

**UNIVERSIDAD DEL BÍO BÍO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
DEPTO. INGENIERÍA MECÁNICA**

**PROFESOR GUÍA:  
SR. REINALDO SÁNCHEZ ARRIAGADA**



**“COMBUSTIÓN DEL PETCOKE CON ADICIÓN DE CALIZA EN UN  
HOGAR DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE”**

TRABAJO DE TITULACION PRESENTADO EN CONFORMIDAD A LOS REQUISITOS PARA  
OBTENER EL TITULO DE INGENIERO CIVIL INDUSTRIAL, MENCIÓN MECÁNICA.

**Concepción, Julio de 2008**

**Jean Paul Duhart Ballesteros**

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

### **Agradecimientos:**

Deseo expresar mis más sinceros agradecimientos a todas aquellas personas que con su apoyo, han colaborado con la realización de este trabajo de titulación. Especialmente a Don Reinaldo Sánchez Arriagada, docente de la Facultad de Ingeniería de la Universidad del Bío Bío, quien amablemente acepto ser mi tutor durante este largo tiempo, además por su valiosa colaboración, ideas, consejos y disponibilidad hacia mi persona para poder hacer posible el desarrollo y término de este proceso.

A los profesores, Don Luis Cerda Miskulini y Doña Leticia Galleguillos Peralta. deseo expresar mis más sinceros agradecimientos por sus excelentes consejos, conversaciones amenas y su excelente disponibilidad hacia mi persona.

Al cuerpo docente de la Universidad del Bío Bío, especialmente a los profesores del Departamento de Ingeniería Mecánica e Ingeniería Industrial, por los conocimientos entregados durante mi formación profesional y personal.

A mis padres, Bernardo y Ester por su infinito apoyo a lo largo de mi vida y por los consejos y valores en mí inculcados.

**Jean Paul Duhart Ballesteros.**

## Resumen

Se evaluó el proceso de combustión de una caldera de lecho fluidizado circulante, lo cual permitió analizar la situación actual del proceso, cuantificar la cantidad de carbón no quemado que se deposita en las cenizas y parametrizar las variables de operación a partir del rendimiento de la caldera y de la temperatura del lecho. Esto se realizó en el marco del proyecto de investigación denominado “Combustión del petcoke con adición de caliza en un hogar de lecho fluidizado circulante”.

El proyecto se realizó utilizando un modelo computacional desarrollado por Jean Paul Duhart B. mediante el software EES (Engineering Equation Solver), el que permitió cumplir con los objetivos planteados durante la investigación. Como resultados se logró determinar las cantidades de gases producidos en función de la temperatura del lecho, la demanda de caliza para la reacción de sulfatación, la cantidad de carbono no quemado depositado en las cenizas y la relación que existe entre las variables de operación más importantes y el rendimiento de la caldera.

## Índice

<b>Agradecimientos</b>	2
<b>Resumen</b>	3
<b>Índice</b>	4
<b>Capítulo 1: “Antecedentes generales”</b>	
1.1.- Origen del tema y planteamiento del estudio.	6
1.2.- Objetivo general.	7
1.3.- Objetivos específicos.	7
<b>Capítulo 2: “Caldera de lecho fluidizado circulante”</b>	
2.1.- Visión general.	8
2.2.- Ciclo de agua y vapor.	10
2.2.1.- Economizador.	10
2.2.2.- Domo de vapor y circuitos de tubos de agua.	10
2.2.3.- Ciclón y área de recuperación de calor.	11
2.3.- Flujo de aire primario y secundario.	13
2.4.- Flujo de salida de gases y extracción de cenizas.	15
2.4.1.- Vía de flujo de salida de gas.	15
2.4.2.- Ciclón y válvula-J	16
2.4.3.- Stripper / coolers	16
2.5.- Visión general de la alimentación de combustible.	17
2.6.- Visión general de la alimentación de caliza.	18
2.7.- Principios de operación de la caldera.	20
2.7.1.- Combustión del hogar.	20
<b>Capítulo 3: “Antecedentes teóricos”</b>	
3.1.- Lechos fluidizados atmosféricos.	23
3.1.1.- Descripción.	23
3.1.2.- Eficiencia de la combustión del carbono.	26
3.1.3.- Eliminación de SO <sub>2</sub>	28
3.1.4.- Transferencia de calor.	30
3.1.5.- Emisiones de óxido de nitrógeno.	31
3.2.- Combustión.	32
3.2.1.- Introducción.	32
3.2.2.- Aspectos básicos.	33
3.2.2.1.- Balance de materia en combustión completa.	33
3.2.2.1.1.- Aire estequiométrico.	33
3.2.2.1.2.- Exceso de aire.	33
3.2.2.2.- Reacciones químicas de combustión.	35
3.2.2.3.- Características de los combustibles.	36

