

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

Evaluación del sistema de quemadores auxiliares en la torre de ciclones de la línea 2 en la Fábrica Nacional de Cementos (F.N.C) planta Ocumare

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela

Por el Br. Madera P., José G.

Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2012

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

Evaluación del sistema de quemadores auxiliares en la torre de ciclones de la línea 2 en la Fábrica Nacional de Cementos (F.N.C) planta Ocumare

TUTOR ACADEMICO: Prof. Johnny Vásquez

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Mirey. Vargas

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela

Por el Br. Madera P., José G.

Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2012

AGRADECIMIENTOS

A la ilustre Universidad Central de Venezuela, centro de convergencia de pensamientos y culturas, por brindarme conocimientos tanto para mi formación como ingeniero como para la vida.

A mi Tutor Académico Prof. Johnny Vásquez por compartir sus conocimientos y su tiempo para la asesoría de este Trabajo Especial de Grado. A mis Tutores Industriales Ing. Mireya Vargas por darme desde el inicio la oportunidad de realizar este T.E.G., la excelente asesoría y el apoyo en todo momento, al Ing. Stiwari Martínez, por toda la colaboración y asesoría brindada, así como al Tec. de Procesos Alejandro Peralta por ser una buena fuente de información y ser un tutor más comprometido con este proyecto.

Al Gerente de procesos Cesar Franquíz por la oportunidad y la información compartida, así como al Departamento de Calidad y Producción por el apoyo entregado para las evaluaciones realizadas.

De manera general a la Fabrica Nacional de Cementos por darme el apoyo necesario para la realización de este proyecto.

Madera P., José G.

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE QUEMADORES AUXILIARES
EN LA TORRE DE CICLONES DE LA LÍNEA 2 EN LA FÁBRICA
NACIONAL DE CEMENTOS (F.N.C) PLANTA OCUMARE**

Tutor Académico: Prof. Johnny Vásquez. Tutor Industrial: Ing. Mireya Vargas.

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Año 2012, p 87.

Palabras claves: Quemadores, Combustión, Transferencia de energía, Gases de combustión, Cemento, Fabrica Nacional de Cementos (F.N.C).

Resumen: En el proceso de fabricación del cemento, una etapa determinante para la calidad del producto final es la cocción, donde la harina cruda es precalentada y descarbonatada en un sistema de torres de ciclones de 4 etapas por medio de quemadores ubicados en la base de la torre, en lo que se conoce como cámara de humo, para luego ser conducido al horno rotatorio donde con el uso del quemador principal se obtiene el Clinker. La eficiencia de los quemadores es de suma importancia para el buen desenvolvimiento del sistema, ya que podría generar una cantidad de contaminantes y problemas operacionales.

Por lo antes expuesto, el presente estudio evaluó las condiciones de funcionamiento del sistema de quemadores auxiliares en la torre de ciclones. La evaluación arrojó como resultados principales, que para una alimentación promedio de 97 t/h, se suministró 933 Nm³/h de gas auxiliar, desprendiendo unos 3707 ppm de CO en los gases en la salida de la torre, para una tasa de descarbonatación con 17% de desviación del proceso ideal, con un valor de 12,5% de aire falso, suministrando una cantidad de energía de 20000000 Kcal/h proveniente de los gases de combustión, para una energía necesaria para la descarbonatación de 10800000 Kcal/h. Con los resultados anteriores se muestra la baja eficiencia de los quemadores, lo que hizo necesario la proposición de un sistema donde se opere los dos quemadores con alimentación de aire primario en la parte superior de la cámara, para una mayor eficiencia que permitan llevar mejoras en las condiciones del sistema actual.

ÍNDICE GENERAL.

	Pag.
ÍNDICE DE TABLAS	vi
ÍNDICE DE FIGURAS.....	viii
CAPITULO I.....	1
1 INTRODUCCIÓN.....	1
CAPITULO II.....	3
2 FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
2.1 Planteamiento del problema.....	3
2.2 Antecedentes	6
2.3 OBJETIVOS.....	9
CAPÍTULO III.....	10
3 MARCO TEÓRICO.....	10
3.1 Proceso de producción de cemento.....	10
3.2 Torre Pre-calentadora o torre de ciclones.....	14
3.3 Quemadores	17
3.4 Combustión.....	20
3.5 Descarbonatación	22
CAPITULO IV.....	23
4 METODOLOGÍA.....	23
4.1 Medición de propiedades del gas de combustión.....	23
4.2 Análisis de la composición y flujo de la harina.....	24

4.3 Balance aerólico en la corriente de gas de combustión en el sistema de torre de ciclones en la línea 2.	25
4.4 Balance de energía en el sistema de torre de ciclones en la línea 2	25
4.5 Evaluación del sistema actual de la torre de ciclones de la línea 2.	26
4.6 Requerimiento energético teórico.	26
4.7 Comparación del sistema actual del quemador auxiliar, con los resultados teóricos para un proceso óptimo.	27
4.8 Proposición de modelo y disposición de quemadores auxiliares	27
4.9 Beneficio económico	28
CAPITULO V.....	29
5 RESULTADOS.....	29
5.1 Mediciones de las composiciones de los gases.	29
5.2 Análisis de la composición de la harina en las distintas etapas de la torre de ciclones.	46
5.3 Balance aerólico del sistema.	60
5.4 Balance de energía del sistema.....	64
5.5 Evaluación de las condiciones actuales del sistema	71
5.6 Evaluación de las condiciones teóricas.....	74
5.7 Comparación entre el sistema teórico con el experimental	75
5.8 Proposición de modelo y disposición de los quemadores.....	76
5.9 Impacto económico	83
CONCLUSIONES	84
RECOMENDACIONES	86

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	87
APENDICES	88
ANEXOS.....	107
A.1 Datos de los seguimientos.....	107
A.2 Composición del gas combustible.	115
A.3 Relaciones estequiometrias del combustible.....	115
A.3 Diagrama de balance en oxigeno para cada etapa	119
A.4 Puntos de mediciones en la torre de ciclones.	119
A.5 Quemador principal.	121
A.6 Ubicación de los quemadores en la cámara de humos.....	122

ÍNDICE DE TABLAS

	Pag.
Tabla N°1 Contaminantes atmosféricos del proceso de descarbonatación.	5
Tabla N°2 proporciones de gases de combustión por volumen de gas natural empleado.	22
Tabla N°3 Condiciones de operación del sistema de cocción en los días de la auditoria.....	29
Tabla N° 4 Perfil de las emisiones de gases de combustión en la cámara de humos, ciclones y T.A.G.	30
Tabla N° 5 Valores máximos y mínimos para los gases y el combustible estudiado.	35
Tabla N° 6 Perfil de las emisiones de gases de combustión en la cámara de humos, ciclones y T.A.G.	37
Tabla N°7 Valores máximos y mínimos para los gases y el combustible estudiado.	41
Tabla N°8 Valores máximos y mínimos para los gases y el combustible estudiado..	45
Tabla N° 9 Análisis químico de la harina de alimentación.	47
Tabla N° 10 Porcentaje de Perdida al fuego (P.f) obtenida para cada ciclón de la torre.	49
Tabla N° 11 Análisis químico de la harina de alimentación segunda evaluación.	54
Tabla N°12 Pérdida al fuego obtenida para cada ciclón de la torre.....	55
Tabla N° 13 Balance aerólico del sistema para la primera evaluación.	60
Tabla N°14 Condiciones del oxígeno para la combustión en la primera evaluación.	61
Tabla N° 15 Balance aerólico del sistema para la primera evaluación.....	62
Tabla N°16 Condiciones del oxígeno para la combustión en la primera evaluación.	63
Tabla N° 17 Balance de energía para los gases y la harina en la torre.	65

Tabla N° 18 Análisis energético de la descarbonatación	66
Tabla N° 19 Balance de energía para los gases y la harina en la torre en la segunda medición.	68
Tabla N°20 Análisis energético de la descarbonatación segunda evaluación.....	69
Tabla N°21 Resumen de parámetros importantes de las evaluaciones realizadas.	71
Tabla N° 22 Resumen del sistema teórico para un proceso optimo según las evaluaciones	74
Tabla N°23 Relación energética en kilogramos de clinker [kgkk].....	78
Tabla N°24 Especificaciones básicas para el diseño y selección del quemador.	79
Tabla N°25 Parámetros de diseño para el quemador auxiliar	80
Tabla N°26 Parámetros de seguimiento del día.	107
Tabla N°27 Parámetros de seguimiento del día.	109
Tabla N°28 Parámetros de seguimiento del día.	111
Tabla N°29 Parámetros de seguimiento después del cambio del quemador.....	113
Tabla N° 30 Composición del gas natural proporcionado.	115

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pag.
Figura N°1 Proceso de producción de cemento planta Ocumare..	11
Figura N° 2 Torre de ciclones estándar utilizada en la producción de cemento..	16
Figura N° 3 Composición del CO contra NO según la relación en la combustión ...	18
Figura N°4 Partes esenciales de un quemador de gas.....	19
Figura N° 5 Esquema general del procedimiento metodológico.....	23
Figura N° 6° Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.	33
Figura N° 7 Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.....	34
Figura N° 8 Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.....	39
Figura N° 9 Tendencia de los gases O ₂ vs caudal de gas auxiliar suministrado	40
Figura N° 10 Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.	43
Figura N°11 Porcentaje de oxígeno en la rampa vs cantidad de gas auxiliar suministrado.	44
Figura N° 12 Porcentaje de descarbonatación por etapas de la torre de ciclones.	50
Figura N° 13 Tasa de descarbonatación por ciclones de la torre.....	51
Figura N° 14 Perfil de temperatura de los gases y el material	52
Figura N°15 Porcentaje de descarbonatación por etapas de la torre de ciclones	56
Figura N°16 Porcentaje de descarbonatación por ciclones	57
Figura N° 17 Perfil de temperatura de los gases y el material evaluación 2.....	58
Figura N°18 Energía consumida por la entrada de aire falso.....	67
Figura N°19 Energía consumida por la entrada de aire falso.....	70
Figura N°20 Puntos críticos en la evaluación del quemador	72

Figura N°21 Efecto de los quemadores colocados al mismo nivel	77
Figura N°22 Boquilla de quemador empleada (Izquierda), Estado del quemador actual (Derecha).....	80
Figura N°24 Propuesta de diseño de quemador auxiliar.....	81
Figura N°25 Propuesta de boquilla de salida para el quemador.....	81
Figura N°25 Hoja de procedimiento para la determinación de la perdida del fuego.	88
Figura N° 26 Hoja de procedimiento para la determinación de la composición de la harina.....	89
Figura N°27 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa.....	108
Figura N°28 Emisiones de CO en los electrofiltró vs caudal quemador auxiliar.....	108
Figura N°29 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa.....	110
Figura N°30 Emisiones de CO en los electrofiltro vs caudal del quemador auxiliar	110
Figura N°32 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa.....	112
Figura N°33 Emisiones de CO en los electrofiltro vs caudal del quemador auxiliar.	112
Figura N°33 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa.....	114
Figura N°34 Emisiones de CO en los electrofiltro vs caudal del quemador auxiliar	114
Figura N°35 Balance de masa en el oxigeno por etapa	119
Figura N°36 Cámara de humo parte alta.....	119
Figura N°37 salida de los gases del B54 (izquierda), salida de los gases A54 (derecha).....	120
Figura N°38 salida de los gases del B53 (izquierda), salida de los gases A53 (derecha)	120

Figura N°39 salida de los gases del B52 (izquierda), salida de los gases A52 (derecha).....	120
Figura N°40 salida de los gases del A61 (izquierda), salida de los gases B51 (Central), salida de los gases B61 (derecha)	121
Figura N°41 Entrada de los gases a la T.A.G.....	121
Figura N°42 Punta del quemador central (izquierda), sistema de inyección de gas (derecha).....	121
Figura N°44 Unión de la rampa con el horno (izquierda), quemador inferior (Central), quemador superior (derecha)	122

CAPITULO I.

1 INTRODUCCIÓN.

Los quemadores son dispositivos utilizados ampliamente en la industria para llevar a cabo procesos de calentamiento o cocción, permitiendo el aprovechamiento de la energía de los combustibles utilizados a través de la combustión de los mismos.

Los quemadores cumplen una importante tarea en el proceso de fabricación del cemento, pues son utilizados en la etapa de cocción una de las mas determinantes para dar la calidad al producto final.

Una relación de combustión adecuada determinará la eficiencia del quemador y con esto la presencia o no de contaminantes producto de la combustión incompleta, es por eso que en el presente Trabajo Especial de Grado, se desea llevar a cabo una evaluación del sistema de calentamiento y descarbonatación en el proceso de fabricación del Clinker, principal componente del cemento, con la finalidad de medir la influencia de la combustión en la torre, la transferencia de calor entre los gases y material, el grado de descarbonatación, el consumo de combustible y la relación oxígeno/gas de combustión.

La evaluación se llevó a cabo a través de una serie de procedimientos con la finalidad de monitorear las variables necesarias para tener la mejor precisión en el diagnostico del sistema. Se comenzó con la medición de los gases de combustión en todos los ciclones de las distintas etapas correspondientes a la torre de ciclones, de igual manera se tomaron muestras de material de la salida de los mismos, con el fin de realizar los análisis químicos correspondientes para medir su grado de descarbonatación. Se realizó el balance aerólico con la finalidad de saber cuanto aire esta entrando en el sistema y su efecto sobre el calentamiento del material, al igual que el balance de energía para saber de que manera se distribuye la misma y cuanta se pierde en el proceso. Posteriormente, se comparó la evaluación del sistema actual con lo que arrojaría funcionando de manera óptima, obteniendo las diferencias y

desviaciones entre ambos, luego se propuso un modelo y distribución de nuevos quemadores que poseen suministro de aire primario para la mejora del sistema de transferencia de calor.

Con la evaluación llevada a cabo, se dió respuesta a una serie de problemas operacionales que derivan de la poca eficiencia de los quemadores actualmente en uso y de las emisiones constantes de contaminantes atmosféricos, lo cual tiene consecuencias positivas para el desempeño de esta etapa en la producción de cemento, pudiéndose aumentar la producción de esta etapa.

CAPITULO II.

2 FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

Para una mejor comprensión del presente Trabajo Especial de Grado, se desarrollaran en el siguiente capitulo aspectos referentes al problema existente, investigaciones previas y objetivos alcanzados durante la ejecución.

2.1 Planteamiento del problema

Los quemadores son dispositivos que se han utilizado desde el principio de la era industrial, son de distintos tipos, formas y tamaño dependiendo del objetivo de su uso. Utilizan la capacidad calorífica contenida en los combustibles para liberarla en forma de calor a través de la combustión con el aire. La eficiencia del proceso dependerá principalmente de las relaciones de mezcla aire-combustible y del tipo de combustible.

En el proceso de fabricación del cemento, una etapa determinante para la calidad del producto final es la cocción, aquí la harina cruda es descarbonatada en un sistema de torres de ciclones de 4 etapas, desde una temperatura de 80°C hasta llegar a unos 850-900 °C aprox. por medio de quemadores auxiliares, para luego ser conducida al horno rotatorio donde se obtiene el Clinker con el uso del quemador principal a unos 1450 °C aprox.

El proceso de descarbonatación se logra a través de los gases provenientes del quemador principal del horno rotatorio y los quemadores auxiliares situados al final y principio de la cámara de humos. Estos son los responsables de suministrar el calor necesario para la transformación de los carbonatos. El aire de combustión se desplaza en dirección ascendente por el sistema de ciclones poniéndose en contacto con la harina que transita en sentido contrario, en este punto se lleva cabo la mayor transferencia de calor y por ende las reacciones que transforman los carbonatos en óxidos y dióxidos de carbono, mientras que en cada ciclón ocurre la separación entre la harina y los gases.

Posteriormente, la harina ya descarbonatada es conducida al horno rotatorio en el cual por transferencia de calor con el aire de combustión del quemador principal, los óxidos de calcio reaccionan con los óxidos de aluminio, hierro y silicio, formando la estructura química del Clinker. Luego es llevado al proceso de molienda de cemento donde es mezclado con yeso y otros aditivos para obtener las características del cemento comercial en sus distintas presentaciones.

Uno de los factores que determina la eficiencia del proceso de cocción, es la transferencia de calor y para que esta se realice de forma optima es imprescindible saber cual es el requerimiento calórico necesario para que el producto llegue a las especificaciones deseadas.

Las condiciones a la que se llevan a cabo la combustión, son importantes ya que estas deben ser tal que se logre el máximo aprovechamiento de la energía. Una relación aire-combustible adecuada y controlada, no solo mejora la eficiencia del proceso sino que reduce los niveles de contaminantes producto de la combustión incompleta. Lograr una alta eficiencia en este proceso es de vital importancia para reducir el consumo calórico y prevenir problemas operacionales y esto se puede evitar controlando la relación aire-combustible.

Actualmente, los quemadores auxiliares que están en operación en la planta carecen de un diseño adecuado para el control efectivo de la combustión originando una serie de problemas operacionales, dentro de los cuales esta la atmosfera reductora (combustible en exceso) que trae como consecuencias:

- Perdidas caloríficas del sistema de precalentamiento, debido al bajo poder calorífico que poseen los gases CO, disminuyendo así la eficiencia de transferencia de calor.
- Volatilización de los álcalis aumentando riesgos de concreciones en el sistema.

- Riesgos de explosiones en las partículas a nivel de los electrofiltros por reacción del CO con O₂ en presencia de cargas eléctricas. De esta manera es necesario mantener el nivel de CO por debajo del límite de explosividad (típicamente a 0,5% en volumen).
- Aumento del nivel de CO en la salida de los gases de la torre de ciclones.

Esta última consecuencia está regulada según las leyes ambientales, ya que los gases de combustión y aun más los gases de combustión incompleta poseen contaminantes que alteran el medio ambiente, produciendo efecto invernadero y reducción de la capa de ozono. En la tabla N°1 se presentan los límites de calidad del aire para los contaminantes de la atmósfera en el proceso de descarbonatación:

Tabla N°1 Contaminantes atmosféricos del proceso de descarbonatación.

Contaminantes	Límite (µg/m ³ -ppm)	Porcentaje excedencia en lapso de muestreo (%)	Periodo de medición (horas)
Dióxido de azufre (SO ₂)	80-28.4	50	24
	200-70.9	5	24
	250-88.6	2	24
	365-129	0,5	24
Monóxido de carbono (CO)	10.000-8.108	50	8
	40.000-32.430	0,5	8
Dióxido de nitrógeno (NO ₂)	100-49.4	50	24
	300-148	5	24

Fuentes. Decreto N° 638. Normas sobre calidad del aire y control de la contaminación atmosférica.

El aire en exceso de igual forma trae consecuencias operacionales que disminuyen la eficiencia del proceso, como el aumento innecesario del consumo calorífico del aire que no participa en la reacción, además de un mayor consumo energético en el ventilador de tiro y la limpieza de los gases aguas abajo del proceso. Así como, la disminución de la producción debido al aumento del flujo de gas circulante dentro del sistema.

El control de la relación aire-combustible permitirá entonces garantizar una atmósfera oxidante adecuada para la descarbonatación, obteniendo un mejor rendimiento, lo que se traduce a mejores beneficios económicos y operacionales pudiéndose llevar a cabo un aumento de la alimentación a procesar, sin poner en riesgo la calidad del proceso y las condiciones ambientales de los gases de salida.

En la continua supervisión del proceso en la planta de Ocumare, se han registrado altos niveles de producción de monóxido de carbono en los gases de combustión de la salida de la torre de ciclones, producidos por la combustión incompleta. Según la teoría estos gases poseen menor poder calorífico, de manera que producen problemas operacionales como aumento del consumo de combustible y menor aprovechamiento de la energía, comprometiendo la producción y las regulaciones ambientales.

Por lo antes expuesto, el presente Trabajo Especial de Grado(T.E.G) pretende evaluar los quemadores, con el fin de encontrar un quemador adecuado que permita llevar a cabo esta etapa con una mayor eficiencia, reduciendo los niveles de emisiones contaminantes a través del establecimiento de las relaciones aire-combustible adecuadas según la energía necesaria, disposición y modelos de los quemadores, permitiendo a su vez un aumento de la cantidad de material procesado, lo que conduce a una mayor producción de producto final y mayores ganancias económicas.

2.2 Antecedentes

En la actualidad numeroso son los estudios que se han desarrollado en esta área de proceso, pero los principios básicos se mantienen, es por eso que los trabajos se han

dedicado a la optimización del proceso y la búsqueda de ser cada vez mas eficiente debido al gran consumo de energía necesario para la fabricación, así como disminuir el problema de los contaminantes generados.

- Tokheim en 1999, estudió el impacto de la combustión por etapas en el funcionamiento de un horno de cemento con precalcinador, considerando los modelos matemáticos y experimentos a gran escala en la planta cementera de Brevik, Noruega. El objetivo del trabajo fue caracterizar y explicar las alteraciones operativas relacionadas a la aplicación de alternativas combustibles sólidos en combustión por etapas, y tomar medidas para evitar tales perturbaciones. Aplicando un balance de masa y energía de un sistema de horno de cemento con precalcinador. El balance de masa fue calibrado y validado por medio de los datos recogidos durante las pruebas del proceso.
- Bes en 2005, Trabajó sobre un el modelo numérico que describió la conducción de fase de calentamiento de gas/sólidos, la radiación, la difusión de gas, la transferencia de calor y masa entre el gas y la superficie de la partícula. Las reacciones químicas incluyeron la combustión la fase gaseosa y la descomposición térmica de piedra caliza, en el modelo se acoplaron ambas reacciones.

El modelo contiene un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias. Se trata de un problema de valores en la frontera, donde las condiciones se distribuyen entre dos puntos. Las funciones para este tipo de problema, utilizan los métodos de diferencias finitas, que da como resultado valores estimados para la solución de los puntos elegidos. Estas estimaciones se utilizan como valores iniciales para la iteración de Newton para resolver las ecuaciones en diferencias finitas. El método falla cuando la solución varía rápidamente en distancias cortas. Para el cálculo de la energía usada en la zona de precalentamiento y la temperatura del gas entre el precalentamiento y la zona de combustión. La función utilizada,

calcula una solución aproximada a una secuencia de puntos. La tarea crítica en este caso es una elección correcta de la distancia entre los puntos.

- Gilot en 2005, realizó investigaciones sobre la pérdida de actividad del calcio debido a la formación competitiva de los sulfatos y otros compuestos de calcio. Los tiempos prolongados de permanencia en el sistema dió lugar a una gran pérdida de área superficial y porosidad de las partículas. Se discutió el grado probable de la fragmentación de las partículas, y algunas cifras de los costos de reducción de las emisiones de CO₂ de los sistemas de generación de energía y se hizo hincapié en la necesidad de un modelo realista de los procesos que tienen lugar en las partículas.
- Barreto, Jiménez Correa, Muñoz y Montes en 2005 en la investigación sobre Tecnologías para la reducción de emisiones de gases contaminantes en plantas cementeras realizaron una breve descripción de los procesos de formación de SO_x, NO_x y CO₂, que son los principales contaminantes emitidos en las descargas gaseosas de la industria del cemento. Presentaron varias tecnologías para reducir dichas emisiones en hornos cementeros húmedos. Para el caso del CO₂, se exponen las estrategias para evitar la formación de este gas de efecto invernadero, orientadas hacia la sustitución de combustibles y materias primas, así como las tecnologías en desarrollo para la captura de CO₂.
- Rincón en 2009, realizó un estudio con el propósito de evaluar el consumo calórico en la empresa ARGOS en la planta Río claro Colombia, en el cual se trató de manera teórico práctico los balances de masa y energía para dos sistemas de hornos de proceso seco, cuyo volumen de control incluye una torre precalentadora, un horno rotatorio y un enfriador de parrillas. Esta investigación tuvo como finalidad la evaluación energética del sistema de cocción, a la vez se sugirieron mejoras operacionales para un consumo menor de combustible y un proceso más eficiente.

2.3 OBJETIVOS.

Los objetivos desarrollados durante la realización de la investigación son los siguientes:

2.3.1 General

Evaluar el sistema de quemadores auxiliares en la torre de ciclones de la línea 2 en la Fábrica Nacional de Cementos (F.N.C) Planta Ocumare.

2.3.2 Específicos

- Analizar el perfil de las composiciones del gas, a nivel de la rampa y en la torre de ciclones, operando con los quemadores auxiliares por separados y en conjunto.
- Analizar la composición de la harina descarbonatada en cada etapa de la torre de ciclones, tomando en cuenta los efectos de la combustión.
- Realizar un balance aérolico en el sistema de la torre de ciclones, a partir de las mediciones de flujos de los gases en los puntos escogidos.
- Realizar el balance de energía del sistema a partir de los datos recolectados en los puntos de medición estudiados.
- Analizar el requerimiento energético teórico necesario para la descarbonatación de la harina según la alimentación.
- Determinar las relaciones másicas de aire-combustibles actuales y óptimas, partiendo de las mediciones realizadas y del requerimiento energético necesario para garantizar la descarbonatación.
- Comparar el sistema actual de los quemadores auxiliares la torre de ciclones de la línea 2, con los resultados teóricos para un proceso óptimo.
- Sugerir un modelo y disposición de quemadores auxiliares para la zona de descarbonatación de la harina en la torre de ciclones para la línea 2.
- Evaluar el beneficio económico generado a partir de las modificaciones sugeridas.

CAPÍTULO III.

3 MARCO TEÓRICO.

A continuación se desarrollan aspectos teóricos generales necesarios para el conocimiento del sistema en estudio.

3.1 Proceso de producción de cemento.

Existen en la bibliografía numerosos textos especializados referente a la producción de cemento. Allí se puede encontrar la descripción general del proceso, el cual involucra una serie de etapas donde las materias primas son transformadas hasta llegar al producto deseado que es el cemento en sus distintos tipos. La producción de cemento en la planta Ocumare consta de una serie de procedimientos que se describen a continuación.

La principal materia prima en la fabricación del cemento Portland es la caliza, esta es extraída de canteras y tiene un alto contenido de carbonato de calcio (CaCO_3), usualmente la caliza contiene otros materiales pertenecientes a sustancias arcillosas o minerales de hierro que influyen en su color y características (Duda, 1977), en la F.N.C planta Ocumare, operan con la caliza de tres canteras ubicada en las cercanías, las cuales son: San Bernardo, Mume y Melero. Por las diferencias en las características químicas presentes en cada una de las canteras, la caliza es conducida a los silos de almacenaje de manera proporcional, dependiendo de su calidad. El diagrama del proceso productivo de la Fábrica Nacional de Cementos de la planta Ocumare se muestra en la figura N°1.

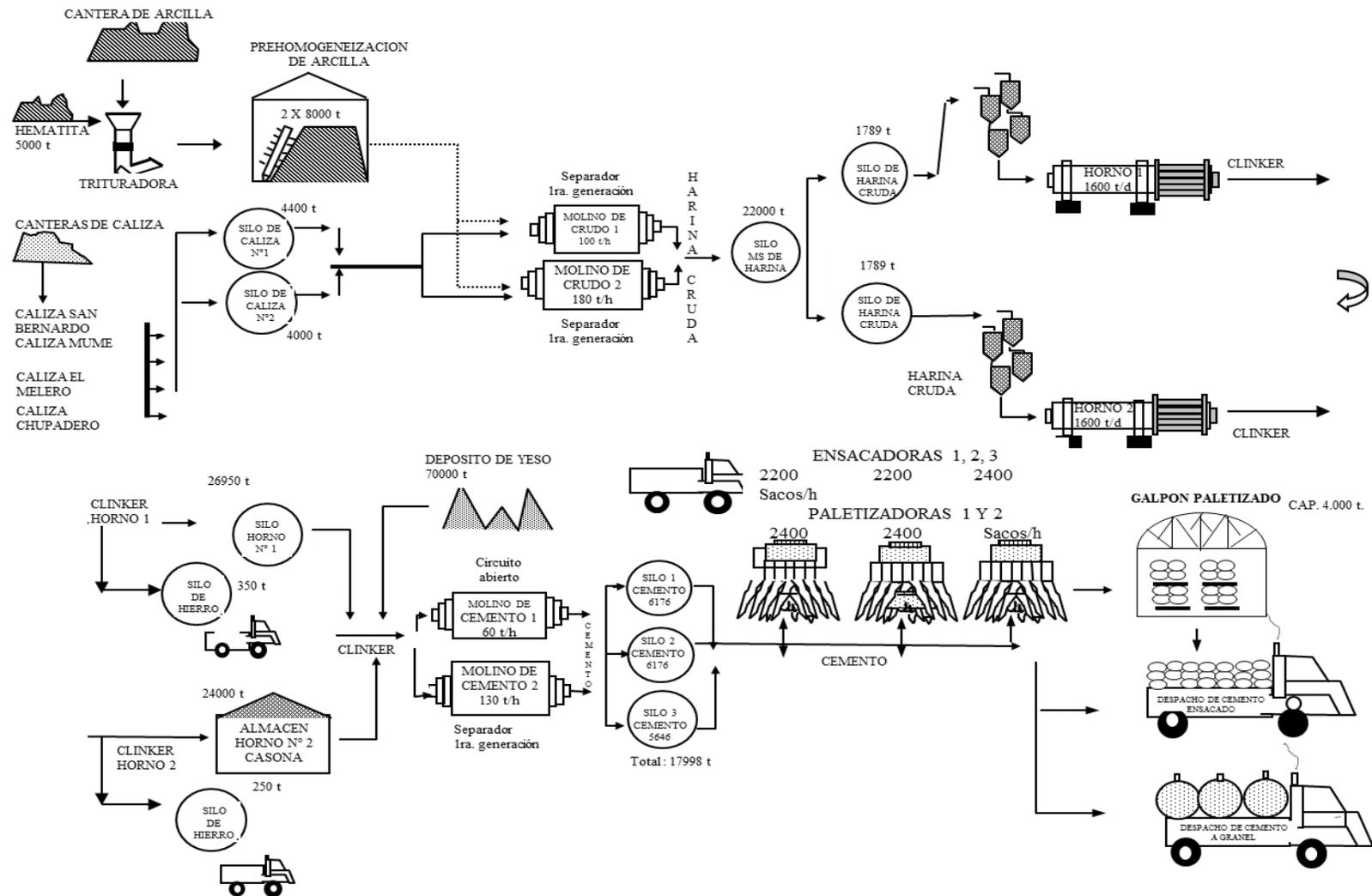


Figura N°1 Proceso de producción de cemento planta Ocumare. (F.N.C, 2012).

