del horno es de 26,3 $\frac{t}{día/m^2}$. Solo se presentan los resultados de la zona de precalentamiento y de calcinación. La porosidad del horno es de 0,4. Los cálculos se realizan para diferentes consumos energéticos (energía consumida por kg de CaO producido).

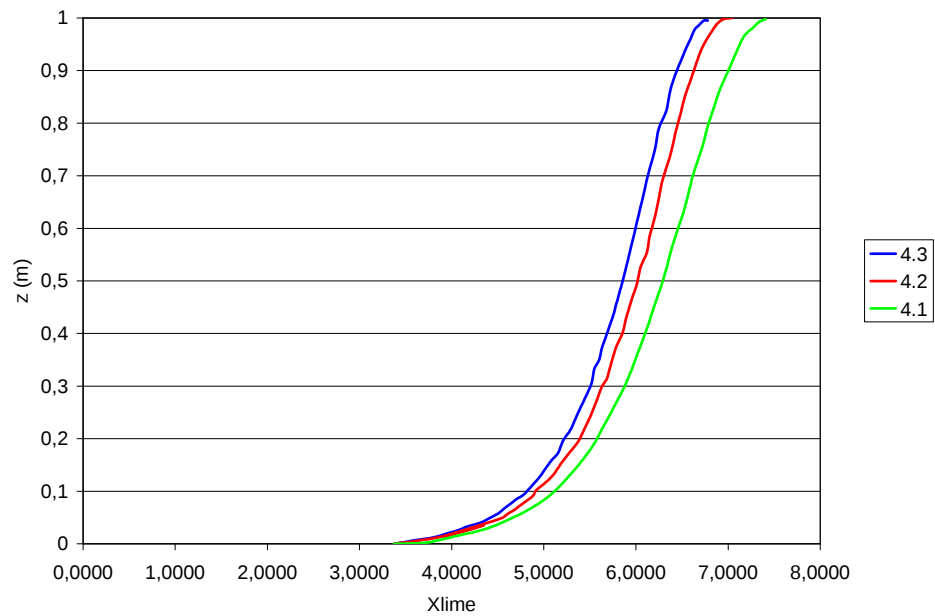
3.1 Resultados.

A continuación se presentan los resultados de aplicación del modelo desarrollado. Se presentan los gráficos del campo de temperatura de los gases en función de la altura del horno. El análisis se realiza para gas pobre, gas natural y lignito para diferentes consumos energéticos. Los consumos energéticos que se analizan son para el gas pobre: 4,1; 4,2 y 4,3 $\left(\frac{Mj}{kg}\right)$; para el gas natural: 4,0, 4,1 y 4,2 $\left(\frac{Mj}{kg}\right)$ y para el lignito: 4,1; 4,2 y 4,3 $\left(\frac{Mj}{kg}\right)$. Además se analiza como influye la variación del grado de conversión del

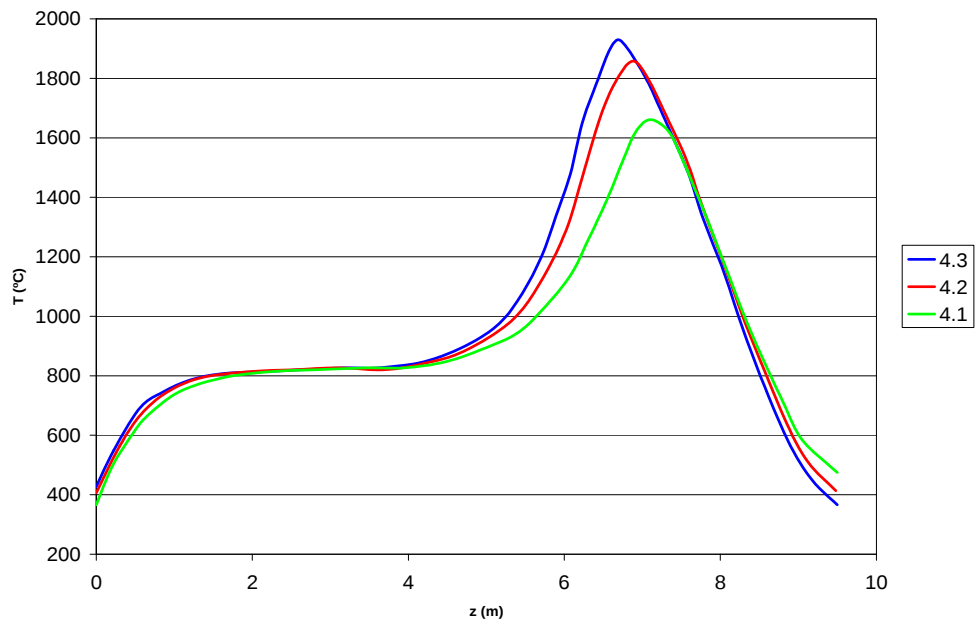
Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

combustible en los perfiles de temperatura y en el grado de conversión de la cal, para esto se toma la constante c igual -0.1, -0.2 y -0.95.

a)



b)



Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

c)

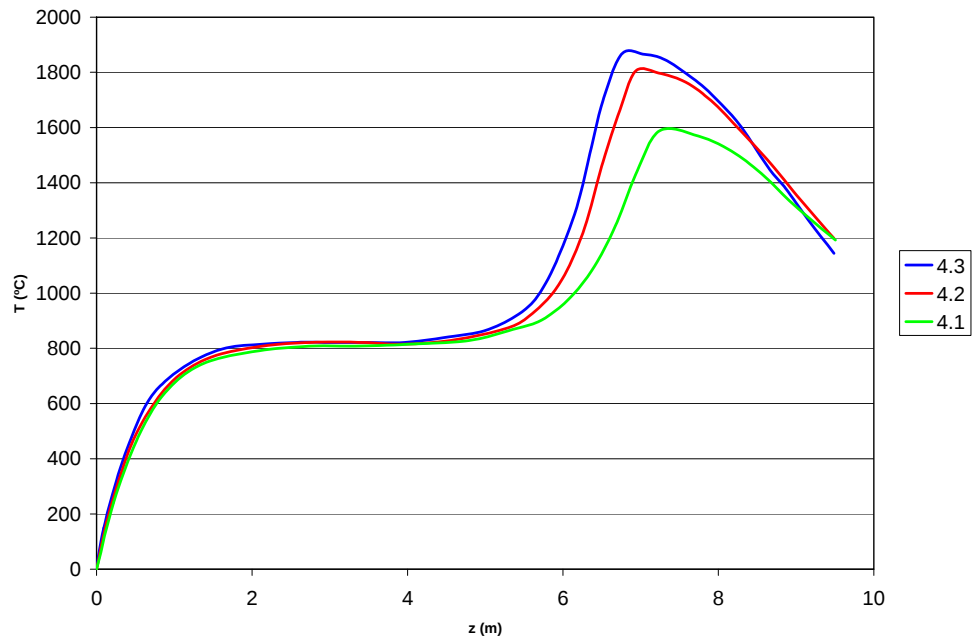
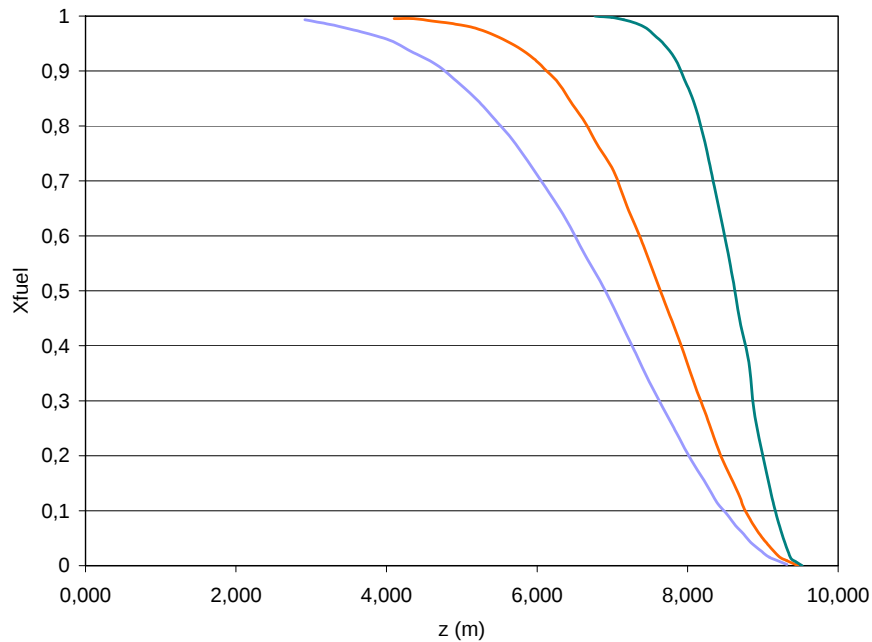


