



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
BIOTECNOLOGÍA

DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PRUEBAS DE UN QUEMADOR DE GAS.
ESTUDIO DE DISEÑO DE TORRE PRECALCINADORA PARA PLANTA PILOTO
DE PRODUCCIÓN DE CLINKER.

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO
E INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA

ANDRÉS ALEJANDRO RUZ ESPINOZA

PROFESOR GUÍA:
FRANCISCO GRACIA CAROCA

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
JORGE CASTILLO GUZMÁN
GUSTAVO ARRIAGADA SEPÚLVEDA

SANTIAGO DE CHILE
OCTUBRE 2008

RESUMEN DE LA MEMORIA
PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO Y
AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA
POR: ANDRÉS ALEJANDRO RUZ ESPINOZA
FECHA: OCTUBRE 2008
PROFESOR GUÍA: FRANCISCO GRACIA CAROCA

DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y PRUEBAS DE UN QUEMADOR DE GAS. ESTUDIO DE DISEÑO DE TORRE PRECALCINADORA PARA PLANTA PILOTO DE PRODUCCIÓN DE CLINKER.

Este trabajo de título está enmarcado en el reacondicionamiento y puesta en marcha de una planta piloto para la producción de clinker de Idiem.

El primer objetivo de este trabajo fue diseñar, construir, y realizar las pruebas de un quemador de gas para el horno piloto debido al estado de deterioro y antigüedad del quemador original. El segundo objetivo fue realizar un estudio de diseño de una torre precalcinadora para un horno rotatorio de planta piloto de producción de clinker.

El diseño del quemador consiste en una salida de gas licuado de petróleo (combustible), aire radial y aire axial (comburente) todas independientes entre sí. El área de salida del gas es de 19.63 [mm²], el área de salida del aire axial es de 663.5 [mm²] y el área de salida del aire radial es de 162 [mm²]. El quemador fue construido en su totalidad en acero especial 304 y fue recubierto con una capa de concreto refractario de 10 [mm] de espesor. El largo total del quemador es de 1550 [mm].

Se concluyó que el efecto del aire axial es de estirar la llama. Para un flujo de 19 [L/min] de gas y 30 [L/min] de aire radial la llama fue de 53 [cm], 53% más larga respecto a una llama en presencia del mismo flujo de aire axial y de gas. Cuando el flujo de aire radial es 19 [L/min] el ancho de la llama es de 21.4 [cm], más ancha en un 35% respecto a la misma llama en presencia de aire axial en las mismas condiciones.

Para un flujo de 19 [L/min] de gas la potencia del quemador es de 480 [Kcal/min], lo cual es suficiente para producir 20 [Kg clinker/hr], que es la capacidad máxima del horno rotatorio. La temperatura de llama es de 900 [°C].

Junto con el trabajo descrito anteriormente, se realizó un estudio de diseño de una torre precalcinadora en donde se describen las características de los equipos asociados y se dan las bases para entender el funcionamiento de la torre y poder así iniciar un posterior diseño de ésta.

ÍNDICE

1	Introducción.....	10
1.1	Estado del problema/motivación.....	10
1.2	Objetivos.....	11
1.2.1	<i>Objetivos generales</i>	11
1.2.2	<i>Objetivos específicos</i>	11
1.3	Alcances del trabajo.....	11
1.4	Descripción del documento.....	11
1.5	Metodología.....	12
2	Antecedentes bibliográficos.....	14
2.1	Teoría de combustión ^[1]	14
2.1.1	<i>Casos de combustión técnica</i>	15
2.1.2	<i>Reacción general</i>	16
2.1.3	<i>Combustión del gas licuado de petróleo (GLP)</i> ^[2]	17
2.1.4	<i>Temperatura adiabática de llama</i> ^[3]	18
2.2	El clinker.....	19
2.3	Hornos rotatorios.....	20
2.4	Quemador.....	23
2.5	Torre precalcinadora.....	25
2.6	El proceso productivo del cemento ^{[9],[11],[12]}	26
2.6.1	<i>Extracción y almacenamiento de las materias primas</i>	28
2.6.2	<i>Preparación de las materias primas</i>	29
2.6.3	<i>Preparación de los combustibles</i>	30
2.6.4	<i>Combustión del clínker</i>	30
2.6.5	<i>Enfriadores de clinker</i>	32
2.6.6	<i>Almacenamiento de clinker y molienda de cemento</i>	33
2.7	Planta piloto de Cerrillos ^[13]	33
2.7.1	<i>Esquema de las instalaciones</i>	34
2.7.2	<i>Trituración</i>	35
2.7.3	<i>Molienda</i>	36
2.7.4	<i>Preparación del Crudo</i>	37
2.7.5	<i>Granulación</i>	37
2.7.6	<i>Clinquerización</i>	37
3	Diseño quemador de gas.....	39
3.1	Estimación de capacidad calorífica del quemador.....	39
3.2	Salida de gas y boquilla del quemador.....	40
3.3	Salida de Aire radial.....	41
3.4	Salida de aire axial.....	41
3.5	Entradas de aire y gas.....	41
3.6	Configuración final.....	42
4	Estudio de diseño torre precalcinadora.....	44
4.1	Principios de operación.....	44
4.1.1	Influencia del desarrollo superficial.....	45
4.1.2	Influencia de la turbulencia del contacto.....	45
4.2	Intercambiador de ciclones Humboldt.....	47
4.3	Tamaño de las partículas y su precipitación.....	48
4.4	Transmisión de calor en el intercambiador de ciclones.....	48
4.5	Temperatura de los gases y del material.....	49

4.6	Intercambiadores de ciclones de dos y de cinco tramos	49
4.7	Diseño de ciclones	49
4.8	Intercambiadores con precalcinador	52
4.9	Revestimiento interno de la torre	53
4.10	Filtro manga	54
5	Resultados y discusión	55
5.1	Montaje experimental	55
5.2	Diseño del quemador	56
5.3	Pruebas quemador de gas	57
5.4	Temperatura de llama	65
5.5	Pruebas en el horno	67
6	Conclusiones	69
7	Recomendaciones	70
8	Referencias	71
9	Anexos	73
A	Propiedades del Acero inoxidable 304	73
B	Factor de corrección por tipo de gas	74
C	Resultados Experimentales	75
	Pruebas quemador de gas	75
	<i>C.1 Flujo de gas sin flujo de aire, boquilla del quemador 1.5 [mm], presión de salida 30 [psi].</i>	75
	<i>C.2 Flujo de gas sin flujo de aire, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida 30 [psi].</i>	76
	<i>C.3 Flujo de gas sin flujo de aire, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida 40 [psi].</i>	79
	<i>C.4 Flujo de aire radial: 30 [L/min], flujo de aire axial: 30 [L/min], flujo de gas, presión de salida aire 100 [psi] boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida gas 40 [psi].</i>	81
	<i>C.5 Flujo de aire radial: 30 [L/min], flujo de aire axial: 0 [L/min], presión de salida aire 100 [psi]. Flujo de gas, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida gas 40 [psi].</i>	83
	<i>C.6 Flujo de aire radial: 0 [L/min], flujo de aire axial: 30 [L/min], presión de salida aire 100 [psi]. Flujo de gas, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida gas 40 [psi].</i>	85

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 “Propiedades típicas del propano comercial y butano comercial”	18
Tabla 2: “Fases del clinker”	19
Tabla 3: “Zonas del horno rotatorio”	22
Tabla 4: “Reacciones para formar clinker, rango de temperatura y entalpía estándar” ..	22
Tabla 5: “Composición de los gases en las emisiones del horno cementero”	23
Tabla 6: “Demanda calórica del horno para producir 20 [Kg clinker/hr], flujo de gas teórico requerido y potencia teórica requerida del quemador”	40
Tabla 7: “Dimensiones de las tuberías del quemador, área de salida de aire y gas”	43
Tabla 8: “Equipos utilizados en el trabajo de memoria”	55
Tabla 9: “Temperatura de llama para distintos flujos de gas”	65
Tabla 10: “Composición química típica del las aleaciones del acero 304”	73
Tabla 11: “Propiedades mecánicas típicas del acero 304”	73

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 1: “Comparación de largo de llama para distintas condiciones de presión de salida y apertura de orificio de descarga de gas”	59
Gráfico 2: “Comparación de ancho de llama para distintas condiciones de presión de salida y apertura de orificio de descarga de gas”	59
Gráfico 3: “Comparación largo de llama versus flujo de gas para diversos flujos de aire radial y axial”	62
Gráfico 4: Ancho de llama v/s Flujo de gas para distintos flujos de aire radial y axial”	62

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: “Clinker”	19
Figura 2: “Microscopía óptica del clinker. Cristales idiomórficos de $3\text{CaCO}_3 \cdot \text{SiO}_2$ de contornos hexagonales”	20
Figura 3: “Horno Rotatorio, se presenta un corte en la zona de calcinación a fin de ilustrar el quemador”.....	21
Figura 4: “Zona de salida de combustibles y aire de un quemador de horno rotatorio”	24
Figura 5: “Quemador tipo de un horno rotatorio”	25
Figura 6: “Torre precalcinadora de 4 etapas”	26
Figura 7: “Esquema de fabricación del cemento en vía seca”	28
Figura 8: “Vista interior de enfriador de parrilla”	33
Figura 9: “Chancador primario DENVER”	35
Figura 10: “Molino de bolas HARDINGE”	36
Figura 11: “Horno rotatorio de la planta piloto de Cerrillos”	38
Figura 12: “Diseño de la pieza especial de salida de gas”	40
Figura 13: “Entrada de aire radia, axial y de gas del quemador”	42
Figura 14: “Quemador de gas. Construcción final”	42
Figura 15: “Quemador de gas en operación”	43
Figura 16: “Flujo de crudo dentro del intercambiador Humboldt”	44
Figura 17: “Ciclón de separación”	50
Figura 18: “Intercambiador de ciclones con precalcinador”	53
Figura 19: “Montaje experimental con uso de compresor”	55
Figura 20: “Flujo de gas: 3.2 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	75
Figura 21: “Flujo de gas: 5.6 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	75
Figura 22: “Flujo de gas: 7.2 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	76
Figura 23: “Flujo de gas: 8.0 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	76
Figura 24: “Flujo de gas: 2.85 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	77
Figura 25: “Flujo de gas: 5.7 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	77
Figura 26: “Flujo de gas: 8.55 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	78
Figura 27: “Flujo de gas: 11.4 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	78
Figura 28: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	78
Figura 29: “Flujo de gas: 2.85 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	79
Figura 30: “Flujo de gas: 5.7 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	79
Figura 31: “Flujo de gas: 8.55 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	80
Figura 32: “Flujo de gas: 11.4 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	80

Figura 33: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	80
Figura 34: “Flujo de gas: 4.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	81
Figura 35: “Flujo de gas: 9.5 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	81
Figura 36: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	82
Figura 37: “Flujo de gas: 19 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	82
Figura 38: “Flujo de gas: 23.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	82
Figura 39: “Flujo de gas: 25.65 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	83
Figura 40: “Flujo de gas: 4.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	83
Figura 41: “Flujo de gas: 9.5 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	83
Figura 42: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	84
Figura 43: “Flujo de gas: 19 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	84
Figura 44: “Flujo de gas: 23.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	84
Figura 45: “Flujo de gas: 25.65 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”	84
Figura 46: “Flujo de gas: 4.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	85
Figura 47: “Flujo de gas: 9.5 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	85
Figura 48: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	85
Figura 49: “Flujo de gas: 19 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”	86

Agradecimientos

En primer lugar agradezco a mis padres por la oportunidad que me dieron de estudiar y a mi familia en por el apoyo y compañía que me han dado durante todos estos años.

Agradecer también a todos mis amigos y personas que he conocido que han hecho que el tiempo pase mas rápido y que los años de estudio sean más agradables.

Agradecer a los profesores Francisco Gracia y Jorge Castillo y a la Unidad Química del Laboratorio de Aglomerantes de IDIEM, en particular, a Don Reinaldo Zepeda, Oscar Garrido y Jaime Bravo por la ayuda brindada para poder realizar este trabajo.

1 Introducción

1.1 Estado del problema/motivación

Para las empresas del rubro cementero es conveniente tener una planta piloto y así poder realizar ensayos con un fin experimental y académico dado que el menor tamaño de los equipos permite un mejor control y estudio de las variables y procesos que se llevan a cabo en la producción de clinker en comparación a las que se tienen en el mismo proceso pero en escala industrial.

En los años 60 Idiem contaba con una planta piloto de producción de clinker. Esta se utilizó hasta la década de los 70. A partir de este momento su uso se discontinuó y la planta dejó de operar. En el año 2000 surge la idea de reacondicionarla, sin embargo, las tecnologías han cambiado y es de vital importancia actualizar la planta piloto. Por esto, y como parte de un proyecto mayor, se decidió diseñar un nuevo quemador y una torre precalcinadora para el horno piloto.

Es cierto que en el mercado es posible encontrar quemadores de todo tipo pero ninguna empresa ofrece el quemador que era requerido para esta planta, debido a que el horno piloto requiere un quemador similar a los que se usan realmente en las plantas productoras de clinker (manejo de llama (largo y ancho), inyección de aire radial, axial y central) y no quemadores para calderas u otros equipos, que son los que generalmente ofrecen las empresas dedicadas a la venta de estos equipos.

No existe empresa que diseñe torres precalcinadoras a escala piloto, y las empresas que tienen el conocimiento en esta área sólo hacen torres para plantas escala industrial. Por esto se debe realizar un estudio de diseño para, en un futuro cercano, diseñar y construir una torre precalcinadora que se adecue a las dimensiones y niveles de producción del horno rotatorio piloto.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivos generales

Los objetivos generales de este trabajo son:

- Diseñar, construir y probar un quemador de gas.
- Realizar un estudio de diseño de una torre precalcinadora para un horno rotatorio de planta piloto de producción de clinker.

1.2.2 Objetivos específicos

Los objetivos específicos de este trabajo son:

- Diseñar y dimensionar el quemador.
- Gestionar la construcción del quemador.
- Hacer el diseño experimental de pruebas a realizar en el quemador.
- Realizar las pruebas en el quemador.
- Proponer mejoras al quemador en base los resultados obtenidos.

1.3 Alcances del trabajo

Este trabajo consiste en el diseño de un quemador de gas para un horno rotatorio de producción de clinker a escala piloto. Se gestionará la construcción de este y se realizarán pruebas experimentales para determinar las condiciones que permitan que el quemador funcione de acuerdo a los requerimientos energéticos del horno.

Se realizará un estudio de diseño de la torre precalcinadora el que reunirá toda la información requerida para un futuro diseño y construcción de esta. No es alcance de este trabajo realizar un diseño preliminar de la torre precalcinadora.

1.4 Descripción del documento

Este documento corresponde al trabajo de Memoria de Título para optar al grado de Ingeniero Civil Químico y también Ingeniero Civil en Biotecnología. Está dividido en 9 capítulos, que se describen a continuación:

1. **Introducción:** Se plantean primero las motivaciones para realizar el trabajo. Se define luego el objetivo general, los objetivos específicos y el alcance.
2. **Antecedentes:** Se presentan los aspectos teóricos que son importantes para el desarrollo del trabajo.
3. **Diseño quemador de gas:** Se presenta el diseño de un quemador de gas, su dimensionamiento y construcción.
4. **Estudio de diseño torre precalcinadora:** Se dan las bases de diseño y operación de una torre precalcinadora. Se presenta una recopilación del material disponible en la literatura que servirá como punto de inicio para un próximo trabajo.
5. **Resultados y discusión:** En este capítulo se entregan los resultados, los que dan cumplimiento a los objetivos planteados al comienzo. Se realiza una discusión relacionada con los resultados presentados.
6. **Conclusiones:** Se plantean en este capítulo las conclusiones a partir del trabajo realizado y los resultados obtenidos, y al cumplimiento de los objetivos planteados al comienzo.
7. **Recomendaciones:** Se dan recomendaciones para mejorar el trabajo que se ha desarrollado y mejorar el funcionamiento del quemador.
8. **Referencias:** Se detallan las referencias bibliográficas utilizadas a lo largo del desarrollo del trabajo. Se consideran textos, documentos electrónicos, sitios de Internet y comunicación directa con expertos.
9. **Anexos:** En este capítulo se entrega información adicional que puede ser necesaria para lograr una mejor comprensión de ciertos temas tratados en el documento.

1.5 Metodología

La metodología usada en este trabajo es la siguiente:

- Revisión continua de bibliografía.
- Entrevistas con expertos de la industria cementera y visitas a plantas de producción.
- Diseño de un quemador de gas prototipo.

- Realización de pruebas para determinar largo de llama, temperatura de llama, flujo de gas y aire.
- Análisis de datos experimentales.
- Validación del quemador prototipo y propuesta de un nuevo quemador.
- Hacer un estudio de diseño de torre precalcinadora donde se presenten los principios de operación y las posibilidades de diseño disponibles en la industria.

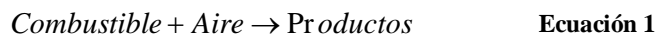
2 Antecedentes bibliográficos

2.1 Teoría de combustión ^[1]

La reacción de combustión se basa en la reacción química exotérmica de una sustancia (o una mezcla de ellas) denominada combustible, con el oxígeno. Como consecuencia de la reacción de combustión se tiene la formación de una llama. Dicha llama es una masa gaseosa incandescente que emite luz y calor. La formación de la llama se dará cuando la proporción de oxígeno y combustible se encuentre dentro de los límites de inflamabilidad de dicha mezcla.

La combustión puede llevarse a cabo directamente con el oxígeno o con una mezcla de sustancias que contengan oxígeno (comúnmente aire) se denomina comburente. El aire es el comburente más usual.

Si se supone (caso más común) que la combustión se realiza con aire, la reacción química que se debe plantear es la del proceso por el cual el combustible reacciona con el aire para formar los productos correspondientes, es decir,



Una forma general de plantear una reacción química es la siguiente:



donde las letras escritas en mayúsculas indican las sustancias químicas y las minúsculas indican la cantidad de moles de dichas sustancias.