La segunda materia prima importante en la fabricación del cemento es la arcilla. En esencia, es producto de meteorización de silicatos de los metales alcalinos y alcalinotérreos, en particular de los feldespatos y micas. La parte principal de las arcillas esta formada por hidrosilicatos de alúmina (Duda, 1977). La planta ubicada en Ocumare posee la cantera a un lado de la planta.

La arcilla es triturada para su mejor procesamiento aguas abajo y es llevada a un patio de prehomogenización, donde se busca que la arcilla a procesar posea unas características que varíen poco durante la alimentación.

Un complemento de estas materias primas son los materiales correctores, estos se utilizan principalmente cuando las materias primas obtenidas no cumplen con los requisitos químicos para garantizar un buen producto. Se aplica, por ejemplo, arena para elevar el contenido de anhido silícico o también arcillas de muy alto contenido en SiO₂. Si carecen de los óxidos de hierro se utiliza como corrector minerales de hierro o cenizas de la tostación de piritas (W. Duda, 1977).

3.1.1 Molienda de crudo.

Las materias primas pre-homogenizadas en proporciones controladas, se muelen para formar una mezcla homogénea con la composición química requerida. Para los sistemas de horno seco y semi-seco, los componentes de las materias primas se muelen y se secan hasta lograr un polvo fino, haciendo uso principalmente de los gases combustión. Para las materias primas con alto contenido de humedad y en los procesos de arranque pueden necesitarse un hogar auxiliar para proporcionar calor adicional (Canales, 2004).

La planta ubicada en Ocumare cuenta con dos líneas de molienda de crudos donde la materia prima es dosificada a los mismos siendo los valores regulares 80% de caliza y 20 % de arcilla cuando no se utilizan correctores.

3.1.2 Precalementamiento.

Luego de pasar por el proceso de molienda de crudo, la harina es transportada a los silos de homogenización donde se busca una uniformidad de alimentación a la cocción. Antes de ingresar al horno rotatorio el material debe pasar a un proceso de 4 etapas de pre-calentamiento, donde la harina es descarbonatada a través de una torre de ciclones utilizando la salida de gases del horno principal y quemadores auxiliares. Los ciclones dispuestos uno sobre el otro reciben la alimentación de harina en la segunda etapa con una temperatura entre 60-80 °C aprox., mientras se llevan los gases procedentes de hornos desde la etapa inferior hasta la superior, la harina va recibiendo el calor mientras que los gases lo van cediendo. En los ciclones, los sólidos son separados de los gases cayendo hacia la etapa inmediata inferior, obteniendo al final de la cuarta etapa una harina descarbonatada la cual es conducida al horno con una temperatura entre 800 °C-900°C aprox. (Deolalkar, 2009).

En la planta Ocumare existen dos líneas operativas para el precalementamiento de la harina, ambas torres de ciclones son de cuatro etapas con 2 ciclones por etapas exceptuando la primera donde operan 4 ciclones.

3.1.3 Clinkerización.

Posteriormente, el material precalementado y descarbonatado se alimenta al horno rotatorio donde la combustión se realiza con el uso de un quemador principal. El aire es suministrado al quemador proveniente de un ventilado y el otro por el retorno del enfriador de clinker. La temperatura de calcinación se alcanza en aprox. 1400°C. El clinker para ser transportado y molido debe ser enfriado, esto se realiza a través de diversos procesos, en la planta Ocumare se utilizan enfriadores tipo satélites o planetarios que constan de 8 a 10 tubos que están dispuestos alrededor del horno y giran con el clinker que entra en los tubos.

Los tubos están equipados con material refractario, camisas y levantadores hechos de materiales resistentes al calor, el clinker sale con una temperatura alrededor de los 60

°C. A veces los tubos se enfrían externamente con agua o aire para lograr una mejor refrigeración (Deolalkar, 2009)

3.1.4 Molienda del cemento.

El cemento tipo Portland se produce moliendo juntos clinker y sulfatos tales como yeso y anhidrita. En los cementos de adición (cementos compuestos) hay otros constituyentes tales como: escoria granulada, puzolanas artificiales, naturales o “filler calizo”. Las adiciones se pueden moler junto con el Clinker o pueden necesitar secarse y molerse por separado. (Las plantas de molienda pueden estar en ubicaciones separadas de las plantas de producción de Clinker). La mayoría de los molinos trabajan en circuito cerrado, es decir pueden separar el cemento de la finura requerida y devolver el material grueso al molino (Canales, 2004).

En la planta Ocumare se tienen 2 líneas de molienda de cemento, en las cuales se alimenta el clinker producido por los hornos conjuntamente con el yeso y minerales correctores, aquí el cemento sale con las características finales y la calidad requerida según las normas. Luego es conducido a los 3 silos donde son almacenados hasta su despacho.

3.1.5 Despacho

El cemento almacenado es conducido al sistema de ensacado donde se separará en presentaciones de 49 kg para su distribución, de igual forma el cemento es despachado a granel para los consumidores de mayor demanda como las constructoras.

Una vez descrito el proceso de producción de cemento se hará énfasis en la descripción de la etapa de interés para el desarrollo de la evaluación conforme los objetivos planteados.

3.2 Torre Pre-calentadora o torre de ciclones.

El objetivo de la torre pre-calentadora es aprovechar el contenido calórico de los gases provenientes del horno, hasta alcanzar el máximo grado de descarbonatación y

el máximo aumento posible de la temperatura de la harina con el fin de aumentar la eficiencia en los procesos del horno.

En la Figura N°2, se muestra el esquema de la torre de ciclones, la misma consta de 4 etapas de precalentamiento cada una equipada con ciclones de separación gas-sólido que a su vez actúan como intercambiadores de calor, en todas las etapas en lugar de haber un solo ciclón hay dos ciclones gemelos para manejar un mayor volumen y mejorar la transferencia de calor. Esta torre no posee un sistema de calcinación por lo que la descarbonatación que se obtiene es solo parcial, el resto de la descarbonatación se da en el horno.

La harina que ingresa al proceso es alimentada en la unión que hay entre la primera y la segunda etapa (en orden descendente de la harina). En este sistema, la harina que ingresa a unos 80° C debe calentarse hasta aproximadamente 900° C durante un tiempo de residencia en la torre de aproximadamente 30 segundos. La harina alimentada en la corriente de gases proveniente del ciclón 2 conduce el material a la estación de cicloneo de la etapa I, donde es separada de los gases y cae por gravedad al flujo de gases que asciende desde el ciclón III, con los cuales ingresa al ciclón II, así pasará en la misma forma a través de las etapas III y IV, desde donde el material ingresa al horno luego de ser precalentado (PSP Engineering, 2005).

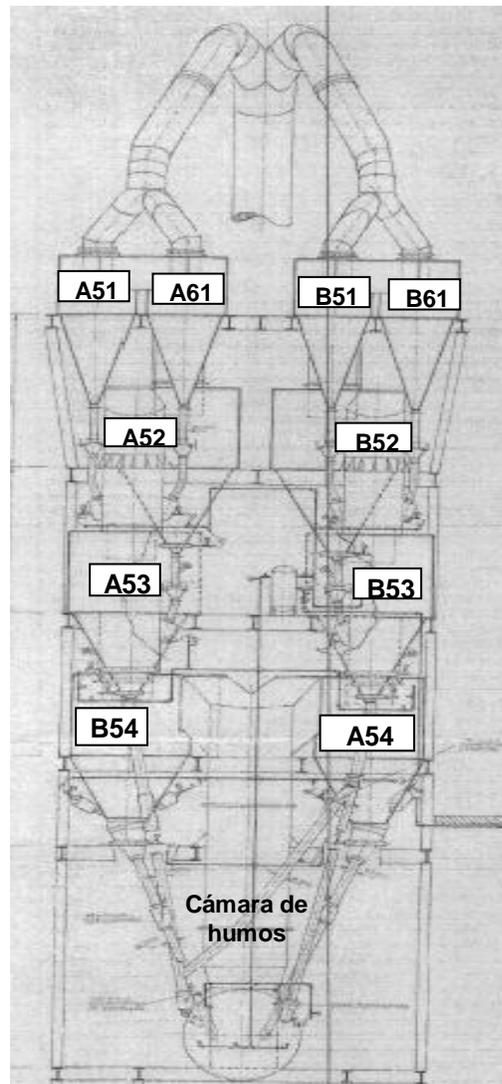


Figura N° 2 Torre de ciclones estándar utilizada en la producción de cemento.

En este sistema se favorece el contacto entre la harina con los gases por medio de un sistema en contracorriente que proporciona un mayor intercambio de calor entre estos, así la mayor parte de la transferencia de calor se realiza en los tubos de salida de gases de cada ciclón, lo que equivale a aproximadamente el 80% y solo un 20% del intercambio calórico se da al interior de los ciclones. Los gases que ingresan al precalentador a aproximadamente unos 1100°C salen por la parte superior de la torre a temperaturas entre 300 y 360°C arrastrando con ellos un 10% de la cantidad de la

harina que es alimentada, lo que comúnmente se conoce como polvo del electrofiltro, esto debido a que los gases con el polvo que los acompaña son llevados a un electro filtro donde se separan y posteriormente el polvo es recirculado al sistema (PSP Engineering, 2005).

3.3 Quemadores

El quemador es el dispositivo utilizado para quemar el combustible con aire y convertir la energía química del combustible en energía térmica. Un sistema de combustión dado puede tener un solo quemador o varios dependiendo del tamaño y tipo de la aplicación. Por ejemplo, un horno rotatorio de forma cilíndrica posee un solo quemador situado en el centro de uno de sus extremos.

El calor del quemador se irradia en todas direcciones y es eficientemente absorbido por la carga. Sin embargo, la geometría cilíndrica tiene algunas limitaciones relativas a tamaño y tipo de carga, que hacen que su uso sea limitado a ciertas aplicaciones tales como fusión de chatarra o producir clinker para cemento. Un sistema de combustión más común tiene quemadores múltiples en una geometría rectangular. Este tipo de sistema es generalmente más difícil de analizar debido a la multiplicidad de fuentes de calor, debido a las interacciones entre las llamas y productos asociados de la combustión (Baukal, 2003).

Existen algunos factores importantes que se toman en cuenta para un determinado tipo de quemador, los cuales afectan la transferencia de calor y emisiones contaminantes. En el pasado, el quemador era diseñado principalmente para una mejor eficiencia en la combustión y la transferencia de la energía. Actualmente, regulaciones nuevas ambientales cada vez más estrictas, han añadido la exigencia de tener en cuenta las emisiones contaminantes producidas por el quemador. En muchos casos, la reducción de las emisiones contaminantes y la máxima eficiencia de combustión marchan en sentidos contrarios.

En el pasado, el reto para los diseñadores de quemadores era a menudo maximizar la mezcla entre el combustible y el oxígeno para asegurar una combustión completa,

especialmente si el combustible era difícil de quemar como en el caso de combustibles de bajo poder calorífico, tales como los combustibles de residuos líquidos o los gases de proceso de la producción de productos químicos. Ahora, el diseñador debe equilibrar la mezcla del combustible y el oxidante para maximizar la eficiencia de combustión minimizando al mismo tiempo todos los tipos de las emisiones contaminantes (Baukal, 2003).

Esta no es una tarea fácil como, por ejemplo, emisiones de NO_x y CO a menudo van en direcciones opuestas, como se muestra en la figura N°3. Cuando el CO es bajo, NO_x puede ser alto, y viceversa. Los quemadores modernos deben tomar en cuenta las emisiones al medio ambiente, al mismo tiempo deben funcionar de manera eficiente para garantizar la transferencia de calor a la carga.

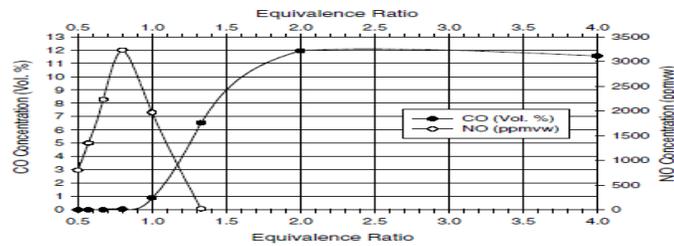


Figura N° 3 Composición del CO contra NO según la relación en la combustión (Baukal, 2003)

3.3.1 Partes de un quemador

Los quemadores constan de una serie de componentes importantes, las cuales son necesarias para su mejor desempeño. En la figura N°4 se observan las partes de un quemador que a continuación se desarrollan.

El sistema de encendido es un componente importante en el sistema de quemadores para garantizar un funcionamiento seguro y fiable. El sistema de encendido se construye a menudo en el quemador, pero en algunos casos puede ser separado del quemador. A la vez que puede ser completamente automático o manual con diferentes

tipos de ignitores disponibles. En muchos casos, se utiliza un piloto para encender la llama principal, el cual puede ser continuo o interrumpible, dependiendo del diseño del sistema. El piloto puede ser permanente o desmontable, y puede ser encendido por un dispositivo de encendido por chispa o por una antorcha externa. Los pilotos necesitan un suministro de combustible por separado y en general se mezclan previamente (Baukal, 2003).

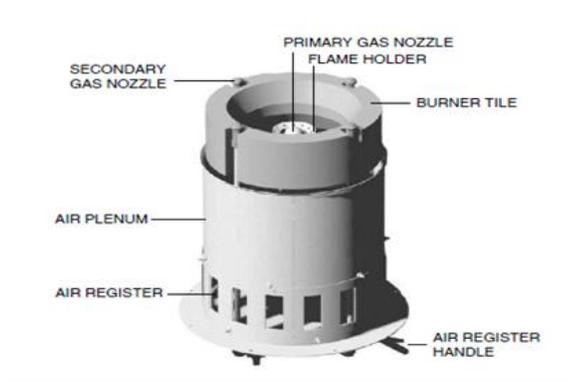


Figura N°4 Partes esenciales de un quemador de gas (Baukal, 2003)

- *Plenums* se utilizan para homogeneizar los flujos de gas de entrada distribuyéndolos uniformemente a la salida del quemador. Esto es importante para asegurar el correcto funcionamiento del quemador en toda la gama de condiciones de operación. Estos gases pueden incluir el aire de combustión, el combustible y el aire para pre mezclar con el gas.
- *La garganta del quemador*, es una parte importante porque ayuda a dar forma a la llama y protege las partes internas del sobrecalentamiento. En la mayoría de los diseños está hecha de un cierto tipo de cerámica que a menudo contiene alúmina y sílice, dependiendo de las condiciones de temperaturas de operación. Puede también jugar un papel importante en la dinámica de ignición y el líquido del proceso de combustión. Puede haber agujeros a través de la pared para mejorar la mezcla de gases del horno con los gases alimentados en el quemador (Baukal, 2003).

- *El sistema de control* en los quemadores tienen como función regular el flujo de aire entrante a la cámara de combustión del horno. Otros controles sobre de los quemadores pueden ajustar la distribución de combustible o de aire alimentado. Por ejemplo, si un quemador tiene múltiples inyectores de combustible, los controles sobre el quemador se puede utilizar para controlar la cantidad de combustible que va a cada inyector a si mismo para el aire (Baukal, 2003).
- *El sistema de seguridad* de llama es crítico para el funcionamiento seguro del sistema de combustión. Esto puede incluir algún tipo de detector de llama o la varilla de seguridad para garantizar que el quemador o el piloto estén en funcionamiento. Estos están conectados al sistema de suministro de combustible de modo que el flujo de combustible se interrumpirá si la llama se apaga para evitar una posible explosión de gases combustibles.

3.4 Combustión.

En su concepción más simple, la combustión puede definirse como la acción de arder o quemar de cualquier forma de materia combustible, por efecto de la reacción de sus elementos componentes con el oxígeno, formando nuevos compuestos y liberando energía en forma de luz y calor.[Percy, 2012].

Así, tenemos que las reacciones de combustión que nos interesan son única y exclusivamente las que se producen entre el carbono e hidrógeno del combustible con el oxígeno del aire.

Las funciones que cumple el aire en el proceso de combustión las podemos dividir en 3 grupos:

- Químicas: Aportando el oxígeno requerido por la combustión en su calidad de comburente.
- Mecánicas: Aportando la energía cinética para manejo de los impulsos que crean la turbulencia requerida para la formación de llama.

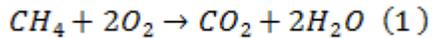
- Termodinámicas: Actuando como medio de transferencia y recuperación de calor.

Se ha podido comprobar que todos los combustibles se disocian en sus componentes elementales antes de quemarse, al encontrar que siempre existe una diferencia entre sus poderes caloríficos calculados estequiométricamente y los determinados en el laboratorio con el uso de una bomba calorimétrica, resultando como diferencia el calor de disociación.

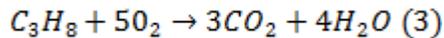
3.4.1 Reacciones de combustión completa para los principales componentes del gas natural:

Las reacciones que se muestran a continuación describen la combustión para los principales gases que componen el gas natural.

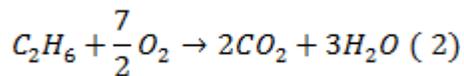
Reacción de combustión completa para el metano.



Reacción de combustión completa del etano.



Reacción de combustión completa para el propano.



Evaluación del calor del gas natural

La ecuación (4) muestra la cantidad de energía disponible en el gas natural según la composición volumétrica [ver anexo A2].

Ecuación de la energía suministrada por el gas según (Vade-Macum, 2000)

$$Q \text{ (kcal/m}^3\text{)} = 90.3 [CH_4] + 159.2[C_2H_6] + 229[C_3H_8]. \quad (4)$$

3.4.2 Productos de la combustión neutra del gas natural.

Los productos de la combustión varían dependiendo del combustible empleado. En la Tabla N°2 se muestran los valores asociados a la proporción de los distintos gases producto de la combustión estequiometría del gas natural [ver anexo A2].

Tabla N°2 proporciones de gases de combustión por volumen de gas natural empleado.

	Nm ³ /Nm ³ gas	kg/Nm ³ gas	% Volumen	% Peso
CO ₂	0,999	1,962	9,58	15,25
SO ₂	0,000	0,000	0,00	0,00
H ₂ O	1,962	1,576	18,81	12,25
N ₂	7,466	9,332	71,60	72,51
Total	10,426	12,871		

Vade-Mecum Cement Process Engineering.

3.5 Descarbonatación

La reacción de descarbonatación es altamente endotérmica y tiene como fundamento la descomposición del carbonato de calcio como lo muestra la siguiente reacción.

Reacción de descarbonatación.



Lo que significa que la reacción se ve favorecida por las altas temperaturas. La reacción se llevará a cabo únicamente, si la presión parcial de CO₂ en el gas sobre la superficie sólida es menor que la presión de descomposición del CaCO₃. La presión de este último está determinado por consideraciones de equilibrio termodinámico.

CAPITULO IV.

4 METODOLOGÍA.

Para el cumplimiento de los objetivos planteados en esta investigación, se elaboraron una serie de procedimientos que se muestran en la figura N°5

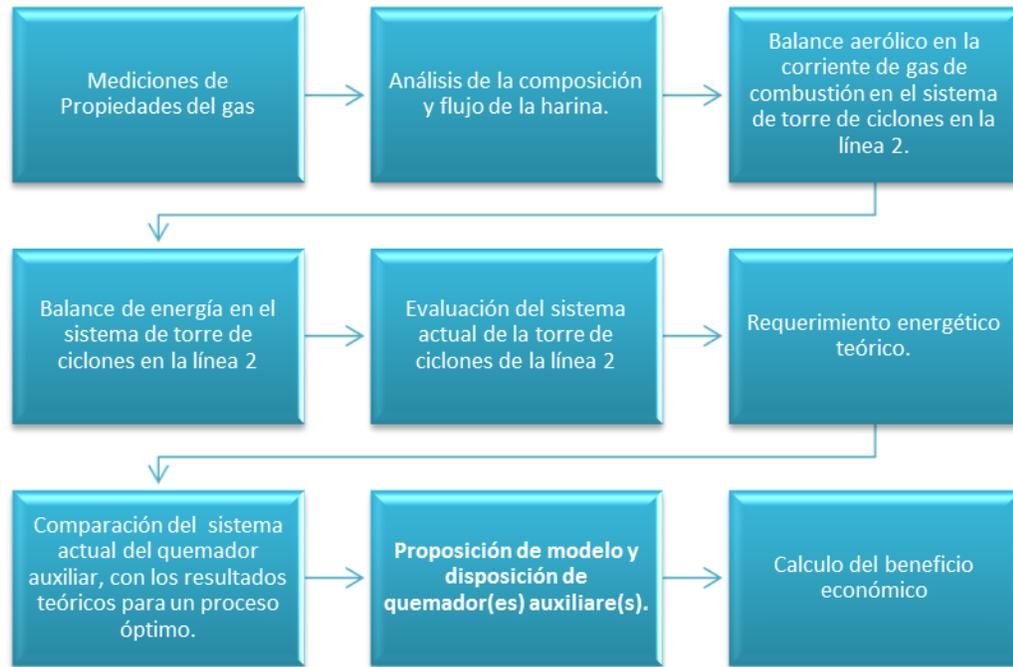


Figura N° 5 Esquema general del procedimiento metodológico.

4.1 Medición de propiedades del gas de combustión.

Se realizó la medición de la composición en los gases en cada etapa de la torre de ciclones, así como en la entrada y salida de la torre acondicionadora de gases (T.A.G), mediante el uso de un analizador de gases (Testo, modelo 350-MARITIME), en el que se pueden apreciar los valores de la composición de los gases de combustión como CO , CO_2 , NO_x , SO_x y O_2 con el uso de tubo colocado en la línea de flujo, el cual lleva los gases hacia los sensores internos en el dispositivo de manera de obtener la lectura de la composición en la corriente.

Los valores de la temperatura de los gases de salida en los ciclones de cada etapa, el caudal de combustible alimentado, así como la información de los quemadores en funcionamiento, se observó directamente de la pantalla en sala de control.

Se realizaron las mediciones de las propiedades anteriores, operando tanto con un solo quemador como con ambos, con el fin de contrastar el funcionamiento de ambos sistemas. Los datos obtenidos fueron transcritos a una hoja de cálculo para su procesamiento, obteniéndose los valores de las composiciones en la corriente de los gases por cada etapa, así como los máximos y mínimos registrados para cada evaluación. De igual forma los datos anteriores son importante para el balance de los gases y como información para el balance de energía.

4.2 Análisis de la composición y flujo de la harina.

El flujo de alimentación de la harina se observó desde la sala de control, el cual es suministrado por los instrumentos de medición que permanentemente están en la línea del proceso y velan por el control del mismo, pudiéndose de la misma forma verificar la estabilidad del sistema. El valor de la alimentación tomado para los cálculos fue el promedio obtenido durante el tiempo de cada evaluación.

Se recolectaron muestras de material sólido proveniente de la alimentación y de cada una de las etapas de la torre de ciclones, a las cuales se les realizó la determinación de pérdida al fuego [Ver apéndice 1], que es un análisis que demuestra la cantidad de carbonato presente en un material analizado, verificando así el grado de descarbonatación. Este análisis se llevó a cabo en una mufla a 1050 °C, colocando una muestra del material previamente pesada tanto de la primera etapa como de la última por 30 min, para luego enfriarla y volverla a pesar. La diferencia del peso será el valor de pérdida al fuego que posee el material.

De igual forma los análisis químicos del material recolectado fueron llevados a cabo con la finalidad de obtener la composición química del material obtenido en la etapa de alimentación [ver apéndice 2]

Los valores arrojados por los distintos análisis realizados, se llevaron en el registro de la evaluación y se tomaron en cuenta para la realización del cálculo del grado de descarbonatación, por cada una de las etapas realizando el seguimiento de la descomposición durante el paso por la torre. De igual manera se pudo calcular la tasa máxima de descarbonatación promedio según las mediciones. Estos análisis también sirvieron para dar seguimiento a la calidad de la harina que se ingresan en la alimentación, así como la dificultad para su cocción

4.3 Balance aerólico en la corriente de gas de combustión en el sistema de torre de ciclones en la línea 2.

Para obtener el flujo másico en los gases, se tomaron en cuenta los productos de la combustión en la salida de la torre conjuntamente con los gases producto de la combustión del quemador auxiliar, así como la composición del gas en la corriente. Posteriormente con los valores de composición de oxígeno medidos en cada etapa se pudo determinar por balance de masa, la cantidad de aire atmosférico que entra al sistema producto de las fisura y fallas en los sellos de los equipos (aire falso) y el incremento de gas circulante [ver anexos A3].

Los valores obtenidos sirven para mostrar las etapas en el sistema que poseen mas entradas de aire y el incremento de los valores con respecto a mediciones anteriores, así como la variación de este factor entre medición, de igual manera con esto se estudiará el efecto del mismo sobre la transferencia de energía en el sistema. Estos resultados forman parte de la evaluación final, la cual se presenta en una serie de gráficos observándose las variaciones durante la realización de las mediciones y las comparaciones entre ellas.

4.4 Balance de energía en el sistema de torre de ciclones en la línea 2

Con los datos recolectados de temperaturas, capacidades caloríficas y flujos en los puntos seleccionados como: alimentación a la torre, gases de salida de la torre de ciclones, gases de salida de la torre acondicionadora y temperatura por etapas, se realizó un balance de energía, calculando la energía utilizada para la

descarbonatación, tomando en cuenta las pérdidas de calor producto a las entradas de aire y la energía perdida.

Para cada periodo de medición, se obtuvo un gráfico del perfil de temperatura en toda la torre y la energía utilizada cada día de estudio. Una vez conocida la energía necesaria para la descarbonatación, se calculó el flujo de combustible requerido para suministrar esta cantidad de energía partiendo del calor emitido por la combustión por cada mol del gas combustible, de igual manera se obtuvo la cantidad de aire utilizado en dicha combustión.

De esta manera se consiguió la cantidad de energía que fue suministrada al sistema, así como la energía utilizada en el proceso observándose la eficiencia de la transferencia de calor por cada periodo de medición. Estos resultados se mostraron en la tabla de evaluación final y se tomaron en cuenta para la selección de los quemadores a recomendar.

4.5 Evaluación del sistema actual de la torre de ciclones de la línea 2.

Con los resultados de los distintos cálculos aplicados al sistema de descarbonatación expresados en los balances correspondientes, se elaboró una tabla resumen de la información más importante de la evaluación, donde se apreciaron aspectos tales como: Energía suministrada y transferida, consumo de combustible, oxígeno utilizado, gases de combustión, grado de descarbonatación y aire falso.

Los resultados de esta evaluación muestran las condiciones actuales de operación de la torre y sirven de comparación con los resultados para un proceso óptimo.

4.6 Requerimiento energético teórico.

Tomando en cuenta el promedio histórico de alimentación a la torre, se elaboraron los cálculos teóricos necesarios para lograr una descarbonatación óptima realizando los siguientes procedimientos:

Se determinó el promedio histórico de alimentación de harina en la torre de ciclones, luego se tomó la referencia de el grado de descarbonatación óptimo para el mejor

desenvolvimiento de los equipos aguas abajo y con esto se consiguió la cantidad de carbonato de calcio que se necesita transformar. Posteriormente, mediante la reacción de descarbonatación se calculó la energía necesaria para que esta se lleve a cabo.

Luego, tomando en cuenta la energía necesaria para la combustión del gas natural se calculó la cantidad de combustible que se necesita para llevar a cabo la descarbonatación según el cálculo anterior, tomando en cuenta la energía suministrada por los gases de combustión del quemador principal

Estos resultados arrojaron valores teóricos de la energía necesaria para que el sistema funcione de manera mas eficiente, los mismos se colocaron en una tabla resumen de manera que los resultados se pudiesen contrastar con los obtenidos en la evaluación actual del sistema precalentamiento.

4.7 Comparación del sistema actual del quemador auxiliar, con los resultados teóricos para un proceso óptimo.

Con los resultados teóricos y operacionales obtenidos, se realizó un análisis comparativo de ambos sistemas, en lo que con respecta a consumo de combustible, razón de combustible-aire, tasa de descarbonatación y emisión de contaminantes. Se determinaron las desviaciones mas significativas entre la evaluación del sistema optimo y el que actualmente esta en operación observándose los cuellos de botella del sistema, para finalmente realizar recomendaciones sobre el tratamiento y las medidas correctivas a tomar para un mejor rendimiento del proceso.

4.8 Proposición de modelo y disposición de quemadores auxiliares

Con los resultados obtenidos de la evaluación y las comparaciones se verificó la posibilidad de una modificación a los sistemas de quemadores que están actualmente en operación en la torre de ciclones de la línea 2. Donde se constató el estado físico de los quemadores tomando en cuenta el ducto de gas, la forma de difusión de combustible, el suministro de aire, etc.

Se procedió a recomendar una disposición de los quemadores así como un modelo para la modificación de los que están actualmente en operación, tomando en cuenta la necesidad energética y las relaciones de mezcla para una combustión satisfactoria. De igual manera se propuso un modelo de quemador de fabricantes industriales con la ayuda de los catálogos de quemadores especiales para este tipo de proceso.