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

3.2.2.4.- Análisis de combustibles.	37
3.2.2.4.1.- Análisis inmediato.	37
3.2.2.4.2.- Análisis elemental.	38
3.2.2.5.- Poder calorífico.	39
3.2.2.6.- Balance de combustión de un combustible sólido.	41
3.2.2.7.- Energía disponible en los gases de combustión.	43
3.2.2.7.1.- Temperatura adiabática de la llama.	43
3.2.2.7.2.- Temperatura real de los productos de la combustión.	44
3.2.2.8.- Función de Gibbs.	46
3.2.2.8.1.- Entalpía de formación.	46
3.2.2.8.2.- Entropía absoluta.	48
3.2.2.8.3.- Función de formación de Gibbs.	49
<b>Capítulo 4: “Condiciones de diseño y balance nominal de combustión”.</b>	
4.1.- Condiciones de diseño.	50
4.2.- Balance nominal de combustión.	53
<b>Capítulo 5: “Condiciones reales de combustión y desarrollo de la investigación”</b>	
5.1.- Condiciones reales de combustión.	55
5.1.1.- Reacciones de combustión.	57
5.1.2.- Reacción de sulfatación.	58
5.1.3.- Desarrollo.	59
5.1.4.- Balance energético de combustión.	65
5.1.5.- Gráficos y tablas paramétricas basados en programa EES	68
<b>Capítulo 6: “Conclusiones”.</b>	81
<b>Referencias bibliográficas</b>	84
<b>Anexo A: Especificaciones técnicas de la empresa.</b>	85
<b>Anexo B: Programa de combustión desarrollado en EES</b>	90
<b>Anexo C: Informes diarios de operación de la caldera de lecho fluidizado circulante.</b>	100
<b>Anexo D: Tabla de entalpía de formación, función de Gibbs y entropía absoluta.</b>	137

## **Capítulo N° 1: Antecedentes generales.**

### ***1.1.- Planteamiento del problema.***

El siguiente estudio tiene como objetivo principal determinar la influencia de los diferentes parámetros que intervienen en el proceso de combustión en una caldera de lecho fluidizado circulante, para obtener y tabular información referente al tema, y desarrollar con mayor eficiencia el proceso de generación de vapor.

Dado la escala del consumo de combustible en una caldera de lecho fluidizado circulante es necesario obtener información que permita disminuir toda pérdida por concepto de carbono no quemado, que deriva en la acumulación de dicho combustible en las cenizas, por lo cual se debe investigar y tabular las variables mas importantes con el objeto de disminuir dicha pérdida y por ende mejorar el rendimiento de la caldera y de la planta.

El ámbito del estudio, contempla analizar el proceso de combustión, calculando de forma teórica el rendimiento de la caldera, y comparando estos resultados con los estándares actuales de funcionamiento del equipo, con esto, se busca recolectar y tabular información para desarrollar una base de datos que permita identificar y cuantificar las variables más influyentes de dicho proceso.

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

### **1.2.- Objetivo General.**

Evaluar el proceso de combustión del petcoke en una caldera con hogar de lecho fluidizado circulante, considerando la adición de caliza para la captura de azufre.

### **1.3.- Objetivos Específicos.**

- Elaborar un programa computacional para la combustión del petcoke incorporando caliza y además cuantificar la formación de  $\text{NO}_x$  y CO en los productos.
- Parametrización de las variables de operación más importantes analizando la sensibilidad y su impacto en el rendimiento de la combustión.
- Cuantificar de forma analítica la cantidad de carbono no quemado que se deposita en la ceniza, con el fin de determinar su influencia sobre la temperatura del hogar y de la corriente de gases a través de la caldera de lecho fluidizado circulante.

## **Capítulo N° 2: Caldera de lecho fluidizado circulante.**

### ***2.1.- Visión general.***

La caldera en estudio, es una caldera de lecho fluidizado circulante con un domo. Puede generar 243 ton/hora de vapor sobrecalentado a 106 kg/cm<sup>2</sup> y 540 °C en su rango continuo máximo (MCR: Maximun Continuous Rating). El MCR está calculado sobre la base de tener una entrada de agua de alimentación al economizador a 140 °C y con una purga de fondo de la caldera a razón del 1% del MCR.

La caldera está formada por un Hogar enfriado por agua, con paredes de división parcial (raiser), un ciclón enfriado por vapor y un área de recuperación de calor (HRA) convectiva enfriada por vapor ( ver figura 2.1). El calor para generar vapor proviene de la combustión del coke de petróleo en el Hogar. La caliza es mezclada con el combustible en la cámara de combustión para ayudar en la captura de los óxidos de azufre durante el proceso de combustión. El coke de petróleo y la caliza forman un lecho de sólidos calientes que son forzados a subir con los productos de la combustión a través del Hogar, liberando su energía calórica al agua y al vapor de los tubos de la caldera.