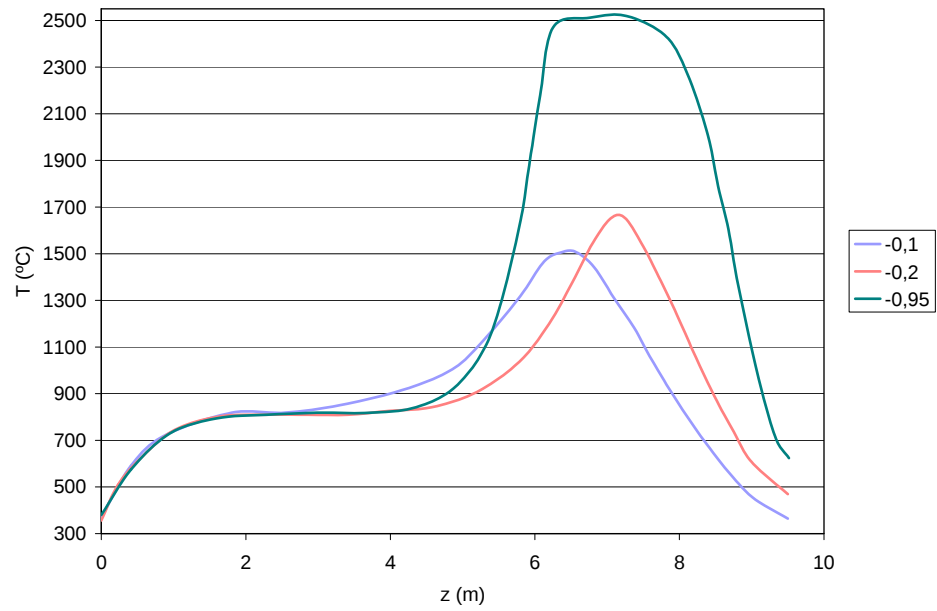
Fig. 3-1 Perfiles de temperatura del gas **b)**, del sólido **c)** y perfil del grado de conversión de la cal **a)** utilizando gas pobre.

a)

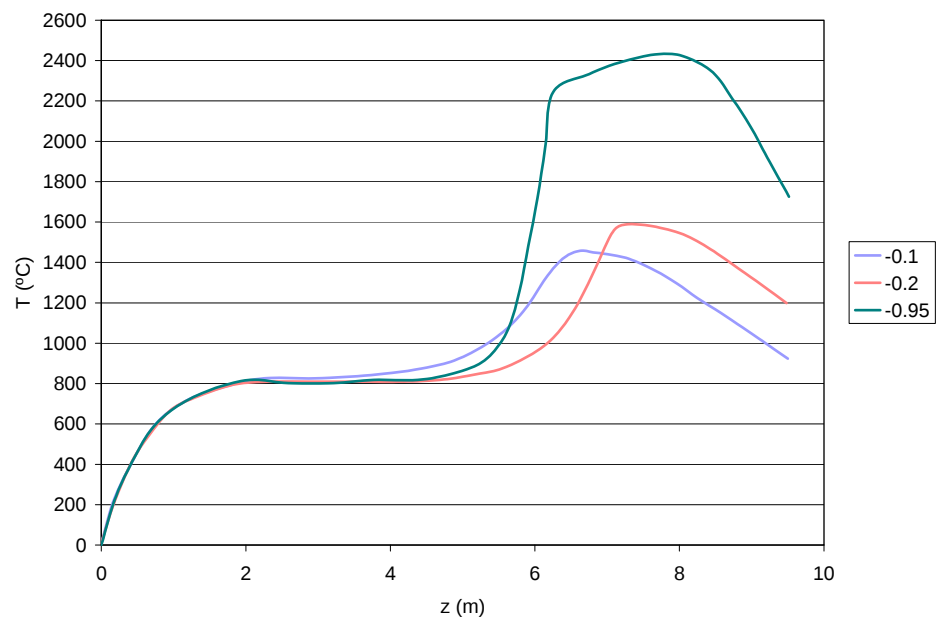


Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

b)



c)



Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

d)