Se denominan genéricamente reactantes a las sustancias que están a la izquierda de la ecuación 2 (A y B) y productos a las que se encuentran a la derecha de ésta (C y D).

La reacción química entre el combustible y el oxígeno origina sustancias gaseosas. Los productos más comunes son CO₂ y H₂O. A los productos de una reacción de combustión se les denomina, en forma genérica, humos.

Es importante hacer notar que el combustible sólo reacciona con el oxígeno del aire. La composición del aire es 20.99% de O₂, 78.03% de N₂, 0.94% de Ar, 0.03% de CO₂ y

0.01% de H_2 . Debido a que ni el N_2 ni el Ar reaccionan durante la combustión, se les suele agrupar considerando que el aire está formado por 21% de O_2 y 79% de N_2 . En términos simplificados se puede decir que el N_2 pasará íntegramente a los humos.

Se puede dar el caso en que el combustible esté formado por una mezcla de sustancias entre las cuales hay una o más que no reaccionan con el O_2 , en este caso, se habla de sustancias inertes y estas también pasarán en forma completa a los humos.

Otro caso, en que parte de algún reactivo pasa al producto, es cuando hay más aire del que se necesita para la combustión (reacción con exceso de aire); el O_2 que no se utiliza en la reacción formará parte de los humos. Se habla entonces de reacciones con exceso de aire.

Por último, es útil indicar que los humos pueden contener parte del combustible que no haya reaccionado y sustancias con un grado de oxidación incompleto, como el CO. Cuando el O_2 que se necesita para la reacción no es suficiente, se habla de reacciones con defecto de aire.

2.1.1 Casos de combustión técnica

La combustión de hidrocarburos en aire involucra centenares de reacciones químicas elementales y decenas de especies químicas^[1]. El cálculo de tales problemas está fuera del alcance del ingeniero de diseño o de operación de una planta térmica, por lo que se plantean casos simplificados de combustión denominada técnica, basados en el análisis de la reacción de un sólo paso como en la ecuación (2).

Considerando la riqueza de la mezcla se presentan tres casos:

1. Combustión con exceso de combustible (combustión rica).
2. Combustión estequiométrica.
3. Combustión con exceso de aire (combustión pobre).

Los productos de la combustión de los hidrocarburos en aire se denominan genéricamente humos, y están constituidos mayoritariamente por dióxido de carbono, agua y el nitrógeno del aire. También es posible encontrar SO_2 , SO_3 , NO, NO_2 , N_2O dependiendo de la temperatura de trabajo. En los casos de combustión rica o pobre

aparecerán también entre los productos de combustión, el combustible (rica) o el aire (pobre) que haya en exceso.

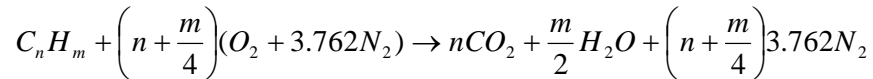
Estos casos, en los que sólo aparecen las especies mencionadas, se denominan de combustión completa. Como se menciona más arriba, se forman en la combustión muchas otras especies, y ocasionalmente algunas de ellas aparecen entre los productos, estos son casos de combustión incompleta. En el análisis técnico se analizan solamente dos casos que son de interés económico y ambiental de acuerdo a:

1. Los humos contienen monóxido de carbono CO (combustión de Ostwald)
2. Los humos contienen CO e Hidrógeno molecular H₂ (combustión de Kissel)

Ambos casos pueden presentarse para distintos valores de riqueza de mezcla.

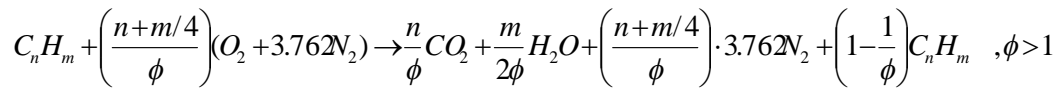
2.1.2 *Reacción general*

Para el hidrocarburo de composición general C_nH_m la reacción de combustión completa estequiométrica se escribe de la siguiente manera:



Ecuación 3

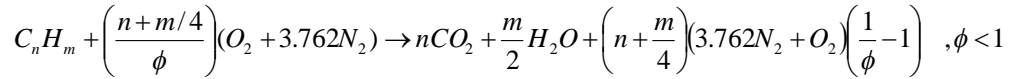
la combustión con exceso de combustible:



Ecuación 4

Donde ϕ representa la riqueza de la mezcla, si $\phi=1$ se tiene una mezcla estequiométrica (ecuación 3).

En el caso de la combustión con exceso de aire se tiene:



Ecuación 5

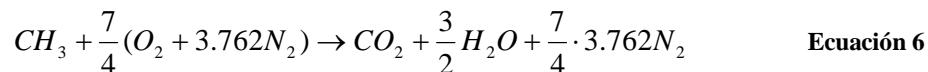
2.1.3 Combustión del gas licuado de petróleo (GLP)^[2]

El GLP es una mezcla de hidrocarburos formados principalmente por propano y butano provenientes de la refinación del petróleo y del gas natural, es almacenado a su presión de vapor para conservar su estado líquido a temperatura ambiente en cilindros sellados. Debido a su naturaleza inodora, incolora, volátil y altamente inflamable se le añade un odorizante de olor característico que permite detectar su presencia y manipularlo en forma segura. Uno de los odorizantes más comunes es el etil-mercaptano, cuya fórmula química es C₂H₆S.

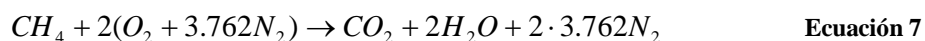
Su principal uso es el doméstico, donde es empleado comúnmente en la cocción de alimentos, generación de agua caliente, calefacción a través de calderas, entre otros. También se utiliza en procesos de fundición, refinación, tratamiento de metales, e infinidad de aplicaciones en otras áreas. En los últimos años, se ha introducido también su uso como combustible de automóviles, vehículos de transporte, grúas horquillas y cargadores frontales.

Para este trabajo se considerará que la composición del GLP utilizado es 50% propano y 50% butano, en 1 [m³] de gas esta proporción se conserva, es decir, se tendr'an 0.5 [m³] de propano y 0.5 [m³] de butano. De acuerdo a esto el poder calorífico de 1 [m³] de mezcla será 25100 [Kcal/m³].

La reacción general de combustión completa se realiza según la ecuación 3, para el propano:



y según la ecuación 7 para el butano:



En la siguiente tabla se presentan propiedades importantes del propano y del butano comercial.

Tabla 1 “Propiedades típicas del propano comercial y butano comercial”

Propiedad	Unidades	Propano Comercial	Butano comercial
Densidad a 15° C como líquido	[Kg/m ³]	500 - 510	570 - 580
Densidad a 15° C & 1 bar como gas	[Kg/m ³]	1.86	2.46
Punto de Ebullición	[°C]	-45	-2
Presión de vapor a 20 [°C]	[barg]	9	2.5
Presión de vapor a 50 [°C]	[barg]	19.6	7
Relación gas/aire normal requerida para combustión		1:24	1:30
Poder calorífico en estado líquido	[Kcal/L]	6.100	6.800
Poder calorífico en estado líquido	[Kcal/kg]	12.000	11.900
Poder calorífico en estado vaporizado	[Kcal/m ³]	22.400	27.800

Fuente: <http://www.oni.escuelas.edu.ar>

2.1.4 Temperatura adiabática de llama ^[3]

La temperatura alcanzada por la llama cuando se quema un combustible en aire u oxígeno sin ganancia o pérdida de calor se denomina temperatura teórica de la llama. Se considera el supuesto de que no se realiza ningún trabajo mecánico y que los únicos términos de energía que intervienen son la energía interna y el trabajo de flujo.

La *máxima temperatura adiabática de llama* se alcanza cuando se quema el combustible con la cantidad estequiométrica de oxígeno puro. La *máxima temperatura adiabática de llama* en aire corresponde a la combustión con la cantidad de aire teóricamente necesaria y es, evidentemente, mucho menor que la máxima temperatura de llama en oxígeno puro. Debido a la necesidad de emplear un exceso de aire para asegurar la combustión completa, las temperaturas de llama adiabáticas de las combustiones reales son siempre menores que los valores máximos.

La temperatura adiabática de llama, supuesta la combustión completa, siempre es mayor que la que se puede obtener por combustión real bajo las mismas condiciones iniciales, siempre hay pérdida de calor de la llama. La conversión parcial de estas reacciones se obtienen estableciendo condiciones definidas de equilibrio entre los productos y los reactivos. Por ejemplo, a altas temperaturas se establece un equilibrio entre el monóxido de carbono, dióxido de carbono y oxígeno, que corresponde a proporciones definidas de estos tres gases. La combustión del monóxido de carbono tendrá lugar sólo hasta el

grado de conversión que dé una mezcla de gases en proporciones que corresponden a estas condiciones de equilibrio. Además, la presencia de radicales libres y elementos debe incluirse en el cálculo de calores de reacción y de contenidos energéticos.

La temperatura (máxima) adiabática de llama del propano y de butano está reportada en la literatura, es de 1998 [°C] para el propano y 1990 [°C] para el butano^[4].

2.2 El clinker

El clinker es el principal componente del cemento común. Se forma tras calcinar caliza y arcilla a una temperatura que oscila entre 1350 [°C] y 1450 [°C]^[5]. En la siguiente imagen se puede apreciar como se ve físicamente el clinker.



Figura 1: “Clinker”

Fuente: “<http://www.asia.ru/ProductInfo/1062555.html>”

Las principales fases del clinker son las siguientes:

Tabla 2: “Fases del clinker”

Designación	Formula química	Fórmula en notación cementera	Porcentaje %
Silicato tricálcico	$3\text{CaCO}\cdot\text{SiO}_2$	C_3S	40-60
Silicato bicálcico	$2\text{CaCO}\cdot\text{SiO}_2$	C_2S	20-30
Aluminato tricálcico	$3\text{CaCO}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3$	C_3A	7-14
Ferritoaluminato tetracálcico	$4\text{CaO}\cdot\text{Al}_2\text{O}_3\cdot\text{Fe}_2\text{O}_3$	C_4AF	5-12

Fuente: “Gómez, J., Estudio económico ambiental de la reducción de emisiones en una planta cementera por la combustión de biomasa (2007)”

Cada una de las fases que lo conforman el clinker y su matriz pueden ser observadas mediante microscopía óptica, en la figura 2 se observa una fotografía obtenida mediante un microscopio^[6]:

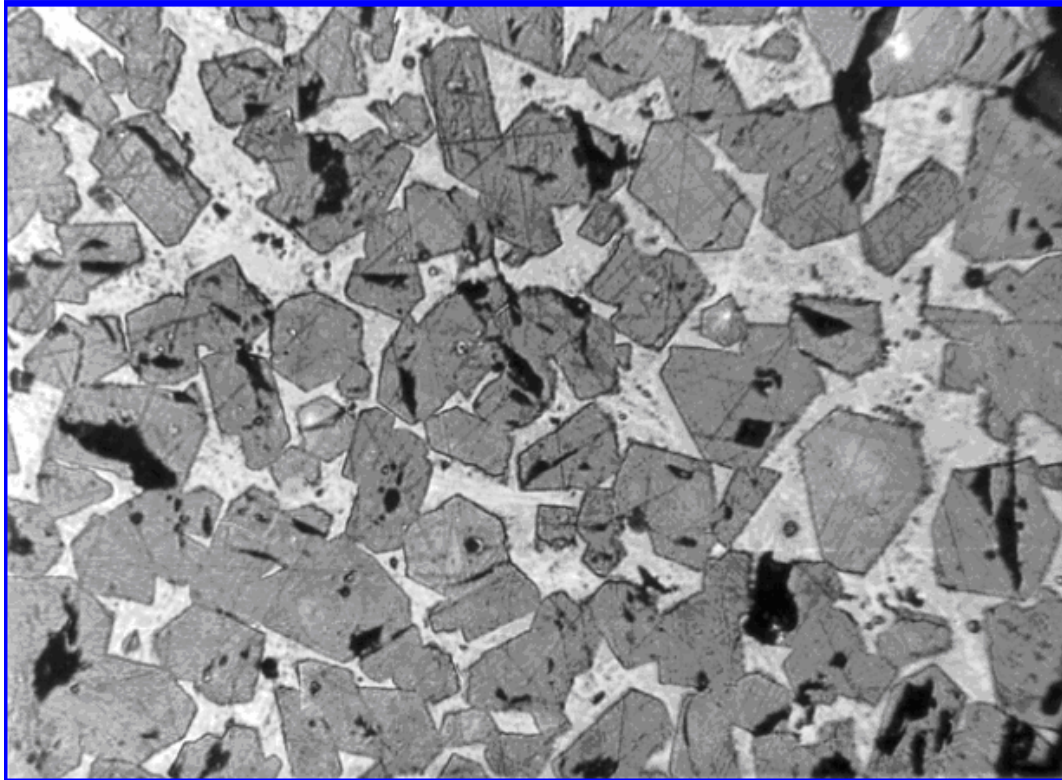


Figura 2: “Microscopía óptica del clinker. Cristales idiomórficos de $3CaCO \cdot SiO_2$ de contornos hexagonales”

Fuente: “<http://petro.geol.uniovi.es>”

El cemento Portland se obtiene tras la molienda conjunta de clinker y como regulador de fraguado. Existen además otros tipos de cementos que tienen como partida la molienda conjunta de clinker, yeso y otras adiciones tales como puzolana y escoria de alto.

2.3 Hornos rotatorios

El horno rotatorio es usado para calcinar grandes cantidades de material inorgánico. La alimentación requiere preparación granulométrica y a menudo incluye un rango de tamaños de partículas definidos.



Figura 3: “Horno Rotatorio, se presenta un corte en la zona de calcinación a fin de ilustrar el quemador”

Fuente: “<http://www.machineryandequipment.com>”

El horno está compuesto de una coraza de acero especial cilíndrica rellena de ladrillos refractarios y montados con su eje ligeramente inclinado con respecto a la horizontal. La alimentación es introducida en la zona de más altura del horno. La rotación angular del horno causa que el material se deslice y ruede a lo largo de la pared interna, avanzando lentamente hacia la parte baja del horno o la zona de descarga. El horno es directamente calentado en la zona baja por un quemador de llama larga montado en el hogar del horno. El movimiento del material inorgánico con respecto a los gases de combustión es en contracorriente^[7].

De manera general, se puede decir que en un horno se desarrollan 2 procesos simultáneamente:

1. Proceso termoquímico.
2. Transporte de material.

En un horno rotatorio normal, no conectado con intercambiador térmico de ningún tipo, se pueden distinguir las siguientes zonas, cuyas longitudes están expresadas en porcentajes de la longitud total del horno.

“Las temperaturas de los gases, del material y de las caras internas del horno rotatorio son difíciles de medir, las reacciones que se desarrollan en ellas se superponen parcialmente o discurren paralelamente, es por todo esto que las zonas del horno no se puede delimitar con exactitud”^[8].

Tabla 3: “Zonas del horno rotatorio”

% Longitud del horno	Zona	Temperatura [°C] zonas-material
33	Zona de secado (hornos de vía húmeda)	unos 120
14	Zona de precalificación	100-550
25	Zona de calcinación	550-1100
20	Zona de sinterización o cocción	1100-1450
8	Zona de enfriamiento	1450-1380

Fuente: “Duda, W., Manual tecnológico del cemento (1977)”

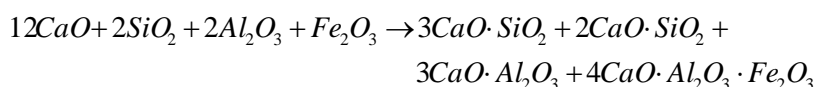
La formación de las fases del clínker (proceso termoquímico) a partir de la materia prima es llevada a cabo por muchas reacciones individuales de las que las más importantes desde el punto de vista de los materiales y de la energía se muestran a continuación^[9]:

Tabla 4: “Reacciones para formar clínker, rango de temperatura y entalpía estándar”

Reacción	Rango de temperatura [°C]	Entalpía estándar de la reacción [kJ/kg]	Nº
$H_2O_{liq} \leftrightarrow H_2O_{vap}$	0 a 100	+2446	(1)
$CO + 1/2 O_2 \leftrightarrow CO_2$	620 a 670	-10100	(2)
$C + O_2 \leftrightarrow CO_2$	450 a 750	-32786	(3)
$C + 1/2 O_2 \leftrightarrow CO$	450 a 750	-9200	(4)
$S + O_2 \leftrightarrow SO_2$	400 a 500	-9276	(5)
$H_2 + 1/2 O_2 \leftrightarrow H_2O$	530 a 580	-121000	(6)
$CaCO_3 \leftrightarrow CaO + CO_2$	550 a 960	+1780	(7)
$MgCO_3 \leftrightarrow MgO + CO_2$	550 a 960	+1395	(8)
$CaO + Al_2O_3 \leftrightarrow CA$	800 a 1100	-100	(9)
$2CaO + Fe_2O_3 \leftrightarrow C_2F$	800 a 1100	-114	(10)
$2CaO + SiO_2 \leftrightarrow \beta C_2S$	600 a 1300	-732	(11)
$CA + C_2F + CaO \leftrightarrow C_3AF$	1200 a 1280	+25	(12)
$CA + 2CaO \leftrightarrow C_3A$	1200 a 1280	+25	(13)
$\beta C_2S + CaO \leftrightarrow C_3S$	1200 a 1280	+59	(14)
$Clinker_{sol} \leftrightarrow Clinker_{liq}$	>1280	+600	(15)

Fuente: “Gómez, J., Estudio económico ambiental de la reducción de emisiones en una planta cementera por la combustión de biomasa (2007)”

Las siguientes ecuaciones se pueden resumir del siguiente modo:



Ecuación 8

En el horno rotatorio se realizan los siguientes procesos:

- Evaporación de agua (vía húmeda).
- Liberación del agua combinada en las sustancias arcillosas.
- Disociación del carbonato de magnesio.
- Disociación del carbonato de calcio.
- Combinación de la cal con los minerales de la arcilla, es decir, formación de los minerales principales del clinker que discurre de acuerdo con la ecuación 8.