La mezcla de sólidos en suspensión y el gas salen por la parte superior del hogar a través de una única salida hacia el separador ciclónico. Los materiales gruesos (combustible, caliza y ceniza) que son impulsados hacia arriba del hogar son separados del flujo de gases en el ciclón y vuelven al hogar a través de la válvula J. La válvula J conecta la parte inferior del ciclón con la parte posterior del hogar justo sobre la grilla o suelo, en donde se encuentran las toberas fluidizantes.

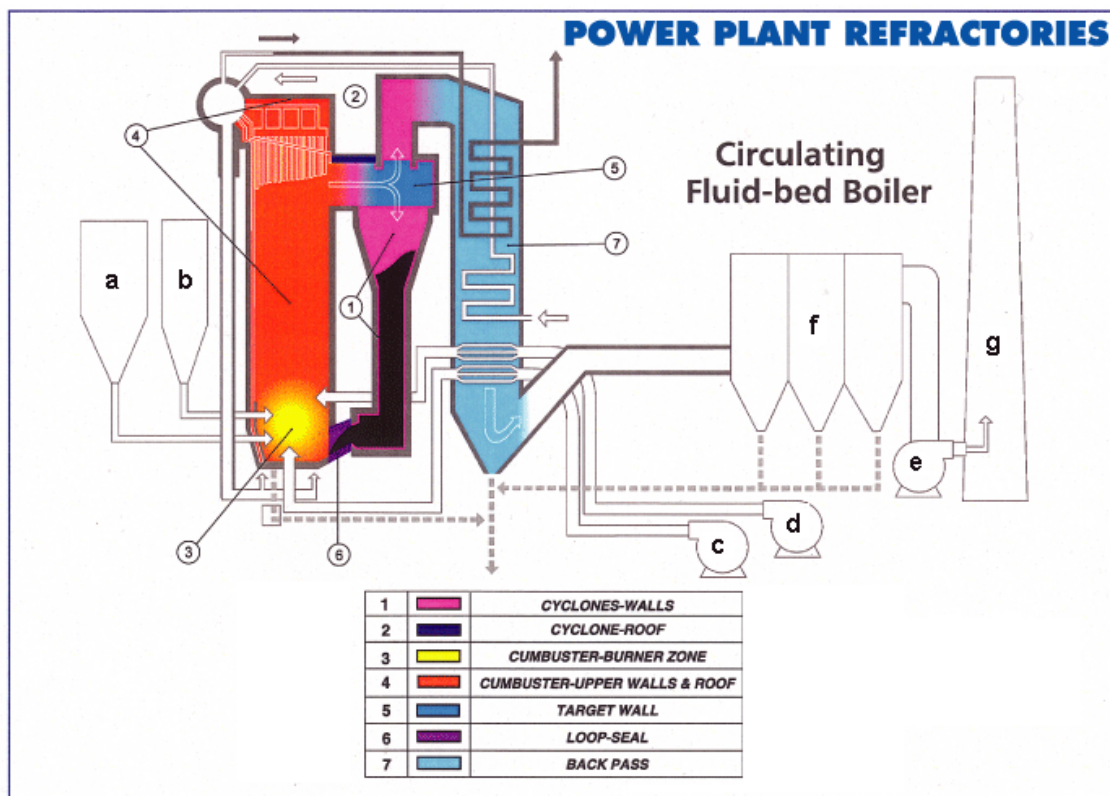
Los gases calientes en el ciclón transfieren parte de su calor al vapor que va por dentro de los tubos que rodean el ciclón. El flujo de gases es liberado en la parte superior del ciclón a través de un barril de escape (o vortex finder) antes de ingresar a la parrilla de entrada que forman los sobrecalentadores del HRA, transfiriendo más calor al vapor. Los gases calientes fluyen hacia abajo a través del HRA y salen de la caldera por el fondo del



Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

HRA. El flujo de gases fluye a través de los precalentadores de aire primario y secundario que están dispuestos en forma paralela para calentar el aire de combustión, el aire de inyección y el de entrada del transporte del combustible. Posteriormente, el flujo de gases es dirigido a través de los filtros de manga (baghouse) para remover sus partículas. Desde el baghouse, el ventilador de tiro inducido (ID) extrae el flujo de gases limpio por la chimenea.



**Figura 2.1:** Esquema de la caldera de lecho fluidizado circulante.

**Donde:** **a:** Alimentador de combustible; **b:** Alimentador de Caliza; **c:** Ventilador de Aire Primario; **d:** Ventilador de aire secundario; **e:** Ventilador de tiro inducido; **f:** Baghouse (Filtro de mangas); **g:** Chimenea.

## **2.2.- Ciclo de agua y vapor.**

Los componentes principales del ciclo de agua y vapor son los siguientes: economizador, Circuito de Pared de Agua y Domo de vapor, Ciclón, Área de Recuperación de calor (HRA), sobrecalentador primario, sobrecalentador final (secundario).