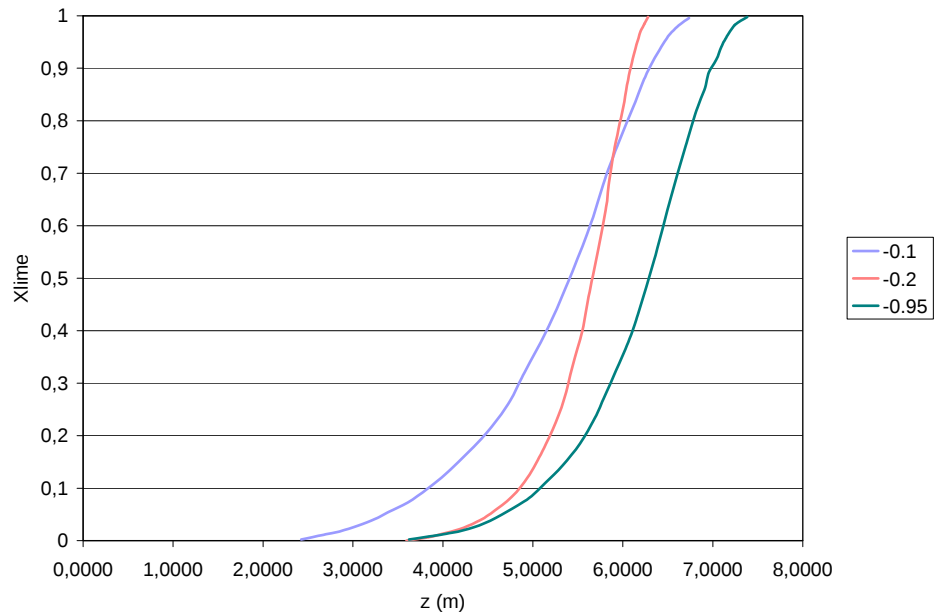
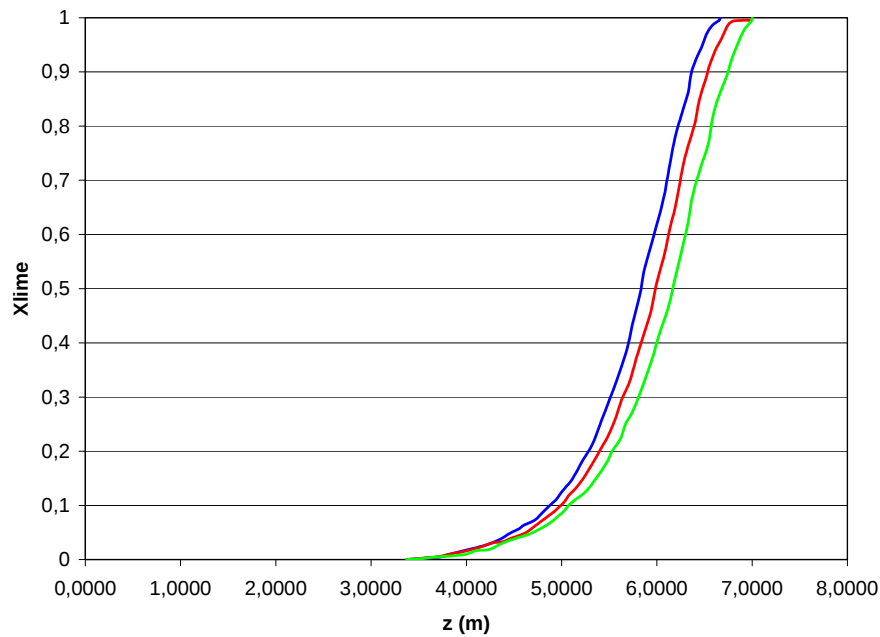


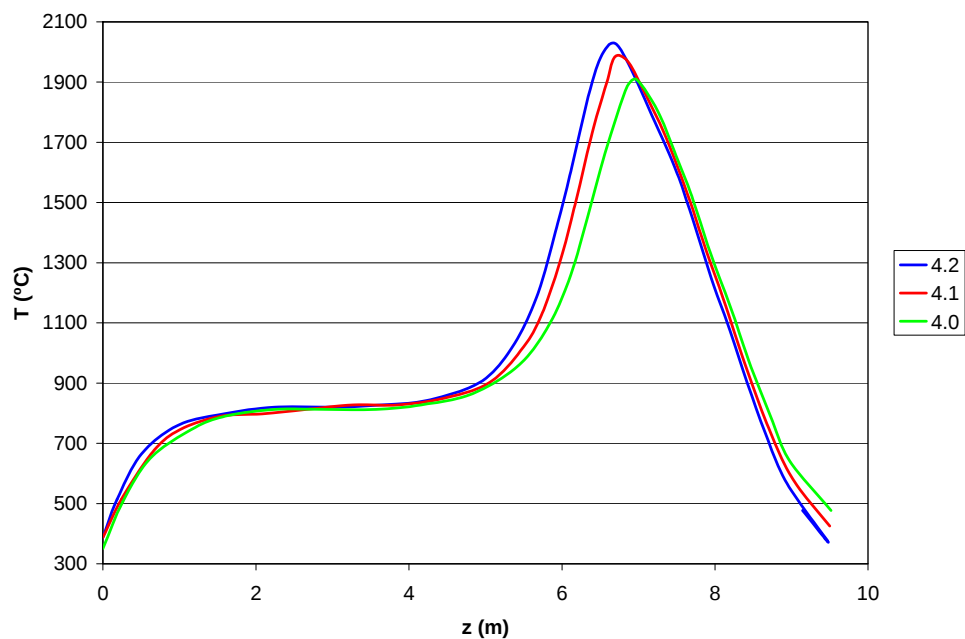
Fig. 3-2 Perfiles de temperatura del gas **b)**, del sólido **c)** y perfil del grado de conversión del combustible **a)** y de la cal **d)** utilizando gas pobre.

a)



Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

b)



c)

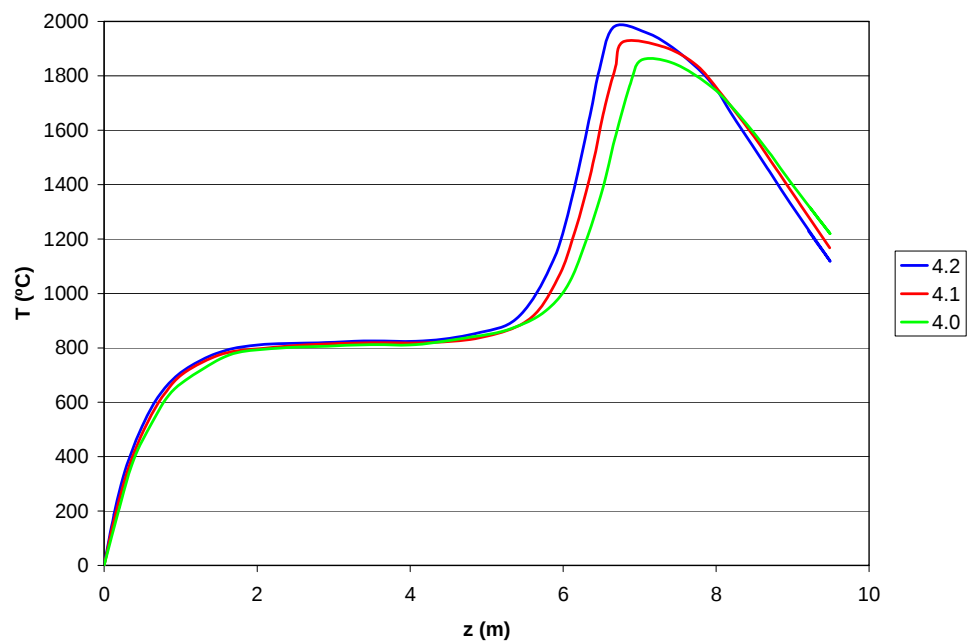
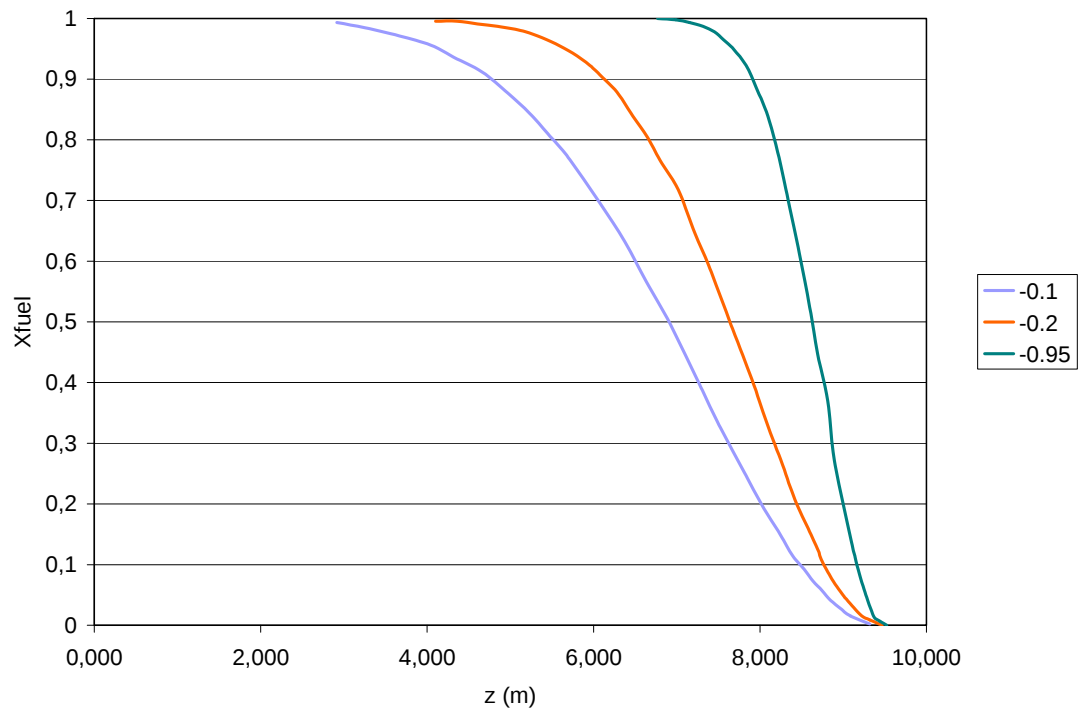