Las emisiones del horno de cemento provienen principalmente de las reacciones físicas y químicas de las materias primas y, en menor medida, de la combustión de los combustibles. Los principales componentes de los gases de emisión del horno son el nitrógeno del aire de combustión, CO₂ procedente de la calcinación del CO₃Ca y de los combustibles quemados, agua del proceso de combustión y de las materias primas, y el oxígeno en exceso^[8].

La tabla 6 muestra los porcentajes típicos en que se presenta cada componente de las emisiones del horno.

Tabla 5: “Composición de los gases en las emisiones del horno cementero”

Nitrógeno N ₂	45-66%
Dióxido de Carbono CO ₂	11-29%
Agua H ₂ O	10-39%
Oxígeno O ₂	3-10%
Otras emisiones: Polvo, Cloruros, Fluoruro, dióxido de Sulfuro, óxido de Nitrógeno, monóxido de Carbono, compuestos orgánicos y metales	<1%

Fuente: “Gómez, J., Estudio económico ambiental de la reducción de emisiones en una planta cementera por la combustión de biomasa (2007)”

2.4 Quemador

Los quemadores son equipos de alta complejidad diseñados para mejorar la eficiencia de combustión mediante sofisticados sistemas de control automático para el encendido y control de la operación. Tienen muy diversos usos desde calefacción y secado a llama directa, producción de vapor, hasta procesos químicos como la calcinación o la tostación, combustión de gases residuales, entre muchos otros. Los combustibles que se

utilizan pueden ser sólidos (ej. carbón pulverizado, chips de aserrín), gaseosos (ej. gas natural, gas licuado) o líquidos (ej. Petróleo, fuel oil) y producir calor generalmente mediante una llama^[10].

En el caso de la industria del cemento los quemadores se utilizan para poder combustionar distintos combustibles y poder calentar el horno rotatorio con el fin de poder producir clinker, y deben ser capaces de producir entre 800 y 1500 [Kcal/kg clinker^[8] dependiendo del tipo de horno en que sean utilizados.

Los quemadores que se utilizan tienen gran versatilidad, es decir, son capaces de quemar distintos combustibles. Típicamente se utiliza gas natural, petróleo, chips de aserrín o neumáticos y aceites residuales que los quemadores son capaces de combustionar simultáneamente en caso de ser necesario.

En la figura 4 se puede ver la punta de un quemador industrial donde se combustionan diferentes combustibles.

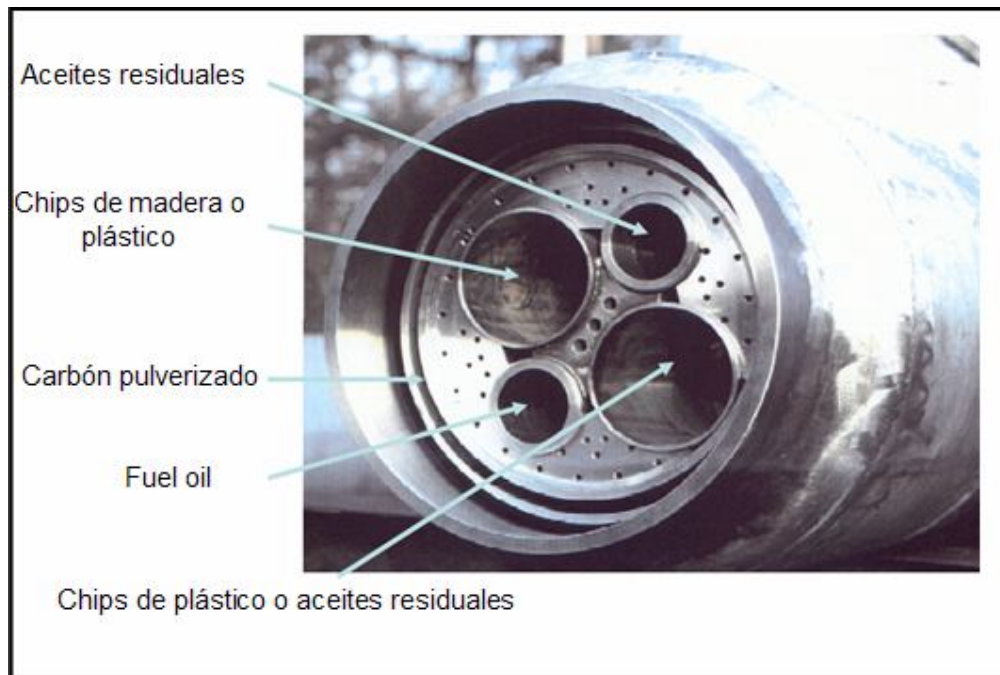


Figura 4: “Zona de salida de combustibles y aire de un quemador de horno rotatorio”

Fuente: “<http://www.iea.org>”

En la figura 5 puede verse el diseño de un quemador industrial típico.

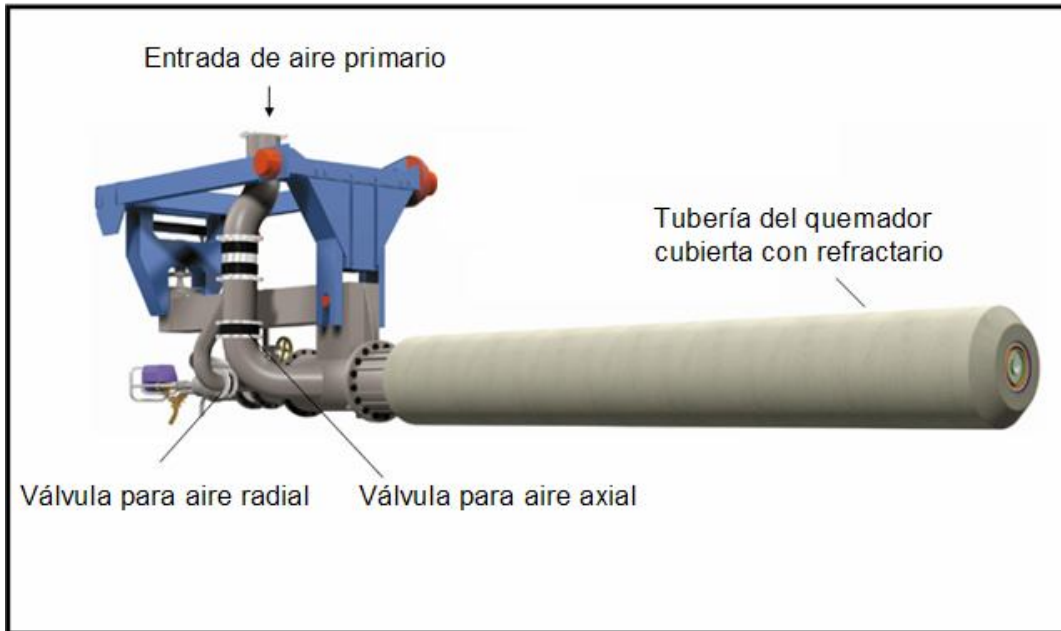


Figura 5: “Quemador tipo de un horno rotatorio”

Fuente: “www.flsmidthminerals.com”

Además el diseño de los quemadores debe considerar el aporte de oxígeno a la combustión, esto se logra mediante la inyección de aire (primario, axial y radial). El aire axial es el aire aportado desde el quemador que sale en la misma dirección del gas. El aire radial es aportado también desde el quemador y que tiene un carácter arremolinado debido a la presencia de aletas deflectoras. El aire primario es el aire que se encuentra presente naturalmente en el lugar de la combustión, en este caso, dentro del horno. Otra fuente de oxígeno es el aire secundario, este es aire precalentado que viene desde el sistema enfriador de clinker.

Es importante que la llama se pueda manejar, es decir, se pueda cambiar su largo y su ancho, esto se puede gracias al aire axial y al aire radial respectivamente.

2.5 Torre precalcinadora

Un precalentador de crudo consiste en una torre vertical que contiene una serie de recipientes tipo ciclón. Se introduce el crudo en la parte superior de la torre. Los gases calientes de escape provenientes del horno atraviesan a contracorriente el crudo que va descendiendo para calentarlo antes que ingrese al horno. Se separa el crudo de los gases de combustión del horno en el ciclón, que luego cae a la siguiente etapa. Como el crudo

entra en el horno a mayor temperatura que en los hornos largos convencionales de proceso seco, el horno con precalentador es más corto.

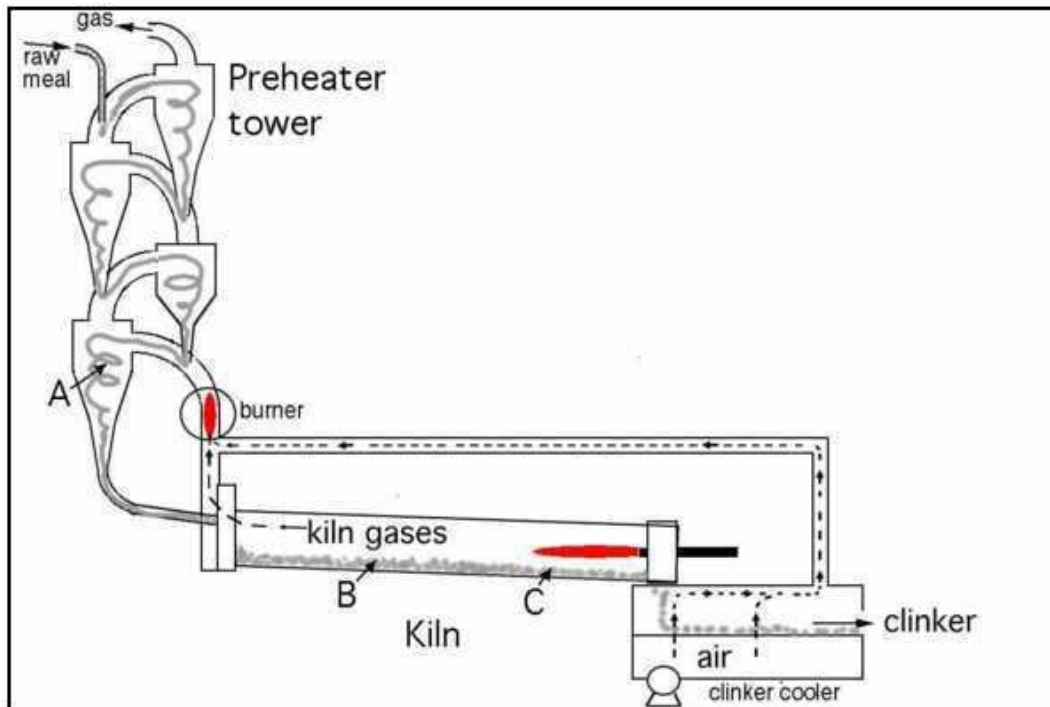


Figura 6: “Torre precalcinadora de 4 etapas”

Fuente:”<http://www.understanding-cement.com>”

2.6 El proceso productivo del cemento ^{[9],[11],[12]}

La fabricación del cemento Pórtland (cuyo proceso es el más común y representativo de la industria) puede ser descrita en forma simple como la transformación, por medio de un proceso térmico a muy alta temperatura, de materiales naturales con alto contenido de óxidos de calcio, silicio, y en menor proporción hierro y aluminio, en silicato de calcio hidráulicamente activo, que en contacto con agua adquieren las características de material aglomerante.

La producción de cemento es un proceso químico en el que las materias primas (principalmente minerales naturales) son íntimamente mezcladas con los gases de combustión. Este contacto no origina, sin embargo, cantidades apreciables de contaminantes en los gases emitidos, ya que la mayor parte de las sustancias

potencialmente contaminantes son absorbidas por el producto e integradas en él, de una manera químicamente estable.

Las condiciones de combustión del proceso cementero aseguran, que cualquiera de los compuestos orgánicos presentes en el combustible, incluso los más estables químicamente, sean totalmente destruidos. La producción de cemento no genera residuos; no hay cenizas ni escorias que requieran ser depositadas o vertidas, y todos los materiales entrantes se integran en el producto.

En el sistema de horno de cemento, los materiales circulan en contracorriente con el flujo caliente de los gases de combustión. La materia prima, mayoritariamente cal básica, absorbe muchos componentes de los gases de combustión, provenientes de los combustibles o de la transformación de la propia materia prima, y se incorporan al clinker.

A nivel mundial, coexisten cuatro procesos de producción de cemento: de vía seca, semiseca, semihúmeda y húmeda. La elección de una u otra vía está condicionada esencialmente por el contenido de agua de las materias primas disponibles y leyes de su componente principal: la caliza.

En el proceso en vía seca la materia prima es introducida en el horno en forma seca y pulverulenta. El sistema del horno comprende una torre de ciclones para intercambio de calor en la que se precalienta el material en contacto con los gases provenientes del horno. El proceso de descarbonatación de la caliza (calcinación) puede estar casi completado antes de la entrada del material en el horno si se instala una cámara de combustión a la que se añade parte del combustible (precalcinador).

El proceso de vía húmeda es utilizado normalmente para materias primas de alto contenido en humedad. El material de alimentación se prepara mediante molienda conjunta de las materias primas con agua, resultando una pasta con contenido de agua de un 30% a 40 % que es alimentada en el extremo más elevado del horno de clinker.

En los procesos en vía semi-seca y semi-húmeda el material de alimentación se consigue añadiendo o eliminando agua respectivamente, al material obtenido en la molienda de crudo. Se obtienen "pellets" o gránulos con un 15-20 % de humedad que son depositados en parrillas móviles a través de las cuales se hacen circular gases

calientes provenientes del horno. Cuando el material alcanza la entrada del horno, el agua se ha evaporado y la cocción ha comenzado.

En todos los casos, el material procesado en el horno rotatorio alcanza una temperatura entorno a los 1450 [°C]. Es enfriado bruscamente al abandonar el horno en enfriadores planetarios o de parrillas obteniéndose de esta forma el clínker.

El presente trabajo esta orientado a la producción de cemento en vía seca. En este proceso productivo se tienen los siguientes subprocesos:

- Extracción y almacenamiento de las materias primas.
- Preparación de las materias primas.
- Preparación de los combustibles.
- Combustión del clínker.
- Enfriado de clínker.
- Almacenamiento de clínker y molienda de cemento.

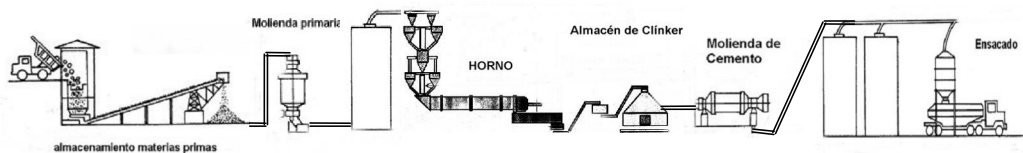


Figura 7: “Esquema de fabricación del cemento en vía seca”

Fuente: “Gómez, J., Estudio económico ambiental de la reducción de emisiones en una planta cementera por la combustión de biomasa (2007)”

A continuación se detalla y explica cada uno de estos subprocesos.

2.6.1 Extracción y almacenamiento de las materias primas

Las materias primas esenciales son caliza, arcilla, yeso, puzolana y las materias primas secundarias, denominados “correctores” (que son compatibles con la calidad del cemento y no generan posteriormente ningún residuo en el horno de clínker) son extraídas de canteras y proporcionan los elementos esenciales en el proceso de fabricación de cemento: calcio, silicio, aluminio y hierro.

Se almacenan en galpones, existiendo dos líneas de almacenamiento: el parque crudo, que corresponde a calizas de baja media y alta ley, y los correctores, que corresponden a arena (SiO_2) y hierro (Fe_2O_3). Habitualmente se deben utilizar materias primas secundarias, como lo son la bauxita, el mineral de hierro o subproductos y residuos de otros procesos (cenizas de central térmica, escorias de siderurgia, lodos de papelera, arenas de fundición, etc) como aportadoras de dichos elementos. La incorporación de estas, al contener los principales constituyentes del clinker (SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 y/o CaO) permiten ahorrar la cantidad correspondiente de materias primas y reducir el consumo de energía.

2.6.2 Preparación de las materias primas

La preparación de las materias primas es de gran importancia para la fase posterior de combustión, tanto en la correcta dosificación química, como en el tamaño y granulometría del material de alimentación al horno.

Las materias primas (calizas, margas y arcillas) proporcionan los óxidos principales, de Calcio (CaO), de Silicio (SiO_2), de aluminio (Al_2O_3), y de Hierro (Fe_2O_3), que compondrán las fases principales del clinker. Las cenizas de los combustibles aportan los mismos componentes que las materias primas, y deben considerarse en el balance que conduce a una exacta composición del clinker.

Similarmente a los elementos principales, el resto de elementos traza (o impurezas), inorgánicos de los materiales o de los combustibles que se incorporan al clinker, quedan absorbidos en su estructura mineral. Este es especialmente el caso de los metales pesados no volátiles, que están naturalmente presentes en las materias primas y en los combustibles en muy pequeñas concentraciones. Su comportamiento en las emisiones depende de su volatilidad, salvo el mercurio (que sólo es retenido en muy pequeño porcentaje), todos son retenidos casi al 100% en el clinker o en el polvo del precipitador electrostático o electrofiltro.

El horno rotatorio debe recibir una alimentación químicamente homogénea. Esto se consigue mediante el control de la correcta dosificación de los materiales que forman la alimentación al molino de crudo. Después del molino, el crudo sufre un proceso de

homogeneización, que asegura una mezcla homogénea con la composición química requerida.

La producción de cemento es un proceso de grandes volúmenes, típicamente se requieren 1,6 toneladas de materias primas por tonelada de clinker a producir

2.6.3 Preparación de los combustibles

Los diferentes tipos de combustibles convencionales o fósiles usados en la industria cementera, en orden decreciente de importancia, son: coque de petróleo, carbón, fuel-oil (derivado del petróleo) y gas natural.