### **2.2.1.- Economizador:**

El economizador se encuentra en la parte inferior del área de recuperación de calor (HRA) cerca del escape de los gases de combustión. Desde el cabezal de entrada del economizador, el agua de alimentación fluye hacia arriba a través de sus tres bancos de tubos horizontales, absorbiendo el calor del gas caliente que pasa a través de los tubos. El agua de alimentación pasa por el cabezal de salida del economizador por medio de una tubería de transferencia hacia un extremo del domo de vapor.

Durante la partida y en condición de baja carga, cuando no existe o bien hay un flujo de agua de alimentación mínimo hacia el domo de vapor, se usa el sistema de recirculación del economizador (Downcomer) para evitar que se genere vapor en el economizador haciendo recircular el agua desde el cabezal de entrada del economizador al domo de vapor.

### **2.2.2.- Domo de vapor y circuito de tubos de agua.**

El domo de vapor proporciona una reserva de agua de alimentación que debe ser mantenida durante la operación de la caldera. El nivel normal de operación del domo es de aproximadamente 76 mm por debajo de la línea central del domo.

El nivel del domo está controlado por una válvula de control de flujo, esta válvula controla al flujo de alimentación desde las bombas de alimentación de agua de la caldera hacia el economizador y, por lo tanto hacia el domo de vapor.

El agua en el domo de vapor entra a la caldera a través de dos tubos de bajada (downcomers) al fondo de la caldera, donde es dividida en cuatro cabezales de pared del hogar y dos cabezales de pared de división del hogar. A medida que el agua es calentada, se forman burbujas de vapor que se elevan por los tubos (debido a que la densidad del vapor es menor a la del agua que lo rodea) hacia los cabezales de salida superiores de la pared lateral, frontal, trasera y de división y re-ingresa al domo a través de los tubos de subida.

El domo de vapor usa separadores ciclónicos para dividir el agua del vapor de la mezcla que retorna al domo a través de los elevadores de la caldera. Los separadores ciclónicos son de forma cilíndrica y usan topes fijos para impartir un movimiento de remolino rápido a la mezcla de vapor y agua. El agua es forzada a salir por la acción de la fuerza centrífuga y es dirigida de vuelta al reservorio de agua del domo para volver al ciclo de agua. El vapor se eleva hasta llegar a la parte superior del domo en donde más humedad es removida por una serie de deflectores ajustados, uno cerca del otro, en un patrón de zigzag. Los deflectores hacen que la mezcla de agua y vapor cambie constantemente de dirección con el objeto de interceptar la mayor cantidad de partículas de agua. El agua recogida mediante los deflectores es enviada de vuelta al domo. El vapor es dirigido hacia el exterior por la parte superior del domo hacia el ciclón.

### **3.2.3.- Ciclón y área de recuperación de calor.**

Desde el domo, el vapor fluye al ciclón, mediante los tubos de la cubierta de entrada de gas y sigue hacia los cuatro cabezales inferiores de la cubierta del ciclón cilíndrico, para luego subir por las tuberías de pared circular de salida del ciclón hacia el cabezal del anillo superior de la salida. El vapor abandona este cabezal a través de cuatro tuberías de transferencia y hacia dos áreas de recuperación de calor (HRA) y fluye hacia abajo a través de la sección de tubos correspondiente hacia cuatro cabezales de salida de la pared laterales inferior del HRA (2 por lado).

El vapor sale de los cabezales de salida de la pared lateral inferior a través de ocho tuberías de transferencia (4 por cabezal) hacia un cabezal de entrada inferior de la pared frontal del HRA.

Desde el cabezal de entrada inferior, el vapor fluye hacia arriba a través de la sección de tubos de flujo ascendente y luego pasa a través de los tubos del techo hacia la pared trasera, hacia abajo de los tubos de la pared trasera y hacia fuera por medio de un cabezal de salida posterior que sirve como cabezal de entrada del sobrecalentador primario, el vapor fluye a través de los tubos del sobrecalentador primario y sale a través del cabezal de salida por un solo extremo.

Desde el cabezal de salida del sobrecalentador primario, el vapor pasa a través de un tubo de transferencia que va al sobrecalentador final. El atemperador (desobrecalentador) se usa para controlar la temperatura del vapor sobrecalentado que va a la turbina. Al atemperador de la caldera se le proporciona agua de alimentación desde el cabezal de descarga de las bombas de alimentación de agua de la caldera e inyecta una pequeña cantidad de agua de alimentación (como fino spray) al vapor de paso. El calor aportado por el vapor se usa para evaporar el agua, bajando, en consecuencia, la temperatura del vapor. Cuando la temperatura del vapor que entra al atemperador es superior al punto de ajuste, se inyecta más agua. A medida que la temperatura del vapor baja, el flujo de agua disminuye o cesa completamente. Desde el cabezal de entrada del sobrecalentador final, el vapor fluye a través de los tubos del sobrecalentador y sale por medio del cabezal de salida del sobrecalentador hacia al cabezal de vapor principal que alimenta al turbogenerador.