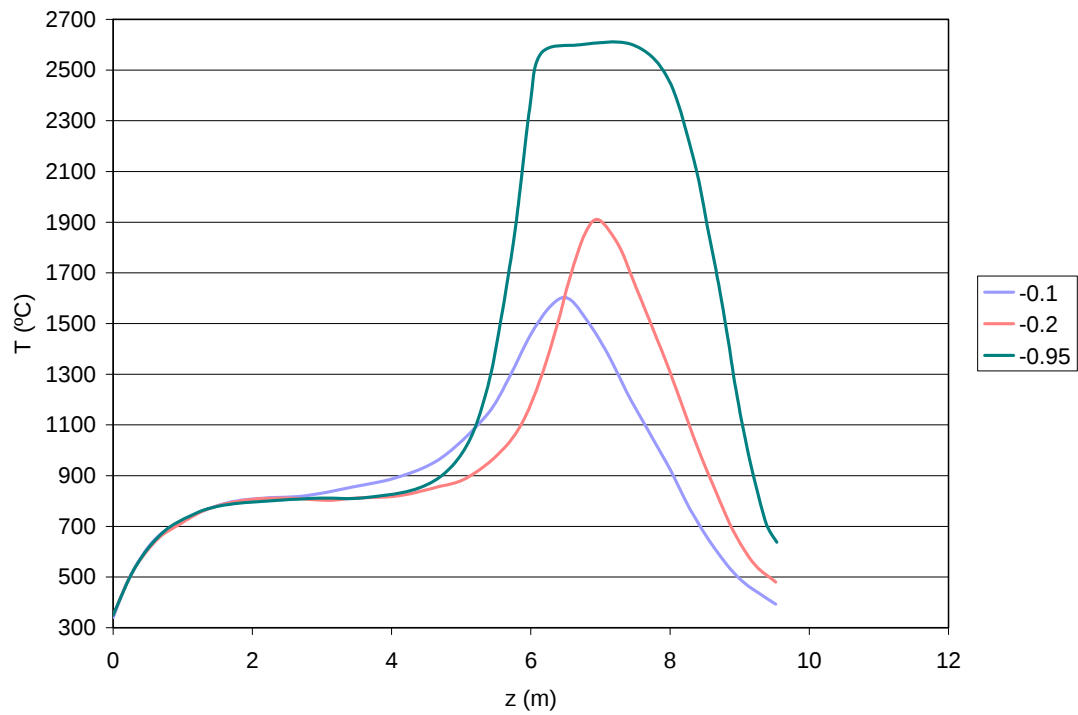
Fig. 3-3 Perfiles de temperatura del gas **b)**, del sólido **c)** y perfil del grado de conversión de la cal **a)** utilizando gas natural.

Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

a)

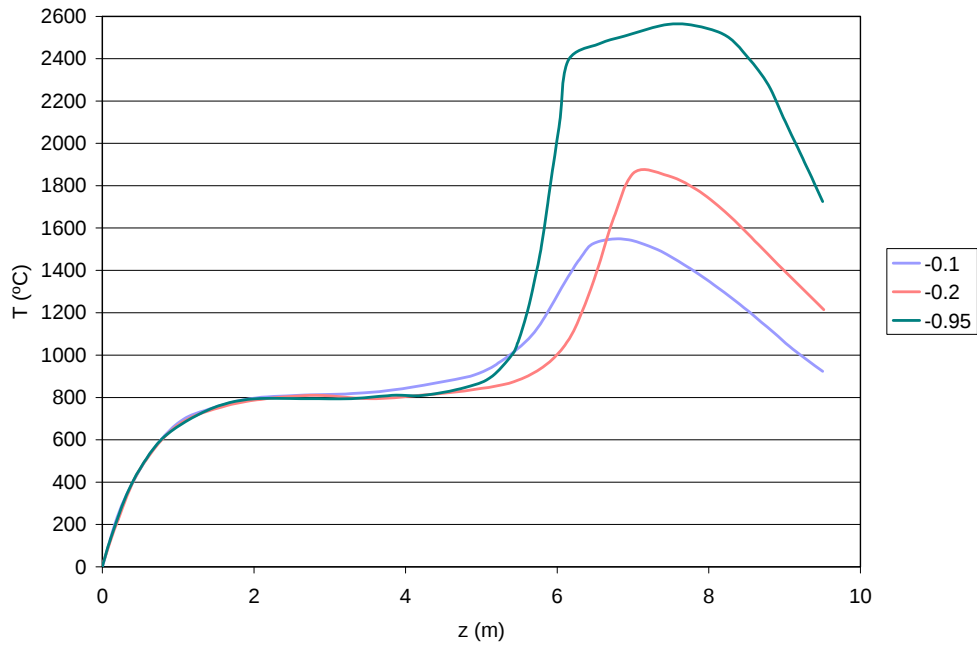


b)



Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

c)



d)