4.9 Beneficio económico

Posteriormente a la evaluación, se tomó en cuenta la máxima producción que se espera luego que se solventen los problemas estudiados en el sistema. A su vez se realizó un cálculo de beneficio económico que se obtiene a partir de la optimización, tomado en cuenta el volumen de producción, incrementado con respecto a la producción promedio del seguimiento realizado y los precios de venta que se manejan la actualidad. Obteniéndose así las ganancias monetarias mensuales producto de la mejora, así como la relación de esta con el costo de los quemadores actualmente en el mercado.

CAPITULO V.

5 RESULTADOS.

Luego de la ejecución de la metodología planteada para el cumplimiento de los objetivos, se obtuvieron los siguientes resultados producto de las evaluaciones correspondientes.

5.1 Mediciones de las composiciones de los gases.

Se realizaron mediciones de la composición de los gases en la torre de ciclones de la línea 2 en dos condiciones distintas, en la primera se operó el sistema de cocción de la torre utilizando el quemador auxiliar ubicado aproximadamente 1,6 m debajo de la caja de expansión que introduce el material proveniente de la tercera etapa, en la parte superior de la cámara de humos. El segundo escenario evaluado fue con el uso de una distribución de flujo dividida equitativamente entre el quemador superior antes mencionado y el quemador inferior ubicado a nivel de la rampa de entrada al horno, por debajo de la descarga de material de los ciclones de la cuarta etapa.

5.1.1 Medición de la composición de los gases, escenario quemador superior.

Para llevar a cabo las mediciones planteadas, se tomaron en cuenta dos evaluaciones del sistema completo más 5 registros diarios antes y después de las mediciones realizadas.

A continuación, se presenta en la tabla N°3 las condiciones promedios de operación más importantes durante el tiempo de realización de las auditorias.

Tabla N°3 Condiciones de operación del sistema de cocción en los días de la auditoria.

Dia de auditoria	22/08/2012	18/09/2012
Alimentacio Torre Ton/h	98	97
Gas principal Nm3/h	5600	5450
Gas auxiliar Nm3/h	1013	799
Velocidad rpm	1,94	2,3

La tabla N°3 refleja la variabilidad de un conjunto de condiciones importantes de operación a las que fue sometido el sistema para el tiempo que duraron ambas evaluaciones. En líneas generales, existe poca variación en los valores de alimentación de la harina, así como una disminución de los flujos de combustibles suministrados, ya que se debe mantener un perfil térmico y descarbonatación constante en la torre, por ende a mayor alimentación se debe suministrar más combustible para la cocción.

5.1.1.1 Análisis de los valores de concentración en los gases para el día 22/08/2012.

La tabla N° 4, se presenta un resumen de la composición de los gases por ciclones en cada una de las etapas de la torre, así como en la cámara de humos y la T.A.G para la primera evaluación de auditoria realizada. Cabe destacar que el tiempo de la realización de la misma fue desde las 10:00 am hasta las 12:30 pm.

Tabla N° 4 Perfil de las emisiones de gases de combustión en la cámara de humos, ciclones y T.A.G.

Etapas		CO [ppm]	O2 [%]	Nox [ppm]
Analizador de la rampa		0	6,30	968,33
Camara de humos P.B		20	3,3	1.086
Camara de humos P.A		2.313	4,7	897
Etapa 4	A54	3.938	2,7	861
	B54	2.830	4,3	841
Etapa 3	A53	3.484	3,7	861
	B53	2.399	4,9	765
Etapa 2	A52	3.400	3,9	845
	B52	2.094	4,7	845
Etapa 1	A51	3.368	4,7	669
	A61	3.334	4,7	679
	B51	1.881	5,4	697
	B61	1.729	5,3	703
T.A.G		2.523	6,2	596

Considerando que el recorrido de los gases se realiza desde la cámara de humos hasta la primera etapa de la torre, en la tabla N°4 se observa que desde la cámara de humos

en la parte alta hay un aumento de los niveles de CO en la corriente de gases, valor que va disminuyendo a medida que el gas va ascendiendo por la torre. Este fenómeno se debe a que el quemador auxiliar se encuentra casi en paralelo al punto de medición en la parte baja de la cámara de humo [ver figura N° 30], es por ello que los valores mas altos de CO se encuentran alrededor de ese punto, mostrando los máximos valores en los gases de los ciclones de la cuarta etapa.

En el punto de medición de la parte alta en la cámara de humos, se encuentra en el lado B de la torre, es por eso que la composición obtenida de los gases es similar que en la medición de los gases del ciclón B54. De la misma manera en la tabla N°4 se aprecia que en el punto del analizador de rampa el valor del CO es 0 ppm, reflejándose como resultado la ausencia de este gas, esto es debido a que el quemador principal posee un sistema eficiente de combustión [ver anexo A.6] teniendo una alimentación de aire primario adecuada para la combustión del gas alimentado.

Por otro lado, se puede apreciar una disminución drástica del nivel de O₂ desde el analizador de la rampa hasta en la parte baja de la cámara de humo, producto de la combustión de los quemadores auxiliares. En líneas generales el nivel comienza a incrementarse a medida que el gas asciende en la torre, debido a las entradas de aire falso asociadas a las fisuras y sellos en mal estado en los conductos y ciclones en cada etapa, esto está en correspondencia con la disminución de los valores de CO ya que el aire entrante diluye el gas.

De igual manera la tabla N°4 refleja en referencia a los gases NO_x, un ligero incremento luego de ser sometido al proceso de combustión, pero a medida que circula a través de las etapas su concentración va decreciendo producto de la entrada del aire falso que diluye la concentración del gas.

La tabla N°4 de igual forma permite observar una disparidad en los valores de la composición de los gases entre los ciclones de la misma etapa, esto se debe a la ligera preferencia de los gases hacia un lado de la torre, se puede constatar que los ciclones del lado “A” de la torre poseen los valores mas altos en lo que a niveles de CO se

refiere, a su vez los valores de O_2 son los mas bajos para este lado de la torre, lo que concuerda con la disposición actual del quemador auxiliar superior ya que este está colocado hacia el lado “A” de la torre y se conoce por la longitud y reacción de la llama, que la zonas mas efectivas se encuentran en el centro y las zona menos reactivas están en la periferia de la llama, es por eso que los productos de combustión se van a ver mayormente reflejados en el lado “A”, mientras que en el “B” se observará mayor cantidad de O_2 sin reaccionar y por ende una menor concentración de CO en la corriente gaseosa.

Análisis del seguimiento del sistema para el día de la evaluación.

Para tener una mejor visión del comportamiento del sistema, se realizó un seguimiento del comportamiento de los gases y el suministro de combustible para los días previos a la evaluación, así como un seguimiento de las condiciones del sistema de 24 horas para el día de la evaluación y el día siguiente. Las tendencias de los días anteriores y posteriores a la evaluación se pueden encontrar en los anexos A.1.

A continuación, se muestran los resultados producto del seguimiento de 17 horas de estabilidad del sistema para día de la auditoria [22/08/2012]. Cabe destacar que los parámetros de seguimiento están establecidos por la visualización de los mismos en la sala de control y están reportados con un intervalo de tiempo de una hora para cada parámetro.

En la Figura N°6, se refleja la tendencia mostrada por los valores medidos en el analizador de gases de la entrada del filtro eléctrico en contraparte al caudal suministrado al quemador auxiliar.

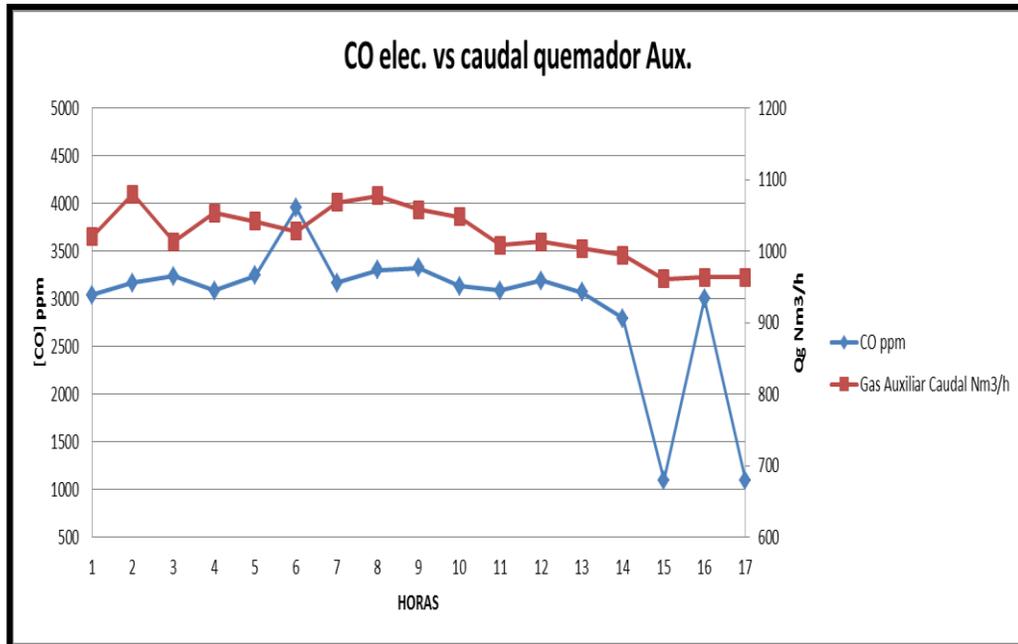


Figura N° 6° Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.

En la figura N° 6 se observa que la tendencia que muestran los niveles de CO en la salida de los gases a nivel del electrofiltro, es casi constante entre el inicio del seguimiento hasta la hora 13 y a partir de allí hay una disminución drástica de los niveles medidos, el valor máximo se registra en la hora 6 con 3950 ppm quizás por la disminución de la concentración de oxígeno, de la misma manera el valor mínimo de concentración registrada se obtiene en la hora 15 con 1097 ppm posiblemente por un aumento en los niveles de oxígeno o por una mala lectura del analizador. También en la figura anterior se puede observar la tendencia mostrada por el caudal de gas suministrado al quemador auxiliar, el que se mantiene fluctuando para las primeras 8 horas de seguimiento, luego para las 9 horas restantes mostró un descenso en general, las curvas muestran unos máximos valores para el caudal de gas de 1080 Nm³/h, para la hora 2 y la hora 8 y un valor mínimo de 961 Nm³/h para la hora 15 de seguimiento.

Analizando las tendencias mostradas por ambas curvas, se puede apreciar un comportamiento típico, ya que si se coloca constante la variable oxígeno para la combustión, al someter al sistema a un incremento de gas combustible este responderá con el incremento de CO, ya que, no podrá obtener oxígeno necesario

para llegar a la combustión completa, de igual forma decir que el oxígeno es constante en todo momento no es totalmente cierto ya que el oxígeno es suministrado por el aire de exceso en los gases de combustión de salida del horno principal, es por ello que se debe analizar este factor.

En la figura N°7 se muestra la tendencia del porcentaje de oxígeno registrado por el analizador de gases en la rampa, comparado con la cantidad de combustible suministrado al quemador auxiliar.

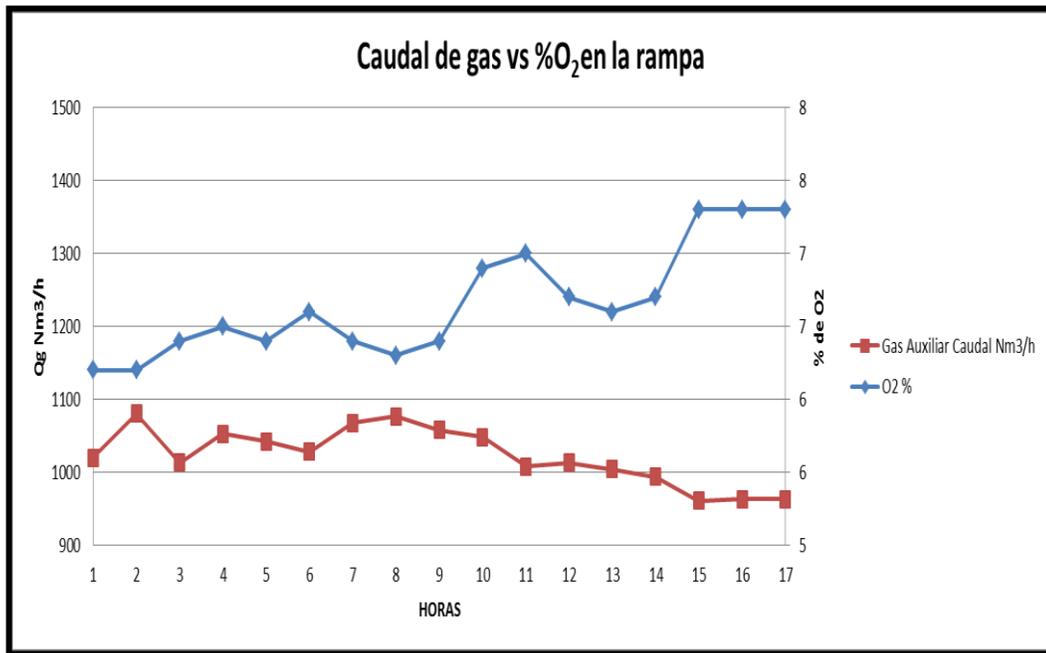


Figura N° 7 Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.

En la figura anterior se puede notar una tendencia creciente en los niveles de oxígeno de los gases en la salida del horno registrado por el analizador de la rampa. Sin embargo entre las horas 6 y 8, así como desde las 11 a las 13 ocurren leves descensos que afectan la estabilidad del oxígeno disponible para la combustión, esto es debido a la variación en el suministro de aire en la alimentación y caudal de combustible en el quemador principal. Con respecto al caudal de combustible suministrado en el

quemador auxiliar se observa una disminución a medida que transcurre el seguimiento, hecho que beneficia el incremento de oxígeno disponible porque aumenta la probabilidad de generar una combustión completa.

Por parte del oxígeno se aprecian mínimos de 6,2% para la primera y la segunda hora de seguimiento y un máximo de 7,5% en la hora 18.

A continuación, se contrastarán las variables antes evaluadas para sus valores máximos y mínimos, de manera que se observe el comportamiento del sistema en las condiciones más críticas.

Tabla N° 5 Valores máximos y mínimos para los gases y el combustible estudiado.

Variable	Condicion		Hora
O2 [%]	min	6,2	1, 2
	max	7,5	17
CO [ppm]	min	1097	15, 17
	max	3950	6
Q [Nm ³ /h]	min	937	15
	max	1080	2

En la tabla N° 5 se observa la relación entre los valores máximos y mínimos para las variables críticas de la combustión. Teóricamente se sabe que para lograr una buena combustión es necesaria una relación combustible- comburente adecuada y es por eso que los valores críticos mostrarán como se comporta el sistema, los puntos en común entre las variables se manifiestan en las horas 2, 15 y 17. Para la hora 2 tenemos un mínimo valor de concentración en oxígeno disponible en la rampa, pero a su vez tenemos un máximo valor de caudal de combustible para el quemador auxiliar. De esta condición es de esperar un nivel de CO máximo ya que se tendría menos oxígeno para realizar la combustión, pero el sistema no respondió como se esperaba y el máximo nivel de CO no pareció ser influenciado por estos valores mínimos y máximos.

La siguiente comparación se realiza en la hora 15 de seguimiento donde se registra un valor mínimo de concentración de CO a la salida del sistema y a su vez se refleja un mínimo valor de gas combustible suministrado y esto corresponde con lo esperado pues a un valor bajo de combustible manteniendo un nivel dado de concentración de oxígeno se tiene un mínimo valor de CO registrado en la salida de los gases.

De la misma manera en la hora 17 ocurre otro punto en común, debido a que se registra un valor máximo de oxígeno en la rampa para un mínimo de concentración de CO en la salida de los gases, correspondiendo igualmente con lo esperado, ya que cuando tenemos un nivel alto de oxígeno se espera una combustión más eficiente dando como resultado un nivel bajo de emisiones de CO.

De lo anterior se puede apreciar que para el periodo de seguimiento el valor mínimo de oxígeno no pareciera influir en el aumento de los niveles de CO registrados en la corriente de gas, posiblemente el porcentaje de oxígeno registrado no es considerable para producir un efecto adverso, por el contrario el valor máximo de oxígeno conjuntamente con el valor mínimo de combustible registra una disminución considerable de los niveles de CO en la salida de los gases. Cabe destacar que para tomar esta evaluación como veraz, se supuso un valor constante de entrada de aire falso, ya que el analizador de gases se encuentra al final del sistema y como se explico antes el aire falso tiende a diluir la concentración del CO.

5.1.1.2 Análisis de los valores de concentración en los gases para el día 18/09/2012.

En la tabla N° 6, se representan un resumen de la composición de los gases por ciclones en cada una de las etapas de la torre, así como en la cámara de humos y la T.A.G para la segunda evaluación de auditoría realizada. Cabe destacar que el tiempo de la realización de la misma fue desde las 9:00 am hasta las 11:00 am.

Tabla N° 6 Perfil de las emisiones de gases de combustión en la cámara de humos, ciclones y T.A.G

Etapas		CO [ppm]	O2 [ppm]	Nox [ppm]
Analizador de la rampa		0	6,3	968
Camara de humos P.B		0	3,5	1300
Camara de humos P.A		1.681	3,8	1206
Etapa 4	A54	4.097	2,8	1300
	B54	3.510	3,7	1313
Etapa 3	A53	4.001	4,5	1122
	B53	3.144	5,4	1018
Etapa 2	A52	3.298	4,6	1058
	B52	2.554	4,6	1030
Etapa 1	A51	2.613	5,4	860
	A61	2.888	5,9	827
	B51	2.525	5,9	887
	B61	2.545	5,6	874
T.A.G		2.545	5,6	874

En la tabla N°6, se observa que desde la cámara de humos en la parte alta hay un aumento de los niveles de CO en la corriente de gases, valor que va disminuyendo a medida que el gas va ascendiendo por la torre, este fenómeno se debe a que el quemador auxiliar se encuentra casi en paralelo al punto de medición de la parte baja en la cámara de humo [ver figura N°20], es por ello que los valores mas altos de CO se encuentran alrededor de ese punto y los máximos valores de concentración se midieron en los gases de los ciclones de la cuarta etapa. Cabe destacar que al igual que la primera evaluación, el punto denotado como cámara de humos parte alta hace referencia al lado B de la misma, es por eso que la composición obtenida de los gases es similar que en el ciclón B54. De la misma manera, se aprecia que en el punto del analizador de rampa, el valor del CO a casi un mes de la ultima evaluación continua siendo 0 ppm, reflejándose como resultado la ausencia de este gas a la salida de los gases del horno, esto es debido a que el quemador principal del que posee un sistema eficiente de combustión [ver anexo A.5] teniendo una alimentación de aire primario adecuado para la combustión del gas alimentado.

De igual manera, existe una disminución considerable del nivel de oxígeno desde el analizador de la rampa a la cámara de humo parte baja, esta disminución es la respuesta del consumo de oxígeno producto de la combustión en el quemador auxiliar superior ubicado muy cerca del punto de medición. En líneas generales el nivel comienza a incrementarse a medida que el gas asciende en la torre, esto es producto a las entradas de aire falso asociadas a las fisuras y sellos en mal estado en los conductos y ciclones en cada etapa, lo que se corresponde con la disminución de los valores de CO ya que el aire entrante diluye el gas.

En la tabla N°6 también refleja en los gases NO_x un ligero incremento luego de ser sometido al proceso de combustión, pero a medida que circula a través de las etapas su concentración va decreciendo producto de la entrada del aire falso que diluye la concentración del gas.

La tabla N°6, se observa una disparidad en los valores de la composición de los gases entre los ciclones de la misma etapa tal y como se había reflejado en la primera evaluación, asimismo se puede constatar que los ciclones del lado “A” de la torre poseen los valores más altos en lo que a niveles de CO se refiere, por otro lado la concentración de oxígeno es menor en este lado de la torre que en el lado “B” de la misma, correspondiendo a lo esperado según la posición actual del quemador auxiliar superior ya que este está colocado hacia el lado “A” de la torre [ver figura N°20] y se conoce por la longitud y la reacción de la llama que la zona más efectiva se encuentran en el centro de la misma y la zona menos reactiva está en la periferia de la llama, esta es la razón fundamental del comportamiento mostrado por la concentración de los productos de combustión que se van a ver mayormente reflejados en el lado “A” de la torre, mientras que en el “B” se observará mayor cantidad de O_2 sin reaccionar y por ende una menor concentración de CO en la corriente gaseosa.

Análisis del seguimiento del sistema para el día de la evaluación

Con la finalidad de complementar la información obtenida el día de la evaluación [19/08/2012], se realizó un seguimiento de los parámetros importantes del sistema. En este caso la estabilidad estuvo garantizada por 12 horas, periodo en el cual se efectuó la evaluación y que luego por cambios en la alimentación se perdió la estabilidad lograda. Se recuerda que los parámetros de seguimiento están establecidos por la visualización de los mismos en la sala de control y están reportados con un intervalo de tiempo de una hora para cada parámetro.

En la Figura N°8, se observa la tendencia de la concentración medida en el analizador de gases de la entrada del filtro eléctrico, en comparación con el caudal suministrado al quemador auxiliar.

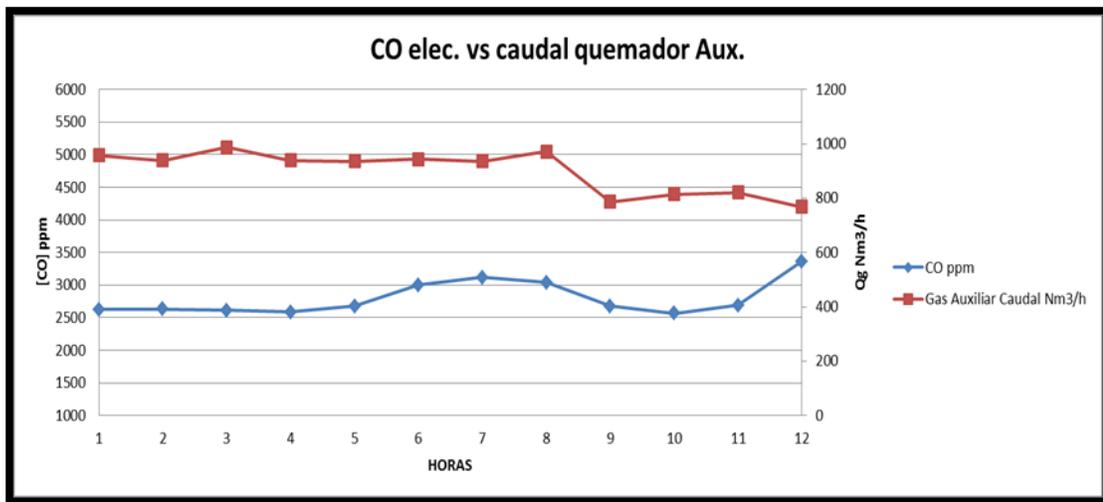


Figura N° 8 Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.

En la figura N°8, se observa que la tendencia que muestran los niveles de CO en la salida de los gases a nivel del electrofiltro es casi constante entre el inicio del seguimiento hasta la hora 5, a partir de allí la concentración medida fluctuó de manera senoidal, el valor máximo se registra en la hora 12 con 3361 ppm, de la misma manera el valor mínimo de concentración registrada se obtiene en la hora 10 con 2566 ppm. Aunque existen valores muy cercanos en la tercera y cuarta hora de

seguimiento. También se puede observar la tendencia mostrada por el caudal de gas suministrado al quemador auxiliar. El cual mostró una tendencia estable hasta la hora 8 donde ocurre un considerable descenso de la alimentación del gas y también se muestran unos valores máximos para el caudal de gas de 971 Nm³/h, para la hora 8 y un valor mínimo de 768 Nm³/h para la hora 12.

La variación de gas auxiliar depende de la alimentación de material a la torre y de la temperatura de los gases, a su vez que las fluctuaciones en la concentración del CO se debe básicamente a la disminución del suministro de gas al quemador auxiliar y a la variación del oxígeno disponible para la combustión. Posteriormente la grafica refleja una respuesta considerable a la disminución de combustible pero al incremento la respuesta es lenta, de la misma manera que en la primera evaluación el análisis anterior se realizó con la suposición de un valor de oxígeno constante, para estudiar la influencia del oxígeno es necesario observar el comportamiento de este gas.

En la figura N°9 se refleja la tendencia de la cantidad de oxígeno registrado por el analizador de gases en la rampa, en contra posición con la cantidad de combustible suministrado al quemador auxiliar.

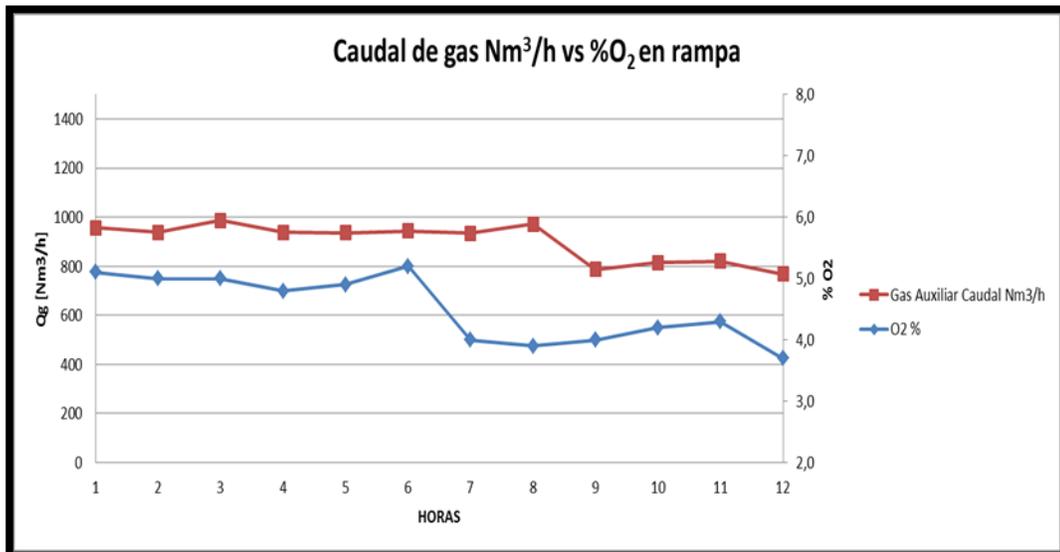


Figura N° 9 Tendencia de los gases O₂ vs caudal de gas auxiliar suministrado

En la figura anterior, se observa una tendencia a la disminución en los niveles de oxígeno en los gases de salida en el horno registrado por el analizador de la rampa, comenzando con un ligero arco donde los niveles descienden para luego subir un poco, pero a partir de la hora 6 ocurre una considerable disminución de estos, incrementándose ligeramente entre las horas 9 y 11, teniendo otra disminución importante en la hora 12. Estas disminuciones drásticas de los niveles de oxígeno tienen su origen en las condiciones de la combustión en el quemador principal, ya que se suministra aire según la alimentación del gas para mantener un nivel de aproximadamente un 20% de exceso de aire. Esto a su vez genera un efecto negativo, ya que al no poseer un control de flujo de gas dependiente del oxígeno en la rampa podría ocasionarse atmósferas reductoras en el quemador, considerando que el flujo de combustible se mantuvo constante para la disminución.

De la misma manera en la figura N°9 se puede notar por parte del oxígeno un mínimo registrado de 3,7 % para la hora 12 de seguimiento y un máximo de 5% en la hora 6.

De manera de comprender mejor el efecto que ocurre en el sistema cuando esta sometido a condiciones extremas, en tabla N°7 se contrastaran los niveles de cada variable en sus estados máximos, mínimos y hora de registro.

Tabla N°7 Valores máximos y mínimos para los gases y el combustible estudiado.

Variable	Condición		Hora
O2 [%]	min.	3,7	12
	max.	5,2	6
CO [ppm]	min.	2566	10
	max.	3361	12
Q [Nm3/h]	min.	768	12
	max.	987	3

En la tabla anterior se puede visualizar que ocurre una concordancia de evento en la última hora de estabilidad del horno, en la cual el oxígeno muestra el nivel más bajo

registrado a la vez que el caudal también registra lo mismo, por el contrario en ese mismo momento el valor de la concentración de CO está en su máximo registrado. Contrariamente a lo apreciado antes que la disminución de la concentración de oxígeno tiende a mostrar una respuesta lenta al incremento de CO, pareciera que en este punto de 3.7 % de O₂ es suficiente como para mostrar un aumento drástico de la concentración de CO debido a la generación de combustión incompleta en el quemador, a pesar de la disminución del caudal de combustible utilizado.

5.1.2 Medición de composición de los gases, escenario quemador superior e inferior con flujo compartido equitativamente.

Una manera de escoger la disposición mas adecuada para los quemadores auxiliares, es sometiendo al sistema a distintas disposiciones, es por eso que se planteó la distribución del flujo de gas auxiliar a 50% de flujo para ambos.

El día 26/09/2012 mientras se evaluaba el sistema ocurrió una parada del horno evento que obligó a suspender la actividad, cuando se solventó el incidente se decidió cuidar la estabilidad de la producción y por consiguiente se devolvió al suministro de 100% de combustible para el quemador auxiliar superior y no fue posible continuar la evaluación. Si bien es cierto que el personal operativo y técnico indicaron que cuando se coloca en funcionamiento el quemador inferior normalmente se experimenta aumento de concentración de gases CO en el sistema, de igual forma se pudo obtener el seguimiento de las condiciones del sistema mostrado para el periodo en cual el quemador auxiliar estuvo en funcionamiento de manera regular.