La combustión en los hornos de cemento se realiza con exceso de oxígeno que debe limitarse para no penalizar en exceso la eficiencia energética y se encuentra condicionada, además, a la uniformidad del combustible, y a su adecuado manejo (trituration o pulverización) para facilitar una fácil y completa combustión.

El acondicionamiento y preparación de los combustibles obedecen a sus características físicas, químicas, toxicológicas o de peligrosidad, seguridad. Los combustibles líquidos no requieren normalmente acondicionamiento, mientras que los combustibles sólidos son sometidos a una preparación previa a su utilización (trituration, molienda y secado).

2.6.4 Combustión del clinker

En esta fase del proceso (la más importante en términos de calidad del producto, potencial de emisiones, y costo) las materias primas se alimentan al sistema horno-intercambiador en donde son secadas, precalentadas, calcinadas y sinterizadas para producir clinker de cemento, el que a su vez, es inmediatamente enfriado con aire a la salida del horno, y almacenado. En este proceso, denominado “clinkerización”, la carga de materias primas en el horno debe alcanzar temperaturas de 1400 a 1500 [°C]. El proceso debe realizarse bajo condiciones oxidantes, por ello se requiere un exceso de aire en la zona de sinterización; estas condiciones son esenciales para la formación de las fases del clinker y la calidad final del cemento.

La inclinación del horno, junto a la velocidad de rotación posibilita un lento transporte del material. Los combustibles pueden ser introducidos por uno o varios de los siguientes puntos:

- En el quemador principal, ubicado en la zona de salida del horno.
- En el quemador secundario o precalcinador.
- A través de la alimentación del horno (sólo en casos excepcionales para combustibles no volátiles)
- Por medio del sistema "mid-kiln" para hornos largos, que es un dispositivo de alimentación colocado aproximadamente a la mitad de su longitud.

Las altas temperaturas son causa de una alta producción de óxidos de nitrógeno (NO_x) tanto por oxidación del nitrógeno molecular del aire de combustión, como del de los combustibles. La combustión (obligada) en exceso de oxígeno, favorece aún más la formación de NO_x , por lo que debe reducirse dicho exceso al mínimo conveniente. El uso de sistemas expertos para el control del horno, la inyección de agua para reducir la temperatura de la llama y el diseño de quemadores especiales (llamados de bajo NO_x) son hoy los medios usuales para contribuir a la reducción de estas emisiones.

El material crudo finamente molido y homogeneizado se introduce por la parte superior de la torre precalcinadora descendiendo hacia los ciclones inferiores en contracorriente con los gases calientes de la combustión. Este contacto en suspensión del crudo con los gases provoca un eficiente intercambio de calor, posibilitando que el crudo ingrese al horno rotatorio parcialmente calcinado (a unos 1000 [°C]) mientras que los gases salen de la torre precalcinadora a una temperatura de unos 400 [°C] aportando parte de este calor residual al secado de las materias primas en su paso por el molino de crudo, desde donde van finalmente al precipitador electrostático para su depuración.

Tanto el polvo recogido en el precipitador electrostático, que utiliza un campo eléctrico para atrapar las partículas; como el recogido en los filtros de mangas, que utilizan bolsas de fibra de vidrio similares a las de las aspiradoras, es reintroducido en el proceso, ya sea con las materias primas, vía quemador con el combustible, o añadido al molino de cemento.

El control del nivel del CO en los gases de combustión es importante cuando se usa un electrofiltro como sistema de desempolvado. Es fundamental asegurar que dicho nivel esté por debajo del de explosión (típicamente, 12% en volumen). Los electrofiltros están dotados de un sistema de corte de tensión automático que actúa para prevenir esa situación. Altas concentraciones en el contenido de álcalis (óxidos de Sodio y Potasio) y de cloruros no sólo afectan la calidad del clínker, sino que también pueden provocar alteraciones en el proceso, como atascos en los ciclones del intercambiador. Su contenido en las materias primas, como en el combustible, es por tanto cuidadosamente controlado y balanceado.

En el proceso vía seca de horno-torre precalcinatora, altas concentraciones de álcalis y cloruros pueden originar atascos en el intercambiador, especialmente en los ciclones inferiores. Una forma de combatirlo es extraer por medio de un sistema de by-pass, parte de los gases en esa zona, que arrastran partículas cargadas de halogenuros alcalinos, para luego ser enfriado y condensar así los álcalis, antes de que las partículas sean recogidas en el electrofiltro o en el filtro de mangas. Este polvo es usualmente reciclado al proceso.

2.6.5 Enfriadores de clínker

El enfriador de clínker es una parte integral del sistema del horno y su influencia es decisiva en el desarrollo y economía del rendimiento energético de la planta. Las tres tareas que el enfriador cumple son: recuperar el calor del clínker caliente, que sale del horno alrededor de los 1450 [°C], para devolverlo al proceso (como aire secundario) alrededor de los 1300 [°C]; reducir la temperatura del clínker a un nivel apto para su manipulación posterior (alrededor de los 80 [°C]) y fijar las características mineralógicas del clínker a la salida del horno.

Se utilizan principalmente dos tipos de enfriadores: los rotativos y los de parrilla.

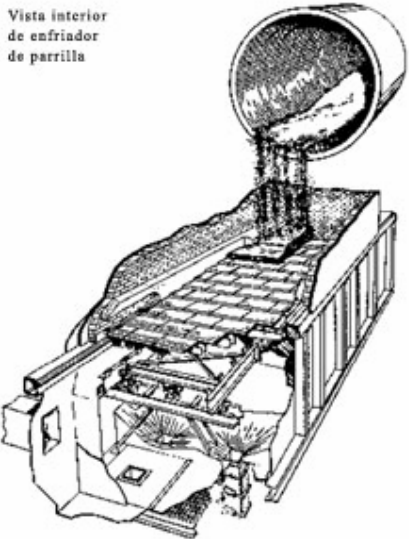


Figura 8: “Vista interior de enfriador de parrilla”
 Fuente: “<http://www.oficemen.com>”

2.6.6 Almacenamiento de clínker y molienda de cemento

Dependiendo de las necesidades de producción el clínker puede pasar a la molienda o bien almacenarse en silo.

El clínker salido del horno es almacenado en un depósito cubierto y de allí se lleva a una Prensa (o molino) de rodillos para una premolienda (reducción de tamaño).

El proceso de fabricación de cemento termina con la molienda conjunta de clínker, yeso (como regulador del fraguado) y otros materiales denominados "adiciones minerales", tales como: puzolanas naturales o artificiales, escorias, cenizas volantes, fillers, etc, para producir los diversos tipos de cemento Pórtland.

El cemento Portland molido es almacenado en silos desde donde el cemento es envasado en bolsas o a granel y expedido en trenes o camiones cisternas para sus diversos usos.

2.7 Planta piloto de Cerrillos^[13]

La planta piloto de Cerrillos es una planta de producción de cemento en escala piloto, que pertenece a IDIEM, orientada a las grandes empresas del país para que en ella

puedan experimentar sobre distintas variables que a escala industrial no se pueden realizar debido al alto costo de detener la operación de un horno con fines experimentales.

A principios de 1961 IDIEM daba a conocer una manera esquemática del equipo para la fabricación experimental de cemento con que cuenta la planta piloto de Cerrillos.

La planta cuenta actualmente con los elementos básicos necesarios para la obtención de cemento Pórtland y cementos derivados de él en vía seca.

A principios de 1962 se obtuvo en la planta piloto un cesto Pórtland de prueba, funcionando continuamente hasta la década de los 70 en donde se detiene la operación de esta quedando en desuso.

A partir del año 2000 surge la idea de volver a instalar la planta piloto. Este proyecto es llevado a cabo por la Unidad Química del Laboratorio de Aglomerantes.

2.7.1 Esquema de las instalaciones

Las máquinas de la planta, dentro de su pequeño tamaño, son en general análogas a las industriales y el proceso de fabricación del cemento es igual.

Las materias primas se pasan inicialmente por una trituradora de mandíbula hasta obtener el tamaño adecuado para el molino de bolas. Antes de entrar en éste se mezclan cuidadosamente entre sí en las proporciones establecidas. En el molino de bolas se obtiene la harina cruda ya homogenizada, que si es necesario puede ser corregida y vuelta a pasar por el molino. La harina cruda preparada (o crudo) se premoldea en un plato granulador (en caso de ser necesario) y se pasa al horno de calcinación rotatorio donde se clinkeriza. Una vez que el clinker está frío se tritura y se mezcla en la proporción requerida con yeso también triturado y, eventualmente, con los agregados correspondientes. Por último, se muele nuevamente el conjunto en el molino de bolas hasta la finura deseada obteniéndose el cemento.

En la planta piloto el movimiento de material entre operaciones se realiza a mano, lo mismo que las dosificaciones, que se hacen por pesada.

2.7.2 Trituración

Toda la trituración necesaria se hace en una trituradora de mandíbulas DENVER, fabricada en Chile bajo licencia.

De los materiales empleados en la preparación del crudo la trituradora se utiliza para reducir el tamaño de calizas calcáreas, arcillas, correctores de dosificación y puzolana.

Los trozos de roca deben ser reducidos a un tamaño inferior al tamiz ASTM N°4 que corresponde a una abertura de 4,76 [mm]. Este es el tamaño mínimo que se obtiene en las condiciones usuales de trabajo en la trituradora, y es apropiado para la alimentación del molino de bolas.

Las partículas con un tamaño superior a 70 [mm] ingresan a un chancador primario para reducir en una primera etapa su tamaño hasta 40 [mm].



Figura 9: “Chancador primario DENVER”

Estas partículas ingresan ahora a un chancador secundario que las reducirá al tamaño adecuado para que ingresen al chancador secundario que reducirá el tamaño de partículas desde 4 [cm] hasta un rango de 1 [cm] a 0.5 [cm].

2.7.3 Molienda

El molino de bolas HARDINGE, con recipiente moledor en forma de pera, trabaja en circuito cerrado con un clasificador de aspas regulable, y con un ciclón separador de aire y polvo; el pequeño exceso de aire con que trabaja la máquina pasa a la atmósfera a través de un filtro de mangas.

La alimentación se hace con una cinta basculante que mantiene la carga apropiada, la que finalmente se regula con un sensor electrónico sensible al distinto ruido que produce el molino debido al distinto grado de llenado.

Esta unidad se emplea tanto para preparar el crudo como para moler el cemento ya que la finura es fácilmente regulable dentro de los intervalos usuales para ambos productos.

El tamaño mínimo que se obtiene en las condiciones usuales de trabajo es de 100 [μm] y el máximo es de 1.5 [cm].



Figura 10: “Molino de bolas HARDINGE”

2.7.4 Preparación del Crudo

La cantidad mínima de material que se debe preparar en cada molienda está limitada por la posibilidad de llegar a establecer un régimen de producción uniforme y homogénea.

En el planta piloto existen todos los elementos adecuados para poder preparar un buen crudo.

Dependerá del usuario de las instalaciones definir el tipo de crudo a confeccionar dependiendo de que tipo de producto final se quiera obtener.

2.7.5 Granulación

El plato granulador, construido totalmente en los talleres del IDIEM, tiene el disco de granulación de acero inoxidable, de 500 [mm] de diámetro, con un reborde de altura fija de 70 [mm]; puede girar a una velocidad que es variable entre las 10 [r.p.m.] y las 38 [r.p.m.] y trabajar en cualquier ángulo de inclinación.

La alimentación del plato se hace a mano y el agua necesaria para la formación de gránulos se deja gotear desde un recipiente apropiado.

2.7.6 Clinquerización

El horno rotatorio de la planta piloto es un horno de prueba tipo LABOR de la casa POLYSIUS, Alemania. El tubo giratorio, de acero especial revestido interiormente del refractario adecuado, tiene 5000 [mm] de longitud y 290 [mm] de diámetro útil. Trabaja apoyado en dos juegos de rodillos, que permiten variar la ligeramente la inclinación. El mecanismo de marcha es regulable a cualquier velocidad comprendida entre 2.5 [r.p.m] y 15 [r.p.m.]. Los cabezales de carga y descarga en los extremos del tubo hacen que la longitud total del horno sea de unos 7000 [mm].

En la figura 11 se puede ver el horno rotatorio de la planta piloto.



Figura 11: “Horno rotatorio de la planta piloto de Cerrillos”

La calefacción del horno se hará con gas licuado, es objetivo principal de este trabajo el diseño y construcción del quemador de este horno además del estudio de diseño de la torre precalcinadora.

3 Diseño quemador de gas

El diseño del quemador de gas para la planta piloto se realizó en base a lo estudiado de la literatura y, principalmente, lo observado en las visitas a terreno. En general, se puede decir que los quemadores industriales cuentan con salidas para diferentes combustibles (carbón pulverizado, gas, aceites residuales, entre otros), estos salen por la zona central del quemador. Periférico a esta zona se encuentran las salidas de aire. Se tiene una salida de aire radial (que tiene un swirl, flujo de aire arremolinado, dado por la presencia de aletas deflectoras) y un flujo de aire axial.

El quemador diseñado en este trabajo utiliza solamente gas licuado como combustible. Este saldrá por el centro del quemador y periféricamente se tendrá una salida para el aire radial y para el aire axial.

El quemador será construido en su totalidad con tuberías de acero especial 304, sus propiedades se detallan en el anexo A. Adicionalmente se consideró en su diseño utilizar un concreto refractario para aislar térmicamente las tuberías del quemador. La capa de refractario es de 10 [mm] de espesor.

Se debe considerar como restricción de diseño que el diámetro máximo que puede tener el quemador es de 90 [mm] ya que la entrada que tiene diseñada el horno para este es de esta medida.

3.1 Estimación de capacidad calorífica del quemador

La capacidad calorífica del horno está dada por cuanta energía calórica debe entregar el quemador de gas al horno por unidad de clinker producida. Dependiendo del tipo de horno esta puede ir entre 800-1500 [Kcal/Kg clinker]^[8]. De acuerdo a esto, y utilizando el valor del poder calorífico del GLP se puede calcular el flujo de gas requerido para satisfacer la demanda energética del horno rotatorio (considerando una producción de 20 [Kg clinker/hr]^[14]. Los resultados se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 6: “Demanda calórica del horno para producir 20 [Kg clinker/hr], flujo de gas teórico requerido y potencia teórica requerida del quemador”

Demanda horno [kcal/kg clinker]	Flujo de gas [L/min]	Potencia [Kcal/min]
800	10.62	267
900	11.95	300
1000	13.28	333
1100	14.61	367
1200	15.94	400
1300	17.26	433
1400	18.59	467
1500	19.92	500

3.2 Salida de gas y boquilla del quemador

La boquilla del quemador se diseñó escalando la salida de gas de un quemador industrial considerando su diámetro con respecto al diámetro del horno en el cual este quemador operaba.

El diámetro de dicho horno es de 5000 [mm] y el diámetro de salida de gas 15 [cm]. Considerando el diámetro del horno de la planta piloto, el diámetro de salida de gas del quemador debería ser de 8.7 [mm]. Es arriesgado usar este valor ya que nada asegura que este escalamiento sea correcto. Por esto, se decidió realizar una pieza especial que permitiera ir agrandando el orificio de salida desde 1.5 [mm] hasta 30 [mm] en caso de ser necesario. Esta consideración se realizó debido a que no se tenía certeza de cómo se comportaría el quemador escalado.

La pieza especial consiste en una boquilla con forma cónica. La punta del cono sería la salida del gas (ver figura 12). A continuación de la punta del cono viene una zona cilíndrica que permite rectificar las líneas de flujo de gas^[7] luego de una contracción.

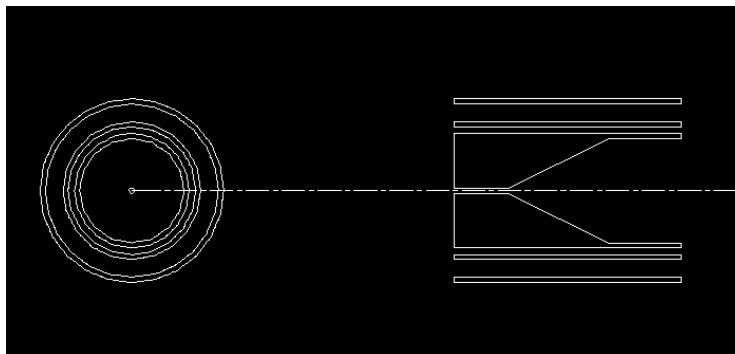


Figura 12: “Diseño de la pieza especial de salida de gas”

El ángulo del cono fue definido en 25°, el criterio utilizado para definir este ángulo fue el diseño de venturímetros^[15].

3.3 Salida de Aire radial

La salida del aire radial tiene la característica que posee aletas deflectoras que permitirán que el aire siga un flujo arremolinado en torno al gas que sale de la boquilla. El ángulo de las aletas puede ir entre 15° y 45° de acuerdo a lo reportado desde la industria^[16]. Se definió en 30°, que corresponde a un ángulo intermedio. La profundidad de las aletas deflectoras es de 46 [mm].

El diámetro del tubo es de 35.5 [mm] que corresponde al diámetro de tubo disponible en el mercado que sigue a la medida del diámetro del tubo del gas. El área de salida del aire radial es de 162 [mm²].

3.4 Salida de aire axial

La salida de aire axial radial es la más externa del quemador (ver figura 14). Se decidió usar un tubo de diámetro externo de 48 [mm], que es el que sigue la medida del diámetro del tubo de aire radial disponible en el mercado. El área de salida es de 663.5 [mm²].

3.5 Entradas de aire y gas

Las entradas de aire y gas fueron diseñadas de manera que la construcción del quemador fuese sencilla y además manteniendo la independencia de cada una de ellas. La entrada de aire radial y axial son en un ángulo de 30° para que el flujo proveniente de la fuente de aire entra de manera mas suave, evitando así un choque con la tubería si es que las entradas fuesen en 90°. Las entradas son del tipo terminal manguera de 6 [mm], en la figura 13 se puede ver como quedaron una vez que fueron construidas.