### **2.3.- Flujo de aire primario y secundario.**

El aire necesario para la combustión es suministrado a la caldera mediante los ventiladores de aire primario (PAF) y secundario (SAF) y complementado por el soplador de la válvula-J y los sopladores de transporte de caliza.

El aire a temperatura ambiente es conducido hacia los ductos de entrada de aire primario y secundario por los ventiladores respectivos. El aire primario y secundario es precalentado en calentadores tubulares de aire, separados entre sí. El aire primario pasa al hogar a través del calentador de aire primario. Desde el calentador de aire primario, el aire es dirigido hacia el plenum inferior de la cámara del hogar pasando a través de la grilla fluidizante de toberas hacia la cámara de combustión. El aire primario calentado fluidiza el lecho a través de las toberas que están en el suelo de la grilla y establece una circulación ascendente de sólidos a través del hogar.

Durante la partida, se añade calor adicional al aire primario por medio de un quemador auxiliar ubicado más atrás del plenum. El quemador auxiliar precalienta al aire primario a aproximadamente +/- 800 °C, antes que los calentadores de aire estén lo suficientemente calientes como para suministrar el calor necesario para precalentar el aire. El aire precalentado producido por el quemador auxiliar ayuda a elevar la temperatura del material del lecho y a lograr la auto-combustión del coke cuando se inicia su alimentación.

Una derivación une el ducto de aire primario antes que el aire pase a través del calentador de aire primario. La derivación proporciona aire primario frío a los stripper/coolers y aire de sello a los alimentadores de combustible.

El aire primario no calentado del ventilador PAF, es usado para fluidizar el lecho de los dos (2) stripper/coolers, así como para separar las cenizas finas desde estos lechos y reinyectarlas de vuelta al hogar. La fluidización del lecho también ayuda en la extracción de partículas gruesas hacia el drenaje de ceniza de lecho en cada stripper/cooler.

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

El aire primario calentado es también suministrado al soplador booster y a su quemador auxiliar. El soplador booster descarga el aire primario hacia el ducto del quemador. El aire primario dirigido a la boquilla del quemador, es usado para la combustión del combustible diesel.

El aire secundario pasa a través del calentador de aire secundario antes de entrar en el hogar sobre el lecho principal. Este aire secundario calentado es usado como aire caliente y entra al hogar en un punto sobre el lecho principal. Este aire secundario es usado para controlar la formación de  $\text{NO}_x$  (Óxidos nitrosos) en el gas de salida mientras mantiene la temperatura de escape, de los gases del hogar a una temperatura similar a la del lecho circulatorio. El monóxido de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ) y dióxido de nitrógeno ( $\text{NO}_2$ ) son derivados del proceso de combustión en la caldera de lecho fluidizado circulante. Sobre el 50% de carga, se usa aire secundario para regular los niveles de exceso de aire, según sea el caso y carga de la caldera. (Control de  $\text{O}_2$ )

## **2.4.- Flujo de salida de gases y extracción de cenizas.**

Este sistema está formado por los siguientes componentes principales:

- Cyclón (lado de gas)
- Area recuperadora de calor
- Válvula-J y sopladores
- Stripper/cooler
- Baghouse
- Ventilador ID
- Chimenea

### **2.4.1.- Vía de flujo de salida de gas**

En el hogar, el aire primario y secundario se mezclan con el coke de petróleo y la caliza para facilitar la combustión y la captura de óxidos de azufre, los gases generados en este proceso arrastran consigo un porcentaje de combustible, caliza y finos de ceniza, dicha mezcla fluye hacia arriba, a través de la cámara de combustión hacia el ciclón, donde la mayoría de los sólidos en suspensión de mayor tamaño son separados de la corriente y devueltos a la cámara de combustión a través de la válvula J. El flujo de gases y los finos restantes, son impulsados a través del área de recuperación de calor (HRA), a los calentadores de aire y al filtro de mangas por el ventilador de tiro inducido (ID).

Después de pasar a través de la unidad recuperadora de calor, el flujo de gases y la ceniza fina son llevados al sistema de baghouse. Éste es un filtro de mangas o bolsas de tela, en que las partículas de ceniza son extraídas de la corriente de gases para que no sean liberadas a la atmósfera. Las cenizas son depositadas en buzones individuales bajo de cada sección o cámara del baghouse y son retiradas del equipo mediante un sistema de manejo de cenizas.

Desde el baghouse, los gases enfriados y libres de polvo son llevados hacia el ventilador ID y expulsados a la chimenea para su posterior liberación a la atmósfera.

### **2.4.2.- Ciclón y válvula-J**

El hogar, el ciclón y la válvula –J forman el lazo de circulación caliente. Los sólidos son barridos hacia la sección superior del hogar por el aire fluidizante y el aire de sobre fuego, saliendo a través de una abertura en la pared trasera superior del hogar hacia el ciclón. Los sólidos más gruesos son separados en el ciclón y caen en la válvula –J para ser reenviados al hogar.