Análisis del seguimiento del sistema para el día de la evaluación

El seguimiento del sistema se llevó a cabo con 24 horas de observación para el escenario con un flujo de combustible compartido para los quemadores auxiliares, en la Figura N°10, se refleja la tendencia mostrada por los valores medidos en el analizador de gases de la entrada del filtro eléctrico en comparación al caudal suministrado en los quemadores auxiliares.

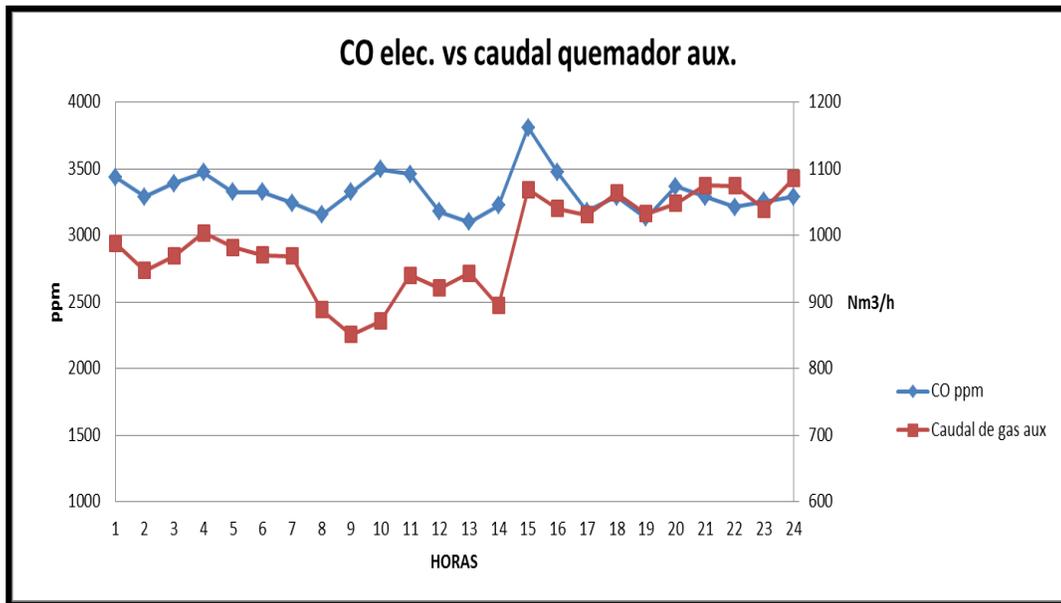


Figura N° 10 Tendencia de los gases CO vs caudal de gas auxiliar suministrado.

En la figura anterior podemos observar como para las primeras horas del monitoreo, la composición del CO en la corriente gaseosa analizada en el filtro eléctrico varían con el caudal de gas combustible suministrado a los quemadores auxiliares, es decir cuando se lleva a cabo un aumento del flujo de gas auxiliar, el sistema responde generando un aumento de CO en los gases de combustión demostrando la interrelación de ambos parámetros, de igual forma que para las horas de la 14 a la 20. A partir de la hora 9 y hasta la 13, comienza a variar esta relación pues en algunos casos corresponde con lo esperado y en otros casos no. Hay que resaltar que el cambio de distribución en el flujo de los quemadores se llevó a cabo a la octava hora

de seguimiento para este día y existen de igual forma fluctuaciones entre la hora 20 y la 24. Este fenómeno ocurre porque el sistema de gas auxiliar no posee una entrada de oxígeno constante, ya que este depende de la cantidad de oxígeno que contenga la corriente de gas proveniente del quemador principal, por eso esta comparación no es suficiente para determinar la respuesta del sistema al funcionamiento del quemador auxiliar empleado, es preciso seguir evaluando los otros factores que intervienen en el proceso.

Además se puede destacar como puntos de referencia los máximos y mínimos de cada una de las curvas, obteniendo un máximo valor de composición de CO en la hora 15 de monitoreo con un valor de 3810 ppm y un mínimo en la hora 13 con un valor de 3098 ppm y para el suministro de gas combustible se tiene un máximo en la hora 15 de 1069 Nm³/h, con un valor mínimo en la hora 9 con 851 Nm³/h. Como se dijo anteriormente con solo el análisis de los gases CO en comparación con el flujo del combustible suministrado no es suficiente, es por ello que en la figura N°11 se busca complementar un poco más el comportamiento del sistema, con la tendencia de los niveles de oxígeno suministrados por el analizador de la rampa en contraposición a el caudal de gas suministrado.

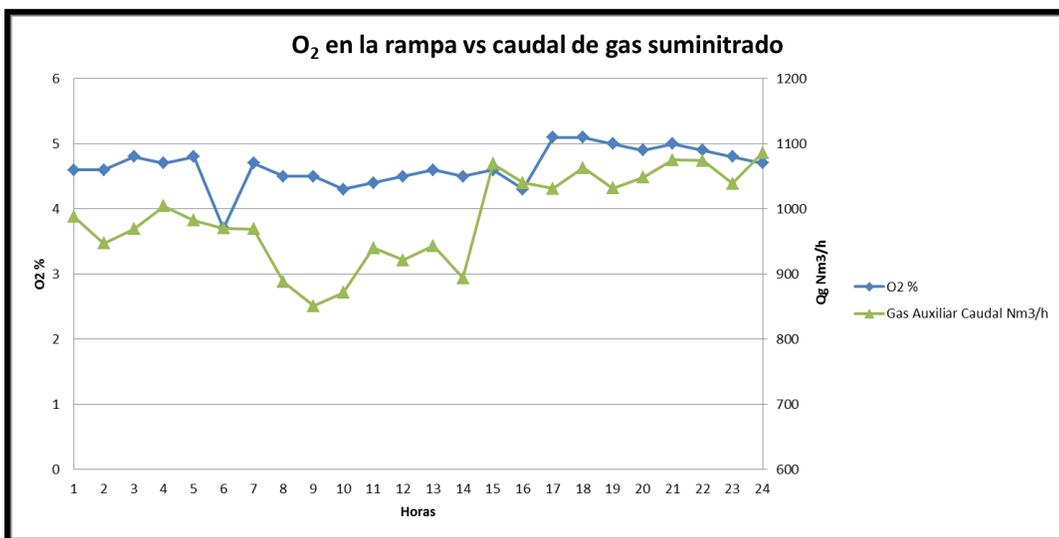


Figura N°11 Porcentaje de oxígeno en la rampa vs cantidad de gas auxiliar suministrado.

Tomando en cuenta que el aumento y disminución de combustible dependen de las normas y procedimientos de operación en la planta tales como, la temperatura de los ciclones de la cuarta etapa (A54 y B54) y la alimentación entre otros, es importante conocer con cuanto oxígeno se dispone a la salida del horno para la combustión de los quemadores auxiliares.

En la figura N°11 se puede observar que los niveles de oxígeno se mantienen entre 4 y 5 % del volumen de gas de combustión en la salida del horno, estando a partir de la hora 16 muy cercana a 5%, los valores máximos para este gas se registraron en la hora 6 y en la hora 16 manteniendo una tendencia de baja antes de este punto. Por otro lado, el combustible tiene tendencia a la baja desde el primer registro hasta la hora 15 en la cual hay un incremento importante del suministro de combustible al quemador, pudiéndose aumentar la concentración de CO, debido a que en líneas generales existe solo un leve ascenso del oxígeno disponible para la combustión.

En la tabla N°8 se muestran los valores máximos y mínimos registrados luego del cambio de flujo en los quemadores usando un 50% de flujo para ambos.

Tabla N°8 Valores máximos y mínimos para los gases y el combustible estudiado.

Variable	Condición		Hora
O2 [%]	min.	4,3	10; 16
	max.	5,1	17; 18
CO [ppm]	min.	3098	13
	max.	3810	15
Q [Nm3/h]	min.	851	9
	max.	1086	24

En la tabla anterior podemos apreciar que no existen coincidencia entre la horas para los valores extremos registrados, sin embargo hay que hacer mención al hecho de que el punto máximo de CO se registra cuando ocurre un incremento considerable de gas

auxiliar, este valor disminuye producto del continuo incremento de la concentración de oxígeno en la rampa disponible para la combustión.

Comparando entre los seguimientos con el quemador superior en contraste a los dos quemadores operando con flujos equitativamente distribuidos, se destaca que no se aprecia aumento considerable en los niveles de CO. El sistema con el quemador superior en operación fue el que se observó mayor cantidad de CO, esto es porque no se contaron con las mismas condiciones de operación, ya que depende de muchos factores que van desde las condiciones térmicas de la torre, alimentación, así como las características de la harina a procesar.

Con la información antes expuesta y basándonos en los argumentos teóricos por Polisyus, 2012, podemos obviar la evaluación de las condiciones utilizando 100% el quemador inferior, pues este trabaja a atmosferas reductoras para disminuir los niveles de NO_x según el diseño de PREPOL MSC, aumentando el nivel de concentración de CO, mientras que el quemador superior es el encargado de completar la combustión de los gases.

5.2 Análisis de la composición de la harina en las distintas etapas de la torre de ciclones.

Una forma de saber si los quemadores están suministrando la energía necesaria para el buen desarrollo del sistema, es llevando a cabo una serie de análisis tanto a la harina de entrada, como a la harina que se va transformando durante el paso por cada una de las etapas de la torre de ciclones, esta evaluación es necesaria realizarla para cada condición del sistema evaluado.

5.2.1 Análisis día 22/08/2012

La harina luego de ser homogenizada es llevada a la alimentación de la torre. Esta viene con una serie de características químicas que no siempre son constantes y dependen de los procesos aguas arriba y de la calidad de la materia prima utilizada.

5.2.1.1 Análisis químico de la harina de alimentación.

En la tabla N°9 se muestra el análisis químico realizado en el laboratorio de calidad luego de tomar una muestra a la harina de entrada al sistema al momento que se realizó la primera evaluación.

Tabla N° 9 Análisis químico de la harina de alimentación.

ANALISIS		
QUIMICOS	Harina Pfister %	Peso Molecular g/mol
SiO ₂	13,58	8,16
Al ₂ O ₃	3,41	3,48
Fe ₂ O ₃	2,21	3,53
CaO	42,36	23,76
MgO	1,07	0,43
K ₂ O	0,45	0,42
Na ₂ O	0,01	0,01
SO ₃	0,23	0,18
Peso Molecular		39,97
P.F. %	35,03	
SUMA %	98,35	
F.S.C.	97,4	
MSi.	2,42	
MAI.	1,54	

En la tabla anterior se muestran los porcentajes de los componentes de la harina de alimentación. Cabe destacar, que según el procedimiento llevado a cabo [ver apéndice 1], el material analizado es el producto de la descomposición en la mufla y es por ello que para leer los resultados hay que tener noción de donde provienen estos componentes. El SiO₂ y el Al₂O₃ son producto de la descomposición de 2SiO₂.Al₂O₃.2H₂O, de igual forma el Fe₂O₃ y el SO₃ son productos de la reacción del FeS₂, tanto el CaO (cal viva) como el MgO provienen de la descarbonatación del CaCO₃ y del MgCO₃, a la vez que los K₂O y Na₂O son componentes de la arcilla.

De la tabla N°9 se puede notar que los compuestos presentes en la harina que representan los carbonatos son un 43,44% en términos másicos, lo que significa que casi la mitad de lo alimentado necesita ser descarbonatado, esto se va a combinar con el SiO₂, que posteriormente deben reaccionar para formar el clinker, de igual manera en la tabla se reflejan una serie de valores con los que se determina la calidad de la harina a procesar, este parámetro de igual forma es importante para saber si la alimentación esta apta para el proceso de fabricación y que tanto se deben modificar las condiciones del proceso para el procesamiento.

Uno de los factores corresponde a la pérdida al fuego para la harina, que da el número máximo que se puede obtener de la descomposición de los carbonatos presentes. Para esta harina el porcentaje fue de 35,03 % que es muy cercana al valor teórico que se requiere idealmente el cual es 35,50 % para una harina estándar. Del mismo modo el factor de saturación de cal (F.S.C), ofrece una referencia de cuanta cocción necesita la harina, cuanto mas alto es el valor mas costosa será y el valor registrado para la harina tomada es 97,4 siendo relativamente fácil de cocer. Otra medida importante son los módulos de sílice y de aluminio, los mismo dan una estimación importante para la cocción y las características finales de la harina, el modulo de sílice arrojó un valor de 2,42 lo cual es un valor que esta dentro de los estándares recomendados de 2,3-3,1. Por Vade-Mecum, 2000 y de 2,2-2,6 recomendado por Duda, 1977. Por otro lado, el valor de el modulo de aluminio registro un valor de 1,54 de igual forma entrando en los valores estándares exigidos para una harina de buena calidad los cuales van desde 1,3-2,0 según lo recomendado por Vade-Macum, 2000 y 1,5-2,5 según Duda, 1977.

5.2.1.2 Descarbonatación del sistema

El análisis de la descarbonatación se lleva a cabo en las auditorias del sistema para evaluar muchas condiciones y parámetros, entre ellos si se esta suministrando la energía necesaria para lograr un sistema eficiente. Las muestras que fueron tomadas en el sistema para cada ciclón el primer día de la evaluación fueron sometidas en el

laboratorio al análisis de pérdida del fuego, en la tabla N°10 se muestran los resultados obtenidos por ciclón.

Tabla N° 10 Porcentaje de Perdida al fuego (P.f) obtenida para cada ciclón de la torre.

Ciclones	% p.f.
A51	35
A61	34,23
B51	34,65
B61	33,87
A52	34,42
B52	33,91
A53	32,46
B53	32,28
A54	23,81
B54	22,58

En la tabla anterior, se puede observar claramente como a medida de que se va descendiendo en la torre de ciclones, el porcentaje de la pérdida al fuego disminuye. Esto esta conforme a lo esperado ya que este análisis corresponde a la pérdida de peso que tiene una muestra debido a la descarbonatación, es entonces lógico que al tomar una muestra de la ultima etapa donde ya el material se ha descompuesto producto de las temperaturas, este muestre una pérdida al fuego mucho mas baja que la harina de alimentación. Luego de ver los resultados de este análisis se lleva a cabo el cálculo de la descarbonatación para cada etapa de la torre, evaluando de igual forma cada uno de los ciclones del sistema.

En la Figura N°12 se muestra el porcentaje de descarbonatación por etapas de la torre.

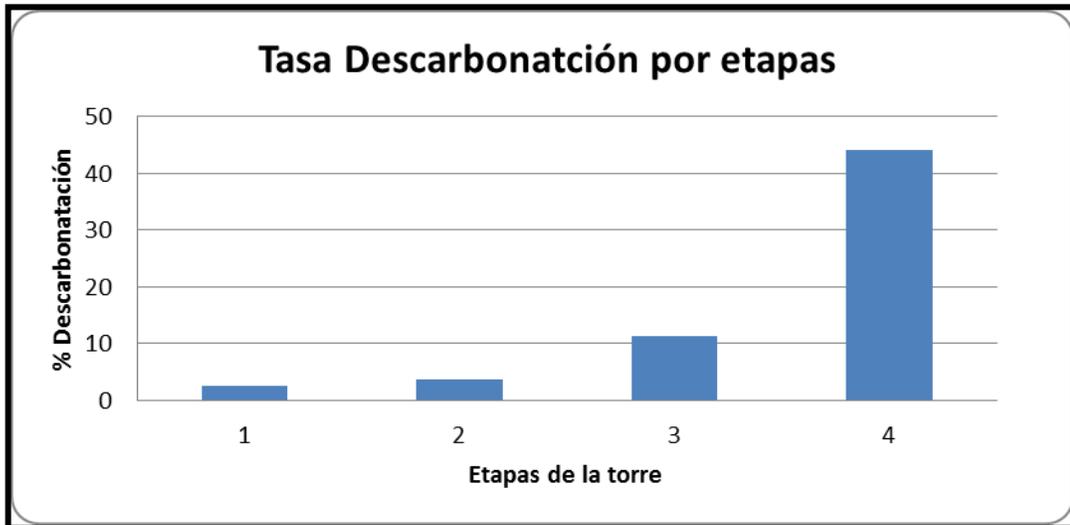


Figura N° 12 Porcentaje de descarbondación por etapas de la torre de ciclones.

En la figura anterior, se muestra una clara tendencia a la descarbondación en las últimas etapas de la torre de ciclones, llegando a su máxima tasa en la cuarta etapa, además en esta es donde se incrementa de manera más significativa. Este comportamiento corresponde ciertamente con lo esperado teóricamente ya que la descarbondación en la torre de ciclones se da por la transferencia de energía entre los gases de combustión y la harina. En la primera y la segunda etapa donde los porcentajes de descarbondación son muy bajos, la temperatura de los gases de transferencia no suministran la suficiente energía para llevarla a cabo de manera mas alta, mientras que en la ultima etapa las temperaturas son mayores, esto sabiendo que teóricamente la descarbondación se inicia cuando el $MgCO_3$ esta por encima de los $400\text{ }^{\circ}C$ y el $CaCO_3$ se comienza a descomponer a los $550^{\circ}C$ (Vade-Mecum), por eso y tomando en cuenta que el carbonato de calcio representa mas del 97 % del material a descarbondatar, es que solo en las etapas que están mas cerca del horno son las que poseen el mayor grado de descarbondación.

De igual forma podemos apreciar que la tasa máxima de descarbondación encontrada para todo el sistema es de 43,97 % del carbonato que se pudiese descarbondatar, es decir este sistema no tuvo la capacidad de descarbondatar ni la mitad de lo que se alimentó, además se espera que para sistemas con este diseño la tasa de

descarbonatación esté entre un 50-70% de descarbonatación según Polysius, 2012, tomando en cuenta que no poseen precalcinador, esto trae problemas aguas a bajo, ya que el horno debe trabajar mas en lo que a energía se refiere para poder llegar a la calidad de cocción necesaria

Una manera de ver más a fondo la descarbonatación es mostrando que es lo que sucede ciclón por ciclón en la torre, en la figura N°13 esta reflejada la tasa descarbonatación en cada uno de los ciclones en la torre.

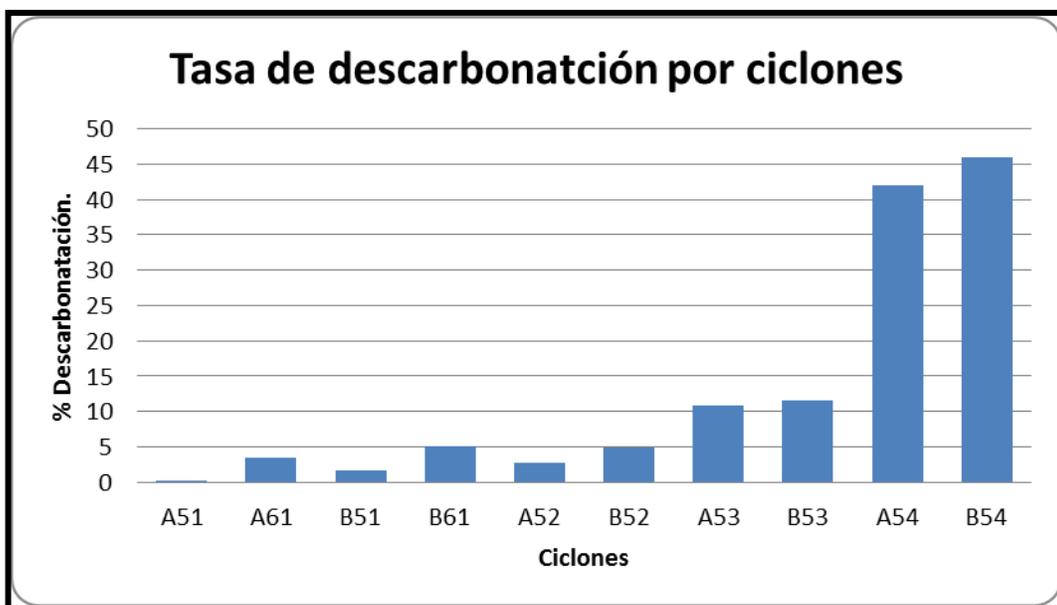


Figura N° 13 Tasa de descarbonatación por ciclones de la torre.

En la figura anterior, se puede apreciar la diferencia que existe entre todos los ciclones en general y más aun en los ciclones de la misma etapa. En los ciclones de la primera etapa (lado “B”) poseen una mayor tasa de descarbonatación que los del lado “A” teniendo un máximo valor de 5%. Para el ciclón B61, los ciclones de la segunda etapa poseen una diferencia a favor del lado B52 en el cual también se descarbonata un 5%, en esta etapa se recibe la harina descarbonatada de la etapa anterior y por la baja descarbonatación de los ciclones A51 y B51 esta no se aumenta significativamente. En la tercera etapa la diferencia entre lo que descarbonata un

ciclón de otro disminuye, colocándose casi a la paridad lo que muestra una buena distribución del material y una etapa uniforme. Posteriormente, la harina luego de ser enviada a la cámara de humo es ingresada a los ciclones 54, estos registran la tasa de descarbonación mas alta producto de la energía suministrada por el quemador auxiliar, sin embargo el ciclón del lado B posee el registro de la tasa mas alta con un 45,9% de descarbonación de la harina según lo alimentado. Una manera de explicar el fenómeno observado anteriormente es con el comportamiento de la temperatura de los gases y el material por etapas en la torre, esto se muestra en la figura N°14 donde se contrastan ambas temperaturas.

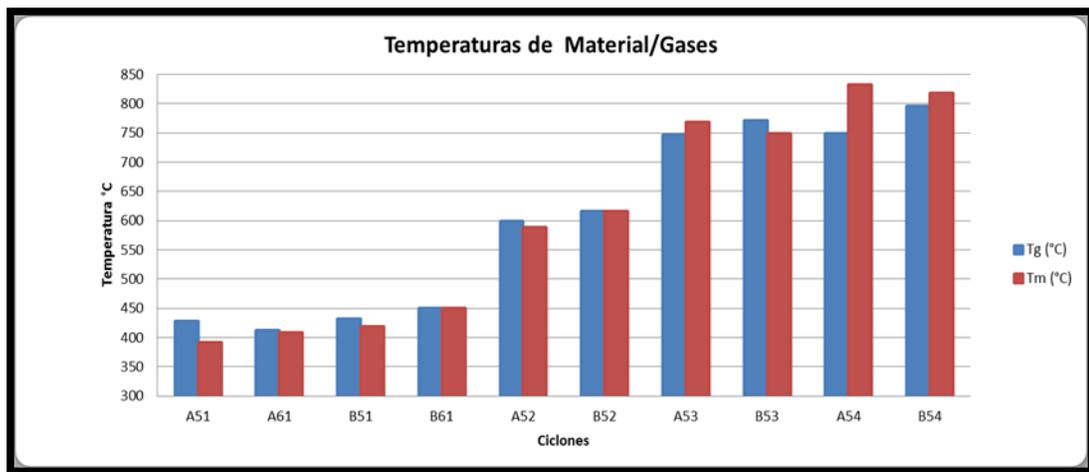


Figura N° 14 Perfil de temperatura de los gases y el material

En la figura anterior, se puede analizar las temperaturas de salida del material y contrastar con la figura N°13. Si se observa la temperatura de salida del material del ciclón A51 esta es menor que los 400°C necesarios para iniciar la descarbonación del $MgCO_3$, es por eso que el grado de descarbonación es casi nulo en esa sección de la etapa, sin embargo su ciclón gemelo posee una salida mas caliente y por eso una tasa de descarbonación mayor. En los ciclones posteriores las temperatura están por encima de la necesaria para iniciar la descarbonación, aun así factores de eficiencia térmica en los ciclones afectan la descarbonación, es de esperar que la cantidad de $MgCO_3$ contenida en la harina esté descarbonada en las primeras dos etapas, en los

ciclones 52 el del lado B posee la mas alta temperatura del material por eso este descarbonata mas que su par, luego se tiene que en la etapa 3 la temperatura del material es lo suficientemente caliente para promover la descarbonatación del CaCO_3 y hay que tener en cuenta que la temperatura ideal para la descarbonatación es de 900°C según Vade-Macum, 2000. Pero en esta etapa se inicia la reacción, ya para la última etapa de la torre se observa una temperatura por encima de 800°C lo que potencialmente genera descarbonatación parcial. El ciclón A54 es el que muestra la mayor temperatura, sin embargo este no posee una tasa de descarbonatación mayor que el B54 esto podría estar influenciados por la eficiencia de la transferencia de calor, tomando en consideracion que internamente los ciclones no son iguales porque la deposición de material en la superficie del castable es irregular y varía entre ciclones.

5.2.2 Análisis día 19/09/2012

Luego de recolectar las muestras de materiales, se realizaron los análisis respectivos en el laboratorio de calidad para la segunda evaluación, con la utilización del quemador superior.

5.2.2.1 Análisis químico de la harina de alimentación segunda evaluación.

En la tabla N°11 se muestra el análisis químico realizado a la muestra de harina alimentada al sistema durante el periodo de la evaluación.

Tabla N° 11 Análisis químico de la harina de alimentación segunda evaluación.

ANALISIS		
QUIMICOS	Harina Pfister %	Peso Molecular
SiO₂	13,490	8,11
Al₂O₃	3,150	3,21
Fe₂O₃	2,180	3,48
CaO	43,210	24,23
MgO	0,820	0,33
K₂O	0,420	0,40
Na₂O	0,000	0,00
SO₃	0,090	0,07
Peso Molecular g/mol		39,83
P.F. %	34,860	
SUMA %	98,220	
F.S.C.	100,7	
MSi.	2,53	
MAI.	1,44	

De la tabla N°11, se puede notar que los compuestos asociados a los carbonatos en la harina representan un 44% en términos máxicos, esto representa que casi la mitad de lo alimentado necesita ser descarbonatado. Otro parámetro de la harina cruda mostrado es la pérdida al fuego, que da el máximo que se puede obtener de la descomposición de los carbonatos presentes. Para esta harina el porcentaje fue de 34,86%, el cual esta 1% por debajo del teórico que se requiere idealmente para una harina estándar el cual es 35,50%. Del mismo modo el FSC ofrece una referencia de cuanta cocción necesita la harina, cuanto mas alto sea más difícil será llevar a cabo la descarbonatación. El valor registrado para la harina tomada es 100.7 estando por encima del registrado para la primera evaluación, lo que significa que esta harina necesitará mas energía para ser cocida, posiblemente porque tiene un mayor contenido en carbonato de calcio aumentado el consumo de energía.

Con respecto a los otros factores importantes evaluados como los módulos de sílice y de aluminio, los cuales dan una estimación importante para la cocción y las

características finales de la harina. El modulo de sílice arrojó un valor de 2,53 lo cual está dentro de los estándares recomendados de 2,3-3,1 según Vade-mecum, 2000 y 2,2-2,6 por Duda, 1977. Por otro lado, el modulo de aluminio registró un valor de 1,44 cumpliendo con los estándares exigidos para una harina de buena calidad los cuales van desde 1,3-2,0 sugerido por Vade-Macum, 2000, aunque bajo para el modulo recomendado por Duda en 1977, el cual está entre 1,5-2,5, lo que podría afectar la fase liquida en la formación del Clinker. Cabe destacar que en la planta de Ocumare se rigen mayoritariamente por las recomendadas por Vade-Macum.

5.2.2.2 Descarbonatación del sistema segunda evaluación

El análisis de la descarbonatación se lleva a cabo en las auditorias del sistema para evaluar muchas condiciones y parámetros, entre ellos si se esta suministrando la energía necesaria para lograr un sistema eficiente. Las muestras que fueron tomadas en el sistema para cada ciclón el primer día de la evaluación fueron sometidas en el laboratorio al análisis de perdida del fuego. En la tabla N°12 se muestran los resultados obtenidos para cada ciclón.

Tabla N°12 Pérdida al fuego obtenida para cada ciclón de la torre

Ciclones	% p.f.
A51	33,54
A61	33,95
B51	33,75
B61	33,62
A52	33,47
B52	33,03
A53	31,92
B53	31,94
A54	23,83
B54	23,19

En la tabla N°12, se observan los resultados de los análisis de la pérdida al fuego en cada uno de los ciclones. Tal y como se esperaba los ciclones de la primera etapa conformados por “A51”, “A61”, “B51” y “B61”, son los que poseen el mayor porcentaje de pérdida al fuego, producto de que existe una mayor cantidad de carbonato para la descomposición. El lado “A” tiene en promedio un mayor porcentaje que los del lado “B” siendo el “A61” el de mayor porcentaje con 33,95%, con respecto a los ciclones de la segunda etapa se disminuye el porcentaje de pérdida al fuego y así sucesivamente con los ciclones de las etapas inferiores, llegando a los ciclones de la cuarta etapa los cuales cuentan con los valores mas bajos de perdida al fuego, siendo el “B54” el que posee el valor mas bajo de la perdida ya que es el que menos cantidad de carbonato le queda disponible.