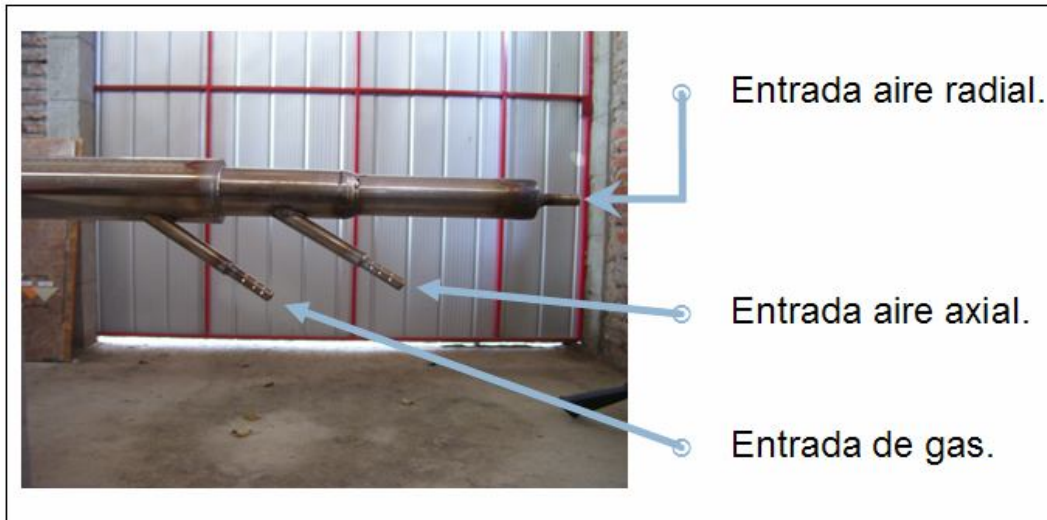


Figura 13: “Entrada de aire radia, axial y de gas del quemador”

3.6 Configuración final

El quemador fue construido en el taller mecánico de ingeniería civil hidráulica de acuerdo a las medidas y consideraciones presentadas anteriormente.

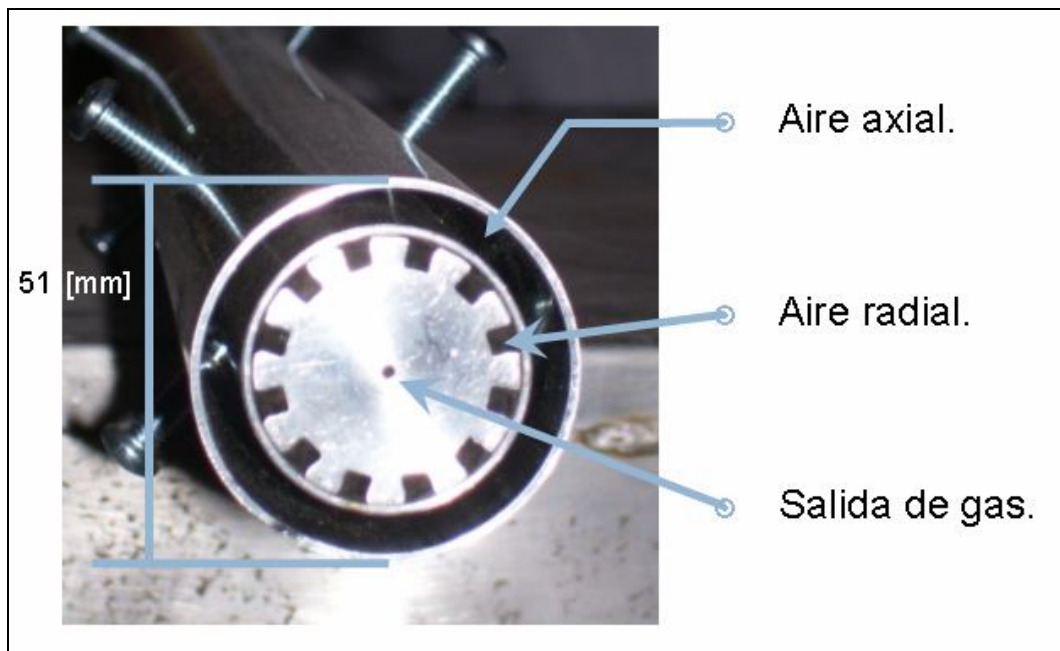


Figura 14: “Quemador de gas. Construcción final”

En la siguiente tabla se presenta un resumen con todas las medidas de las tuberías utilizadas:

Tabla 7: “Dimensiones de las tuberías del quemador, área de salida de aire y gas”

	Diámetro Interno [mm]	Diámetro externo [mm]	Área salida [mm ²]	Largo de tubería [mm]
Aire Axial	48	51	663.5	1300
Aire Radial	35.5	38.2	175.3	1400
Gas	29	31.8	4.91	1550
Refractario	51	61	879.7	500*

En la siguiente imagen se presenta el quemador construido montado y funcionando en el horno.



Figura 15: “Quemador de gas en operación”

4 Estudio de diseño torre precalcinadora

4.1 Principios de operación

Existen numerosos tipos de precalentadores, que difieren el uno del otro en pequeños detalles constructivos, pero que trabajan con los mismos principios de operación. Para mostrarlos se utilizará el precalentador de suspensión de 4 etapas, como se muestra en la figura 16, aunque los principios son válidos para 1 o 2 etapas, hasta 5 o 6 etapas.

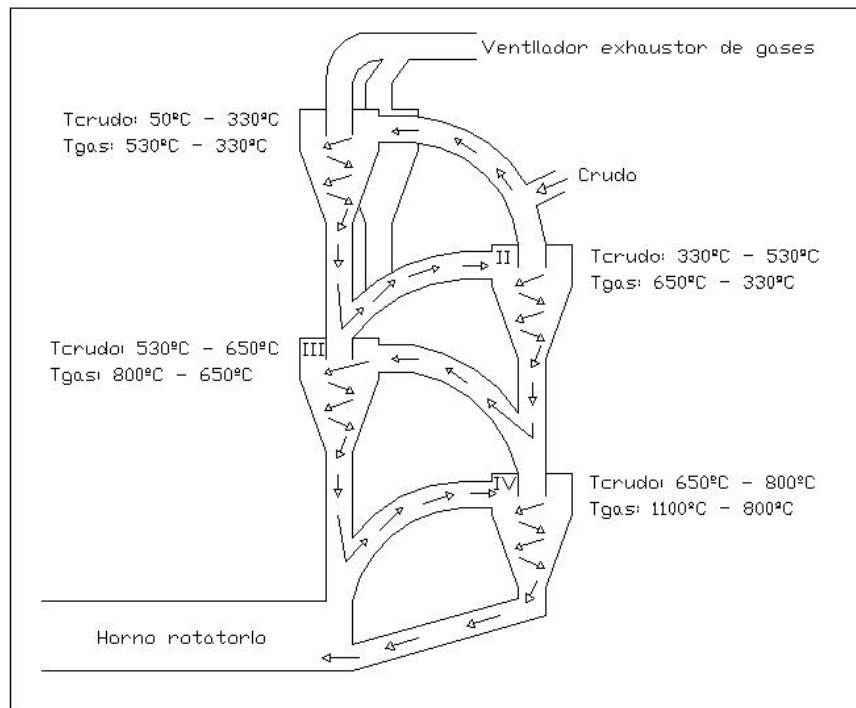


Figura 16: “Flujo de crudo dentro del intercambiador Humboldt”

La principal función del precalentador es aumentar la temperatura del crudo antes de la entrada en el horno para facilitar el trabajo del mismo. Además se tiene la ventaja que la transferencia de calor en el precalentador es mucho más eficiente que la transferencia en el horno, con lo cual se aumenta la eficiencia del sistema. De hecho la invención del precalentador, por suspensión del crudo en la corriente gaseosa aplicando ciclones para la separación del crudo y los gases dispuestos en 4 etapas o tramos, supuso el desarrollo decisivo de la economía térmica del proceso por vía seca. La mayor eficiencia del

sistema se basa en el hecho de que se trabaja con el crudo en suspensión, con lo que se presentan las tres características de los lechos fluidizados siguientes:

1. El gran grado de desarrollo superficial del sólido (en este caso, el crudo), menor tamaño de partícula y mayor área de contacto y, por tanto el área de interacción crudo-gases.
2. El alto grado de turbulencia con que se produce la interacción.
3. Posibilidad de efectuar el contacto de forma continuada.

4.1.1 Influencia del desarrollo superficial

Los procesos que han de producirse entre un sólido y un fluido, siempre podrán resumirse en una transferencia de calor o de materia o de ambas. Dicha transferencia deberá producirse a través de la interfase. La ecuación que nos da velocidad de transferencia de una magnitud M, se puede tomar de la ley de Fourier:

$$\frac{dM}{dt} = KA \frac{d\Delta}{dL}$$

Ecuación 9

Que dice que la velocidad de transferencia, en este caso de calor, es proporcional al área de la superficie a través de la cual se efectúa la transferencia y al gradiente de la magnitud Δ que lo induce $d\Delta/dL$. En este caso, Δ es la temperatura T, L es una distancia o separación.

Se deduce que, a igualdad de las restantes condiciones, el desarrollo superficial del sólido y, por tanto, el área de interacción del sistema sólido-fluido, se eleva considerablemente cuando se está en condiciones de fluidización ya que se individualizan las partículas. Además para que se produzca la fluidización sin tener que recurrir a flujos de fluido muy grandes el estado de subdivisión del sólido debe ser bastante elevado con el consiguiente aumento de la superficie específica del crudo.

4.1.2 Influencia de la turbulencia del contacto

En las interfases sólido-fluido existe siempre una capa de fluido adherida al sólido, conocida como capa límite. Si existe desplazamiento relativo entre el sólido y el fluido, la citada capa, a causa de la viscosidad, sigue con cierto retardo los movimientos del

fluido a que pertenece. Por eso, por grande que sea la turbulencia en la masa fluida la capa límite que rodea o envuelve al sólido se desplaza en condiciones laminares, y como en tal estado no existen en las moléculas de la capa componentes trasversales de la velocidad, todas las moléculas se mueven paralelamente a la superficie sólida, de manera que el calor o la materia que haya de atravesarla habrá de hacerlo por un mecanismo difusivo lento y no convectivo rápido.

La mayor o menor turbulencia reinante en la masa fluidizada determinará que el espesor de la capa límite sea menor o mayor, respectivamente. Por eso, con respecto al lecho sólido estático, donde el régimen de circulación del fluido a su través es siempre laminar (salvo que la permeabilidad sea muy grande, pero en tal caso será debido a un tamaño grande de las partículas, con el consiguiente pequeño valor de la superficie específica), el lecho fluidizado supone un pequeño espesor, δ , de la capa límite ($L=R+\delta$ en la fórmula de Fourier será menor) con el consiguiente aumento de la velocidad de transferencia, por ejemplo de calor.

Las dos formas posibles de intercambio de calor entre los gases y el polvo de crudo son: flujo en contracorriente y flujo en paralelo.

El flujo en paralelo puede describirse considerando un tubo por el cual en uno de sus dos extremos se alimenta una corriente de material crudo frío y una de gases calientes y la descarga se realiza por el otro extremo, moviéndose ambas corrientes en la misma dirección. Los gases a su temperatura más alta entran en contacto con el material al que hay que ceder calor cuando está a menos temperatura. Como consecuencia del elevado gradiente de temperatura inicial, entre gases y material, la mayor parte del calor se cede en el primer tramo (intercambiador).

Si la longitud del tubo es suficiente y la velocidad del gas y material no es demasiado alta, el material y los gases saldrán del tubo a la misma temperatura o muy cercana la una de la otra.

En este tipo de flujo puede elevarse la temperatura de los gases de entrada con el fin de conseguir una acción de intercambio de calor más intensa.

En el flujo en contracorriente el polvo de crudo y los gases se mueven en direcciones opuestas dentro del tubo. En este caso las condiciones de intercambio de calor serán

diferentes, ya que la diferencia de temperatura entre los gases calientes y el crudo es más pequeña al principio que en el caso de flujo en paralelo, pero dicha diferencia es más uniforme a lo largo del tubo. Cuando el crudo está más caliente se encuentra con los gases a su temperatura más alta.

El crudo se calentará más, gradualmente y, en condiciones favorables se alcanzará un valor muy cercano al de los gases que entran. Análogamente, los gases pueden salir a una temperatura apenas superior a la del crudo que se alimenta.

De lo expuesto se deduce la superioridad del intercambio de calor en contracorriente, ya que el crudo más caliente encuentra con los gases más calientes. En los de flujo paralelo lo que se puede hacer es elevar la temperatura de los gases de entrada. Sin embargo, desde el punto de vista práctico en los precalentadores, casi nunca es posible trabajar en contracorriente, por la dificultad de mantener el contraflujo del material pulverizado en una corriente de gas, que en la práctica es elevada. Sería necesario hacer una sección de paso de gran diámetro.

El factor decisivo en los precalentadores calentados directamente es el intercambio térmico por convección, es decir, la transmisión de calor a las partículas del material por medio de los gases calientes que están en contacto directo con ellas.

4.2 Intercambiador de ciclones Humboldt

El intercambiador de ciclones consiste en cuatro ciclones dispuestos uno encima de otro. Para lograr una mejor separación, el último tramo, el situado más alto está dispuesto como ciclón doble. Los ciclones están conectados entre sí por tuberías ascendentes de sección cuadrada, pero la tubería superior es de sección circular. Cada ciclón y su tubería forman un tramo del intercambiador, tramos van numerados del I al IV de arriba a abajo. Las tuberías de salida del polvo de los ciclones, desembocan en las tuberías de gases ascendentes del tramo situado debajo. La tubería de salida del polvo del tramo IV desemboca en el horno.

El crudo se alimenta dentro del conducto ascendente que va al ciclón I (entre los tramos I y II), siendo arrastrado hacia él por la corriente gaseosa. Para lograr una separación mejor y evitar que marche polvo de crudo con los gases, el último tramo situado en la

parte superior, está dispuesto como ciclón doble. El crudo después de ser separado de la corriente gaseosa se descarga en el conducto ascendente que va al ciclón II (entre los tramos II y III), siendo arrastrado hacia él por la corriente gaseosa.

En el ciclón II el crudo se vuelve a separar de la corriente de gases y se descarga en el conducto ascendente que va al ciclón III (entre los tramos III y IV), siendo arrastrado hacia él por la corriente gaseosa. Se sigue de igual modo hasta que se llega a la separación del ciclón IV donde el material ya se introduce en el horno resbalando por las paredes, para que no sea arrastrado por la corriente de gases.

En torres de 50 [m] de altura el tiempo aproximado que tarda el crudo desde que es alimentado hasta que llega al horno es de 25 – 30 [s].

4.3 Tamaño de las partículas y su precipitación

En el intercambiador, el intercambio térmico se realiza en los tubos ascendentes y en los ciclones, individualmente considerados, en una corriente de la misma dirección para el polvo y los gases; como conjunto, el intercambiador trabaja a contracorriente de modo gradual. El intercambio térmico se verifica en estado de suspensión. La gran superficie que presenta el crudo en el intercambiador produce un intercambio muy activo.

Para conseguir una buena separación en los ciclones, interesa que el tamaño de las partículas sea lo más uniforme posible.

También influye sobre el tiempo necesario para depositarse en los ciclones el peso de las partículas para igual dimensión de éstas. Sin embargo, esto no da lugar a segregaciones apreciable en el crudo, pues en los tubos de transporte de polvo y en los ascendentes para los gases se produce una nueva mezcla.

4.4 Transmisión de calor en el intercambiador de ciclones

La transferencia de calor tiene lugar, fundamentalmente en los 4 conductos ascendentes, en una corriente de la misma dirección para el crudo y los gases de salida del horno, y la función básica de los ciclones es la de separar los dos medios (crudo y gases), después del intercambio de calor. Se estima que la transmisión de calor se realiza en un 80% en los tubos ascendentes, mientras que sólo el 20% tiene lugar en los ciclones.

4.5 Temperatura de los gases y del material

En el diagrama de la figura 16 se indican las temperaturas de los gases y del material de los tramos individualizados del intercambiador. La temperatura relativamente alta con que el material alcanza la entrada al horno, hace posible la reducción significativa de las dimensiones del horno rotatorio y la aplicación de la relación 14:1 a 16:1 entre longitud y diámetro del horno.

4.6 Intercambiadores de ciclones de dos y de cinco tramos

Hasta ahora se han mencionado las características de los intercambiadores de 4 tramos, sin embargo, se han instalado intercambiadores de dos tramos en conexión con hornos existentes con el fin de mejorar el caudal obtenible del sistema así como lograr mejor economía térmica. Debido a las longitudes de los hornos rotatorios implicados y del intercambiador con sólo dos tramos de ciclones las condiciones de temperatura difieren de las correspondientes a los intercambiadores de cuatro tramos.

4.7 Diseño de ciclones

El separador de ciclón es el equipo que se usa con mayor frecuencia, en el cual el gas cargado de polvo (o, en este caso, las materias primas pulverizadas) penetra tangencialmente en una cámara cilíndrica o cónica, en uno o más puntos, y sale de la misma a través de una abertura central (ver figura 17). En virtud de su inercia, las partículas de polvo tienden a desplazarse hacia la pared de separación de la orilla, desde la cual son conducidas a un receptor. El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye con la aceleración centrífuga. En las condiciones de operación comúnmente usadas, la fuerza o aceleración centrífuga de separación varía de cinco veces la gravedad, en los ciclones de baja resistencia y diámetro muy grande, hasta 2500 veces la gravedad en las unidades muy pequeñas de alta resistencia^[18].