La mitad superior del ciclón es cilíndrica y la mitad inferior es de forma cónica. Todo el ciclón es enfriado por vapor y se encuentra sobre una construcción de tubos MONO-WALL que consisten en fijar una pieza de metal de relleno o membrana entre los tubos del ciclón a ambos lados de los tubos adyacentes. Esto forma una cubierta hermética para el gas que favorece la transferencia de calor.

### **2.4.3.- Stripper / Coolers**

Los stripper / coolers (dos), remueven el material agotado del lecho del fondo del hogar a través de dos conexiones de drenaje para sólidos y líneas de transporte asociadas. Las conexiones de drenaje se encuentran una a cada extremo del hogar (izquierdo y derecho), estos equipos se dividen en tres celdas con paredes parciales que permiten que el material agotado del lecho de cenizas fluya libremente alrededor de la pared, ingresando a la siguiente celda.

Para fluidizar las partículas finas de ceniza es suministrado aire frío primario al plenum doble de aire del stripper/cooler. El aire entra a la celda separadora (Stripper 1) para apartar las partículas finas de ceniza del material más pesado del lecho. Estas partículas son devueltas al hogar a través de aberturas en las paredes laterales del hogar ubicadas en la parte superior del Stripper/cooler.



## **2.5.- Visión general de la alimentación de combustible.**

El petcoke es inyectado al hogar a través de la pared frontal del hogar por medio de tres alimentadores idénticos. Cada conducto de alimentación de combustible está formado por los siguientes componentes:

- Silo de coke (común para los tres alimentadores de combustible)
- Válvula manual de cierre, tipo compuerta
- Alimentador gravimétrico de combustible
- Compuerta de cierre del alimentador, neumático
- Boca para descarga de combustible (montada a aproximadamente 1.8m sobre el suelo de la grilla).

El combustible es almacenado en el silo para su uso diario, de las siguientes medidas: 11.5 m de largo x 10.2 m de ancho x 25.5 m de alto. El coke llega al alimentador gravimétrico mediante gravedad a través de una válvula manual de corredera que normalmente está abierta. El alimentador gravimétrico funciona por medio de corriente eléctrica y controla la razón de alimentación al hogar en respuesta a la demanda de combustible de la caldera que está determinada por el master de la caldera.

Desde el alimentador gravimétrico, el petcoke es alimentado en la boquilla de combustible por acción de la gravedad y el sistema de aire primario proporciona aire de transporte. La razón de flujo de aire de transporte para los alimentadores de combustible individuales es controlada por sus respectivas válvulas de flujo. Cada boca de combustible distribuye el coke de petróleo en el lecho fluidizado de manera uniforme.

Las válvulas de compuertas deslizantes de cierre del silo de coke son operadas en forma manual y las compuertas deslizantes o de caída al alimentador de combustible son operadas de manera neumática. Ambos set de válvulas son usadas principalmente para propósitos de mantención. Es decir, permanecen abiertas durante operación normal.

## **2.6.- Visión general de la alimentación de caliza.**

Este sistema está formado por los siguientes componentes principales:

- Silo de caliza
- Válvula de compuerta deslizante de cierre del silo de caliza
- Ducto de llegada de la caliza.
- Válvula rotatoria (305 mm) con motor 1 ½ HP y un variador de velocidad (RV-201 A/B)
- Líneas de inyección (4) con Válvulas de control al hogar.
- Sopladores de caliza de 100 HP (2)

El sistema de inyección de caliza está diseñado para transportar caliza desde el silo e inyectar el material neumáticamente en la caldera. La línea de transporte se divide en cuatro ramales entre el silo y la caldera. El flujo que pasa a través de cada ramal es balanceado mediante dispositivos reguladores de flujo, e inyectados en la caldera por medio de cuatro lanzas de inyección.

La razón de alimentación de flujo en la caldera está controlada por un alimentador o válvula rotatoria de sello de aire ubicada debajo del silo de caliza. Ésta cuenta con un accionamiento de velocidad variable para ajustar la cantidad de caliza que está siendo alimentada en el sistema. La cantidad de caliza inyectada a la caldera está determinada por el sistema de control de SO<sub>2</sub> en la caldera, mediante un set-point dado por el operador de sala de control (set-point actual: 210 ppm o < a 4 ton / día).

El silo de caliza tiene las siguientes dimensiones: 11.5 m de largo x 4.6 m de ancho x 19.87 m de alto. La caliza que proviene del silo es alimentada por acción de gravedad en la válvula de compuerta deslizante de cierre y luego a un ducto de llegada a una de las válvulas rotatorias, encargadas de regular el flujo de caliza para controlar las emisiones de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>).

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

La caliza es alimentada en la cámara de combustión a través de cuatro líneas ramales de transporte y a las aberturas del hogar, mediante aire de transporte, suministrado por uno de los dos sopladores de caliza. Se proporcionan lanzas de inyección así como los conductos y las válvulas asociadas para cada una de las cuatro líneas de ramales de transporte.