Adicionalmente, se realizó el cálculo para los correspondientes valores del grado de descarbonatación en cada una de las etapas para la segunda evaluación, los resultados obtenidos se muestran en la figura N°15

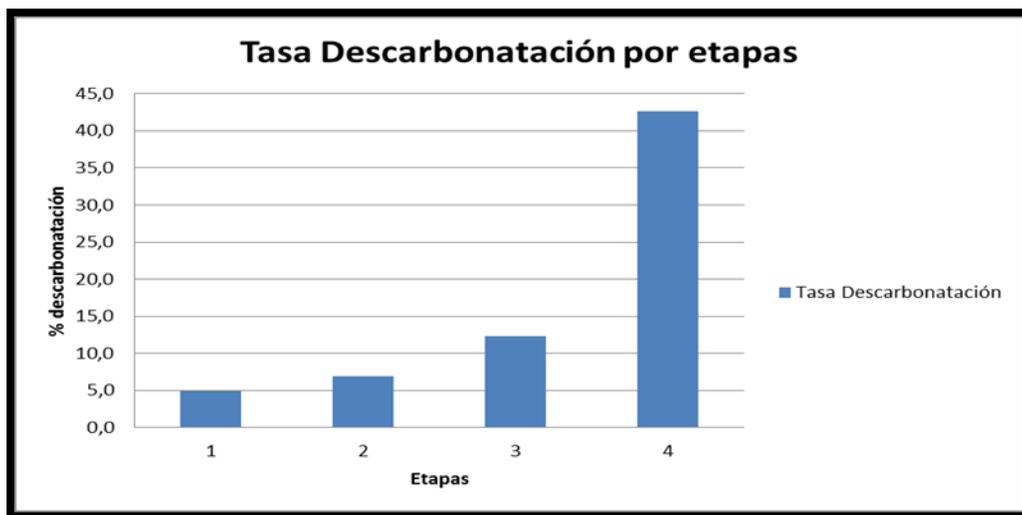


Figura N°15 Porcentaje de descarbonatación por etapas de la torre de ciclones

En la figura N°15 se aprecia un claro ascenso del porcentaje de descarbonatación en la torre, mostrando como era de esperarse un mayor grado en la ultima etapa, además

en esta es donde se incrementa de manera mas significativa aumentando un total de 30.2 % con respecto a la etapa anterior. Si bien no se obtiene una tasa de descarbonatación considerable sirve para el calentamiento de la harina, ya que es necesario que alcance la temperatura suficiente para iniciar la reacción de descomposición.

De igual forma podemos apreciar que la tasa máxima de descarbonatación conseguida es de 42.6%, no llegándose a descomponer la mitad del material alimentado, considerando que para este tipo de sistema la tasa de descarbonatación está entre un 50-70% como lo establece Polysius en el 2012. Esto trae problemas operacionales aguas a bajo y un mayor consumo de combustible en el quemador principal para garantizar la calidad del Clinker.

Siguiendo con los mismos procedimientos empleados para la primera medición, se evaluó el comportamiento de la descarbonatación por ciclones en la torre, mostrando el resultado en la figura N°16.

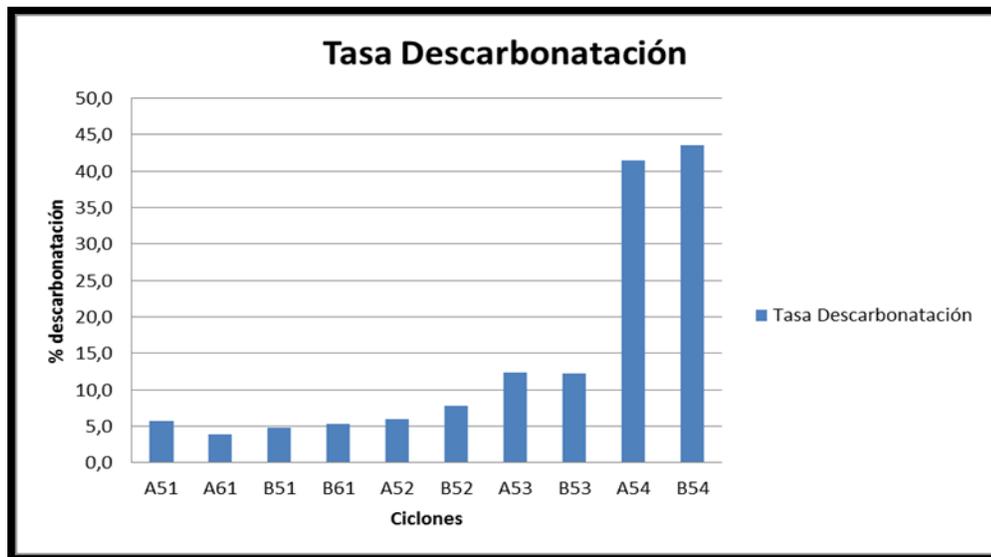


Figura N°16 Porcentaje de descarbonatación por ciclones

En la figura anterior, se puede apreciar una uniformidad en los valores de la descarbonatación para los ciclones de la primera etapa, solo con una variación en el ciclón “A61” el cual está por debajo de los otros, esto lo compensa su ciclón gemelo

“A51” que registra un 5%. Este fenómeno está influenciado por las temperaturas que se presentan en ambos ciclones, así como la fluido dinámica presente en los mismos. Los ciclones del lado “B”, tienen descarbonataciones muy similares, a su vez que en la etapa 2 el ciclón “B52” posee un mayor porcentaje que el del lado “A” con 1.8% por encima. Los ciclones de la tercera etapa poseen prácticamente el mismo valor de descarbonatación y por ultimo en la etapa 4 el ciclón del lado “B” se encuentra con un mayor porcentaje de descarbonatación, siendo de igual forma la tasa mas alta registrada en la torre.

Como se puede observar los ciclones del lado “B” en líneas generales mostraron un porcentaje mas alto de descarbonatación que los del lado “A”, factores tales como temperatura, preferencia de los gases y estado físico de los ciclones son los más influyentes en este comportamiento. En la figura N°17 se muestra el perfil de temperatura de los gases y del material durante en el tiempo que se realizó la segunda evaluación.

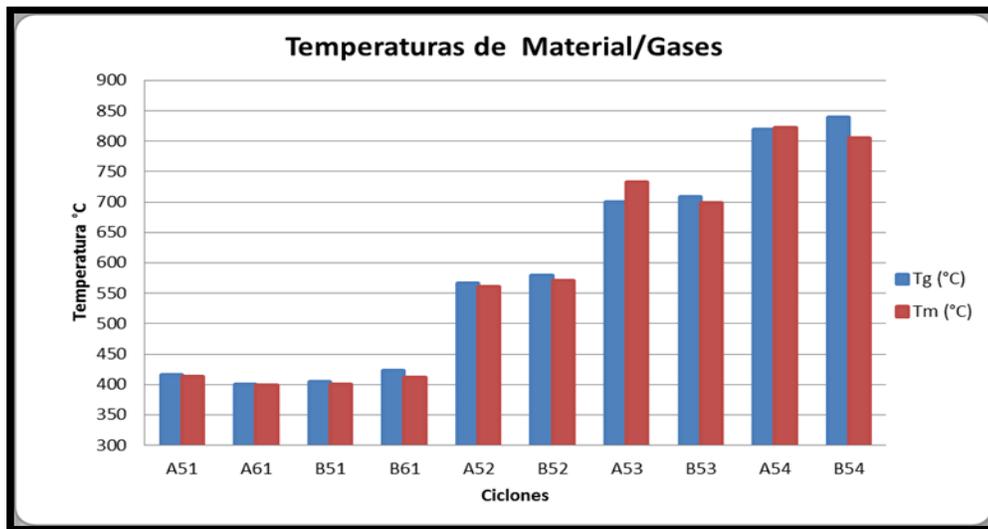


Figura N° 17 Perfil de temperatura de los gases y el material evaluación 2

En la figura anterior se puede apreciar que la temperatura del material para la primera etapa está por encima de los 400°C, hecho que favorece el inicio de la descarbonatación del MgCO₃. Los ciclones de la segunda etapa poseen una

temperatura de material más uniforme y ligeramente por encima de los 550°C, temperatura a la que comienza la descomposición de los CaCO_3 . En los ciclones de la etapa 3 la temperatura en los gases es similar, mientras que la temperatura de la harina en el ciclón “A53” es la mayor, esto es debido a un aumento de transferencia de energía con los gases.

Por ultimo, los ciclones de la cuarta etapa también tienen una disparidad con respecto a las temperaturas registradas, pues el ciclón “A54” posee una mayor temperatura de los gases que la del lado “B”. Aunque ambas temperaturas están por encima de 800°C para los gases y el material, el manual de operaciones establece que la temperatura de los ciclones de esta etapa debe rondar los 850°C, siendo esta una de las razones del por qué no se alcanza el objetivo de la descarbonatación. Una de las soluciones sería incrementar la temperatura de los gases con el aumento del flujo de combustible en los quemadores, pero esto trae efectos adversos en lo que a producción de CO se refiere y a los problemas operacionales que genera.

Analizando lo sucedido en las dos evaluaciones llevadas a cabo y tomando como referencia los gráficos y tablas antes analizados, se puede visualizar que la mayor tasa de descarbonatación se registró en la primera evaluación aunque no se llegó a los niveles normales para este sistema, claro está que para la primera evaluación la harina tenía un factor de saturación de cal menos elevado, lo que indica una cocción mas fácil y además con un flujo de combustible mayor, mientras que en la segunda evaluación el FSC era un poco mas alto y el flujo de combustible era mayor. Por otro lado, no es casualidad que tanto para la primera evaluación como para la segunda, los gases del lado “A” de la torre son los que posean las temperaturas mas bajas, si se contrasta esto con las tablas de perfiles de gases para cada evaluación se obtiene que los gases del lado “A” son los que poseen la mayor cantidad de gases CO concordando con la teoría que indica que estos gases poseen menos capacidad calorífica que CO_2 si se produce la combustión completa. Otro aspecto importante

que influye en la eficiencia de la transferencia de calor son las entradas de aire falso que serán analizadas en la siguiente sección.

5.3 Balance aerólico del sistema.

Las fallas en el sistema de sellos y fisura en los equipos originan la entrada de aire frío al sistema, disminuyendo la temperatura del proceso y la eficiencia en la transferencia de calor, esto hace que se necesite mayor energía y por ende mayor consumo de combustible para garantizar una buena descarbonatación.

5.3.1 Balance aerólico para la evaluación realizada el 22/08/2012.

Para la primera evaluación realizada utilizando el quemador superior y con la información de las mediciones de composición de los gases y la estequiometria de la reacción de combustión, se totalizó el flujo de gases a través de las distintas etapas de la torre de ciclones, estos resultados se reflejan en la tabla N°13

Tabla N° 13 Balance aerólico del sistema para la primera evaluación.

Variable	Cuarta etapa	Tercera etapa	Segunda etapa	Primera etapa
% de Oxígeno	3,5	4,3	4,6	5,0
Volumen de Gases (m ³ N/h)	97657	102476	104595	107101
Aire Falso %	1,2	6,2	8,4	10,9

En la tabla anterior se puede visualizar el porcentaje promedio de O₂ medido en la salida de los gases para ambos ciclones por etapas, de igual manera se puede visualizar el caudal de gases que circula por cada etapa de la torre, como también el porcentaje de aire falso, estos resultados son producto de la aplicación de los balances de oxígeno para cada una de las etapas.

Como se puede apreciar el caudal se incrementa a medida que los gases ascienden por cada una de las etapas de la torre. El porcentaje de oxígeno medido en la cuarta etapa

refleja un 3,5% y ya para la salida de la torre es de un 5%. Una entrada de flujo de 97.657 Nm³/h con una salida de 107.101 Nm³/h en los ciclones de la primera etapa, se traduce en un aumento de 10,9% del caudal de entrada en la torre. Cabe destacar que aunque se tiene presencia de entradas de aire falso a nivel de los sellos del horno con la cámara de humo y entradas en la propia cámara, el estudio se realizó luego de pasar por el quemador ya que existe un consumo de oxígeno importante en este punto.

Ahora si se observa la cantidad de oxígeno circulando y la influencia del mismo para la evaluación del quemador en operación, debemos tomar en cuenta las condiciones de la combustión. En la tabla N°14 se reflejan los valores que muestran como se lleva a cabo la reacción.

Tabla N°14 Condiciones del oxígeno para la combustión en la primera evaluación.

Gas auxiliar Nm ³ /h	1014
Cantidad de oxígeno necesario Nm ³ /h	2015
Cantidad de oxígeno disponible Nm ³ /h	4874
Porcentaje de oxígeno en exceso %	59
Oxígeno salida C.H Nm ³ /h	3155
Oxígeno consumido Nm ³ /h	1719

Tomando en cuenta el valor de flujo promedio de gas auxiliar en el quemador mostrado en la tabla anterior y las relaciones estequiométricas con el oxígeno para una combustión completa (ver anexo A.3), se obtuvo que, para quemar todo el combustible se requieren unos 2015 Nm³/h de oxígeno.

Luego se contrastó la cantidad necesaria de oxígeno para la combustión completa con el caudal disponible producto del aire en exceso del quemador principal, cantidad obtenida a través de las relaciones estequiométricas en la combustión del quemador principal tomando como referencia el oxígeno medido en el analizador ubicado en la rampa.

El resultado de la evaluación se observa en la tabla N°14, en la cual el oxígeno contenido en los gases de la salida del horno es muy superior al necesario, siendo un 60% mayor de lo que se necesita. En términos energéticos esto garantizaría una combustión completa sin formación de CO como ocurre en el horno, pero por ser superior al 15% de exceso estaría disminuyendo la eficiencia térmica como lo establece Serrano J., 2005, además que se generaría una mayor producción de NO_x. Sin embargo, los resultados de la evaluación hacen referencia a que la cantidad de oxígeno a la salida aun es alta y los niveles de CO registrados en la cámara de humo son elevados, es por eso que cuando se observa el oxígeno consumido en la reacción a través de los balances, se aprecia que la cantidad que se consumió en la reacción es inferior a la que estequiométricamente se necesita, lo que es técnicamente imposible de lograr si se lleva a cabo una combustión completa. Esto demuestra que el quemador no está operando adecuadamente y que hay factores que están interviniendo en el desenvolvimiento de la reacción que son ajenos a la relación de combustible-Oxígeno, para legitimar esta información se tomarán en cuenta los resultados de la segunda evaluación, para verificar este comportamiento.

5.3.2 Balance aerólico para la evaluación realizada el 18/09/2012.

Para la segunda evaluación, se mantuvo el uso del quemador auxiliar superior de igual manera que se complementó la observación con las mediciones de composición en los gases y la estequiometría de la reacción de combustión, se contabilizó el flujo de gases a en las distintas etapas de la torre de ciclones reflejándose los resultados de la evaluación en la Tabla N°15

Tabla N° 15 Balance aerólico del sistema para la primera evaluación

Variable	Cuarta etapa	Tercera etapa	Segunda etapa	Primera etapa
% de Oxígeno	3,7	4,5	4,6	5,7
Volumen de Gases (m ³ N/h)	95613	100220	100937	107804
Aire Falso %	1,2	6,1	6,9	14,1

La tabla anterior refleja el sentido ascendente de los valores de oxígeno medidos en las distintas etapas de la torre de ciclones, a su vez que se observa el incremento del flujo en los gases de combustión calculados por medio de los balances en oxígeno pertinentes, entrado a la torre con unos 95613Nm³/h de gases provenientes de la cámara de humos luego de la combustión del quemador auxiliar, para obtener unos 107804 Nm³/h en la salida de la torre. Este fenómeno es la comprobación de la existencia de las entradas súbitas de aire al sistema. De igual forma podemos observar como el aire falso va afectando al sistema registrándose el mayor incremento en la primera etapa donde están los cuatro ciclones de menor dimensión, hasta llegar a unos 14,1% de entrada de aire con respecto al flujo de gases en la salida de la cámara de humo.

En contraste con la primera evaluación, es de notar que las condiciones de alimentación de combustible en la primera evaluación eran mayores por lo que el flujo de gases a la entrada de la torre también lo era, sin embargo el flujo de gases a la salida sufrió poca variación, lo que reflejó un porcentaje de aire falso mayor para la segunda evaluación.

De la misma forma que se realizó en la primera evaluación, se analizan las condiciones en lo que a cantidad de aire se refiere para el quemador, este resultado se refleja en la tabla N°16.

Tabla N°16 Condiciones del oxígeno para la combustión en la primera evaluación.

Gas auxiliar Nm ³ /h	799
Cantidad de oxígeno necesario Nm ³ /h	1588
Cantidad de oxígeno disponible Nm ³ /h	4765
Porcentaje de oxígeno en exceso %	67
Oxígeno salida C.H Nm ³ /h	3325
Oxígeno consumido Nm ³ /h	1440

La tabla anterior, muestra el flujo promedio de gas auxiliar en el quemador superior durante el tiempo de realización de la evaluación, de igual manera se observa la cantidad de oxígeno estequiométrico necesario para que el gas combustible alimentado realice la combustión completa, dando como resultado que se requieren unos 1588 Nm³/h de oxígeno. De la misma manera se cuantificó la cantidad de oxígeno disponible en los gases proveniente del exceso de aire del quemador principal, obteniéndose un caudal de 4765 Nm³/h lo que representa un 67% de exceso, representando esto un valor sumamente satisfactorio para garantizar la combustión, pero muy alto para la eficiencia de la transferencia de energía y el control de generación de NO_x, sin embargo como sucedió en la primera evaluación el registro de altos valores de CO en la salida de la cámara de humos hacen notar la presencia de combustión incompleta, es por eso que al cuantificar el oxígeno consumido por la reacción se aprecia que es un poco menor al necesario razón que hace técnicamente imposible la existencia de combustión completa.

En contra posición a la primera evaluación, la segunda mostró un mayor porcentaje de aire en exceso y de oxígeno consumido producto de que en esta evaluación se disminuyeron los flujos de combustibles, pero de igual forma la segunda evaluación sirvió para demostrar que existen otros efectos que disminuyen la eficiencia de la combustión y a su vez afectan el desempeño del quemador y que esto problemas distan de la relación aire-combustible.

5.4 Balance de energía del sistema.

La torre de ciclones es un intercambiador de calor en el cual la energía contenida en los gases de combustión es transferida a la harina, la cual debe ser calentada y descarbonatada parcialmente. La cantidad de energía que entregan los gases es importante para el buen desarrollo del proceso, es por eso que en las evaluaciones realizadas este factor fue tomado en cuenta.

5.4.1 Balance de energía del sistema para la evaluación del día 22/08/2012

A través de los balances de energía pertinentes y con los datos obtenidos en las mediciones se realizó un estudio energético del sistema, de manera que se pueda observar del estado del mismo. En la tabla N°17 se muestran los resultados del balance general para los gases y para la harina.

Tabla N° 17 Balance de energía para los gases y la harina en la torre.

BALANCE TÉRMICO GLOBAL DEL TORRE DE CICLONES			
CALOR SUMINISTRADO POR LOS GASES DE COMB.	kcal/h	CALOR RECIBIDO POR LA HARINA	kcal/h
Calor de salida de los gases	21.955.375	Calor de entrada de la harina	1.528.541
Calor de entrada de los gases	33.351.529	Calor de salida de la harina	13.894.710
Calor de reacción del combustible	8.644.874		
Calor total entregado	-20.041.028	Calor total recibido	12.366.169

En la tabla anterior, se puede apreciar el resultado del calculo para el calor suministrado por los gases de combustión en la torre de ciclones, estos entran en la torre proveniente del horno principal con una energía de 33.351.529 kcal/h, para luego unirse con otros gases de entrada producto de la reacción del combustible con el aire que generan unos 8.644.874 kcal/h. El calor contenido en la salida de la torre se contabilizó en unos 21.955.375 kcal/h, dando como resultado una transferencia de energía de unos 20.000.000 kcal/h en la torre. Cabe destacar que esta energía es consumida a través del calentamiento de la harina, la reacción de descarbonatación, el calentamiento de aire de entrada producto del aire falso y las perdidas por envoltura en el sistema.

En la tabla N°17 se puede apreciar el calor recibido por la harina en su transformación, la cual entra en la alimentación con unos 1.528.541 kcal/h y en la salida posee unos 13.894.710 kcal/h para un total de energía consumida de 12.366.169 kcal/h para el procesamiento de la harina. Lo que significa que la energía suministrada por los gases es suficiente para generar la descarbonatación.

Respecto al consumo de energía producto de la descarbonatación, se analizó directamente en comparación a la tasa obtenida en el proceso, los resultados se muestran en la tabla N°18.

Tabla N° 18 Análisis energético de la descarbonatación

% PF Alim.	35,03
%PF 4 etapa	23,2
% Transf.	11,8
Alimentación t/h	98
Harina Sal. t/h	86
CO ₂ t/h	12
CO ₂ t mol/h	0,26
CaO t mol/h	0,26
CaO t/h	15
Energía Kcal/h	11.086.920

En la tabla anterior, se aprecia el análisis general llevado a cabo en el proceso de descarbonatación de la harina. Lo primero que se debe tomar en cuenta es la cantidad de carbonato disponible para la reacción y a su vez la máxima tasa de transformación de la harina dada por la pérdida al fuego. Este valor se compara con el obtenido en la cuarta etapa de la torre dando como resultado la cantidad de CO₂ desprendido por la descomposición, posteriormente con la relación estequiometría se obtiene la cantidad de CaO (cal) producido, para que luego usando los valores teóricos de energía necesaria para la reacción, se obtenga que el sistema requiere un total de 11.086.920 kcal/h para llegar a la tasa de descarbonatación obtenida en la evaluación.

Otro consumo importante de energía en el sistema, se manifiesta al tomar en cuenta el aire falso de entrada, en la figura N°18 se muestran las cantidades de energía consumidas por cada una de las etapas de la torre de ciclones para la primera evaluación.

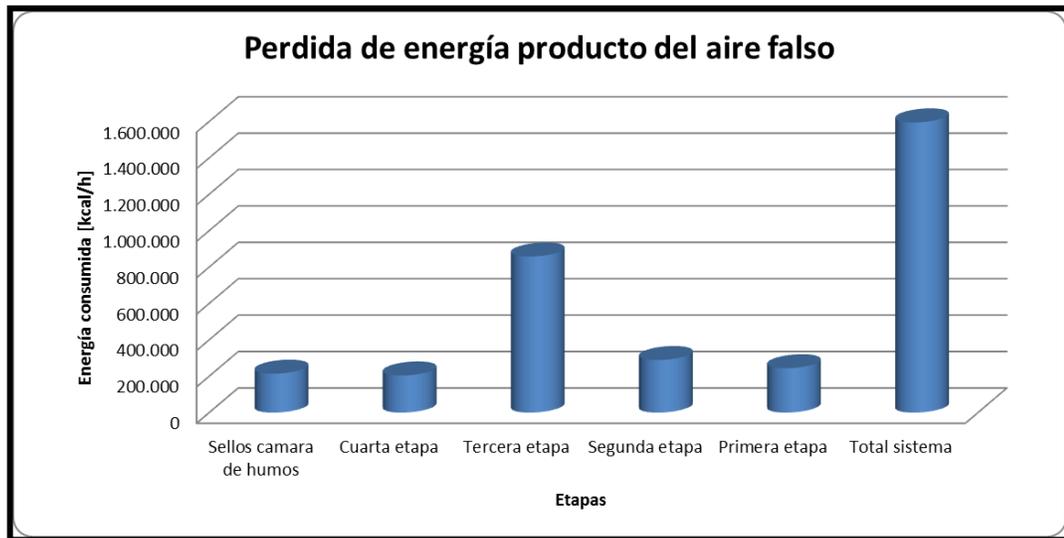


Figura N°18 Energía consumida por la entrada de aire falso.

En la figura anterior, se puede constatar la cantidad de pérdidas de energía producto de la entrada de aire falso, si bien es cierto que en análisis anteriores se demostró que la cantidad de aire falso es mayor en la primera etapa, no es sino en la tercera que se obtiene el mayor consumo de energía, esto es por el hecho de que el aire de entrada debe pasar de temperatura ambiente a unos 750°C aprox. que poseen los gases en esta etapa, por el contrario en la primera etapa el aire se debe acondicionar hasta unos 400°C .

El total de energía consumida por el acondicionamiento del aire falso en la torre es de 1.595.196 kcal/h, el cual representa un 7,9% de la energía suministrada por los gases de combustión, siendo un valor muy alto lo que disminuye la eficiencia de la transferencia de calor.

5.4.2 Balance de energía del sistema para la evaluación del día 18/09/2012

Para verificar el comportamiento obtenido en la primera evaluación se realizó la segunda, los resultados principales para el balance de energía se muestran en la tabla N° 19.

Tabla N° 19 Balance de energía para los gases y la harina en la torre en la segunda medición.

BALANCE TÉRMICO GLOBAL DEL HORNO N°2			
CALOR SUMINISTRADO POR LOS GASES DE COMB.	kcal/h	SALIDAS	kcal/h
Calor de salida de los gases	17.522.719	Calor de entrada de la harina	1.513.181
Calor de entrada de los gases	30.363.158	Calor de salida de la harina	13.649.101
Calor de reaccion del combustible	7.113.441		
Total	-19.953.881	Total	12.135.920

En la tabla anterior, se aprecian los resultados de la aplicación del balance de energía para las condiciones dadas en la segunda evaluación efectuada con el quemador superior, se puede observar que la cantidad de energía proveniente de los gases del horno suma unos 30.363.158 kcal/h, siendo una cantidad menor que la observada en la primera evaluación sabiendo que las condiciones a nivel de alimentación de combustibles son menores para la segunda evaluación. De igual manera la energía proporcionada por el gas de combustión en el quemador es inferior por el mismo motivo. Es por eso que al final la energía total transferida por los gases al sistema consta de unos 19.953.881 kcal/h energía un poco menor a la entregada en la pasada evaluación.

Por otro lado, se observa poca variación entre el calculo de la energía consumida en la transformación de la harina entre la primera y la segunda evaluación. La entrada se realizó básicamente bajo condiciones muy similares y aunque en la primera se descarbonató más que en la segunda auditoria, la diferencia fue poco significativa en términos energéticos cerrando con un valor de 12.135.920 kcal/h.

A continuación, se presenta la tabla N°20 donde se reflejan las condiciones energéticas llevadas a cabo por la reacción de descarbonatación de la harina alimentada para las condiciones de la segunda evaluación.

Tabla N°20 Análisis energético de la descarbonatación segunda evaluación

% PFAlim.	34,86
% PF 4 etapa	23,51
% Transf.	11,35
Alimet t/h	97
Harina Sal. t/h	86
CO2 t/h	11
CO2 t mol/h	0,25
CaO t mol/h	0,25
CaO t/h	14
Energía Kcal/h	10.524.081

En la tabla anterior se muestra el análisis general llevado a cabo al proceso de descarbonatación de la harina, en el cual como resultados mas resaltantes están que, en la harina alimentada se logró una descomposición del 11%, teniendo en cuenta que la pérdida al fuego en la alimentación es un poco menor a la observada para la primera evaluación y por las relaciones energéticas se constató que la cantidad de energía que se requirió para lograr la descarbonatación obtenida era de 10.524.081 kcal/h, siendo una cantidad menor debido que en la primera evaluación se logró una descarbonatación mayor.

En la figura N° 19 se refleja el consumo de energía en el sistema al tomar en cuenta el aire falso de entrada por cada una de las etapas de la torre de ciclones en la segunda evaluación.

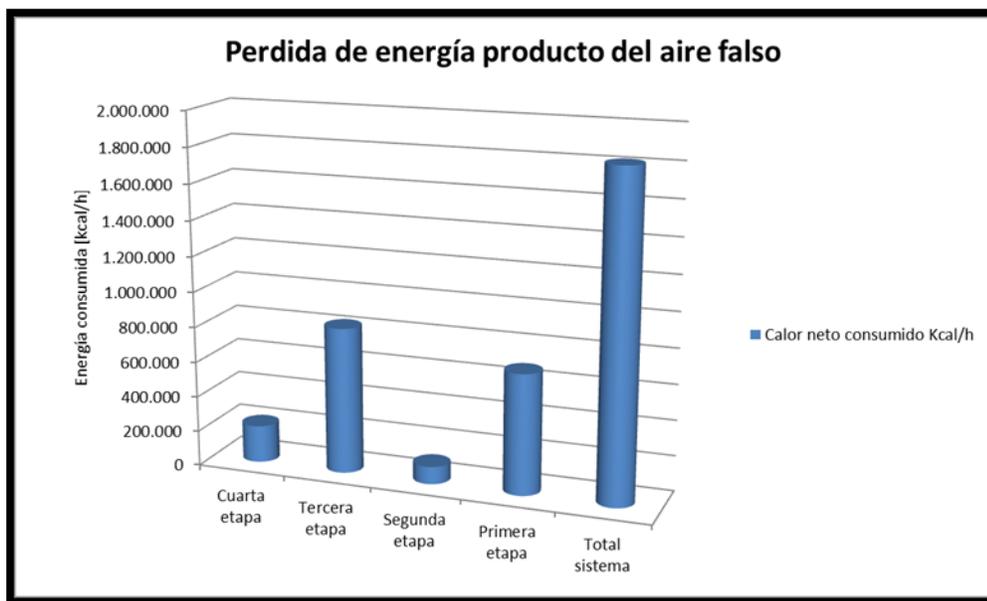


Figura N°19 Energía consumida por la entrada de aire falso.

En la figura anterior, se muestra la cantidad de energía pérdida en el acondicionamiento del aire frío que entra al sistema por las fisuras y fallas en los sellos de los equipos. Se puede notar como al igual que en la primera evaluación, la presencia de aire falso en términos energéticos es mucho mas perjudicial en las etapas inferiores que en las etapas superiores, esto se debe al empleo de mayor energía para llevar los gases desde la temperatura ambiente a la temperatura del sistema, sin embargo el efecto en la primera etapa se incrementa en relación a las demás, esto se debe a que hay mayores entradas de aire que en la anterior evaluación y de igual manera se mantiene la segunda etapa como la que menor energía consume en el calentamiento del aire.

La energía total consumida para llevar el aire ambiental a las condiciones del proceso es de 1.819.141 kcal/h, lo que representa un 9,1% de la energía suministrada por los gases de combustión para la transformación de la harina y este valor es superior al registrado en la primera evaluación básicamente porque las condiciones energéticas del sistema disminuyeron, a su vez que hubo un incremento en la entrada de aire falso

al sistema, lo que refleja que la segunda evaluación mostró un desempeño térmico menor a la registrada en la primera.