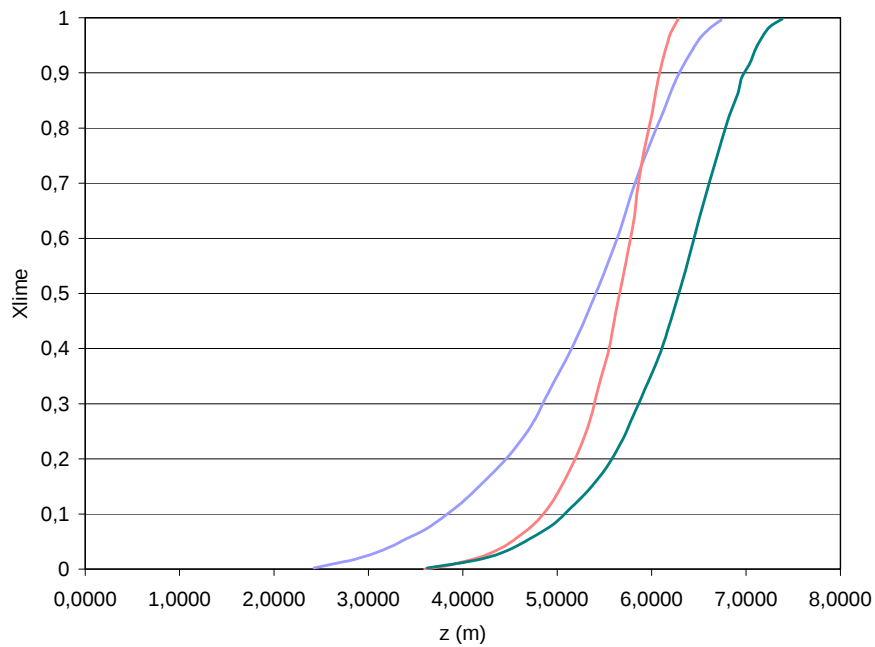
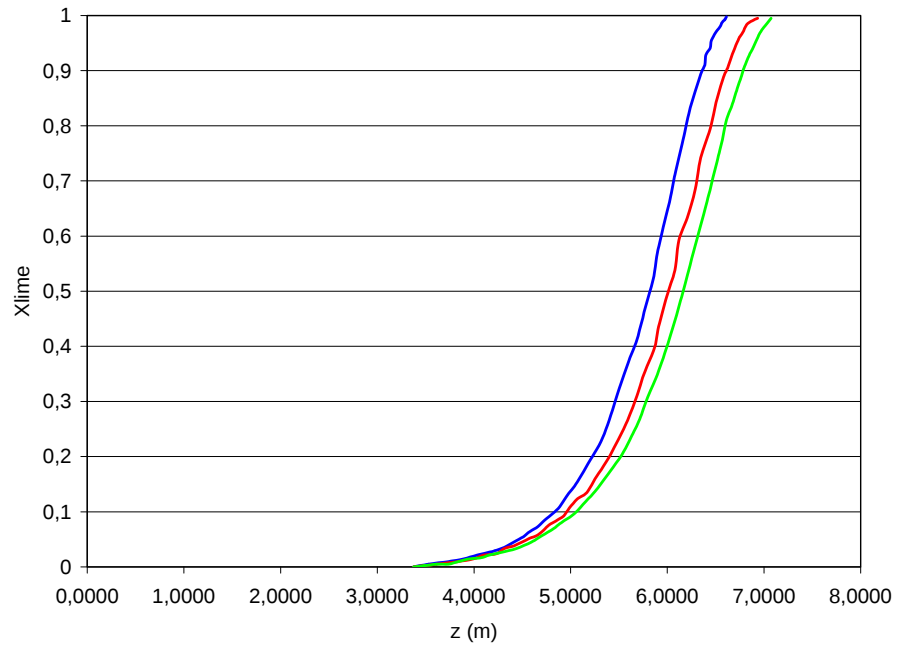


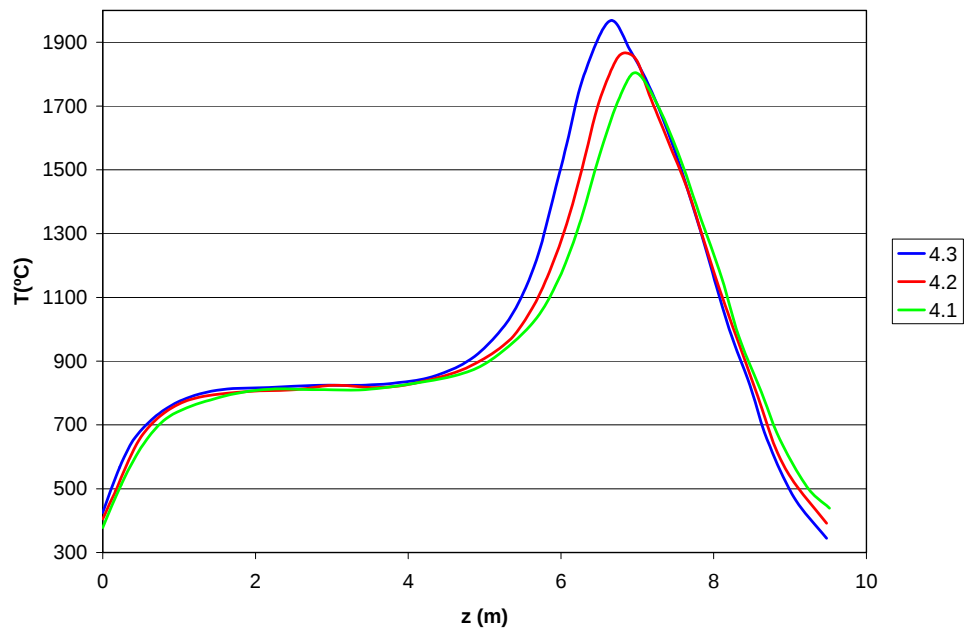
Fig. 3-4 Perfiles de temperatura del gas **b)**, del sólido **c)** y perfil del grado de conversión del combustible **a)** y de la cal **d)** utilizando gas natural.

Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

a)



b)



Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

c)

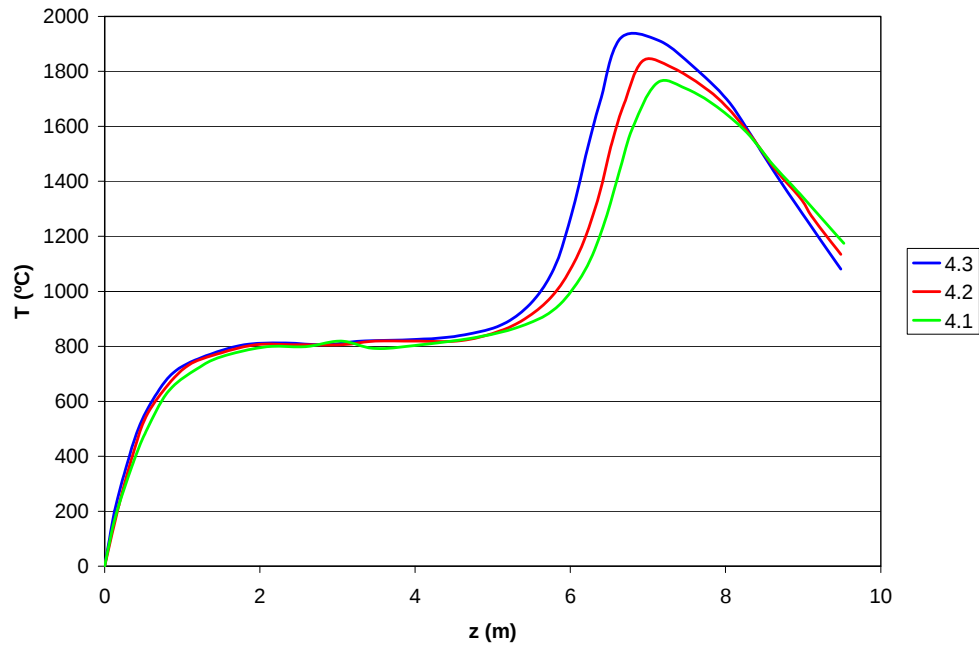
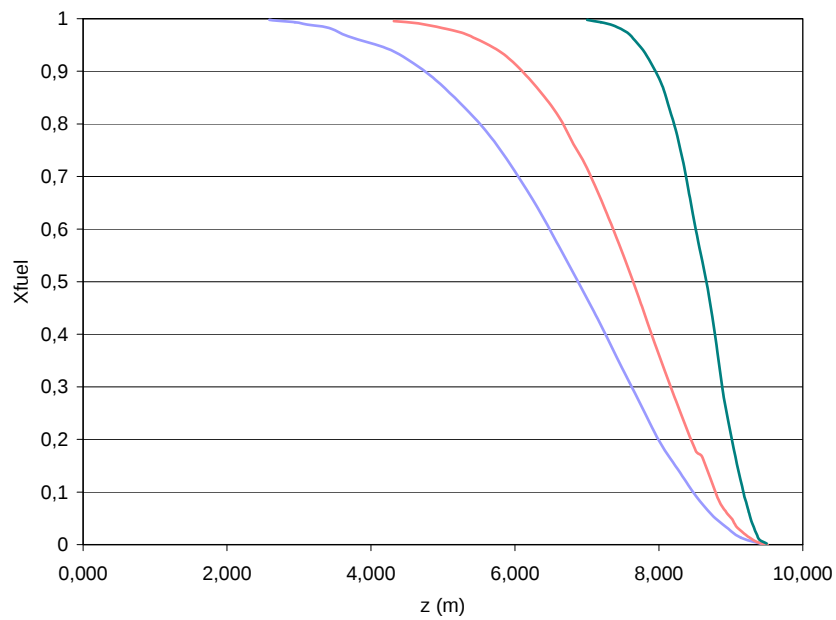