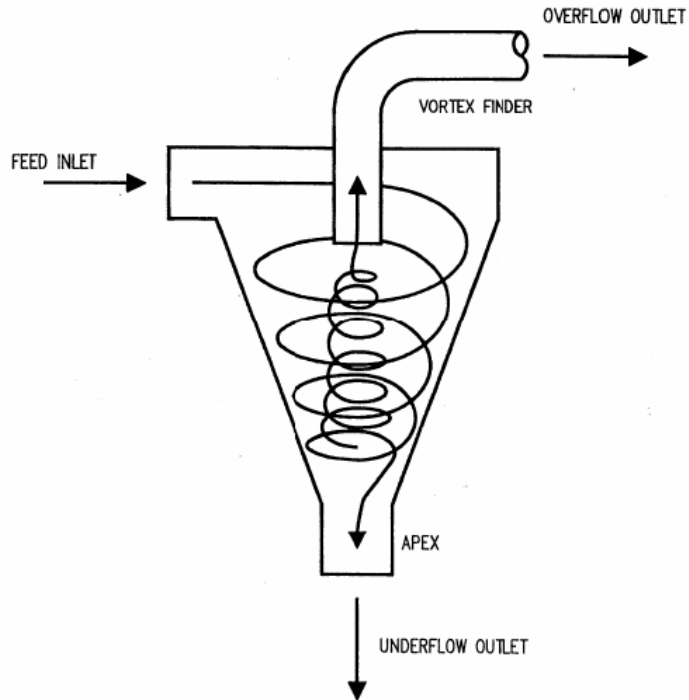


Figura 17: “Ciclón de separación”

El dimensionamiento de los ciclones se basa en la relación^[8]:

$$\frac{Q^2}{S^5} = Cte.$$

Ecuación 10

Siendo Q el caudal de los gases de escape [m³/s] y S el diámetro interior del ciclón (que es el diámetro mayor de la sección cónica del ciclón) o del conducto de gases.

Como constante se considera la pérdida de presión en el sistema, p=500 [mm] sobre el nivel del mar. En base a estas relaciones se puede ver que menores dimensiones de ciclones y, con ello, menor peso del equipo a suministrar, sólo pueden conseguirse, finalmente, si se admiten superiores velocidades de gases y pérdidas de presión, y superior consumo de energía por el ventilador.

En la URSS, se ha aplicado, en el cálculo de las dimensiones de los ciclones del intercambiador, la siguiente fórmula^[8]:

$$D = 0.536 \sqrt[4]{V_s^2 V_t \frac{\varepsilon}{\Delta p}}$$

Ecuación 11

Donde,

D = Diámetro del ciclón en [mm]

V_s = Volumen de gas que pasa por el ciclón, en [m³/s]

V_t = Peso específico del gas a la temperatura media en [Kg/m³]

ε = Coeficiente para la pérdida de presión = 110

Δp = Pérdida de presión en el ciclón en [mmH₂O]

Y,

$$V_t = V_o = \frac{273}{273 + T} + K$$

Ecuación 12

Siendo,

K = Concentración de polvo en los gases en [Kg/m³]

T = Temperatura media en [°C]

Para estos intercambiadores la velocidad de los gases en los tubos ascendentes es de 15 a 20 [m/s] y la pérdida de presión en el intercambiador alcanza 520 [mmH₂O]. La temperatura de los gases a la salida del intercambiador varía entre 200 y 250 [°C]. A pesar de esta temperatura final tan reducida, el consumo específico de calor oscila entre 950 y 1000 [Kcal/Kg clinker], con un consumo de energía del sistema es de 25 [KWh/t de clinker] y un contenido de polvo en los gases finales del 3%, referido al peso de clinker.

Los diámetros de los ciclones II, III, IV son iguales. Los conductos ascendentes y los ciclones están revestidos interiormente con chamota y masas refractarias.

Se mantienen de corta longitud las alturas de las partes cilíndricas de los ciclones II, III, IV, puesto que en estos tramos no se concede importancia a lograr un alto grado de

separación. Con ello se rebaja la pérdida de presión y simultáneamente se disminuye la altura de la estructura soporte. Solamente están dimensionados los ciclones del tramo I, para conseguir un elevado grado de separación, tramo que siempre consiste en dos ciclones, independientemente de la magnitud del intercambiador.

4.8 Intercambiadores con precalcinador

Lo esencial en el intercambiador con precalcinador consiste en que la calcinación del crudo tiene lugar aparte en la llamada cámara de calcinación instantánea, que se realiza con la mínima diferencia de temperatura entre los gases y el material en curso de proceso, mientras que la sinterización se verifica en un horno relativamente corto y con la correspondiente corta permanencia en él.

Según el proceso convencional, en el intercambiador de calor se descarbonata el crudo, de modo poco significativo (del 10% a 15%) y aproximadamente la mitad de la longitud del horno rotatorio, conectado a continuación del intercambiador, se aplica a la calcinación; la otra mitad se destina a la sinterización.

El diseño de los intercambiadores con precalcinador parte de la idea que el horno rotatorio sólo si intercambiador económico de calor en la zona de sinterización, donde la transmisión de calor se realiza por radiación; no es racional la transmisión de calor en las zonas frías del horno rotatorio, es decir, en la zona de descarbonatación. La transmisión térmica en la descarbonatación puede resultar económica si se realiza en el seno de la suspensión de las partículas de polvo en los gases. El proceso con precalcinador resuelve el problema con la cámara de calcinación, en donde el crudo queda calcinado en un 90% y ya, en ese estado, pasa al horno. De este modo puede rebajarse aproximadamente en la mitad el calor necesario en el horno frente al requerido por un horno con intercambiador convencional. Sólo se lleva al horno el 40% del calor total, el resto se destina a alimentación del precalcinador.

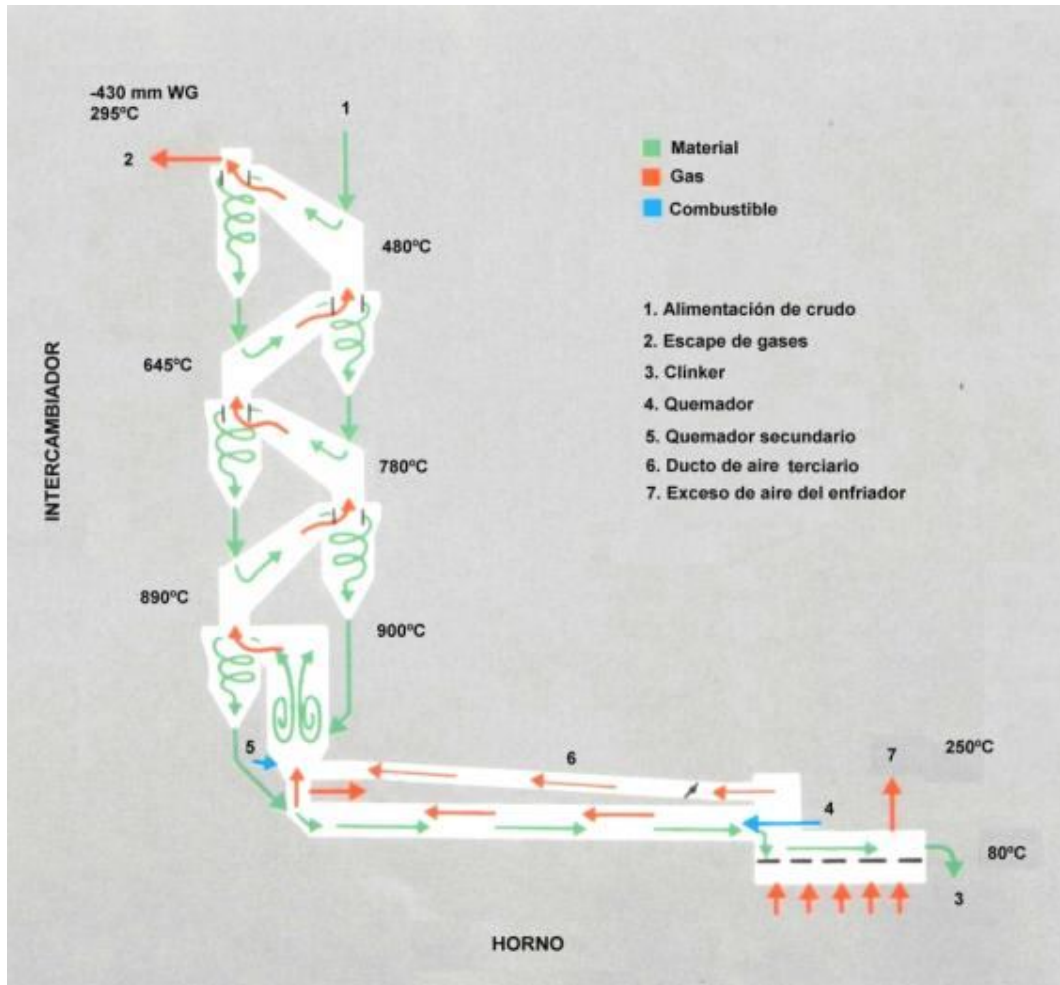


Figura 18: “Intercambiador de ciclones con precalcinador”

Fuente: “<http://www.flsmidth.com>”

4.9 Revestimiento interno de la torre

El revestimiento interno de la torre calcinadora es completamente de materiales refractarios, se recomiendan distintos tipos:

- Las paredes de los ciclones son revestidas con ladrillos refractarios, con proyectables de bajo cemento, y refractarios proyectables.
- Las caras superiores de los ciclones son revestidas con refractarios proyectables, con proyectables de bajo cemento y con concreto auto-fluyente.
- La sección cónica inferior y los ductos de alimentación son revestidas con concretos de bajo cemento y concreto auto-fluyente.

- El calcinador es revestido con ladrillos de alúmina y ladrillos quemados químicamente ligados, refractarios proyectables y proyectables de bajo cemento.

4.10 Filtro manga

El filtro de mangas es el dispositivo usado para limpiar los gases del polvo. Su función consiste en recoger las partículas sólidas que arrastra una corriente gaseosa, esto se consigue haciendo pasar dicha corriente a través de un tejido.

La separación del sólido se efectúa haciendo pasar el aire con partículas en suspensión mediante un ventilador, a través de la tela que forma la bolsa, de esa forma las partículas quedan retenidas entre los intersticios de la tela formando una torta filtrante. De esta manera la torta va engrosando.

El filtro consta de dos cámaras, la de aire sucio y la de aire limpio, el aire con partículas en suspensión debe pasar a través de un medio poroso que retiene el polvo y permite el paso del aire mediante un ventilador que fuerza el flujo. Este medio poroso lo forman una serie de mangas soportadas por jaulas metálicas. Una placa perforada separa ambas cámaras y soporta las mangas filtrantes de forma que el aire pasa a través de las mangas pero el polvo permanece en ellas quedando las partículas retenidas entre los intersticios de la tela. La masa de polvo adherida a las mangas va engrosando con lo que aumenta la pérdida de carga del sistema. Para evitar disminuciones en el caudal es necesario realizar una limpieza periódica de las mangas.

Durante el ciclo de limpieza el polvo cae por gravedad en la tolva situada bajo la cámara de aire sucio y es devuelta al circuito, esta recuperación implica una reducción de los costos directos y un máximo aprovechamiento de los recursos evitando también la generación de residuos. El aire limpio fluye por el espacio exterior de las mangas y se lleva por una serie de conductos hacia la chimenea de escape.

5 Resultados y discusión

5.1 Montaje experimental

El equipamiento utilizado fue el siguiente:

Tabla 8: “Equipos utilizados en el trabajo de memoria”

Equipo	Marca	Modelo
Aire industrial comprimido	AGA	6 [m ³]
Cámara Fotográfica	NIKON	Coolpy 2200
Compresor 25 [L]	-	-
Flujómetro aire 15 [L/min]	HARRIS	Aire
Flujómetro gas 15 [L/min]	HARRIS	Argón
Flujómetro aire 30 [L/min]	HARRIS	Aire
Flujómetro gas 30 [L/min]	HARRIS	Argón
Gas licuado	Gasco	45 [Kg]
Horno rotatorio	Polysius	LABOR
Pistola infrarroja	Pc-Group	PCE 890
Termocupla tipo K	Fabricada IDIEM	Cromel alumen
Manguera alta presión	Indura	Doble ¼ grado T Goody

El montaje que se fue el siguiente:

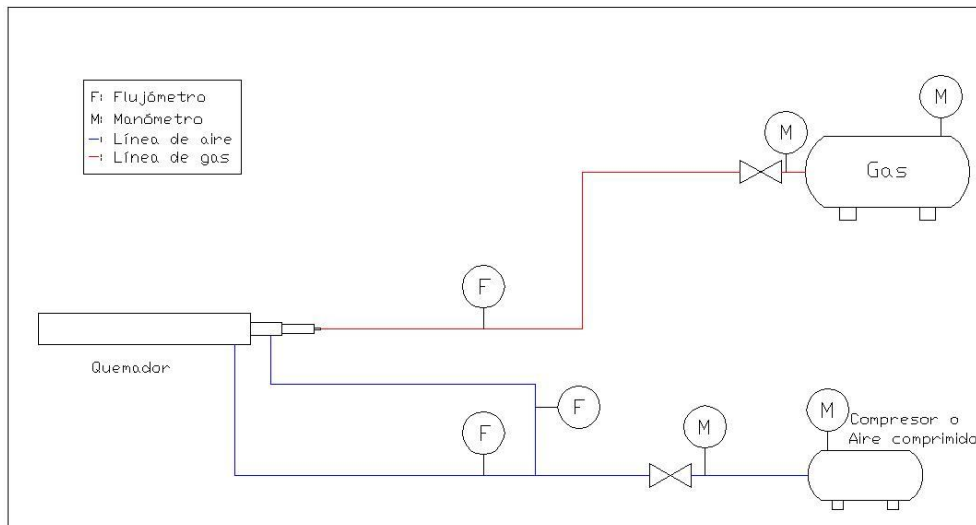


Figura 19: “Montaje experimental con uso de compresor”

El primer montaje utilizado consideró el aporte de aire desde un compresor. Para el segundo montaje, esto se modificó y se utilizaron balones de aire comprimido.

5.2 Diseño del quemador

El diseño del prototipo del quemador se hizo considerando lo observado en una planta cementera nacional, lo observado en la literatura y además considerando lo que dos expertos del área aconsejaron. En primer lugar se tenía como limitación para el dimensionamiento el espacio disponible para instalar el quemador, este estaba dado por el tamaño del quemador antiguo, de esta manera se fijó el diámetro máximo del quemador en 90 [mm].

La segunda variable en ser fijada fue el largo, este se fijó en base al largo del quemador antiguo, es decir, 1200 [mm].

Con estas variables fijas se procedió a definir el tipo de diseño del quemador, en base a lo estudiado y observado, se decidió que este tendría tres salidas independientes, la central para el gas, la del medio para el aire axial, y la más externa para el aire radial (ver figura 14). Este diseño es una simplificación de los que se utilizan realmente, ya que es sólo para gas a diferencia de los industriales que mezclan distintos gases.

El dimensionamiento de las salidas fue una tarea difícil de realizar debido a que en la bibliografía no se encontraron fórmulas ni relaciones empíricas que permitieran decir a priori las dimensiones del quemador. Por lo tanto se decidió utilizar las medidas de tubería que se encontraran en el mercado para así diseñar un quemador prototipo y poder estudiar el comportamiento del quemador.

Debido a que no se sabía a priori que área de salida del gas permitiría tener una llama suficientemente larga y ancha para poder operar el horno, se decidió hacer una pieza especial de forma cónica (ver figura 12) para poder modificar gradualmente el diámetro del orificio en caso de ser necesario. Esta fue una buena solución, sin embargo, no fue la mejor. El orificio sólo se podía ir agrandando (la apertura se hacía taladrando la punta para poder aumentar el diámetro de este), en el momento en que se determinó un diámetro fue imposible probar si una medida mayor permitiría una mejor llama (mejor largo, diámetro y estabilidad).

El material utilizado para la construcción del quemador fue acero especial 304, en un principio se recomendó el utilizar acero especial 310, que según lo investigado es el

material con el que construyen los quemadores de calderas^[17]. Sin embargo, no fue posible encontrar en el mercado nacional tuberías de este material, por lo que se decidió utilizar acero 304 que soporta altas temperaturas.

El quemador está cubierto con un concreto refractario que lo protege del calor radiado dentro del horno. La capa de 10 [mm] no puede ser mayor ya que por el diseño original de la entrada del quemador al horno no hay más espacio.

5.3 Pruebas quemador de gas

A fin de poder caracterizar el quemador y dejarlo funcionando de acuerdo a los requerimientos del horno piloto se realizaron diversas pruebas para estudiar como este reacciona a distintos flujos de aire y gas.

En cada prueba se tomaron fotografías (se presentan en el anexo C), se hizo un análisis de éstas para estudiar el largo y ancho de la llama, los valores fueron tabulados y con esos datos se construyeron gráficos que se presentan más adelante en este capítulo.

A pesar de que la atmósfera dentro del horno es completamente distinta a las condiciones en que se desarrollaron estas pruebas, son válidas de realizar ya que es la única forma de poder observar directamente la forma de la llama y como varía ésta cuando se varía tanto el flujo de gas, como el de aire radial y axial.

En primer lugar fue necesario fijar la presión de salida del gas, el manómetro de salida del balón de gas tenía un rango desde los 0 [psi] hasta los 50 [psi]. Se hizo salir el gas a 10 [psi] pero la presión de salida del era muy baja y se obtenía una llama que flameaba en torno a la salida del quemador. Se probó trabajar a 30 [psi] y la llama mostró mayor estabilidad, por lo que se decidió empezar a realizar más pruebas a ésta presión de trabajo.

Se varió el flujo de gas desde 3.2 [L/min] hasta 8.0 [L/min] sin el uso de aire radial ni axial, es decir, se combustionó sólo en presencia de aire atmosférico. El largo de la llama se mantuvo relativamente constante con un valor promedio de 37.5 [cm], asimismo, el ancho de la llama, cuyo valor promedio fue de 9.9 [cm].

Cuando el flujo de gas era de 3.2 [L/min] y 5.6 [L/min] la llama que se tenía era una llama era débil, es decir, ante pequeñas perturbaciones del ambiente, ésta tendía oscilar. Sin embargo, cuando el flujo de gas pasó de 7.2 [L/min] a 8.0 [L/min] se formó una llama oxidante tipo soplete (ver imagen 23 en anexo C).