5.5 Evaluación de las condiciones actuales del sistema.

Luego de las evaluaciones y los análisis realizados ha distintas condiciones, se elaboró una tabla resumen que muestra los parámetros más importantes del sistema, así como las condiciones en la cual es llevada a cabo la combustión. Esta información esta resumida en la tabla N°21.

Tabla N°21 Resumen de parámetros importantes de las evaluaciones realizadas.

Condición General del Sistema				Descarbonatación		
	1 Eva.	2 Eva	3 Eva		1 Eva.	2 Eva
Alimentación [t/h]	98	97	95	FSC	97,4	100,7
Gas principal [Nm ³ /h]	5.575	5.450	5.432	MS	2,4	2,5
Gas auxiliar [Nm ³ /h]	1.013	799	987	MA	1,5	1,4
Gases salida de la torre				PF [%]	35,03	34,86
O ₂ [%]	6,2	5,2	5,1	Descarb. [%]	43,97	42,6
CO [ppm]	3950	3361	3810	Balance aerólico		
Nox [ppm]	397	140	260	Gases entrada [Nm ³ /h]	96.533	94.464
Condiciones de Comb. Auxiliar				Gases salida [Nm ³ /h]	107.101	107.803
O ₂ necesario [Nm ³ /h]	2015	1588	N/A	Aire falso [%]	10,9	14,1
O ₂ disponible [Nm ³ /h]	4874	4765	N/A	Balance Energía kcal/h		
O ₂ exceso [%]	59	67	N/A	Energía suministrada	20.041.028	19.953.880
O ₂ consumido [Nm ³ /h]	1719	1440	N/A	Energía descarb.	11.086.920	10.524.081
				Energía perdida Aire F.	1.595.197	1.819.141

En la tabla anterior, se muestra como aspectos a resaltar que existe una regularidad de flujo de combustible principal tomando en cuenta que es suministrado en función de la alimentación, por otro lado el promedio de oxigeno en la rampa esta entre 5-6%, y los niveles de CO están por encima de los 3000 ppm, además se está descarbonatando una cantidad muy baja para el tipo de sistema. Con una existencia de aire falso

importante que disminuye la eficiencia del proceso y con una cantidad relativamente constante de energía suministrada al sistema por los quemadores.

Las condiciones de la relación oxígeno-combustible en el quemador son lo suficiente para generar una combustión completa, aunque de igual manera se evidencia claramente la de formación de CO. Este punto es el mas importante para la evaluación de los quemadores, pues atípicamente se da el caso de tener mas de 50% de oxígeno de exceso garantizando así una atmosfera bastante oxidante y sin embargo existe combustión incompleta. Para saber que sucede y el porqué de esta situación, se procede de nuevo a analizar puntos críticos en torno al quemador, estos son: El oxígeno en la rampa, la posición del quemador y los valores de medición de la composición de los gases de salida en la cámara de humos y la 4 etapa de la torre de ciclones. Para visualizar mejor el fenómeno se presenta la figura N° 20 con los puntos mencionados anteriormente.

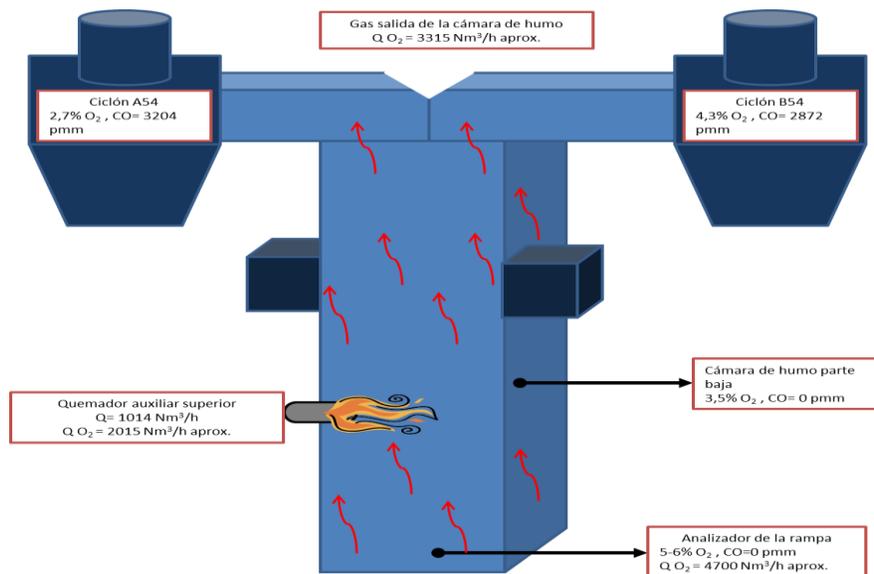


Figura N°20 Puntos críticos en la evaluación del quemador

En la figura anterior se encuentran indicados los puntos críticos de la cámara de humos, tomando en cuenta que la posición del quemador superior como lo indica la figura está en el lado A de la torre. Si se detallan los resultados de las composiciones registradas, se observa que en la rampa pasa de 6% de oxígeno a 3,5% en el siguiente punto de medición considerando que está prácticamente al mismo nivel que el quemador, para el siguiente punto de medición en la cámara de humos las composiciones distan mucho en los valores obtenidos. Podríamos decir que el quemador al estar ubicado en la pared “A” de la cámara apuntando con la llama en dirección hacia el lado “B” de la pared, se presenta el menor registro de composición de oxígeno en el punto de medición del ciclón “A54”, porque es de ese lado que hay un mayor consumo de oxígeno en la cámara de humo producto a la posición del quemador, por el contrario el ciclón “B54” posee la composición más alta de oxígeno, ya que esa zona está alejada del quemador utilizado.

El alto contenido de oxígeno en la salida de la cámara de humo, es por el hecho de que existe una zona muy cercana a la llama donde se lleva a cabo la combustión de forma incompleta y otra zona donde los gases provenientes del horno realizan una especie de Bypass, ya que el quemador no alcanza a tener contacto con el oxígeno contenido. Así pues, el problema del quemador y su eficiencia podrían estar vinculados a problemas con la aerodinámica de los gases dentro de la cámara y de que tan rápido pasan los mismos por el quemador. En la planta no se cuenta con herramientas que puedan dar un mejor diagnóstico de la fluido dinámica presente, ya que por las temperaturas manejadas en ese punto, se necesita tener equipos especiales. La diferencia de este sistema con el quemador principal es que este último posee una relación aire combustible controlada y una disposición de la llama en la misma dirección que el flujo de los gases, por el contrario en el quemador auxiliar no se dispone de una alimentación primaria de aire y a su vez el aire suministrado se encuentra perpendicular a la zona de la llama dificultando aún más su aprovechamiento.

5.6 Evaluación de las condiciones teóricas

Luego de conocer las condiciones presentes en el sistema actual se procedió a evaluar el sistema teórico. Los valores mas resaltante de la evaluación están representado por la tabla N°22

Tabla N° 22 Resumen del sistema teórico para un proceso optimo según las evaluaciones

Condición General del Sistema		Balance aerólico	
Alimentación [t/h]	97	Gases entrada [Nm ³ /h]	77.194
Gas principal [Nm ³ /h]	5.486	Gases salida [Nm ³ /h]	81.374
Gas auxiliar [Nm ³ /h]	933	Aire falso [%]	0
Condiciones de Comb. Auxiliar		Descarbonatación	
O ₂ necesario [Nm ³ /h]	1854	FSC	99,1
O ₂ disponible [Nm ³ /h]	3872	MS	2,5
O ₂ exceso [%]	30	MA	1,5
O ₂ consumido [Nm ³ /h]	2018	PF [%]	34,945
Gases salida de la torre		Descarb. [%]	70
O ₂ [%]	2,5	Balance Energía kcal/h	
CO [ppm]	0	Energía suministrada	22.516.804
Nox [ppm]	269	Energía descarb.	22.603.538

La tabla anterior, representa la evaluación teórica del sistema y como se puede apreciar se tomaron en cuenta algunos criterios de las evaluaciones realizadas. Cabe destacar que el proceso teórico surge por la necesidad de observar como responde el proceso si funcionara adecuadamente correctamente apoyándose en la teoría de Vade-Macum, 2000, así mismo podemos apreciar la energía disponible si suministra el caudal de combustible promedio para las evaluaciones, a la vez que muestra cual sería la energía teórica consumida por la reacción

Con respecto al combustible la tabla anterior refleja la cantidad de aire necesario para poder realizar la combustión completa del gas alimentado según lo establecido por

(Duda, 1977) al quemador auxiliar, así como cuanto oxígeno se dispone en la entrada de la torre y cuanto queda como exceso.

5.7 Comparación entre el sistema teórico con el experimental

Una manera de saber como se comporta un proceso es comparando con lo que teóricamente se conoce, los sistemas anteriormente analizados sirven para contrastar tanto el proceso experimental como el teórico tomando en cuenta los parámetros críticos del sistema manteniendo la alimentación y los flujos de combustible, es por eso que el resumen del sistema mostrado en la tabla N°21 y los resultados teóricos de la tabla N°22 se asemejan en el combustible suministrado, así como en la alimentación. Los parámetros tomados en cuenta se analizarán a continuación:

- **Condición de combustión:** Si se compara la condición de combustión para el combustible auxiliar se tiene que considerar la proporción recomendada de aire de exceso por Baukal, 2005. el cual dice que en la salida del horno debe existir un 4% de oxígeno para garantizar un máximo de 20% de exceso, observándose así una menor cantidad de oxígeno disponible en la rampa para el proceso teórico y a su vez una menor cantidad de exceso en el quemador auxiliar lo que reduce sin duda alguna la aparición de gases NO_x según la evaluación de Serrano, 2005. De igual forma el oxígeno sobrante es menor en el quemador auxiliar. De esta manera se muestra que el sistema actual está sobrecargado de aire que teóricamente genera gases contaminantes y a su vez disminuyen la eficiencia térmica del sistema.
- **Balance aerólico:** Como se mencionó, las entradas súbitas de aire enfrían el sistema y las sobrecargas de aire en exceso también, además que incrementan el consumo energético de los ventiladores de tiro forzado responsables de extraer los gases del sistema. Se puede apreciar al comparar las tablas antes mencionadas que la diferencia de volúmenes de gases de tránsito en la torre son bastante significativos entre el proceso teórico y el experimental, hay que acotar que para la parte teórica se supuso que no existen entradas de aire falso

significativas y los gases son producto de la combustión de los gases según lo recomendado por Vade-Macum, 2000, siendo esta la razón de por qué es menor.

- **Balance de energía:** Al tomar valores de suministro de combustible prácticamente iguales para la condición teórica, es de notar que los valores de energía entregados por el combustible se asemejen, sin embargo al restar el producto de la combustión incompleta se puede incrementar la energía entregada. Lo que sufre una variación significativa es la energía consumida por la reacción de descarbonatación, ya que para un proceso característico de este tipo según Polysius, 2012, las descarbonataciones rondan el 70%, aunque de igual manera se puede observar que aun descarbonatando esa cantidad con las condiciones de alimentación de combustible del sistema se puede lograr.

Por lo antes expuesto se aprecia claramente que el sistema bajo las condiciones actuales no funciona adecuadamente, pues múltiples factores afectan la eficiencia del proceso entre ellos están la mala distribución de los gases a nivel de la rampa, la producción de combustión incompleta en el quemador auxiliar, las entradas de aire falso, entre otros.

5.8 Proposición de modelo y disposición de los quemadores.

En aras de mejorar el sistema de quemadores auxiliares de la torre de ciclones en la línea 2 de la planta Ocumare y con la ayuda de las evaluaciones realizadas al sistema, se puede proponer un sistema que disminuya el flagelo que se está presentando.

Uno de los principales factores observado en torno al funcionamiento de los quemadores, es la poca reactividad y la baja transferencia de energía según la cantidad de combustible alimentada, este es un problema complejo ya que muchas veces la fluido dinámica de los gases en la salida del horno y en la cámara, están gobernadas por la formaciones irregulares en las paredes producto de las concreciones del material, factor que hace que los gases se distribuyan de manera

irregular y se incrementen las velocidades dificultando un contacto efectivo para la reacción.

Debido a que es casi imposible controlar la deposición del material en las paredes, se puede concentrar el análisis en la mejora de la distribución del espacio de incidencia de la llama, para esto se toma lo propuesto según Baukal, 2003, en el cual los quemadores se colocan al mismo nivel en la parte superior de la cámara por debajo de las cajas de expansión de los ciclones de la etapa 3, estos se pueden colocar a su vez de dos formas, de frente uno con el otro cuidando que exista poca interacción entre las llamas y al mismo nivel pero la llama de los quemadores en forma paralela, esta ultima presentado la mejor distribución de energía, en la figura N°21, se muestra la disposición mencionada.

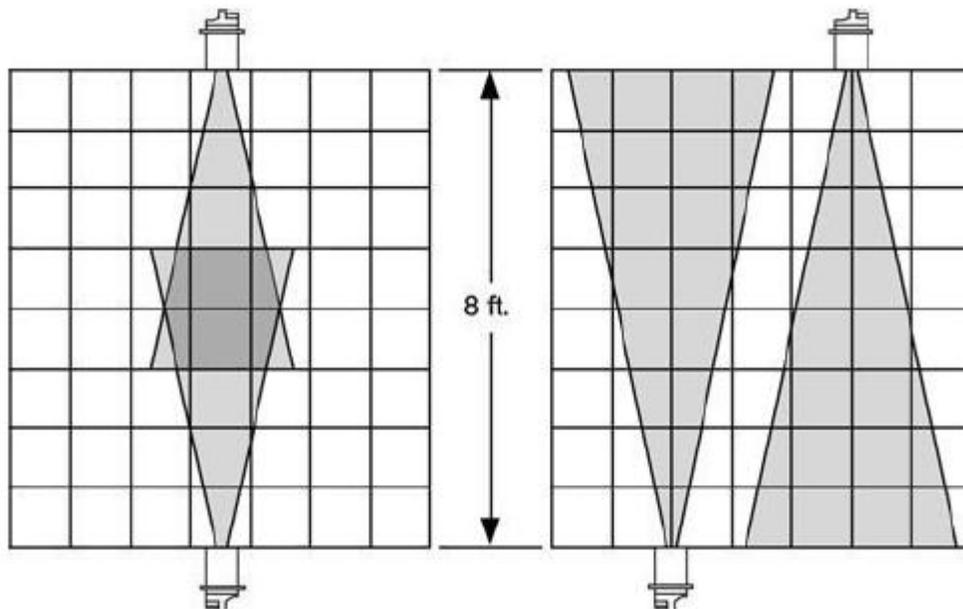


Figura N°21 Efecto de los quemadores colocados al mismo nivel (Baukal, 2003).

Al mejorar la distribución de la incidencia de la llama se reducen los espacios muertos, así como la cantidad de oxígeno que pudiese no reaccionar. Los fabricantes de sistemas de calentamiento advierten que el quemador inferior que esta actualmente

en la torre, opera bajo atmosfera reductora y es el quemador superior quien transforma los CO originados en CO₂, sin embargo para el diseño de Polysius, 2012, el quemador superior trabaja con adición de aire primario en los quemadores.

En torno a los quemadores, se hace de vital importancia el suministro de aire primario para garantizar la combustión completa y así erradicar los gases de CO que disminuyen la eficiencia termica del sistema. Para el logro de este propósito, se toma en cuenta la producción máxima estimada para la línea y las relaciones energéticas necesarias para transformar la cantidad procesada según la tabla N°23.

Tabla N°23 Relación energética en kilogramos de clinker [kgkk]

Clinker t/día	Energía kcal/kgKK
400	900
810	940
1500	835
1600	850
3500	780

Manual tecnológico del cemento Duda, 1977

Según lo planteado para el sistema, la producción de clinker debe ser unas 1600t/día lo que representa una cantidad de 850 kcal/kg kk requerida para la transformación del material según las relaciones energéticas suministrada por Vade-Macum, 2000, esto se traduce en una cantidad de combustible necesario de 6646 Nm³/h entre el quemador principal y el quemador auxiliar, a su vez tomando la teoría de la distribución ideal del sistema para el gas auxiliar que es de un máximo entre 25-30% de caudal de gas para el o los quemadores auxiliares según Deolalkar S.P, 2009, se obtiene una cantidad de flujo de unos 1100 Nm³/h para cada uno de los quemadores auxiliares, se recomienda a su vez que la cantidad de aire necesario en el sistema para

la combustión del gas se introduzcan de forma estequiométrica ya que, en la cámara va existir un exceso de aire suficiente del quemador principal.

Con la entrada de aire primario se disminuyen los problemas de reactividad y fluido dinámica que afectan el aprovechamiento del oxígeno por parte del quemador, la cantidad de aire suministrada al sistema representa unos 20820 Nm³/h lo que supone una cantidad de energía necesaria para calentar el aire de 6000000 Kcal/h, de igual manera hay que saber que la tabla mostrada anteriormente al ser producto de evaluaciones experimentales ya toma en cuenta gran parte de esta energía necesaria para el calentamiento.

Los puntos más importantes a tomar en cuenta para el diseño de un quemador para este sistema se muestran en la tabla N°24

Tabla N°24 Especificaciones básicas para el diseño y selección del quemador.

Q gas[Nm ³ /h]	2.193
Q aire [Nm ³ /h]	20.821
Calor total [kcal/h]	18.700.435

Hay que hacer referencia que los quemadores actualmente en funcionamiento carecen de sistema de aire primario para la combustión y presenta un diseño de quemador básico tipo mechero con una boquilla con orificios orientada hacia la parte superior del mismo. El modelo de quemador superior actualmente en funcionamiento se muestra en las figuras N°22.

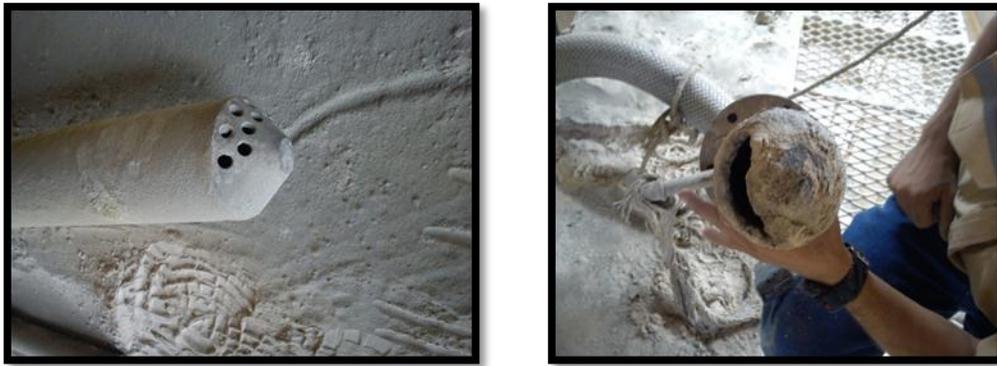


Figura N°22 Boquilla de quemador empleada (Izquierda), Estado del quemador actual (Derecha).

En la figura de la derecha se observa el fuerte deterioro del quemador por la corrosión y erosión producto de lo abrasivo de los gases que circulan en la cámara de humo, por lo que para el diseño y mejoramiento de los quemadores se debe tomar en cuenta este factor, así como la posibilidad de que la reacción ocurra un poco antes de ingresar el quemador a la cámara, con el objetivo de disminuir los problemas de reacción producto de la turbulencia asociado al flujo y al polvillo presente en los gases.

De igual manera para el diseño final del quemador, se recomienda tomar en cuenta los parámetros energéticos ya que los mismos fueron calculados especialmente para la mejora de la combustión de este sistema en particular partiendo de lo recomendado por la bibliografía, los mismos se pueden observar en la tabla N°25

Tabla N°25 Parámetros de diseño para el quemador auxiliar

Tabla de especificaciones para los quemadores					
Q gas [Nm ³ /h]	Q aire [Nm ³ /h]	Velocidades en punta m/s		Presión de diseño	
2.193	20.821	Aire	Gas	Aire	
Calor total [Kcal/h]	18.700.435	300	200	3000-7000 mmH2O	
Impulso		Diámetro del fluido cm		Área flujo [m ²]	
Is [Nh/GJ]	3	Gas	Aire	Aire	Gas
		6,2	16	0,019279	0,00305

En la tabla anterior, se muestran los diámetros para el fluido del gas y aire. Aquí se debe considerar que el diámetro mostrado es el que necesitaría una tubería concéntrica entre el gas y el fluido, tomando en cuenta que esta disposición es la más

básica. Para una mejora en la combustión se podrían colocar orificios en la salida del quemador, de igual forma se debe mantener la relación entre las áreas de flujo mostrada en la tabla, pues esta es la garantía de que se obtendrán las velocidades de mezclas recomendadas por Vade-Macum, 2000.

Un modelo físico del quemador se muestra en la figura N°24, esta disposición plantea un acople concéntrico entre el ducto de aire y el de gas donde exista una salida con una especie de boquilla con orificio donde converge el gas y el aire, de igual manera se recomienda que la formación de la llama se realice un poco antes de ingresar a la cámara.

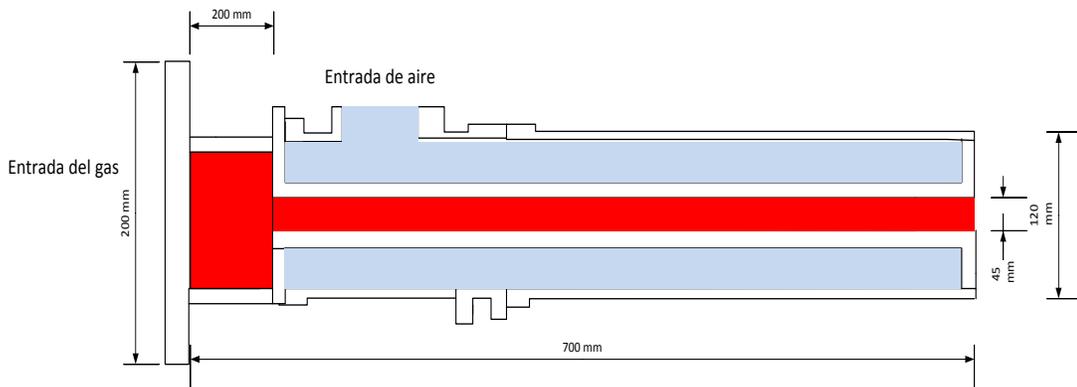


Figura N°23 Propuesta de diseño de quemador auxiliar.

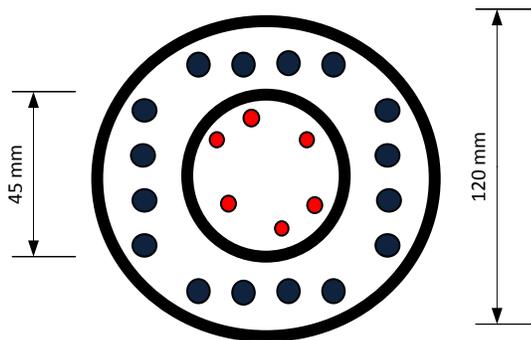


Figura N°24 Propuesta de boquilla de salida para el quemador

En la figura N°25, se puede apreciar el diseño de boquilla mas adecuada para una buena combustión en el quemador, los puntos rojos hacen referencia a la salida del gas combustible, mientras que los azules son la salida de aire necesario para la combustión, muchos fabricantes actuales basan sus quemadores bajo este tipo de diseño. Lo importante a tener en cuenta es que se mantenga la relación del área de flujo entre el gas y el aire, para así garantizar las condiciones de mezcla y el flujo, de manera que se puede jugar con el tamaño y numero de los orificios, pero sin perder atención en las áreas de flujos.

De igual forma se puede recomendar algunos materiales para la elaboración del dispositivo basándonos en los materiales utilizados por los fabricantes. Para el cuerpo del quemador comúnmente se utiliza acero al carbono, las partes en contacto con la cámara de humo pueden ser AISI.304 y para la boca del quemador debido a las altas temperaturas el AISI.310

La anterior recomendación sirve para reutilizar el quemador actualmente en uso con la pequeñas modificaciones y con solo la incorporación de un pequeño ventilador de aire primario que sirva para suministrar y regular el flujo. En la industria existen numerosos modelos y disposiciones de tamaño y el principal factor para la escogencia del quemador comercial es la capacidad de calor que podría generar según la alimentación. Las marcas que cumplen con los requerimientos del sistema son: Webster Engineering & Manufacturing Co., GRECO Combustion Systems y dos modelos KINEDIZER® Gas Burners de la MAXON. De las antes mencionadas se descartaron las que no detallaban especificaciones de dimensiones y con las que hay dificultad para la compra, es por eso que de las anteriores se seleccionaron los quemadores de MAXON, estos dos quemadores se diferencian solo un poco en las longitudes y diseños. Para escoger entre estos dos modelos seleccionados, se revisaron datos mas específicos como la longitud de la llama alcanzada para que se adaptaran a las dimensiones de la cámara de humos, es por eso que se escogió el

modelo KINEDIZER® LE de la MAXON, las especificaciones del quemador están al final del presente T.E.G.

5.9 Impacto económico

Un factor determinante en todo proyecto de ingeniería es el económico, ya que puede orientar sobre la factibilidad y rentabilidad del mismo. Con las recomendaciones sobre el mejoramiento del sistema antes evaluado se puede mencionar como elemento importante el hecho que los problemas operacionales causados por la baja eficiencia del sistema térmico y los niveles altos en CO, generan paradas inesperadas del sistema dejando de producir por horas y dependiendo de la gravedad por días. Aunado a esto el gasto de mantenimiento se incrementa, así como las horas extras del personal encargado de solventar los problemas causados. Además que el consumo adicional al necesario de combustible generan gastos adicionales para la empresa.

La mejora del sistema a demás de reducir los problemas debido a la ineficiencia de los quemadores, va hacer posible el incremento de producción de clinker aumentado así el nivel de almacenamiento, dándose la posibilidad de la venta de este producto a las otras fabricas o bien si el sistema aguas abajo funciona de manera optima podría incrementarse la producción de cemento

Sabiendo que el incremento del clinker producido esta en el orden del 117 toneladas por día como promedio y tomando en cuenta los días auditados y los registros de seguimiento, se puede obtener una ganancia potencial al incrementar la producción pues el clinker se cotiza entre 130-140 Bs la tonelada lo que dejaría una ganancia promedio de 473.000 Bs ó 110.000 \$ mensuales que es una suma satisfactoria, teniendo el conocimiento que en el mercado el costo de inversión por unos quemadores nuevos ronda un máximo de un millón de dólares los que se podrían recuperar en menos de un año y con esto garantizar un sistema mas eficiente en lo que a combustión se refiere.

CONCLUSIONES

Según el análisis de los resultados de la evaluación del sistema de quemadores auxiliares en la línea 2 de la Fabrica Nacional de Cementos, se llegó a los siguientes elementos concluyentes.

- Existe una cantidad importante de gases CO en el sistema producto de la combustión incompleta, registrando un máximo 3950 ppm de salida de la torre.
- El sistema de torre de ciclones registró un promedio de 43,2 % de tasa de descarbonatación para las evaluaciones realizadas, teniendo en cuenta un valor normal de trabajo de 50-70% para este tipo de sistema.
- El aire falso de entrada al sistema mostró una cantidad considerable, que afecta la eficiencia de transferencia de calor.
- La cantidad de energía suministrada a la torre fue muy superior a la necesaria para la descarbonatación lograda.
- La cantidad de energía necesaria para descarbonatar el máximo teórico de 70% para el sistema, fue un poco superior a la energía suministrada por los quemadores actuales.
- La relación aire-combustible del sistema actual es suficiente para la que se pueda garantizar la combustión completa.
- El proceso actual de torre de ciclones carece de una eficiente de transferencia de calor entre los gases de combustión y la harina, además de no propiciar las condiciones para una buena combustión del combustible.
- La disposición propuesta para los quemadores, es colocar ambos 1,6 m por debajo de la salida de las cajas de expansión de la 3 etapa.
- El modelo industrial que mejor se ajusta al sistema es el KINEDIZER® LE de la MAXON por garantizar la condiciones térmicas y de llama necesarias.

- Los beneficios económico producto de la mejora del sistema podrían ubicarse potencialmente en un promedio de 473.000 Bs ó 110.000 \$ mensuales.

RECOMENDACIONES

Luego de las evaluaciones realizadas y el diagnóstico de los sucesos que afectan al sistema de quemadores auxiliares de la línea 2, se pueden realizar una serie de recomendaciones que mejoren la eficiencia del proceso.

- Se debe realizar un estudio del estado físico de los equipos de la torre de ciclones para evitar deterioro de material por caída de castables y pérdidas por envoltura.
- Evaluar y garantizar la continuidad de la calidad en la alimentación de la harina a procesar para que se pueda aprovechar de una mejor manera el sistema de precalentamiento.
- Velar en la medida de lo posible mantener una cantidad de oxígeno constante en la salida de los gases del horno, para cuidar la eficiencia energética.
- Habilitar más puntos de edición entorno a la cámara de humos de manera que se pueda realizar un mejor estudio de la composición de los gases y así evaluar mejor la combustión.
- Evaluar la opción de habilitar puntos de medición de caudal de gas para ambos lados de las torres para saber la preferencia de los gases.
- Tomar en cuenta este TEG como modelo para posibles modificaciones en los quemadores de la torre de ciclones de la línea 1.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

- Tokheim A. (1999). The impact of staged combustion on the operation of a precalciner cement kiln. Trabajo especial de grado. Inédito. Institute of Environmental Technology, Noruega.
- Bes A. (2005). Dynamic Process Simulation of Limestone Calcination in Normal Shaft Kilns. Doctorado. Inédito. Universidad Magdeburg, Alemania.
- Gilot S. (2005). Review Calcination and Carbonation of Limestone During Thermal Cycling for CO₂ Sequestration, Fuel Processing Technology, (86): 1707-1743.
- Rincón J. (2009). Evaluación del consumo calórico en la producción de clinker en un horno rotatorio vía seca a partir de un análisis basado en balances de masa y energía. Trabajo especial de grado. Inédito. Universidad de Antioquía, Colombia.
- Secretaría General. Ministerio de Medio Ambiente. (2004). Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España de fabricación de cemento. España: Canales Carmen.
- Deolalkar S.P. (2009) Handbook for designing cement plants, India: BS Publications. 1790p.
- Duda W. (1977) Manual tecnológico del cemento, España: Editores Técnicos Asociados. 345p.
- Baukal C. (2003) Handbook industrial burners, India: Estados Unidos de America: CRC Pres. 770p.
- PSP Engineering. (2005). Preheaters & Precalciners. República Checa: Anonimo.
- Serrano, Juan (2005) Scientia et Technica, XI, (29), 139-143.