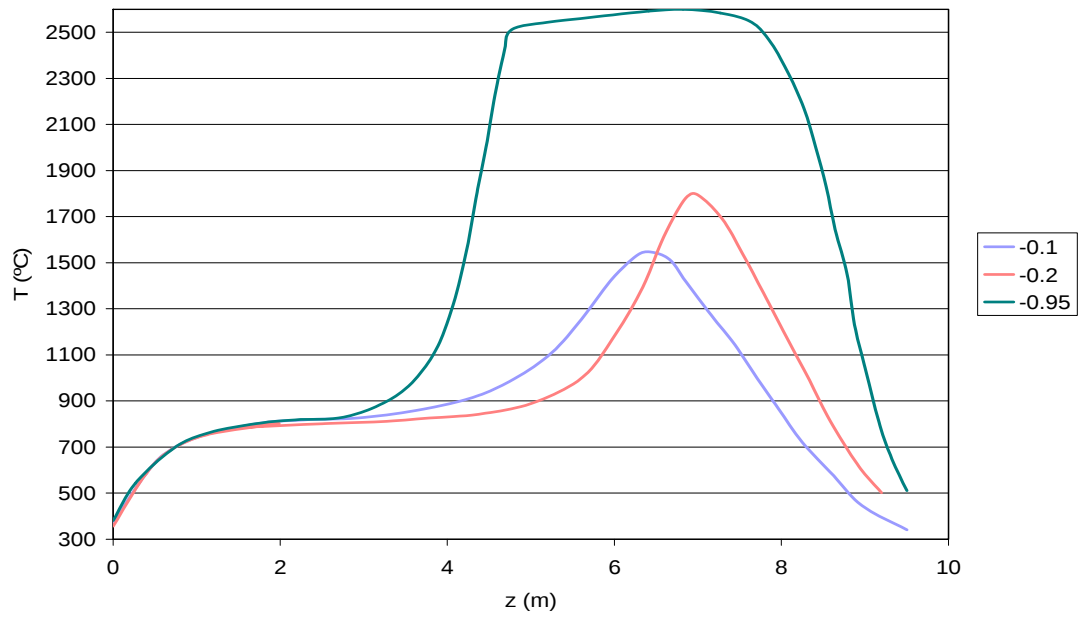
Fig. 3-5 Perfiles de temperatura del gas **b)**, del sólido **c)** y perfil del grado de conversión de la cal **a)** utilizando lignito.

a)

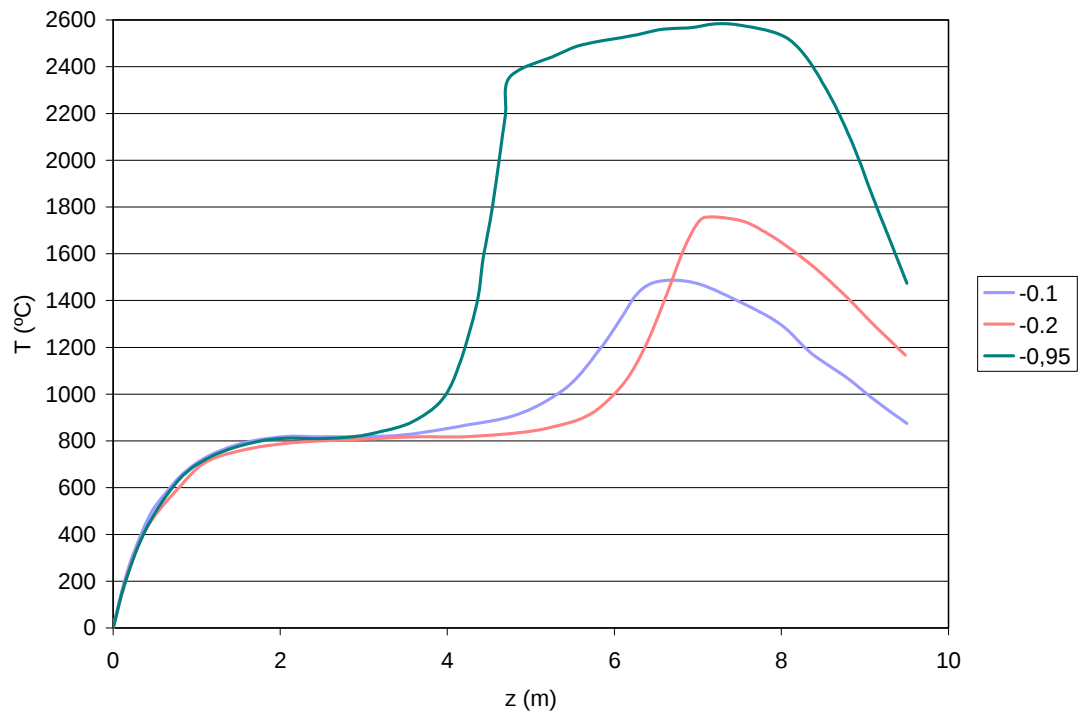


Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

b)



c)



Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

d)