Cada lanza cuenta con una válvula de control de flujo operada por aire, una válvula de aislamiento manual y una válvula solenoide para el aire de purga. Éste es proporcionado por el sistema de aire comprimido. Cuando no fluye aire desde el soplador de caliza a través de las lanzas de inyección, el aire de purga es automáticamente activado para destapar las lanzas. Este proporciona aire frío y mantiene a los gases de la caldera lejos de los asientos de las válvulas de las líneas de transporte.

## **2.7.- Principios de operación de la caldera.**

En términos muy simples, la caldera produce vapor sobrecalentado al recuperar el calor generado por la quema de petcoke en un lecho fluidizado circulante. La energía térmica del vapor sobrecalentado es utilizada para accionar un turbogenerador y producir energía eléctrica.

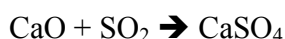
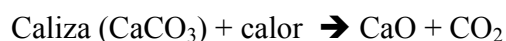
### **2.7.1.- Combustión del hogar**

El calor para generar vapor proviene de un lecho fluidizado de sólidos calientes que circulan en forma continua en un lazo cerrado desde el hogar a través del ciclón y retornando al hogar vía Válvula-J. El material del lecho en una caldera de lecho fluidizado está formado por petcoke, caliza y ceniza. El material del lecho debe ser fluidizado por aire precalentado para garantizar una combustión adecuada del material combustible. En una caldera CFB las velocidades de gas son tales que una parte del combustible, caliza y ceniza del lecho son transportadas a través del hogar. Esta velocidad de arrastre mínima es producida principalmente por los ventiladores de aire primario y secundario para levantar el material y producir el flujo adecuado de los sólidos en suspensión dentro del lecho en el hogar, logrando una buena transferencia de calor. Los sólidos (combustible, caliza, cenizas) se mueven a través del hogar a una velocidad menor que la mezcla de aire y flujo de gases. Este proceso, junto con el hecho de que el hogar es alargado, permite un tiempo de combustión suficiente, es decir, que el tiempo de estadía de las partículas en el hogar es el suficiente para garantizar la mayor tasa de transferencia de calor. Además a medida que el combustible sube por la corriente de gases, su tamaño se reduce gracias al proceso de combustión y se mezcla con la caliza generando un lecho de mezcla balanceada. Esta acción produce partículas pequeñas de material del lecho que circulan en un lazo. Este lazo involucra al hogar, el ciclón y la válvula J. El ciclón, como anteriormente se mencionó, separa los materiales finos de las partículas más gruesas permitiendo que estas últimas caigan en la válvula J para ser reinyectadas en el hogar.

Un largo tiempo de residencia en el hogar junto con el pequeño tamaño de las partículas y la acción altamente fluidizante de la caliza y el aire primario, produce una mejor razón de extracción de azufre y un menor consumo de caliza. No existe una profundidad o altura fija definida para el lecho de una caldera de lecho fluidizado. Existen distintas densidades de materiales circulantes de lecho dependiendo del tamaño y el peso de las partículas de combustible y caliza. Las partículas más pesadas permanecen en la región mas baja del hogar mientras que las partículas más pequeñas y menos densas se elevan. Cuando el tamaño de las partículas es lo suficientemente pequeño, son extraídas del lazo circulante con el flujo de gases, como ceniza muy fina.

La extracción del azufre en una caldera de lecho fluidizado circulante se produce cuando éste, que está presente en el petcoke, se combina químicamente con oxígeno durante el proceso de combustión para formar dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>) o trióxido de azufre (SO<sub>3</sub>). El dióxido de azufre formado durante el proceso de combustión debe ser extraído para cumplir con los límites adecuados de emisiones al medio ambiente. El agente que ayuda a extraer los compuestos de azufre es la caliza. Ésta reacciona de la siguiente manera dentro del hogar y en presencia de compuestos de azufre:

La caliza (CaCO<sub>3</sub>) más el calor producido por el proceso de combustión genera óxido de calcio (CaO) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) que reacciona con el dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>). Esta reacción es conocida como Sulfatación y genera un compuesto llamado Sulfato de calcio (CaSO<sub>4</sub>). Se requiere un exceso de caliza en la mezcla del lecho para que se produzca la reacción de sulfatación. La cantidad de exceso de caliza requerida dependerá de varios factores, como la cantidad de azufre en el combustible, la temperatura del material del lecho y las propiedades físicas y químicas de la caliza.



El rango ideal de temperaturas de reacción para generar el proceso de sulfatación es de 843 – 954 °C. Cuando la temperatura del lecho es mayor que 954 °C el proceso de sulfatación no se produce. Si el hogar presenta condiciones óptimas, más del 90 % del dióxido de azufre puede ser removido. Cuando la temperatura del hogar está fuera del rango ideal de temperatura de reacción, se debe mantener un aumento significativo en la razón de alimentación de caliza para obtener niveles de emisión aceptables. Un lecho típico de CFB está formado por aproximadamente un noventa por ciento de caliza reaccionada, dos o tres por ciento de combustible, dos o tres por ciento de caliza no reaccionada y dos o tres por ciento de ceniza e impurezas.