APENDICES

A continuación se muestran los procedimientos importantes para el análisis de la harina, en el laboratorio de calidad.

Apéndice 1 Manual de procedimiento el laboratorio de calidad para los análisis del material



Código: PO-OD-I-32

INSTRUCCION DE TRABAJO.

TITULO: DETERMINACION DE LA PERDIDA AL FUEGO

MATERIAL: Arcilla, Caliza, Harina, Clinker, Cemento y Yeso.

DESTINO: Laboratorio Químico y/o Sala de Control.

INSTRUCCIONES :

1. Tomar un crisol de porcelana o de platino limpio, calentarlo en la plancha por encima de 100 °C durante 15 minutos, para secarlo.
2. Dejar enfriar el crisol dentro del desecador por 15 minutos aproximadamente.
3. Pesar el crisol vacío (P0) en una balanza analítica (clase fina) con 4 decimales, medida en gramos.
4. Tarar el crisol vacío, la balanza indicará 0.0000 g.
5. Pesar 1,0000 g. de la muestra aproximadamente dentro del crisol (P1), expresando los 4 decimales.
6. Llevar el crisol con la muestra al horno a una temperatura de 1050°C, durante 30 minutos.
7. Retirar del horno el crisol más el calcinado, colocarlo en el desecador durante 15 minutos para enfriarlo.
8. Pesar el crisol más el calcinado (P2).
9. Calcular el % de pérdida al fuego con dos cifras significativas mediante la expresión:

$$\text{Pérdida al Fuego (\%)} = \frac{(P0 + P1 - P2) * 100}{P1}$$

10. Los resultados de Pérdida al Fuego (%), dependiendo del material, se reportan en los Registros PO-OD-R-01, PO-OD-R-13, PO-OD-R-19 y PO-OD-R-31.

Revisado
Ana Acevedo
Jefe de Laboratorio

Aprobado
Ana Acevedo
Jefe de Control de Calidad.

Figura N°25 Hoja de procedimiento para la determinación de la pérdida del fuego.

INSTRUCCION DE TRABAJO.**TITULO: PREPARACION DE PASTILLAS FUNDIDAS (PERLAS)****MATERIAL: Arcilla, Caliza, Harina, Clinker, Cemento.****DESTINO: Laboratorio Químico y/o Sala de Control.****INSTRUCCIONES :**

1. Colocar un crisol limpio de platino - rodio - oro, sobre la plancha eléctrica a una temperatura superior a 100°C durante 15 minutos para secarlo.
2. Retirar el crisol de la plancha y colóquelo en un desecador durante 10 minutos aproximadamente.
3. Pesarse el crisol seco (P0) en una balanza analítica con 4 decimales.
4. Talar el crisol seco.
5. Pesarse la muestra (P1) con 4 decimales dentro del crisol (para el caso de arcilla, clinker y cemento se pesarán 2,0000 gramos y para el caso de harinas se pesarán 3,0000 gramos).
6. Llevar el crisol con la muestra al horno a la temperatura de 1070 °C para muestras de arcillas, harina, clinker y cemento, por espacio de 30 minutos aproximados.
7. Retirar el crisol con la muestra calcinada del horno y dejarlo enfriar durante 15 minutos en un desecador.
8. Pesarse el crisol con la muestra calcinada (P2) en la balanza analítica, expresar el resultado con 4 decimales.
9. Determinar el peso del fundente (Tetrabrato de Litio), mediante la expresión:
 - $\text{Peso del Fundente (g)} = (P0 + P1 - P2) * 4$ para muestras de Harina, Clinker y Cemento.
 - $\text{Peso del Fundente (g)} = (P0 + P1 - P2) * 6$ para muestras de Arcilla.
10. Colocar el fundente dentro del crisol con la muestra calcinada.
11. Añadir 1 gota de ácido bromhídrico al crisol con el fundente y la muestra calcinada.
12. Introducir el crisol en el horno por espacio de 30 minutos. Cada 10 minutos se deberá agitar el crisol para homogeneizar, tomar el crisol con la pinza y darle movimientos circulares. Colocar el crisol nuevamente dentro del horno.
13. Calentar el molde (plato de platino - rodio - oro), por 5 minutos en el horno, antes de vencer el plazo de los 30 minutos de fusión. Verter el contenido del crisol en el molde.
14. Retirar el plato del horno y colocarlo sobre un ladrillo refractario. Espere a que se desprege y se enfríe la pastilla fundida.
15. Identifique la pastilla fundida con una etiqueta en la cara superior, la pastilla estará lista para ser analizada.

Figura N° 26 Hoja de procedimiento para la determinación de la composición de la harina

Apendices 2 Cálculo tipo

A continuación se presenta una serie de cálculos que conforman el procesamiento de la información recabada en la medición.

1 promedio de la composición de los gases medidos.

Calculo realizado para obtener el promedio de los valores registrados por el analizador

$$Gp = \frac{\sum G}{N} \quad (5)$$

Donde:

Gp= Promedio de composición del gas (para el CO y NO_x [ppm], O₂ [%])

G= Gas medido (para el CO y NO_x [ppm], O₂ [%])

N= Numero de mediciones [adimensional]

Entoces.

$$Gp = \frac{\sum 3,28 + 3,26 + 3,39 + 3,26 + 3,25}{5} \%$$

$$Gp = 3,27 \%$$

2 Tasa de descarbonatación

Porcentaje de descarbonatación por etapas que da la cantidad de material que se transformó

$$\%D = \frac{(\%Pfi - \%Pff)}{\%Pfi(1 - \frac{\%Pff}{100\%})} \times 100\% \quad (6)$$

Donde:

%D= Porcentaje de descarbonatación

%Pfi=Porcentaje de perdida al fuego obtenida para la harina [%] Ver apéndice 1.

%Pff=Porcentaje de perdida al fuego de etapa [%]

Entonces para el “A54” primera evaluación.

$$\%D = \frac{(35,03\% - 23,81\%)}{35,03\%(1 - \frac{23,81\%}{100\%})} \times 100\%$$

$$\%D = 42,0\%$$

3 Calculo de CO₂ producido por la descarbonatación.

Cuando se realiza la descarbonatación se libera una cantidad importante de gas CO producto de la descomposición del material, el flujo producido se determina mediante la siguiente formula.

$$mCO_2 = \frac{(\%Pfi - \%Pff4) \times mali}{100\%} \quad (7)$$

Donde:

mCO₂= Flujo másico producido por la descarbonatación [t/h]

%Pff4= Porcentaje de perdida al fuego en la cuarta etapa (promedio) [%]

mali= Flujo másico alimentado a la torre [t/h]

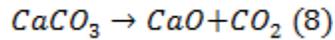
Entonces para la primera evaluación.

$$mCO_2 = \frac{(35,03\% - 23,20\%) \times 98t/h}{100\%}$$

$$mCO_2 = 11,60 t/h$$

4 Calculo de CaO producido por la descarbonatación.

La reacción de descarbonatación produce como reactante principal el CaO, el flujo a través del proceso se obtiene de la relación estequiométrica de su reacción.



La relación másica se obtiene:

$$mCaO = \frac{mCO_2 \times 56,08 u}{44,00u} \quad (9)$$

Donde:

mCaO= flujo másico producido por la descarbonatación [t/h]

Entonces para la primera evaluación

$$mCaO = \frac{11,60 t/h \times 56,08 u}{44,00u}$$

$$mCaO = 14,78 t/h$$

5 Energía usada en la descarbonatación de la harina alimentada

Para generar la descarbonatación de la materia es necesario suministrarle energía por ser una reacción endotérmica, basándose en la relación teórica se obtiene la cantidad de energía para producir cierta cantidad de material.

$$Q_{des} = 750 \frac{kcal}{kg \text{ CaO}} \times m_{CaO} \times 1000 \frac{kg}{t} \quad (10)$$

Donde:

Q_{des} = Calor necesario para la descarbonatación del CaO producido kcal/h

Entonces para la primera evaluación

$$Q_{des} = 750 \frac{kcal}{kg \text{ CaO}} \times 14,78t/h \times 1000 \frac{kg}{t}$$

$$Q_{des} = 11.086.920 \text{ kcal/h}$$

6 Balance aerólico

Calculo de los gases salida del horno.

- Caudal de combustible por kg de clinker producido: relación entre la producción del horno y el gas suministrado al quemador.

$$C_{pr} = \frac{CC_{gas} \times G_p}{PCI \times G_t} \quad (11)$$

$$CC_{gas} = \frac{PCI \times Gt}{kk \times 24} \times 1000 \quad (12)$$

Donde:

C_{pr}= relación de combustible principal por kg de clinker producido [Nm³/kgkk]

CC_{gas}= relación energética entre el combustible total con el clinker producido [kcal/kgkk]

G_p=Caudal de gas combustible al quemador principal [Nm³/h]

G_t=Caudal de gas combustible total [Nm³/h]

PCI= Poder calorífico inferior del combustible [kcal/Nm³gas] ver anexo A.3

Kk= toneladas de clinker [t/día]

Entonces para la primera evaluación y uniendo las ecuaciones anteriores.

$$C_{pr} = \frac{5575 Nm^3/h}{1498 tkk/dia} \times \frac{1 tkk \times 24h}{1 dia \times 1000 kgkk}$$

$$C_{pr} = 0,0893 \frac{Nm^3}{kgkk}$$

- Calculo de aire falso por etapas

El calculo de cuanto varia el oxigeno producto de la entrada de aire al sistema. en la siguiente figura N° 36 se muestra un diagrama del balance de masa en oxigeno para determinar la masa de entrada.

$$V_f = \frac{V_i \rho_i}{\rho_f} \times \frac{(\%O_i - 21\%)}{(\%O_2 - 21\%)} \quad (13)$$

Donde:

V_f = Volumen de gas final para la etapa [Nm^3/h]

V_i = Volumen de gas inicial para la etapa [Nm^3/h]

ρ_f = Densidad del gas final [Kg/m^3]

ρ_i = Densidad del gas inicial [Kg/m^3]

% O_i = Porcentaje de oxígeno medido inicialmente [%]

% O_2 = Porcentaje de oxígeno medido final [%]

Entonces para la 4 etapa en la primera evaluación.

$$V_f = 96533 Nm^3/h \times \frac{(3,27\% - 21\%)}{(3,47\% - 21\%)}$$

$$V_f = 97657 Nm^3/h$$

Porcentaje v/v de aire falso por etapa.

$$\%V_a = \frac{V_f - V_i}{V_i} \times 100\% \quad (14)$$

Donde:

% V_a = porcentaje v/v del aire de entrada.

Entonces para la cuarta etapa de la primera medición.

$$\%Va = \frac{97657 \text{ Nm}^3/\text{h} - 96533 \text{ Nm}^3/\text{h}}{96533 \text{ Nm}^3/\text{h}} \times 100\%$$

$\%Va = 1,2\%$ de aire falso de entrada en la 4ta etapa.

- **Flujo volumétrico del oxígeno en la salida de la rampa.**

La cantidad de oxígeno en la rampa será el que potencialmente utilizará el quemador auxiliar es calculo se lleva a cabo de la siguiente manera.

$$V_{O_{2h}} = \left[\frac{O_{2h} \times (HCNS + CO_{2comb})}{(21\% - O_{2h})} \times \frac{21\%}{100\%} \right] \times \frac{1000}{24} \times kk \quad (15)$$

Donde:

$V_{O_{2h}}$ = Volumen de oxígeno disponible en la rampa [Nm^3/h].

O_{2h} = Cantidad de oxígeno medido en el analizador en la rampa [%].

HCNS = Humos de combustión neutro seco ($\text{CO}_2 + \text{N}_2$), ver anexo A.2 [$\text{Nm}^3/\text{kg kk}$]

CO_{2comb} = Dióxido de carbono de la combustión del quemador principal ver anexo A.2 [$\text{Nm}^3/\text{kg kk}$].

Entonces para la primera evaluación:

$$V_{O_{2h}} = \left[\frac{6,3\% \times (0,7685 \text{ Nm}^3/\text{kg kk} + 0,0980 \text{ Nm}^3/\text{kg kk})}{(21\% - 6,3\%)} \times \frac{21\%}{100\%} \right] \times \frac{1000}{24} \\ \times 1500$$

$$V_{O_{2h}} = 4874 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- Oxígeno requerido para la combustión del quemador auxiliar.
Oxígeno requerido para la combustión estequiométrica del quemador auxiliar.

$$V_{O_{2n}} = Ga \times \frac{1,98 \text{ Nm}^3}{\text{Nm}^3 \text{ gas}} \quad (16)$$

Donde.

Ga= flujo de gas para el quemador auxiliar [Nm³/h].

*Relación entre combustible y oxígeno ver anexo A.2

Donde para la primera evaluación.

$$V_{O_{2n}} = 1014 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \times \frac{1,98 \text{ Nm}^3}{\text{Nm}^3 \text{ gas}}$$

$$V_{O_{2n}} = 2015 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

6 Balance energía

Los siguientes cálculos son los utilizados para realizar el balance de energía.

- Balance de energía en los gases de combustión.
Se tomó como sistema los gases en la torre de ciclones en estado estacionario.

$$E_i - E_s = Q_{tg} \quad (17)$$

$$E_i = m_g * c_{pi} * (T_i - T_{ref}) + m_{ga} * c_{pg} * (T_{ga} - T_{ref}) + PCI_g * m_{ga} \quad (18)$$

Donde:

Ei= Energía de entrada [kcal/h]

Es= Energía de salida [kcal/h]

Qtgs= calor transferido por los gases [kcal/h]

mg=masa de gas en la entrada de la torre de ciclones [kg/h]

pci= Capacidad calorífica de los gases en la entrada de la torre de ciclones [kcal/Kg*°C]

Ti= Temperatura de entrada a la torre de ciclones [°C]

Tref= Temperatura de referencia 0°C

mga= Masa de gas auxiliar en el quemador [kg/h]

cpg= Capacidad calorífica del gas combustible [kcal/Kg*°C]

Tag= temperatura del gas auxiliar [°C]

PCIg= poder calorífico del gas [kcal/Nm³G]

Donde para la primera evaluación se tiene que

$$Ei = \left(\frac{96533 \frac{Nm^3}{h}}{0,02241 \frac{Nm^3}{mol}} \times \frac{29,1g * kg}{mol * 1000g} \right) * 0,31 \frac{kcal}{Kg^{\circ}C} * (858^{\circ}C - 0^{\circ}C) \\ + \left(1014 \frac{Nm^3}{h} \times 0,8767 \frac{kg}{Nm^3} \right) * 0,752 \frac{kcal}{Kg^{\circ}C} * (18^{\circ}C - 0^{\circ}C) \\ + 8527 \frac{kcal}{Nm^3} * 1014 \frac{Nm^3}{h}$$

$$Ei = 41996403 \frac{kcal}{h}$$

Energía de salida

$$Es = mgs * cps * (Ts - Tref) \quad (19)$$

Donde

mgs= Masa de gas de combustión en la salida de la torre de ciclones [kg/h]

cps= Capacidad calorífica de los gases en la salida de la torre de ciclones [kcal/Kg*°C]

Ts= Temperatura de salida en la torre de ciclones [°C]

Resolviendo la ecuación anterior.

$$Es = \left(\frac{97657 \text{ Nm}^3/\text{h}}{0,02241 \frac{\text{Nm}^3}{\text{mol}}} \times \frac{29,1 \text{ g} * \text{kg}}{\text{mol} * 1000 \text{ g}} \right) * 0,30 \frac{\text{kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} * (400^\circ\text{C} - 0^\circ\text{C})$$

$$Es = 21955375 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Entonces retomando la ecuación (17) de transferencia de calor

$$Q_{trans} = 41996403 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} - 21955375 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_{trans} = 20041028 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

- Balance de energía en el material.

Se tomó como sistema los gases en la torre de ciclones en estado estacionario.

$$Q_{rec} = Es - Ei \quad (20)$$

$$Ei = mhi * cphi * (Thi - Tref) \quad (21)$$

Donde:

Qrec= calor recibido por la harina para el calentamiento y la reacción [kcal/h]

mhi=masa de harina alimentada a la torre de ciclones [kg/h]

cphi= Capacidad calorífica de la harina alimentada a la torre de ciclones [kcal/Kg*°C]

Thi= Temperatura de alimentación del material [°C]

Donde para la primera evaluación se tiene que

$$Ei = 98 \frac{t}{h} * \frac{1000kg}{t} * 0,194 \frac{kcal}{Kg^{\circ}C} * (80^{\circ}C - 0^{\circ}C)$$

$$Ei = 1528541 \frac{kcal}{h}$$

Energía del material en la salida

$$Es = mhs * cphs * (Ths - Tref) \quad (22)$$

mhs=masa de harina salida de la torre de ciclones [kg/h]

cphs= Capacidad calorífica de la harina en la salida de la torre de ciclones [kcal/Kg*°C]

Ths= Temperatura de salida del material [°C]

Donde para la primera evaluación se tiene que

$$Es = 86,4 \frac{t}{h} * \frac{1000kg}{t} * 0,19 \frac{kcal}{Kg^{\circ}C} * (825^{\circ}C - 0^{\circ}C)$$

$$Es = 13894710 \frac{kcal}{h}$$

Retomando la Ecc (20) tenemos entonces

$$Q_{rec} = 13894710 \frac{kcal}{h} - 1528541 \frac{kcal}{h}$$

$$Q_{rec} = 12366169 \frac{kcal}{h}$$

Perdidas de calor producto del aire falso.

El aire de entrada al sistema consume energía para acondicionarlo a la temperatura del sistema, la cantidad de energía consumida se calcula de la siguiente manera.

$$Q_{ca} = Fa * \rho_a * c_{pa}(T_i - T_{at}) \quad (23)$$

Donde:

Q_{ac}= calor perdido por la entrada del aire falso.

F_a= flujo de aire de entrada en la etapa evaluada.

ρ_a= Densidad del aire (tomada constante)

c_{pa}= capacidad calorífica del aire tomada constante.

Entonces para la primera evaluación en la cuarta etapa.

$$Q_{ca} = \frac{1.063,9Nm^3}{h} * \frac{1,27kg}{Nm^3} * 0,3 \frac{kcal}{Kg^{\circ}C} (852^{\circ}C - 38^{\circ}C)$$

$$Q_{ca} = 312314 \frac{\text{kcal}}{h}$$

El calor total para la torre es la suma de la energía consumida en cada una de las etapas llegando a unos

$$Q_{cat} = 2327849 \frac{\text{Kcal}}{h}$$

Calculo para el quemador auxiliar propuesto.

Lo primero que se debe hacer es revisar el máximo de producción posible para el sistema con este valor revisamos en la tabla N° la cantidad de energía necesaria.

Energía necesaria para el sistema

$$E_t = k_k \times E_k \times \frac{1000}{24} \quad (24)$$

Donde.

E_t = Energía total para el sistema [kcal/h]

E_k = Energía por kilogramo de clinker producido [kcal/kg k_k]

Entonces aplicando la ecuación.

$$E_t = \frac{1600 \text{ t}}{\text{día}} \times 850 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } k_k} \times \frac{1000 \text{ kg } k_k}{24 \text{ h}}$$

$$E_t = 56666667 \frac{\text{kcal}}{h}$$

Combustible a utilizar en total

$$Ct = \frac{Et}{PCI} \quad (25)$$

Donde.

Ct= Combustible total necesario en el sistema [Nm³/h]

Entonces utilizando la ecuación se obtiene:

$$Ct = \frac{56666667 \frac{kcal}{h}}{8527 \frac{kcal}{Nm^3}}$$

$$Ct = 6646 \frac{Nm^3}{h}$$

Máximo combustible para el auxiliar según la teoría debe circular el 30% del combustible total, ha esto se le agrega un factor de diseño del 10%.

$$Cma = Ct \times 0,3 \times 1,1 \quad (26)$$

Donde

Cma= combustible máximo suministrado por los auxiliares.

Entonces se tiene que.

$$Cma = 6646 \frac{Nm^3}{h} \times 0,3 \times 1,1 \quad (26)$$

$$Cma = 1097 \frac{Nm^3}{h}$$

Calor entregado por el quemador convirtiendo la Ecc. (25)

$$Et = \frac{Ct}{PCI}$$

Donde

Et= calor entregado por el quemador

Entonces

$$Et = \frac{1097 \frac{Nm^3}{h}}{8527 \frac{kcal}{Nm^3}}$$

$$Et = 9350218 \frac{kcal}{h}$$

Aire necesario para la combustión (aire estequiométrica)

$$C_{air} = C_{ma} \times Ra \quad (27)$$

Donde.

C_{air}= flujo necesario del aire estequiométrico. [Nm³/h]

R_a= relación aire combustible ver anexo A.2

Entonces se obtiene.

$$C_{air} = 1097 \frac{Nm^3}{h} \times 9,49 \frac{Nm^3 \text{ air}}{Nm^3}$$

$$C_{air} = 10410 \frac{Nm^3}{h}$$

Energía consumida en el calentamiento del aire se utiliza la Ecc. (23). Evaluada en las condiciones dadas.

$$Q_{ca} = 6097061 \frac{kcal}{h}$$

Area de flujo necesario en el quemador se obtiene a partir de los valores de velocidades de gases estándar (Vade-Macum, 2000).

Área de flujo para el aire

$$Area(aire) = C_{air} \times \frac{v_{air}}{3600} \quad (28)$$

Donde.

Area(aire)= área de flujo necesario para cumplir con la velocidad. [m²]

v_{air}= Velocidad teorica del aire para el sistema de combustión (Vade-Macum) [m/s]

Aplicando la ecuación se obtiene.

$$Area(aire) = \frac{10410 \frac{m^3}{h}}{\frac{300m \times 3600}{s}} \quad (28)$$

$$Area(aire) = 0,00963 m^2 \quad (28)$$

Área de flujo para el gas

$$Area(gas) = \frac{Cma}{\frac{v_{gas}}{3600}} \quad (29)$$

Donde.

Área(gas)= área de flujo necesario para cumplir con la velocidad. [m²]

v_{gas}= Velocidad teórica del gas para el sistema de combustión (Vade-Macum) [m/s]

Aplicando la ecuación se obtiene.

$$Area(gas) = \frac{1097 \frac{Nm^3}{h}}{200 \frac{m}{s} \times 3600} \quad (29)$$

$$Area(gas) = 0,00152 m^2$$

Diámetro de salida del gas para un ducto de salida simple

$$Dg = \sqrt{Area(gas) \times \frac{4}{\pi} \times 1000} \quad (30)$$

Donde

Dg= diámetro para ducto de salida del gas [mm]

Resolviendo la ecuación anterior.

$$Dg = \sqrt{0,00152 m^2 \times \frac{4}{\pi} \times 1000} \quad (30) \quad Dg = 44 mm$$

ANEXOS

A continuación se muestra la información adicional sobre la evaluación realizada.

A.1 Datos de los seguimientos

A.1.1 Día 07/08/2012

Tabla N°26 Parámetros de seguimiento del día.

Hora	Alimentación pflister Ton/h	Analizador gas horno			Analizador gas electrofiltro		Rampa	S TAG	Gas Auxiliar
		O2 %	CO ppm	Nox ppm	O2 %	CO ppm	°C	°C	Nm3/h
01:00:00 a.m.	107	3,9	712	193	7,5	3403	792	198	916
02:00:00 a.m.	107	3,8	665	237	7,5	3539	777	197	901
03:00:00 a.m.	107	3,9	708	204	8,8	3211	779	198	914
04:00:00 a.m.	104	fs	fs	fs	7,3	3290	772	205	928
05:00:00 a.m.	104	fs	fs	fs	7,4	3391	787	204	930
06:00:00 a.m.	105	4,4	755	322	7,7	3358	784	199	897
07:00:00 a.m.	105	5,1	684	312	9	2950	781	198	909
08:00:00 a.m.	105	4	691	203	8,9	2984	781	199	883
09:00:00 a.m.	105	4,1	727	209	7,7	3358	781	196	887
10:00:00 a.m.	100	4,1	0	0	8,9	3007	78	203	852
11:00:00 a.m.	100	4,2	0	1516	9	3053	796	199	813
12:00:00 p.m.	100	5	0	1098	7,6	3086	799	201	871
01:00:00 p.m.	102	4,5	0	1231	7,5	3086	801	201	852
02:00:00 p.m.	104	4,3	0	1300	7,4	3142	798	198	862
03:00:00 p.m.	104	4,2	0	1127	8,9	3041	799	199	899
04:00:00 p.m.	101	3,3	0	1042	8,4	3220	798	201	836
05:00:00 p.m.	92	4,4	0	1023	7,5	2815	798	210	754
06:00:00 p.m.	92	4,4	0	1646	8,5	2967	796	214	907
07:00:00 p.m.	96	4,1	0	1932	8,6	3007	794	210	944
08:00:00 p.m.	104	4,3	0	1980	8,9	3007	778	200	921
09:00:00 p.m.	106	4,2	0	1964	7,4	3290	779	193	913
10:00:00 p.m.	108	4,2	0	1571	8,9	3211	784	190	903
11:00:00 p.m.	108	4,1	0	1415	7,4	3494	775	192	904
12:00:00 a.m.	109	4,2	0	1162	7,4	3324	777	194	905

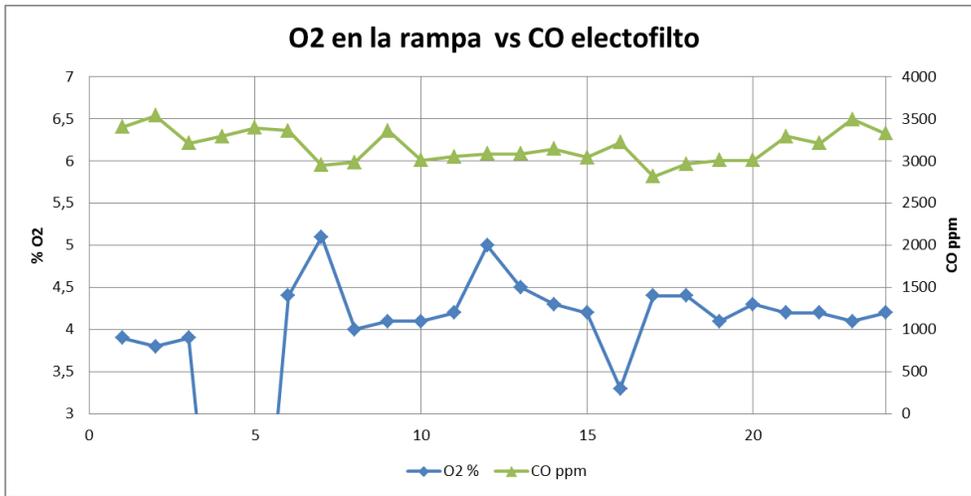


Figura N°27 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa

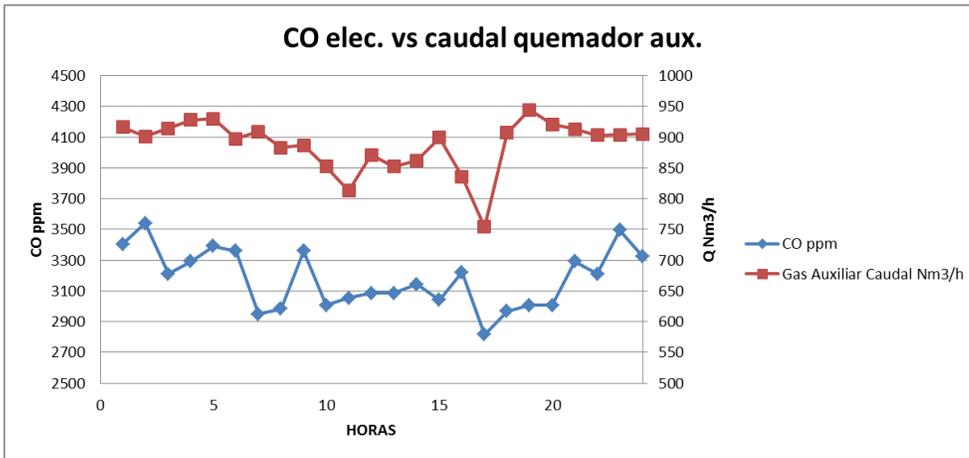


Figura N°28 Emisiones de CO en los electrofiltró vs caudal quemador auxiliar.

A.1.2 Día 07/08/2012

Tabla N°27 Parámetros de seguimiento del día.