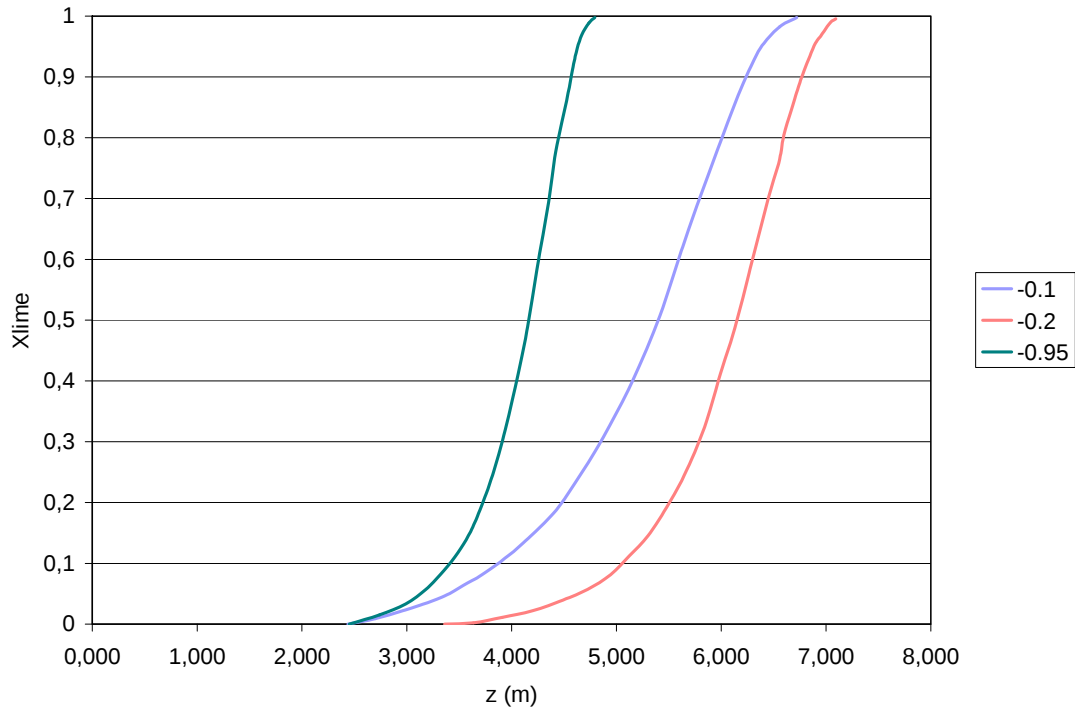


Fig. 3-6 Perfiles de temperatura del gas **b)**, del sólido **c)** y perfil del grado de conversión del combustible **a)** y de la cal **d)** utilizando lignito.

En las Fig. 3-1, 3-3 y 3-5 se puede ver que el grado de conversión de la cal varía en función del consumo energético. Mientras mayor sea el consumo energético mayor es la velocidad de calcinación de la caliza que termina a una distancia menor. Esto se debe a que mientras mayor es el consumo energético mayor es el campo de temperatura del gas, con lo que aumenta el ritmo de transferencia de calor. En este caso la cal se somete a temperaturas mayores y por tanto disminuye su reactividad.

En las Fig. 3-2, 3-4 y 3-6, se puede ver que si el combustible se quema lentamente, la temperatura máxima del gas es menor que en el caso en que el combustible se quema más rápidamente.

Capítulo III: Aplicación del modelo para evaluar la calcinación de calizas.

3.2 Conclusiones del capítulo.

1. El consumo energético y el grado de conversión del combustible influyen directamente en los valores del campo de temperatura del horno, lo que influye en directamente en la reactividad de la cal.

Conclusiones Generales.

1. Se introduce el cálculo del campo de temperatura en función del radio del horno.
2. Se introduce el cálculo de la reactividad de la cal en función de la temperatura a que estuvo sometida.
3. El consumo energético y el grado de conversión del combustible influyen directamente en el valor del campo de temperatura del horno.
4. La reactividad de la cal obtenida en el horno varía en función de la máxima temperatura a la que estuvo sometida en el horno, al ser la temperatura variable en el radio del horno, entonces la reactividad de la cal varía en función de su ubicación en el horno.

Recomendaciones.

1. Validar el modelo en un horno del cual se tengan todos los datos.
2. Aplicar el modelo en la evaluación de la calcinación de calizas en la explotación plantas productoras de cal que utilicen hornos de cuba vertical.

Referencia Bibliográfica.

1. ASTM C 51 -02. Standard Terminology Relating to Lime and Limestone. Vig.Desde02.—100p, 2002.
2. Agustini. S. S. Regenerative Action of the Wall on the Heat Transfer for Directly and Indirectly Heated Rotary/ Kilns.S.S.Agustini; -- Magdeburg: University Otto-von-Guericke, Magdeburg, 2006.—140
3. Azbe, V.J., Increasing the Capacity of Lime Kilns with Induced Draft Fans. Rock Products, (Germany) 44, (11): 34, 1941.
4. Azbe, V.J., Economical Manufacture of Quality Lime. Rock Products, (Germany) :48, (10), 81, 1941.
5. Azbe, V.J., Instrumentation and Control of the Vertical Shaft Kiln. Rock Products, Germany, 49(11): 90, 1946.
6. Azbe,V.J., Efficient Methods of Manufacturing Chemical Lime. Rock Products, (Canada),9 :34, 1941.
7. Azbe, V.J., Evaluation and Development of Kiln Efficiencies Part I: Heat losses at elevated temperature build up accumulative losses of great magnitude. Rock Products (Canada) (4): 113-126, 1951.
8. Annual General Meeting of the Federal German Association of the Lime Industry. Bamberg Germany. Zement-Kalk-Gips, (Germany)(8): A 23, 2005.
9. Annual meeting of the lime industry at Timmendorfer Strand/Germany. Energy prices put a strain on the lime industry. Zement-Kalk-Gips, (Germany) 8: 450-455, 2006.

10. Balazsovics, G., Effect of Heat Transfer on Efficiency of Burning Zone of Lime Shaft Kiln, ZKG, (Germany) ,12 (10), 466, 1959.
11. Balazsovics, G., Effect of the Calcining Losses of Burnt Lime on the Dimensions on Designing of Lime Kilns, Radex Rundschau, (Germany) (5): 324, 1970.
12. Bejan, A. Convection in porous media. / Bejan, A.—United States: Springer-Verlag, 1999.—546p.
13. Bejan, A. Entropy generation minimization./ Bejan, A.—Florida: CRC Press, Florida, 1998.—362p.
14. Bes, A. Dynamic process simulation of limestone calcination in normal shaft kilns. Bes, A.—Magdeburg: University Otto-von-Guericke. 2006,.—120 p.
15. Bes, A., Cálculo de la longitud de la zona de enfriamiento y de la temperatura de salida de la cal en hornos de cuba de cal. Zement-Kalk-Gips, (Alemania)(4): 63-73, 2007.
16. Boynton, R.S., Chemistry and Technology of Lime and Limestone./ R.S. Boynton, -- New York; John Wiley & Sons, 1981.-- 532 p.
17. Cheng, C; G. Influences of origin and material property of limestone upon its decomposition behavior in shaft kilns. Zement-Kalk-Gips (Germany) (1) :51-60, 2007.
18. Commadré, J-M.; Reactivity of laboratory and industrial limes./ J-M .Commadré, S.Salvador, A. Nzihou,-- E.U.:A Transaction of Chemical engineering, 2006.—8p..
19. Chukin, V.; Kuznetsov, R. Gas distribution in packed bed. Journal of engineering physics. (Germany) ,13, (1) :74-78, 1967.