Bien se podría pensar que con esto el trabajo está listo, se tiene una llama oxidante tipo soplete, sin embargo, la longitud de 37.5 [cm] es un 40% menor que lo que se necesita (para el horno piloto se requiere una llama de por lo menos 50 [cm]^[14]). Lo mismo se puede decir con respecto al ancho de la llama que es un 60% menor que lo que se podría requerir en ciertos momentos del proceso de clinkerización (para el horno se podría requerir una llama de hasta 25 [cm] de ancho).

Cuando el flujo de gas es de 8 [L/min] teóricamente se están entregando 600 [Kcal], lo que es muy poco para poder satisfacer las necesidades calóricas del hornos (se requieren por lo menos se requieren 800 [kcal/kg clinker]).

En esta experiencia se trabajó sin el aporte de aire desde el quemador, esto implica que no se está combustionando todo el gas (se observa un humo negro, es decir, se está produciendo CO, indicador de una mala combustión) y se está perdiendo la posibilidad de poder trabajar la llama (tanto su largo como su ancho) con el uso del aire axial y radial.

La llama tipo soplete se produce cuando el gas está saliendo con mucha presión, se descartó bajar la presión de salida de gas ya que como se dijo anteriormente la llama que se obtiene no sirve para trabajar dentro del horno. Por lo tanto, se decidió agrandar el orificio de salida en 1 [mm] y repetir la experiencia anterior.

Gráfico 1: “Comparación de largo de llama para distintas condiciones de presión de salida y apertura de orificio de descarga de gas”

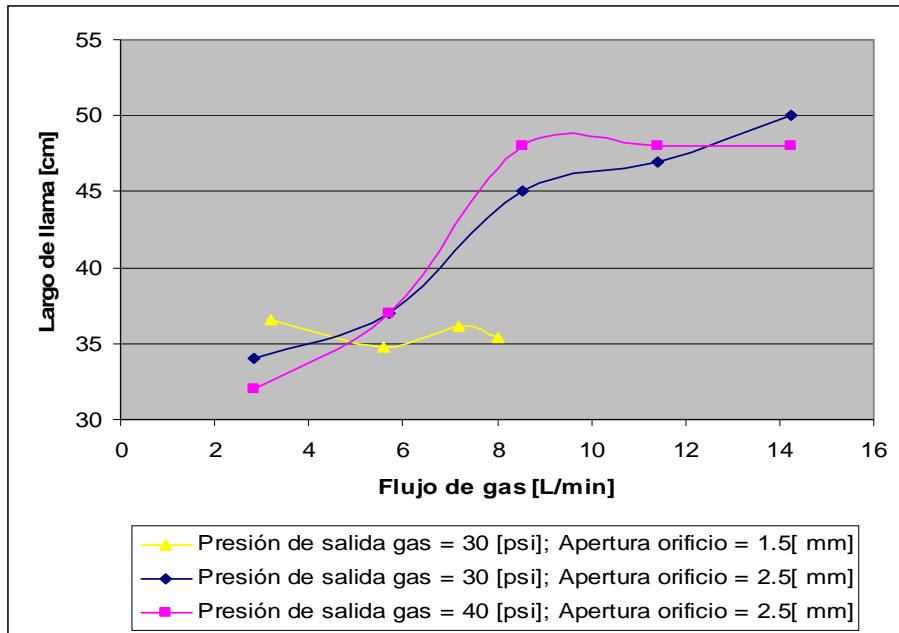
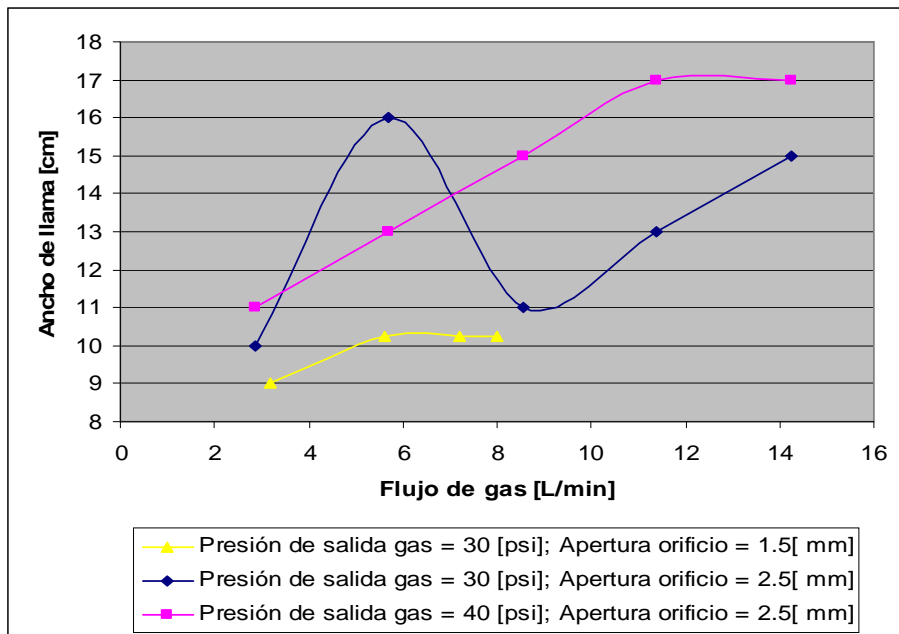


Gráfico 2: “Comparación de ancho de llama para distintas condiciones de presión de salida y apertura de orificio de descarga de gas”



En el gráfico 1 se puede observar cuando se trabajó con una presión de salida de 30 [psi] y la apertura del orificio fijada en 2.5 [mm] el largo de llama aumentó desde 34 [cm] hasta 50 [cm] cuando el flujo de gas varió desde 2.85 [L/min] hasta 14.25 [L/min]

lo que comparativamente al caso anterior, representa un incremento del 39% para el largo máximo de llama.

En el gráfico 2 se observa que el ancho de la llama tiene una tendencia creciente, exceptuando el segundo punto que se escapa de la tendencia. Se cree que la foto no es representativa de la llama y será excluida de las discusiones. El ancho de la llama varió desde 10 [cm] a 15 [cm] cuando el flujo de gas varió desde 2.85 [L/min] a 14.25 [L/min], representando un aumento del 46.7%.

No se alcanzó a tener llama tipo soplete, esto se debe a que la presión de salida del gas no alta por lo que al salir por el orificio no se arrastra suficiente aire impidiendo la formación de la llama soplete. La llama se apagó cuando el flujo de gas fue superior a 14.25 [L/min].

Se decidió realizar la misma prueba pero con un presión de salida de gas de 40 [psi]. En líneas generales, se obtuvo una llama similar a la obtenida con una presión de salida de 30 [psi].

El gráfico 1 muestra que el largo de la llama presenta una tendencia creciente desde 32 [cm] a 48 [cm] cuando el flujo de gas varía desde 2.85 [L/min] hasta 8.55 [L/min]. Pasado este flujo, el valor del largo de llama no varía. Comparativamente con la prueba anterior, representa una disminución del 4% para el largo máximo de llama. Por lo que se puede decir que el efecto del cambio de presión de salida de gas no representa impacto sobre el largo de la llama.

En el gráfico 2 se observa que el ancho de la llama tiene una tendencia creciente, el ancho de la llama varió desde 11 [cm] a 17 [cm] cuando el flujo de gas varió desde 2.85 a 11.4 [L/min], representando un aumento del 13.3%. Para flujos mayores a 11.4 el ancho de la llama se mantuvo constante.

El hecho de tener una llama del mismo largo, pero de mayor ancho, además de una llama que no oscilaba, hizo decidir continuar las pruebas trabajando con una presión de salida de gas de 40 [psi].

Con las pruebas realizadas fue posible ajustar la presión (40 [psi]) y el tamaño del orificio de salida (2.5 [mm]) del flujo de gas. Se procedió realizar pruebas en el

quemador utilizando un aporte extra aire (aire radial y aire axial). Las pruebas y resultados que se presentan a continuación no se compararán con las anteriores, ya que tienen objetivos completamente distintos. Las pruebas que siguen continuación se realizaron para estudiar el efecto de los distintos aportes de aire que el quemador permite y que finalmente serán usados dentro del horno.

Para la primera prueba que se realizó se utilizó un flujo de aire radial de 30 [L/min] y un flujo de aire axial de 30 [L/min]. El aporte total de aire es de 60 [L/min], esta cantidad es la que se requiere para poder combustionar un flujo de 2 [L/min] (sin considerar el aporte de aire atmosférico), por lo que se puede suponer una combustión aun incompleta. La única forma de poder confirmar este supuesto sería midiendo la cantidad de CO presente en los gases, esto no se pudo realizar dado que no se contaba con el equipamiento. No se pudo trabajar con flujos mayores de aire porque los flujómetros que se usaron no tenían mayor capacidad.

El hecho de inyectar aire hace que se tenga una mezcla de gas y aire desde la salida misma del quemador por lo que la combustión es mucho mejor en este caso que en los anteriores.

En las pruebas que dieron origen a los gráficos 3 y 4 se trabajó con una presión de salida del tanque de aire comprimido de 100 [psi].

Gráfico 3: “Comparación largo de llama versus flujo de gas para diversos flujos de aire radial y axial”

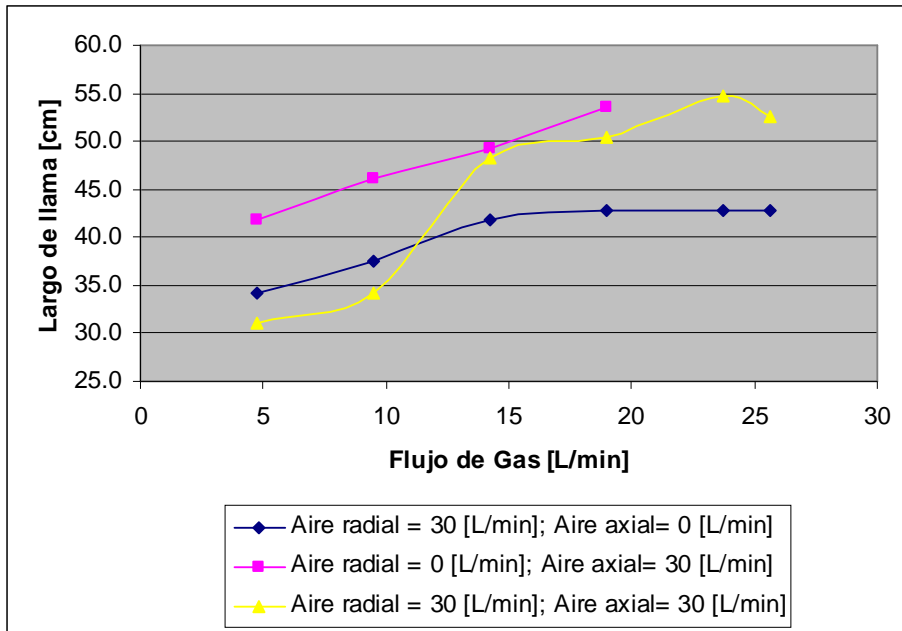
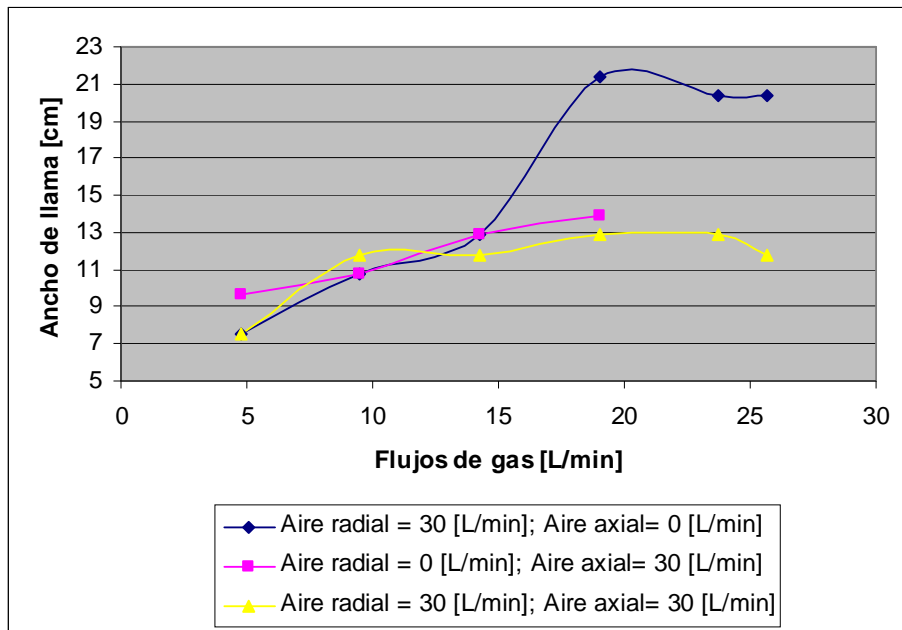


Gráfico 4: Ancho de llama v/s Flujo de gas para distintos flujos de aire radial y axial”



El gráfico 3 muestra que el largo de la llama presenta una tendencia creciente desde 31.1 [cm] a 54.6 [cm] cuando el flujo de gas varía desde 4.75 [L/min] hasta 25.65 [L/min].

El gráfico 4 muestra que el ancho de la llama varió desde 7.5 [cm] hasta los 12.9 [cm] cuando el flujo de gas varió desde 4.75 [L/min] hasta 25.65 [L/min].

Para flujos mayores a 19 [L/min] la llama no presenta diferencias visuales (figura 33, 34, 35) esto indica que el aporte de oxígeno no es suficiente para lograr la combustión de todo el gas. Cuando el flujo de gas es mayor que los 19 [L/min] el largo de la llama aumenta en un 7.7% en el mejor de los casos. En el caso del ancho, el valor no varía cuando el flujo de gas supera este flujo.

Bajo estas condiciones es recomendable trabajar a 19 [L/min], flujos mayores que estos sólo significarían una pérdida de combustible.

La siguiente prueba que se realizó fue ver como se comportaba la llama en presencia de un flujo de aire radial de 30 [L/min] y sin flujo de aire axial.

Del gráfico 3 se puede ver que el largo de la llama aumenta desde 34.3 [cm] hasta 42.9 [cm] cuando el flujo de gas varió desde 4.75 [L/min] a 19 [L/min], pasado este valor, la longitud de llama permaneció invariable.

Cuando el flujo de gas fue 4.75 [L/min] y 9.5 [L/min] la llama tuvo en largo mayor que en el caso anterior en un 10% aproximadamente. Esto parece ser una contradicción ya la llama debería ser más corta que la llama anterior ya que no hay presencia de aire axial, esto se podría explicar con el hecho de que cuando se tenía un menor flujo de gas el aire radial daba una forma de remolino a la llama, la encerraba, haciendo que esta fuese estirada en las cercanías de la boquilla del quemador (ver imagen 41) produciendo un cierto alargamiento de esta. Pasado los 9.5 [L/min] el efecto anterior se empieza a perder y el largo de la llama fue menor en un 18.3% con respecto al largo de llama obtenido cuando se trabajó con un flujo de aire axial y radial. Esto era de esperarse ya que el efecto del aire axial es alargar la llama, al no haber presencia de este tipo de aire en este caso la llama tiene que ser más corta.

El efecto descrito en el párrafo anterior parece ir de la mano con el ensanchamiento de la llama, se puede ver en el gráfico 4 que la llama tiene una tendencia a hacerse más ancha a medida que el flujo de gas va aumentando variando desde 7.5 [cm] hasta 20.4 [cm] cuando el flujo de gas varió desde 4.75 [L/min] hasta 25.65 [L/min].

Se observa que para flujos de gas bajo los 14.25 [L/min] el ancho de llama aumenta de manera muy similar con anchos que no difieren en más de 3 [cm] entre ellos.

El hecho de que la llama tuviese un ancho semejante a las llamas obtenidas en las otras experiencias cuando el flujo era menor a 14.25 [L/min], esto fue un resultado inesperado dado que se suponía que el flujo del aire radial haría que la llama fuese más ancha, este efecto se podría deber a que los canales de salida del aire axial están muy cercanos al orificio por donde sale el gas haciendo que el aire lo envuelva en la parte más cercana al quemador haciendo que esta sea muy delgada. Además se podía ver claramente que la llama era arremolinada lo que confirma lo dicho anteriormente. La llama era más corta producto de que no existe aire axial.

Cuando el flujo supera los 14.25 [L/min] el ancho de la llama que sólo tiene un flujo de aire radial se hace mucho mayor que el de ancho de llama del resto de las experiencias existiendo una diferencia de hasta un 58% en su valor cuando el flujo de gas es de 25.65 [L/min].

Esto se debe a que la forma tipo espiral en que sale el aire radial se pierde a medida que se aleja de la boquilla del quemador desordenándose junto con la llama. Dando como resultado final una llama más ancha.

Bajo estas condiciones de trabajo lo mejor es operar el quemador con un flujo de 19 [L/min]. La llama se apagó cuando el flujo fue superior a 25.65 [L/min].

Finalmente se estudió el efecto del aire axial sobre la llama, se fijo el flujo en 30 [L/min] y se fue variando el flujo de gas para ver como variaba la llama que se obtenía. Se esperaba que la llama fuese más larga bajo estas condiciones que bajo las condiciones anteriormente descritas.

En el gráfico 3 se observa que a medida que el flujo de gas va aumentando, el largo de llama aumenta desde 41.8 [cm] hasta 53.6 [cm] cuando el flujo de gas varía desde 4.75 [L/min] a 19 [L/min]. La llama es hasta un 25% más larga que la llama que se tiene sólo aire radial, sin embargo, es sólo un 6.3% más que la llama que tiene presencia de aire radial y axial al mismo tiempo.

En el gráfico 4 se observa que a medida que el flujo de gas va aumentando, desde 4.75 [L/min] hasta 19 [L/min], el ancho de la llama varía desde 9.6 [cm] a 19 [cm]. Esta tiene un ancho similar a la llama que se obtuvo cuando se trabajó con aire radial y axial al mismo tiempo, presentando diferencias en el ancho no mayores a los 2 [cm]. Por lo tanto la diferencia con respecto a la llama que sólo tiene presencia de aire radial es de 135% cuando el flujo de gas es de 19 [L/min].