Hora	Analizador gas homo			Analizador gas electrofiltro		Rampa	S TAG	Gas Auxiliar
	O2 %	CO ppm	Nox ppm	O2 %	CO ppm	°C	°C	Nm3/h
01:00:00 a,m,	4,3	0	332	7,5	3098	773	198	938
02:00:00 a,m,	4,3	0	1564	9,2	3063	788	201	893
03:00:00 a,m,	4,9	0	1228	9,4	3063	771	191	914
04:00:00 a,m,	4,6	0	1068	9,6	3019	766	190	906
05:00:00 a,m,	4,6	0	1362	9,3	3007	781	198	927
06:00:00 a,m,	4,5	0	1029	7,8	3274	776	195	923
07:00:00 a,m,	4,4	0	999	7,8	3221	775	198	872
08:00:00 a,m,	4,3	0	1431	7,8	3177	782	196	862
09:00:00 a,m,	4,4	0	1097	9,3	3007	803	194	875
10:00:00 a,m,	4,3	0	922	7,5	3063	798	196	865
11:00:00 a,m,	4,3	0	912	7,8	3166	798	200	909
12:00:00 p,m,	4,2	0	1017	7,2	3280	799	195	844
01:00:00 p,m,	4	0	1265	8	3290	792	194	871
02:00:00 p,m,	4,3	0	1177	7,5	3234	797	196	811
03:00:00 p,m,	4,1	0	1188	7,3	3358	796	196	870
04:00:00 p,m,	4,5	0	1222	7,3	3063	805	196	863
05:00:00 p,m,	4	0	1210	8,1	3120	804	196	899
06:00:00 p,m,	4	0	1246	7,3	3221	796	196	805
07:00:00 p,m,	4	0	800	7,3	3347	784	198	923
08:00:00 p,m,	4,5	0	1379	7,5	2905	790	199	897
09:00:00 p,m,	4,5	0	1406	7,7	3274	788	198	887
10:00:00 p,m,	4,4	0	1480	7,8	3155	796	196	868
11:00:00 p,m,	4,1	0	1188	8,7	2984	796	199	899
12:00:00 a,m,	4,5	0	1209	9,1	2747	785	198	895

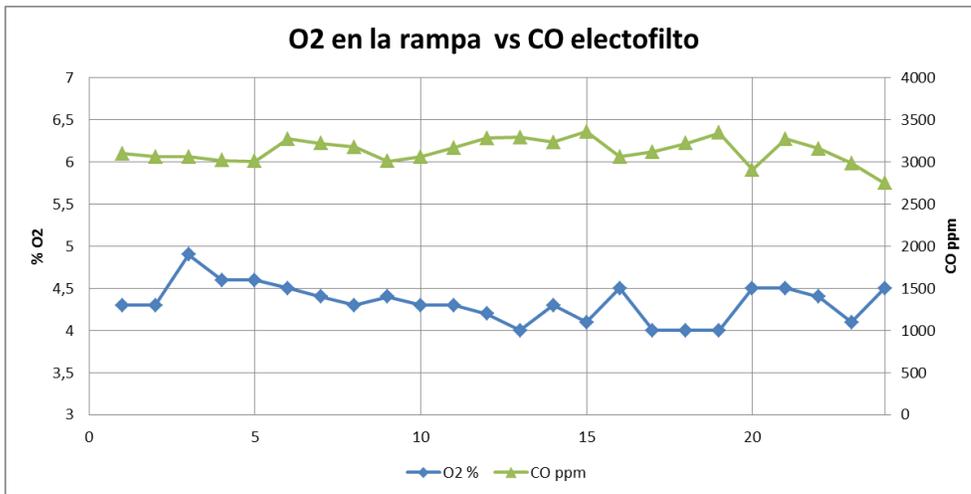


Figura N°29 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa

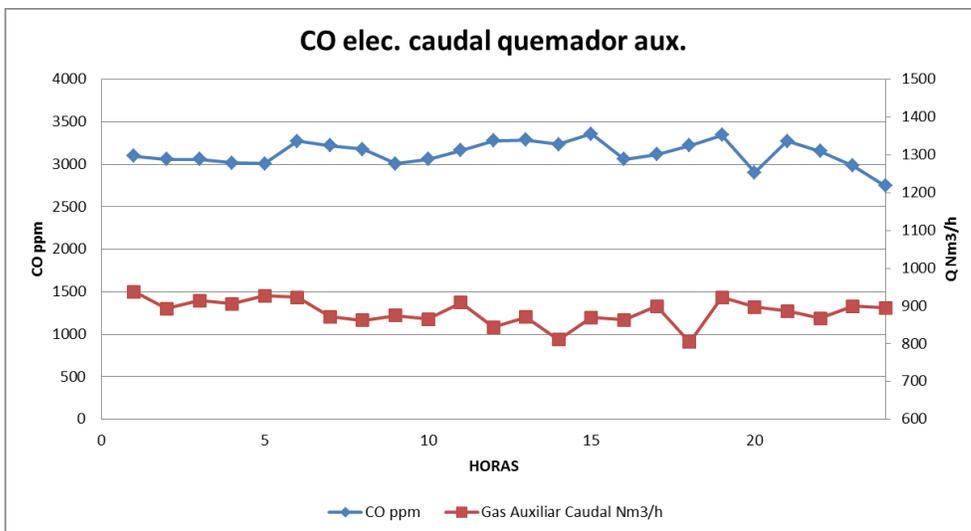


Figura N°30 Emisiones de CO en los electrofiltró vs caudal del quemador auxiliar

A.1.3 Día 09/08/2012

Tabla N°28 Parámetros de seguimiento del día.

Hora	Alimentacion pfister Ton/h	Analizador gas horno			Analizador gas electrofiltro		Rampa	S TAG	Gas Auxiliar
		O2 %	CO ppm	Nox ppm	O2 %	CO ppm	°C	°C	Nm3/h
01:00:00 a.m,	102,0	4,3	0,0	1609,0	7,9	3189,0	796	194	848,0
02:00:00 a.m,	104,0	4,5	0,0	1605,0	8,8	3055,0	784	193	841,0
03:00:00 a.m,	105,0	4,7	0,0	1810,0	8,2	3019,0	789	184	894,0
04:00:00 a.m,	108,0	4,4	0,0	1332,0	7,9	3199,0	792	190	866,0
05:00:00 a.m,	105,0	4,3	0,0	1047,0	7,7	3142,0	788	193	901,0
06:00:00 a.m,	104,0	4,1	0,0	1085,0	7,7	3211,0	787	193	901,0
07:00:00 a.m,	104,0	4,1	0,0	1113,0	7,6	3278,0	783	90	905,0
08:00:00 a.m,	101,0	4,1	0,0	141,0	8,8	3053,0	797	196	918,0
09:00:00 a.m,	101,0	4,2	0,0	1351,0	7,6	3256,0	793	191	945,0
10:00:00 a.m,	102,0	4,6	0,0	1261,0	7,5	3243,0	808	198	928,0
11:00:00 a.m,	103,0	3,9	0,0	1299,0	7,8	3211,0	747	194	893,0
12:00:00 p.m,	103,0	3,8	0,0	1091,0	8,8	3211,0	805	191	843,0
01:00:00 p.m,	99,0	4,3	0,0	1047,0	8,1	2566,0	810	198	799,0
02:00:00 p.m,	99,0	4,4	0,0	1102,0	9,5	2514,0	805	198	655,0
03:00:00 p.m,	100,0	4,3	0,0	1205,0	8,1	2770,0	805	201	721,0
04:00:00 p.m,	101,0	4,1	0,0	1339,0	8,1	2871,0	808	194	755,0
05:00:00 p.m,	101,0	4,1	0,0	1067,0	9,2	2792,0	805	195	732,0
06:00:00 p.m,	99,0	4,0	0,0	1001,0	8,4	2974,0	802	193	703,0
07:00:00 p.m,	99,0	4,4	0,0	1077,0	8,2	2815,0	797	201	717,0
08:00:00 p.m,	99,0	4,1	0,0	1098,0	9,2	2849,0	773	199	763,0
09:00:00 p.m,	99,0	4,1	0,0	1072,0	8,0	2974,0	775	198	742,0
10:00:00 p.m,	99,0	4,0	0,0	982,0	9,5	2770,0	776	194	682,0
11:00:00 p.m,	99,0	4,0	0,0	964,0	8,0	2871,0	776	194	720,0
12:00:00 a.m,	99,0	4,2	0,0	1027,0	7,9	2873,0	776	195	815,0

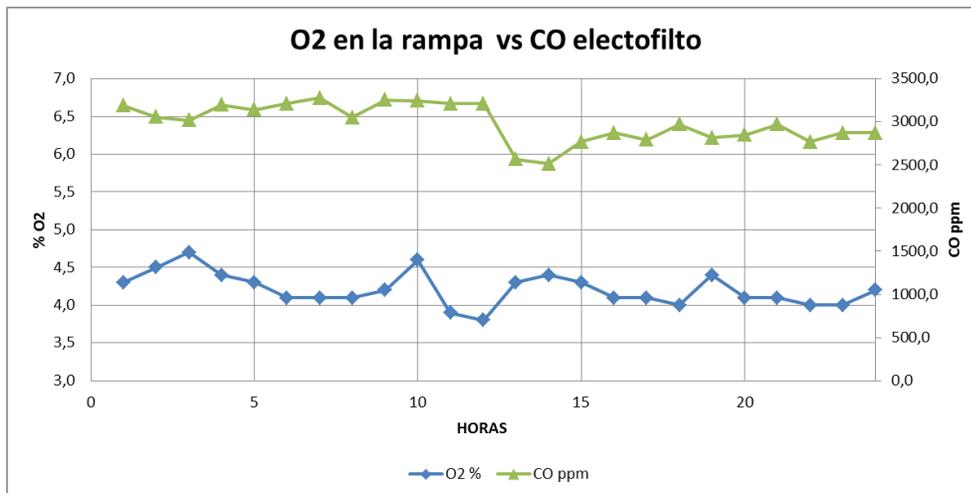


Figura N°31 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa

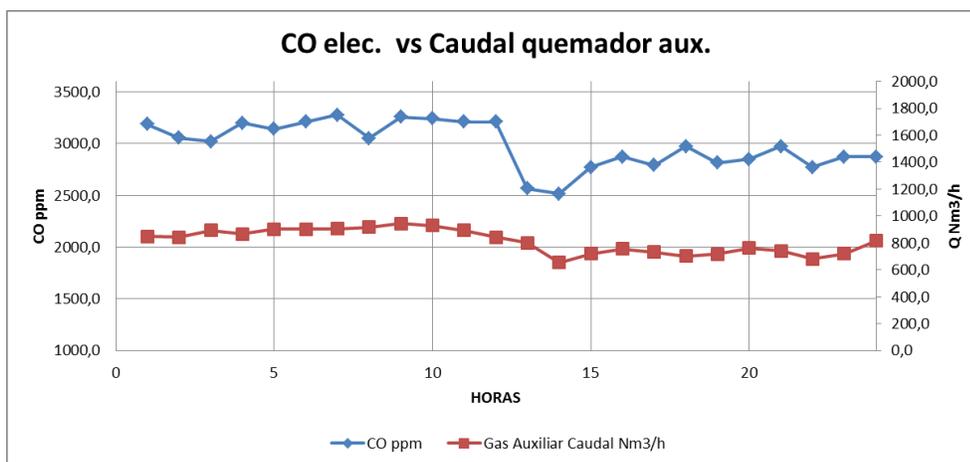


Figura N°32 Emisiones de CO en los electrofiltro vs caudal del quemador auxiliar.

A.1.4 Día 26/09/2012

Tabla N°29 Parámetros de seguimiento después del cambio del quemador.

Hora	Alimentacion pñster Ton/h	Analizador gas horno			Analizador gas electrofiltro		Rampa	S TAG	Gas Auxiliar	A54	B54
		O2 %	CO ppm	Nox ppm	O2 %	CO ppm	°C	°C	Nm3/h	°C	°C
01:00:00 a.m.	99,0	4,6	0,0	1433,0	6,6	3437,0	819	172	988,0	750,0	782
02:00:00 a.m.	97,0	4,6	0,0	1166,0	6,4	3290,0	818	172	947,0	749,0	776
03:00:00 a.m.	97,0	4,8	0,0	1120,0	6,6	3390,0	810	175	969,0	749,0	762
04:00:00 a.m.	95,0	4,7	0,0	1209,0	6,5	3471,0	827	177	1004,0	749,0	763
05:00:00 a.m.	95,0	4,8	0,0	1162,0	6,5	3324,0	818	175	982,0	746,0	759
06:00:00 a.m.	93,0	3,7	0,0	1103,0	6,1	3324,0	811	182	970,0	750,0	772
07:00:00 a.m.	93,0	4,7	0,0	1158,0	6,3	3245,0	807	184	969,0	746,0	765
08:00:00 a.m.	93,0	4,5	0,0	1486,0	6,2	3155,0	803	184	888,0	746,0	762
09:00:00 a.m.	95,0	4,5	0,0	1629,0	6,3	3324,0	808	182	851,0	749,0	773
10:00:00 a.m.	97,0	4,3	0,0	1198,0	6,4	3494,0	805	177	871,0	760,0	796
11:00:00 a.m.	97,0	4,4	0,0	1167,0	6,4	3460,0	806	177	940,0	759,0	799
12:00:00 p.m.	97,0	4,5	0,0	1066,0	6,4	3177,0	808	177	921,0	750,0	791
01:00:00 p.m.	97,0	4,6	0,0	1152,0	6,6	3098,0	803	177	943,0	753,0	791
02:00:00 p.m.	97,0	4,5	0,0	930,0	6,3	3222,0	805	178	894,0	768,0	809
03:00:00 p.m.	96,0	4,6	0,0	1095,0	6,1	3810,0	808	180	1069,0	776,0	816
04:00:00 p.m.	96,0	4,3	0,0	1303,0	6,1	3471,0	804	183	1040,0	770,0	807
05:00:00 p.m.	96,0	5,1	0,0	1551,0	6,6	3181,0	794	184	1031,0	754,0	790
06:00:00 p.m.	96,0	5,1	0,0	1641,0	6,8	3290,0	790	184	1063,0	808,0	842
07:00:00 p.m.	96,0	5,0	0,0	1514,0	6,7	3132,0	782	186	1032,0	802,0	811
08:00:00 p.m.	93,0	4,9	0,0	1576,0	6,6	3369,0	808	186	1048,0	773,0	799
09:00:00 p.m.	93,0	5,0	0,0	1613,0	6,7	3290,0	813	188	1075,0	776,0	799
10:00:00 p.m.	93,0	4,9	0,0	1643,0	6,7	3211,0	808	190	1074,0	762,0	776
11:00:00 p.m.	94,0	4,8	0,0	1409,0	6,6	3256,0	812	186	1039,0	756,0	774
12:00:00 a.m.	93,0	4,7	0,0	1195,0	6,3	3290,0	822	192	1086,0	751,0	775
01:00:00 a.m.	93,0	4,5	0,0	1220,0	6,2	3403,0	806	194	1067,0	751,0	759
02:00:00 a.m.	93,0	4,7	0,0	1420,0	6,8	2984,0	798	186	912,0	749,0	763
03:00:00 a.m.	93,0	4,8	0,0	1377,0	6,8	3115,0	796	184	916,0	753,0	777
04:00:00 a.m.	93,0	4,9	0,0	1515,0	6,7	2950,0	799	187	880,0	748,0	776
05:00:00 a.m.	94,0	4,8	0,0	1493,0	6,7	3177,0	706	189	925,0	750,0	773
06:00:00 a.m.	96,0	4,9	0,0	1631,0	6,7	3460,0	792	183	935,0	756,0	776
07:00:00 a.m.	96,0	4,9	0,0	1551,0	6,6	3199,0	792	183	921,0	750,0	768
08:00:00 a.m.	93,0	4,6	0,0	1495,0	6,4	3437,0	794	186	988,0	768,0	792
09:00:00 a.m.	94,0	4,9	0,0	1694,0	6,4	2905,0	806	189	995,0	760,0	786
FALLO POR TAPONAMIENTO DEL CICLON A52											

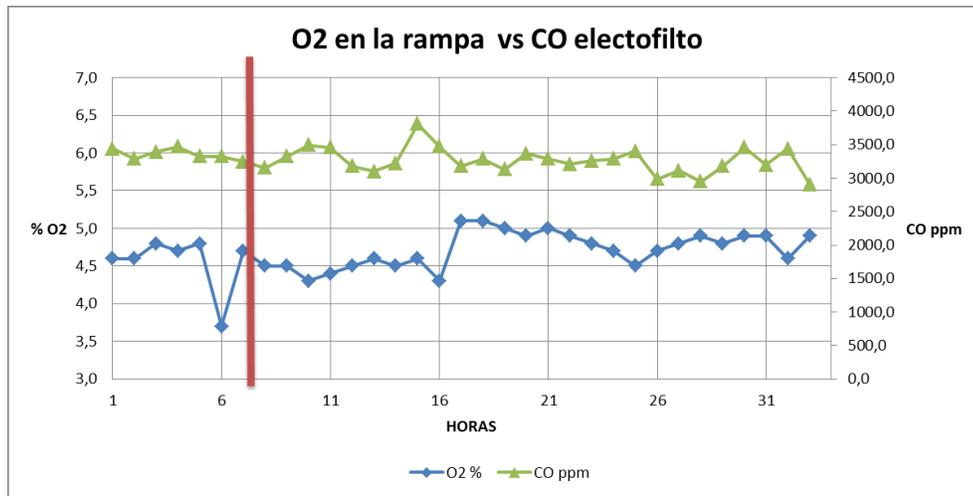


Figura N°33 Emisiones de CO en los electrofiltró vs Oxigeno en la rampa

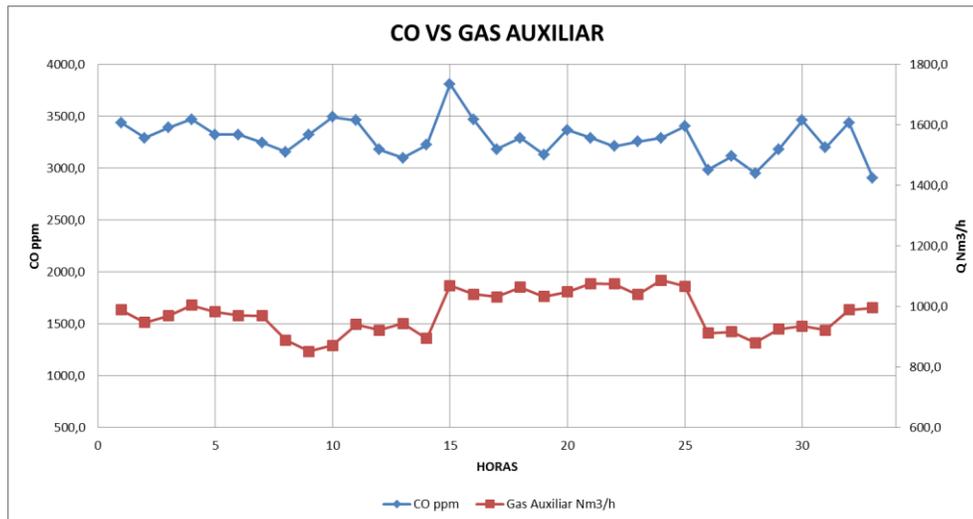


Figura N°34 Emisiones de CO en los electrofiltró vs caudal del quemador auxiliar

A.2 Composición del gas combustible.

Tabla N° 30 Composición del gas natural proporcionado.

Composición %	
CH ₄	83,234
C ₂ H ₆	8,05
C ₃ H ₈	0,46
N-C ₄ H ₁₀	0,04
I-C ₄ H ₁₀	0,04
N-C ₅ H ₁₂	0,07
I-C ₅ H ₁₂	0,08
C ₆ H ₁₄	0,015
CO ₂	7,9
N ₂	0,11
H ₂	0
H ₂ S	0,001
H ₂ O	0

A.3 Relaciones estequiometrias del combustible.

Tabla N°31 Relaciones estequiométricas para las reacciones de combustión.

Reacción Estequimetrica				
	CH	O ₂	CO ₂	H ₂ O
CH ₄	1	2,0	1	2
C ₂ H ₆	1	3,5	2	3
C ₃ H ₈	1	5,0	3	4
N-C ₄ H ₁₀	1	6,5	4	5
I-C ₄ H ₁₀	1	6,5	4	5
N-C ₅ H ₁₂	1	8,0	5	6
I-C ₅ H ₁₂	1	8,0	5	6
C ₆ H ₁₄	1	9,5	6	7
CO ₂	1	0,0	1	0

Tabla N°31 estequiometria del combustible.

Elemento	Composición %	PM g/mol	Masa Volumétrica Kg/m ³ N gas	PCI 25°C Y Pctte Cal/g	PCI 0°C Y Pctte cal/g	PCI 0°C Y Pctte Kcal/mol	PCI Gas Kcal/m ³ N	Aire Neutro de Combustión			Humos de Combustión			
								m ³ N ANC/m ³ N G)	m ³ N O ₂ /m ³ N G	m ³ N N ₂ /m ³ N G	m ³ N CO ₂ /m ³ N G	m ³ N H ₂ O/ m ³ N G	m ³ N N ₂ / m ³ N G	
								CH ₄	83,234	16,04	0,7156	11954	10951	192
C ₂ H ₆	8,05	30,07	1,3416	11350	10398	341	1226	1,3455	0,28175	1,0638	0,161	0,2415		
C ₃ H ₈	0,46	44,10	1,9675	11079	10150	489	100	0,1098	0,023	0,0868	0,0138	0,0184		
N-C ₄ H ₁₀	0,04	58,12	2,5930	10932	10016	635	11	0,0124	0,0026	0,0098	0,0016	0,002		
I-C ₄ H ₁₀	0,04	58,12	2,5930	10904	9990	634	11	0,0124	0,0026	0,0098	0,0016	0,002		
N-C ₅ H ₁₂	0,07	72,15	3,2190	10840	9931	782	24	0,0267	0,0056	0,0211	0,0035	0,0042		
I-C ₅ H ₁₂	0,08	72,15	3,2190	10813	9906	780	28	0,0306	0,0064	0,0242	0,004	0,0048		
C ₆ H ₁₄	0,015	86,14	3,8431	10780	9876	929	6	0,0068	0,001425	0,0054	0,0009	0,00105		
CO ₂	7,9	44,01	1,9635	0	0	0	0				0,079			
N ₂	0,11	28,02	1,2501	0	0	0	0							0,0011
H ₂	0	2,016	0,0899	28670	26266	58	0							
H ₂ S	0,001	34,02	1,5177	0	0	0	0							
								9,4941	1,9881	7,5060	1,0977	1,9386	0,0011	

Tabla N°32 Relaciones energéticas y de Flujo para el gas natural

MV x	0,8767 kg/m³N
PCI x	8527 kcal/m³N
Total HCNS	8,6048 m³N /m³N G
Total HCNH	10,5435 m³N /m³N G
ACN	9,4941 m³N /m³N G
H₂O CN	1,9386 m³N /m³N G

Tabla N°33 Balance aerólico salida del horno

Balance Aerólico HORNO 2	Gas Natural	m3N/h
Caudal de Combustible /kg kk	0,0893 m3N /kgkk	5575 m3N/h
Aire de Combustión Neutro	0,8479 m3N /kgkk	52929 m3N/h
Humos de Combustión Neutro Secos	0,7685 m3N /kgkk	47972 m3N/h
Humos de Combustión Neutro Húmedos	0,9417 m3N /kgkk	58780 m3N/h
H2O de Combustión	0,1731 m3N /kgkk	10808 m3N/h
CO2 de Combustión	0,0980 m3N /kgkk	6120 m3N/h
CO2 de Descarbonatación	0,1855 m3N /kgkk	
Humos de Combustión Neutros Secos + CO2 Descb	0,9540 m3N /kgkk	59549 m3N/h
Exceso de Aire	0,3729 m3N /kgkk	23277 m3N/h
Aire Total (Neutro + Exceso + AF)	1,2209 m3N /kgkk	76207 m3N/h
Humedad del Aire	0,0295 m3N /kgkk	1841 m3N/h
H2O Salida Horno	0,2026 m3N /kgkk	12649 m3N/h
O2 Salida Horno	0,0781 m3N /kgkk	4874 m3N/h
CO2 Salida Horno	0,2835 m3N /kgkk	17697 m3N/h
N2 Salida Horno	0,9652 m3N /kgkk	60249 m3N/h
Flujo de gases salida del horno	1,5295 m3N /kgkk	95.469,1 Nm3/h

Capacidades caloríficas para los gases

A continuación se muestran las capacidades caloríficas resultado de la evaluación dependiendo de su composición, en los gases de combustión en el gas natural, así como en la harina alimentada

Tabla N°34 Capacidad calorífica y peso molecular de gas combustible salida del horno

Gases entrada a la torre de ciclones - Calculos de CP					
Temperatura de Gases °C	858	Peso Molecular	Cp	Analisis de Gases ST	Peso Molecular
	Cp=cal/°C*mol	g/mol	kcal/°C*kg		g/mol
H2O Salida Horno	9,3	18,0	0,52	0,1	2,4
O2 Salida Horno	8,2	16,0	0,51	0,1	0,8
CO2 Salida Horno	12,4	44,0	0,28	0,2	8,2
N2 Salida Horno	7,4	28,0	0,26	0,6	17,7
NOx Salida Horno	8,0	30,0	0,27	0,0	0,0
CO Salida Horno	7,6	28,0	0,27	0,0	0,0
SO2 Salida Horno	11,6	64,1	0,18	0,0	0,0
Cp Promedio de los gases salida torre de ciclones			0,31	Pm promd	29,10

Tabla N°35 Capacidad calorífica y peso molecular de gas combustible salida de la torre de ciclones.

Gases de salida a la torre de ciclones - Calculos de CP						
Temperatura de Gases °C	432	Peso Molecula	Cp	Analisis de Gases ST	Peso molecular	MASA DE GAS
	Cp=cal/°C*mol	g/mol	kcal/°C*kg			
H2O Salida Horno	8,5	18,0	0,47	0,13	2,34	0,203
O2 Salida Horno	7,4	16,0	0,46	0,05	0,80	0,078
CO2 Salida Horno	10,5	44,0	0,24	0,18	8,00	0,284
N2 Salida Horno	6,9	28,0	0,25	0,62	17,32	0,965
NOx Salida Horno	7,3	30,0	0,24	0,06	1,79	0,015
CO Salida Horno	7,1	28,0	0,25	0,03	0,71	0,015
Cp Promedio de los gases salida torre de ciclones			0,30	PM promd	30,96	1,560

Tabla N°36 Capacidad calorífica y peso molecular de la harina de alimentación

Crudo de Alimentacion - Calculo del Cp					
Temperatura del Crudo	80,0 °C	Peso Molecular	Analisis de Crudo	Normalizacion	Cp (Kal/Kg*K)
	Cp=kcal/kg*K	g/mol			
CaCO3	0,20	100,1	0,4236	0,6714	0,135
MgCO3	0,22	84,0	0,0107	0,0170	0,004
CaSO4	0,18	136,1	0,0000	0,0000	0,000
k2SO4	0,18	174,3	0,0045	0,0071	0,001
Na2SO4	0,22	142,0	0,0001	0,0002	0,000
H2O	1,00	18,0	0,0000	0,0000	0,000
Al2O3	0,19	102,0	0,0341	0,0540	0,010
Fe2O3	0,16	159,7	0,0221	0,0350	0,006
SiO2	0,18	60,1	0,1358	0,2152	0,039
Suma			0,63090	1	0,195

A.3 Diagrama de balance en oxígeno para cada etapa

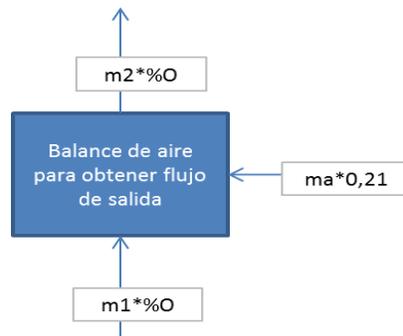


Figura N°35 Balance de masa en el oxígeno por etapa

A.4 Puntos de mediciones en la torre de ciclones.



Figura N°36 Cámara de humo parte alta.



Figura N°37 salida de los gases del B54 (izquierda), salida de los gases A54 (derecha).



Figura N°38 salida de los gases del B53 (izquierda), salida de los gases A53 (derecha)



Figura N°39 salida de los gases del B52 (izquierda), salida de los gases A52 (derecha)



Figura N°40 salida de los gases del A61 (izquierda), salida de los gases B51 (Central), salida de los gases B61 (derecha)



Figura N°41 Entrada de los gases a la T.A.G

A.5 Quemador principal.

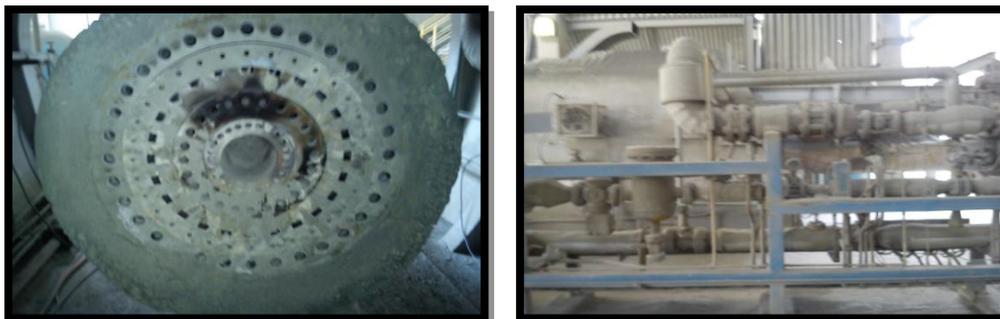


Figura N°42 Punta del quemador central (izquierda), sistema de inyección de gas (derecha)

A.6 Ubicación de los quemadores en la cámara de humos.



Figura N°43 Unión de la rampa con el horno (izquierda), quemador inferior (Central), quemador superior (derecha)