20. Cristea, E.; Maffioli, D.; Christiansen, T. Operational performance of twin shaft vertical kilns fired with two fuel and lean gas. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (5): 232-242, 2001.
21. Derek, I. Transport phenomena in porous media II. /I.Derek, I.Pop, --Pergamon: [500],2002,-- 449p.
22. Federal German Association of the Lime Industry. Annual general meeting of the federal german association of the lime industry. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (8). 24, 2005.
23. Federal German Association of the Lime Industry. Energy prices put a strain on the lime industry. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (8). 22, 2006.
24. Ferguson. C. Internal combustion engines. /C.Ferguson. E.U:Wiley,--E. U.: Prentice Hall, 1986,--546p.
25. Freiherr, D. The effects of emissions trading on the German lime industry. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (7):50-56, 2004.
26. Gibbs. R. Thermodynamics of lime manufacture. R .Gibbs,--E.U: Rock Products (Germany): 122, . 1950
27. New technology and shaft furnance for high quality metallurgical lime production. /Y.M.Gordon, ...[et. al],--India, Pit and Quarry, 1962,--99p.
28. Gupta,A.K. Thermal decomposition of limestone, Chemical Age of India, (India) 3: 199-203, 1977.
29. Gupta, A.K. Calcination period. An important parameter in the design of lime kilns, Chemical Engineering World, (Germany) (6): 63-71, 1977.

30. Hill, N., Mason, K., Calculating the Energy Efficiency of a Lime Burning Process, World Cement, (E.U) (3):52-56, 1997.
31. ILA 11th Congress of the International Lime Association, Prague/Czech Republic. Lime approach to global warming and sustainable development. Zement-Kalk-Gips, (Germany)(7): . 19-23, 2006.
32. Imeläinen, H.; Loukiala, M. Lime kiln optimisation: managing the inputs to stabilise the outcome./ H, Imeläinen, M. Loukiala,U.Launonen,-- New Zealand :Auckland, 2006.—[10]
33. Ineris,A.Bref cement and lime. Tomando De. http://aida.ineris.fr/bref/bref_ciment/ 2005.
34. Jeschar, R. Process engineering problems of lime shaft kilns. Zement-Kalk-Gips, (Germany)(1): 1-6, 1971.
35. Kainer, H., Pore diffusion, reaction and thermal conduction coefficient of various limestones and their influence on decomposition time. Zement-Kalk-Gips (Germany) (7): 214-219, 1986.
36. Lechner, S.; Egger, W. Controlling the reactivity of quicklime in the RCE shaft kiln. Zement-Kalk-Gips, (Germany)(5): 222-231, 2001.
37. Miller, M. Lime. U.S. Geological Survey./ M Miller. – E.U: Minerals Year Book. 2005.—[S.p.]
38. Miller, M. Lime in the United States 1950 to 2001. /M.Miller.—E.U: Mineral Industry Surveys, 2002. -- 8
39. Moffat, W. Understanding lime calcination kinetics for energy cost reduction./ W.Moffat, M.R.W.Walmsley .-- New Zealand: Auckland, 2006.— 10

40. Moropoulou, A. The effects of limestone characteristics and calcination temperature to the reactivity of the quicklime. Cement and Concrete Research, (E.U) (31):633-639, 2001.
41. Oates, J. Lime and Limestone: Chemistry and Technology, Production and Uses. J.Oates.—E.U: Wiley-VCH, 1998.— 279
42. Ochoa, P. A. Eficiencia térmica y coeficiente de efectividad térmica en hornos de cal. Centro Azúcar, (La Habana)(4): 41-46, 2000.
43. Ochoa, P. A. Método integral para el control operacional de la producción de cal./ P.A.Ochoa; _.--Tesis de doctorado, Universidad de Cienfuegos (Cf), 2000.— 100.
44. Ochoa, P. A. The current situation in the lime industry in Cuba. Zement-Kalk-Gips, (Cuba) (5), 27-31, 1998.
45. Patterson, M. G. What is energy efficiency, Energy Policy, (E.U).(24): 377-390, 1996.
46. Rivero, S., Température de Carnot diagrafe methode du pincement, Entropie .(France) (157/158) : 13-20, 1990.
47. Ruch,H., The theoretical limits of the heat consumption in lime burning considered on the basis of the physico-chemical relationships. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (1): 20-26, 1981.
48. Ruch,H., The lime burning process-caught between ecology and economy. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (5): 245-251, 1993.
49. Schaefer,G., Heat consumption limits of parallel-flow /counter-flow at combustion of lime regenerative kilns. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (1):36-41, 1981.

50. Senegacnik, A.; Oman, J; Sirok, B. Influence of temperature profile in an annular shaft kiln on calcination. International Journal of Microstructure and Materials Properties, (E.U).(2): 241-257, 2006.
51. Senegacnik, A. Analisis of calcination parameters and the temperature profile in an annular shaft kiln. Part 1: Theoretical survey. Applied Thermal Engineering, (Germany)(27):1467-1472, 2007.
52. Senegacnik, A.; Oman, J; Sirok, B. Analisis of calcination parameters and the temperature profile in an annular shaft kiln. Part 2: Results of the tests. Applied Thermal Engineering, (Germany)(27): 1473-1482, 2007.
53. Tabunshchikov, N. Gas velocity field in shaft lime kilns. Transactions of the Scientific Research Institute of General Chemistry, /N.Tabunshchikov.-- Germany :ed. N. P. Tabunshchikov, 1954.—500p
54. Terruz, D. The latest process know-how for single-shaft lime kiln. Zement-Kalk-Gips, (Germany)(9): 506-513, 2001.
55. Thomas,H.P., Limits of the heat consumption of annular shaft kilns at combustion of lime, ZKG, (Germany)(1): 27-35, 1981.
56. Turkdogan, E T; Olsson, R G; Wriedt, H A; Darken, L S. Calcination of limestone. Transactions of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Society of Mining Engineers. (E.U)(254): 9-21, 1973.
57. Vagt, O.Canada:Canadian Minerals . Lime. O.Vagt .—Canada:/Yearbook, 2002.— 247 p.
58. Verma,C.L. Analysis and design of Shaft Kilns for calcination of limestone. Chemical Age of India, (India) XVII, (6)132-136, 1981

59. Verma,C.L. Effect of Operational Parameters on Performance of Lime Shaft Kilns, Chemical Engineering World, (Germany). XI, (12):57-61, 1976.
60. Verma,C.L. Performance estimation vis-a-vis design of mixed-feed lime shaft kilns. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (9): 471-477, 1988.
61. Verma, C. L. Simulation of lime shaft kilns using mathematical modelling. Zement-Kalk-Gips, (Germany)(12): 576-582, 1990.
62. Wolter, A. Present situation and future outlook for burning fine –grained limestone. Zement-Kalk-Gips, (Germany) (9): 518-524, 2000.
63. U.S. Geological Survey, Mineral Commodity Summaries, Tomando De: <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/lime/> , January 2005
64. U.S. Geological Survey, Mineral Commodity Summaries Tomado De: <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/lime/> , January 2006.
65. U.S. Geological Survey, Mineral Commodity Summaries, Tomando De. <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/lime/>, January 2007
66. Yun, J. Measurement of equivalent diffusivity during the calcination of limestone. Combustion and Flame (E.U)(129):351-355, 2002.
67. Zuidelveld. P. L. Design of lime shaft kilns. Chemical Engineering Science, (Germany)(26): 875-883, 1971.