La llama se apagó cuando el flujo de gas fue mayor que 19 [L/min], menor flujo que el caso anterior, esto se debe a que el aire radial, al tener un carácter arremolinado permite una mejor mezcla aire-gas que el aire axial que sólo envuelve al gas. En este caso también se recomienda trabajar a un flujo de gas de 19 [L/min].

Esto, junto con lo descrito en los párrafos anteriores, muestra que el efecto del aire radial y axial es marcadamente distinto y que cada uno cumple la función que se esperaba de ellos. El aire radial, hace que la llama sea más ancha y el aire axial, que sea más larga.

5.4 Temperatura de llama

Se realizaron medidas de temperatura de la llama para tres flujos distintos de gas, estas se midieron colocando una termocupla de cromel-alumel en contacto directo con la zona central de la llama por 5 [min], este procedimiento se realizó para tres flujos distintos de gas y un flujo de 30 [L/min] de aire axial y 30 [L/min] de aire radial. La presión de salida del tubo de aire fue de 100 [psi] y la presión de salida del gas fue de 40 [psi]. Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 9.

Tabla 9: “Temperatura de llama para distintos flujos de gas”

Flujo de gas [L/min]	Temperatura [°C]
10	818
15	906
20	916

Teóricamente la temperatura adiabática de llama es del propano es de 1998 [° C] y la del butano es de 1990 [° C], y esta temperatura es independiente del flujo de gas (mientras se mantenga una combustión completa).

De acuerdo a los datos obtenidos que se observan en la tabla 9 se puede ver que la temperatura es del orden de los 900 [° C] que dista mucho de la temperatura de llama adiabática. Esto se debe a muchos factores que se pasan a discutir en seguida.

En primer lugar está el hecho de que la combustión no se está llevando a cabo con la cantidad suficiente de aire para cada flujo de gas, esto, porque los flujómetros de aire no tenían la suficiente capacidad. Esto hace que la temperatura de la llama que se puede esperar en combustión completa sea mayor que los 900 [° C] obtenidos.

En segundo lugar, el sistema dista mucho de ser adiabático, hay pérdidas de calor por las paredes del horno, y para realizar la medida de temperatura no se selló el sistema horno-quemador por lo que las pérdidas de calor eran aún mayor lo que hace que la temperatura de llama disminuya.

A medida que la atmósfera dentro del horno aumenta de temperatura, también lo hará la llama, esto efecto se puede ver sutilmente en los valores de la tabla 9, si aumenta el flujo, también la temperatura, esto se explica por las calorías que se entregan al sistema, estas aumentan con el flujo de gas, calientan más rápido dentro del horno por lo tanto logran subir la temperatura de la llama.

El aire utilizado provenía de tubos de aire industrial comprimido de 6 [m³] que a medida que se utilizan, se van congelando, tanto los tubos, como las válvulas de salida de estos debido al efecto Joule-Thompson. Esto hace que el aire entre a una temperatura menor que la temperatura ambiente lo que también hacer bajar la temperatura de la llama.

Similar es el caso del gas, a medida que el gas sale del balón, la temperatura de este va descendiendo hasta el punto de que el balón de gas incluso se congela por fuera. Esto hace que la temperatura del gas sea baja, por lo menos, menor que la temperatura ambiente, esto hace que se pierda calor en tener que elevar la temperatura del gas que ingresa a la zona de combustión para que combusione, esto hace que la temperatura de llama baje.

Es de especial importancia poner atención en mejorar todos los puntos antes mencionados a fin de elevar la temperatura de la llama ya que para poder clinkerizar de buena manera se requiere una de llama que tenga alcance 1500 [° C], muy distante aún de los 900 [° C] que se obtuvieron al finalizar este trabajo.

5.5 Pruebas en el horno

El quemador fue instalado y prendido dentro del horno. La llama pudo ser evaluada visualmente a través de las mirillas que posee el horno y se observó lo siguiente:

- Para un flujo de 14.25 [L/min] de gas y 30 [L/min] de aire radial y 30 [L/min] de aire axial la llama dentro del horno tenía una zona oxidante menor, con respecto a la llama que se observó para las mismas condiciones descritas pero en condiciones ambientales. Además la llama era menos curvada dentro del horno que fuera de él.
- La llama se apagaba con flujos superiores a 14.25 [L/min]

Por razones de infraestructura fue imposible fotografiar estas pruebas.

Los resultados obtenidos eran esperados, la cantidad de oxígeno presente dentro del horno rotatorio (que es un espacio cerrado) es mínima, a diferencia de las otras pruebas que tenían oxígeno en exceso porque se realizaron en un espacio abierto. El oxígeno de combustión es aportado por el mismo quemador y en este caso, las pruebas fueron realizadas con el máximo aporte de oxígeno posible de aire radial y axial (30 [L/min]). Como se ha mencionado anteriormente, esta cantidad es insuficiente para poder realizar una combustión completa cuando el flujo de gas es de 15 [L/min], por lo que se esperaba que la llama se apagara con un flujo de gas menor en comparación a las pruebas realizadas fuera del horno.

Un problema que se tenía en las primeras pruebas, realizadas al en un ambiente abierto, era la curvatura de la llama. Esto representa un problema por cuanto el contacto de la llama con la zona superior del horno hará que los refractarios internos de este se desgasten en un tiempo menor. Se desea que la llama no se curve.

El horno tiene un tiro (tiraje) que hace que los gases de combustión salgan del horno por la chimenea, es por esto que la llama que se obtuvo dentro del quemador era menos curvada que la que se observa en la imagen 36 (llama con los mismos flujos de aire y gas pero al aire libre), sin embargo, no era completamente recta en el eje axial. Se espera que una vez que se trabaje con los flujos de aire correctos la llama se estire completamente.

Finalmente se observó que la zona oxidante de la llama era menor que la observada en la imagen 36 esto también se explica por la menor presencia de oxígeno en la atmósfera interna del horno rotatorio.

6 Conclusiones

- Se llevó a cabo el diseño de un quemador de GLP para un horno rotatorio de producción de clinker escala piloto. Se gestionó la construcción de éste y se desarrollaron diversas pruebas para caracterizar el funcionamiento del quemador. Finalmente fue instalado en el horno rotatorio.
- El flujo óptimo de operación, de acuerdo a los requerimientos del horno, para la producción de clinker es de 19 [L/min] de gas, 30 [L/min] de aire radial y 30 [L/min] de aire axial bajo las condiciones estudiadas.
- Para un flujo de 19 [L/min] la potencia del quemador diseñado es de 480 [Kcal/min].
- El efecto del aire axial es de estirar la llama, para un flujo de 19 [L/min] de gas y 30 [L/min] de aire radial la llama fue de 53 [cm], 53% más larga respecto a una llama en presencia del mismo flujo de aire axial y de gas.
- Cuando el flujo de aire radial es 19 [L/min] el ancho de la llama es de 21.4 [cm], más ancha en un 35% respecto a la misma llama en presencia de aire axial en las mismas condiciones.
- La medición de la temperatura de la llama indicó que la llama alcanzó los 900 [°C] para las condiciones de trabajo, este valor aumentará cuando se trabaje dentro del horno.
- Se realizó un estudio de diseño de una torre precalcinaadora. Se dan las bases para entender el funcionamiento de la torre y poder así iniciar un posterior diseño de ésta.

7 Recomendaciones

En base al trabajo realizado con el quemador se recomienda utilizar alguna forma de precalentar el aire y el gas antes de que se produzca la combustión. Esto hará que la temperatura de la llama aumente.

En segundo lugar se recomienda estudiar como varía la llama cuando el flujo de gas varía, estudio que no fue posible realizar en este trabajo de título debido a que no se contaba con los flujómetros adecuados. También se recomienda estudiar como varía la temperatura de la llama para distintos porcentajes de exceso de aire. Realizar estos estudios permitirá tener un mejor manejo de la llama dentro del horno.

Finalmente se recomienda adquirir un sensor de CO a fin de poder medir la concentración de este gas en los humos de combustión. Esto permitirá saber la calidad de la combustión para poder ajustar de buena manera el flujo de aire.

8 Referencias

- [1] Brizuela, E. y Loza J.C, "Combustión", Facultad de Ingeniería UBA, Departamento de Ingeniería Mecánica, Buenos Aires, 2003.
- [2] Empresa nacional del petróleo – ENAP. Gas licuado. [en línea]
<http://www.enap.cl/opensite_20051130115810.asp> [consulta: 25 Agosto 2008]
- [3] Ministerio de Economía y Planificación, 2001. Boletín técnico de la inspección estatal energética. [en línea]
<<http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Bol2001/sep01.pdf>> [consulta: 25 Agosto 2008]
- [4] Cuerpo de bomberos de Concepción, Manual CBC-1, 2004. Curso de gases. [en línea] <<http://www.bomberosconcepcion.cl/cursosnive11/gases.pdf>> [consulta: 25 Agosto 2008]
- [5] Wikipedia, la enciclopedia libre. Clinker Pórtland. [en línea]
<<http://es.wikipedia.org/wiki/Clinker>> [consulta: 25 Agosto 2008]
- [6] Universidad de Oviedo. Petrología y geoquímica. Tema 6: Aglomerantes. [en línea]
<[http://petro.geol.uniovi.es/Docencia/Irc/Tema%206%20Aglomerantes%20\(02\).pdf](http://petro.geol.uniovi.es/Docencia/Irc/Tema%206%20Aglomerantes%20(02).pdf)> [consulta: 25 Agosto 2008]
- [7] John Griswold, “Fuels, combustion and furnaces”, McGraw-Hill Book Company, Inc., 1946.
- [8] Walter H. Duda, “Manual tecnológico del cemento”, editores técnicos asociados, s.a., 1977.
- [9] Jorge Juan Gómez Rivas, “Estudio económico ambiental de la reducción de emisiones en una planta cementera por la combustión de biomasa”, Proyecto fin de carrera, Escuela Técnica Superior de Ingeniería, Ingeniería en Organización Industrial, Universidad Pontificia Comillas, 2007.
- [10] Wikipedia, la enciclopedia libre. Quemador. [en línea]
<<http://es.wikipedia.org/wiki/Quemador>> [consulta: 25 Agosto 2008]
- [11] Dennis Andrés Quezada V., “La recolección y utilización de neumáticos desechados como combustible alternativo en fabricas de cemento”, memoria para optar al título de Ingeniero civil industrial, Universidad de Talca, 2001.

- [12] Oficemen. El proceso de producción de cemento. [en línea]
<<http://www.oficemen.com/eventos/verinformes.php?ver=62>> [consulta: 25
Agosto 2008]
- [13] Porrero, J., Adams, G., 1963, Planta piloto para cemento, Revista del Idiem
2(1):15-26.
- [14] Zepeda R., (2007-2008) comunicación personal.
- [15] Castillo J., (2007- 2008) comunicación personal.
- [16] Moler C., (2007- 2008) comunicación personal.
- [17] Eclipse Combustion Europe. Gas burners. [en línea]
<http://www.eclipsecombustion.com/home.asp?mm_id=4&c_id=10018>
[consulta: 29 de Agosto 2008]
- [18] Perry, R., Green, D., “Perry’s chemical engineers handbook.”, edición digital.
McGraw-Hill Book Co., 1999.

9 Anexos

A Propiedades del Acero inoxidable 304

Tabla 10: “Composición química típica del las aleaciones del acero 304”

%	304	304L	304H
C	0.08 max	0.03 max	0.10 max
Mn	2	2	2
Si	0.75	0.75	0.75
P	0.045	0.045	0.045
S	0.03	0.03	0.03
Cr	18-20	18-20	18-20
Ni	10.5	12	10.5
N	0.1	0.1	-

Tabla 11: “Propiedades mecánicas típicas del acero 304”

Propiedades	Valor
Densidad	8.00 [g/cm ³]
Punto de Fusión	1400-1450 [°C]
Módulo de elasticidad	193 [GPa]
Resistividad eléctrica	0.072x10 ⁻⁶ [Ω.m]
Conductividad térmica	16.2 [W/m.K] at 100 [°C]
Expansión térmica	17.2x10 ⁻⁶ [μm/m.K] at 100 [°C]

Fuente: <http://www.azom.com>

B Factor de corrección por tipo de gas

Tipo de gas utilizado	Gas de calibración del flujómetro				
	Aire	Oxígeno	Nitrógeno	Argón	Hidrógeno
Acetileno	1,05	1,1	1,03	1,23	0,28
Anhídrido Carbónico	0,81	0,85	0,79	0,95	0,21
Argón	0,85	0,9	0,84	1	0,22
Nitógeno	1,01	1,07	1	1,19	0,27
Etileno	1,01	1,07	0,99	1,19	0,27
Helio	2,69	2,83	2,64	3,16	0,71
Hidrógeno	3,81	3,99	3,74	4,46	1
Metano	1,34	1,41	1,32	1,58	0,35
Oxígeno	0,95	1	0,93	1,12	0,25
Propano	0,81	0,85	0,79	0,95	0,21
Propileno	0,83	0,87	0,81	0,97	0,22
Oxido Nitroso	0,81	0,85	0,79	0,95	0,21

Fuente: Indura

C Resultados Experimentales

Pruebas quemador de gas

A fin de poder caracterizar el quemador y dejarlo funcionando de acuerdo a los requerimientos del horno piloto se realizaron diversas pruebas, a continuación se presenta un detalle de estas.

C.1 Flujo de gas sin flujo de aire, boquilla del quemador 1.5 [mm], presión de salida 30 [psi].

Se hizo funcionar el quemador variando el flujo de gas entre 3.2 y 8.0 [L/min] sin el uso del aire radial ni axial, es decir, se combusió sólo con el aire atmosférico. Se observó lo siguiente:



Figura 20: “Flujo de gas: 3.2 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 21: “Flujo de gas: 5.6 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 22: “Flujo de gas: 7.2 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 23: “Flujo de gas: 8.0 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”

C.2 Flujo de gas sin flujo de aire, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida 30 [psi].

El orificio de descarga de gas fue modificado a 2.5 [mm]. Se hizo funcionar el quemador variando el flujo de gas entre 2.85 y 14.25 [L/min] sin el uso del aire radial ni axial. Se observó lo siguiente:



Figura 24: “Flujo de gas: 2.85 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 25: “Flujo de gas: 5.7 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 26: “Flujo de gas: 8.55 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 27: “Flujo de gas: 11.4 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 28: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”

C.3 Flujo de gas sin flujo de aire, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida 40 [psi].

Se hizo funcionar el quemador variando el flujo de gas entre 2.85 y 14.25 [L/min] sin el uso del aire radial ni axial. Se observó lo siguiente:

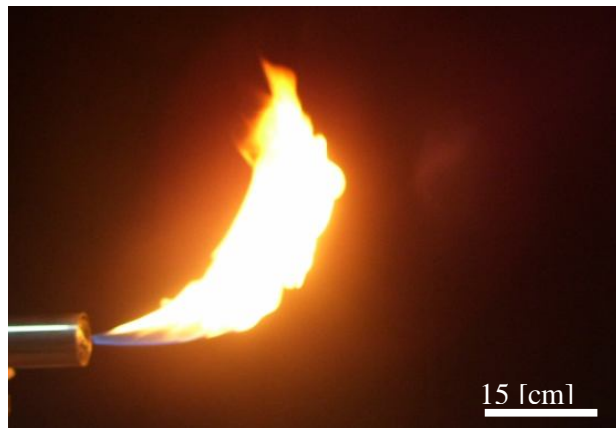


Figura 29: “Flujo de gas: 2.85 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 30: “Flujo de gas: 5.7 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 31: “Flujo de gas: 8.55 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 32: “Flujo de gas: 11.4 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 33: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”

C.4 *Flujo de aire radial: 30 [L/min], flujo de aire axial: 30 [L/min], flujo de gas, presión de salida aire 100 [psi] boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida gas 40 [psi].*



Figura 34: “Flujo de gas: 4.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 35: “Flujo de gas: 9.5 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 36: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 37: “Flujo de gas: 19 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 38: “Flujo de gas: 23.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 39: “Flujo de gas: 25.65 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”

C.5 Flujo de aire radial: 30 [L/min], flujo de aire axial: 0 [L/min], presión de salida aire 100 [psi]. Flujo de gas, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida gas 40 [psi].



Figura 40: “Flujo de gas: 4.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”

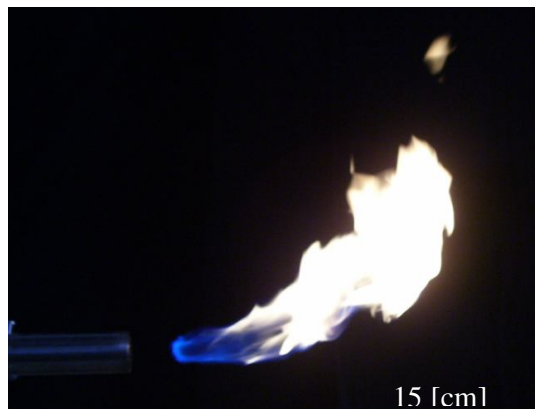


Figura 41: “Flujo de gas: 9.5 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 42: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 43: “Flujo de gas: 19 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 44: “Flujo de gas: 23.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”



Figura 45: “Flujo de gas: 25.65 [L/min]; Flujo de aire radial: 30 [L/min]; Flujo de aire axial: 0 [L/min]”

C.6 *Flujo de aire radial: 0 [L/min], flujo de aire axial: 30 [L/min], presión de salida aire 100 [psi]. Flujo de gas, boquilla del quemador 2.5 [mm], presión de salida gas 40 [psi].*



Figura 46: “Flujo de gas: 4.75 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 47: “Flujo de gas: 9.5 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 48: “Flujo de gas: 14.25 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”



Figura 49: “Flujo de gas: 19 [L/min]; Flujo de aire radial: 0 [L/min]; Flujo de aire axial: 30 [L/min]”

En 25.65 [L/min] la llama se apagó.