Cuando caliza fresca entra a la cámara de combustión, ésta es fluidizada con el otro material del lecho y calentada a la temperatura normal del hogar (entre 843 y 899 °C), cuando alcanza dicha temperatura libera dióxido de carbono y calcinatos. Durante esta reacción, (estado de calcinación) la caliza es físicamente débil y fácilmente se vuelve polvo cuando es sacada del lecho por el tiro del hogar.

Cuando el contenido de azufre en el combustible es de un 2.5% o más, se produce suficiente SO<sub>2</sub> durante el proceso de combustión para que la caliza pueda combinarse con él, esto fortalece la caliza y reduce su desgaste. Este desgaste debe ser compensado aumentando la alimentación de caliza para mantener el inventario del lecho y la captura de SO<sub>2</sub>.

Tanto la caliza reaccionada como algún exceso, que ha sido reducido de tamaño lo suficiente como para pasar a través del ciclón, son extraídos de la cámara de combustión y removidos por el baghouse.

## **Capítulo 3: Antecedentes teóricos.**

### **3.1.-Lechos fluidizados atmosféricos**

#### **3.1.1 Descripción.**

La combustión en lechos fluidizados (FBC) incluye la combustión de un combustible formado por partículas sólidas, en un lecho fluidizado (en suspensión), mediante la inyección de aire en el fondo del lecho. Cuando se quema carbón de esta manera, el lecho puede consistir en sólidos inertes, cenizas de carbón, o un material absorbente como piedra caliza o dolomita. La piedra caliza o la dolomita en el lecho reaccionan con el bióxido de azufre formado durante la combustión del carbón y forma un sulfato sólido que puede ser desechado en forma de sólido seco.

A principios de la década de 1960, la Great Britain's National Coal Board, la British Coal Utilization Research Association y la Central Electricity Generating Board iniciaron las investigaciones sobre el FBC. Después de la crisis energética de 1973 se desarrollaron muy rápidamente los procesos FBC de carbón, principalmente en Estados Unidos, Gran Bretaña y la República Federal Alemana, donde se destinaron a empresas de servicio, industrias de proceso y dentro de los Sectores institucionales. El FBC tiene gran potencial para quemar eficiente y limpiamente una gran variedad de combustibles, desde los que tienen un alto contenido de azufre, carbones con alto contenido de cenizas en todas sus categorías y grados, hasta los desechos de las industrias de proceso y sedimentos municipales.

Algunas de las ventajas potenciales del FBC, comparadas con la quema de carbón pulverizado son las siguientes:

1. Menor emisión de dióxido de azufre, ya que la mayor parte del azufre es capturado por los aditivos del lecho de combustible, como la piedra caliza y la dolomita.
2. Bajas temperaturas en el lecho de combustible, hasta casi 954°C (1750 °F), lo que significa que:
  - Se tiene menor emisión térmica de óxido de nitrógeno
  - Existen menos problemas por la emisión de cenizas
  - Hay una cantidad más reducida de sodio y potasio en el carbón y, a consecuencia de esto, la acumulación de partículas y la corrosión son menores en componentes como las calderas sobrecalentadoras y recalentadores y en las aspas de las turbinas en los ciclos gas-turbina PFBC.
3. Hay velocidades mayores de transferencia de calor a las superficies de absorción del mismo, con valores hasta de 3.154 kW/m<sup>2</sup>, y los coeficientes de transferencia de calor entre el lecho y los tubos inmersos en él son altos, con valores hasta de 398 W/(m<sup>2</sup> \*°C).
4. Las velocidades de liberación de energía por volumen son altas. 5.2 MW/m<sup>3</sup> comparadas con las que se tienen en una caldera convencional que quema carbón pulverizado, 0.2 MW / m<sup>3</sup>

En este sistema, el aire entra a través de una placa distribuidora y el carbón triturado, de 0.6 a 1.2 cm (1/4 a 1/2 in) Y el absorbente de SO<sub>2</sub>, ya sea piedra caliza o dolomita, se inyectan directamente al lecho o por medio de alimentadores especiales. En cualquier instante, el lecho contiene cenizas de carbón, una pequeña cantidad de carbón (0.5 a 2% del material alimentado), más partículas del absorbente calcinado y sulfatado en varios grados. El material alimentado se agita y pone en movimiento debido al aire que circula de abajo hacia arriba a través del distribuidor con una velocidad superficial de 0.6 a 4.6 m/s. los movimientos de turbulencia y recirculación del lecho proporcionan un buen mezclado de los componentes.



El calor liberado en el lecho se absorbe por medio de unos tubos de enfriamiento colocados en las paredes y en el lecho, y el calor generado por los productos de combustión se absorbe mediante tubos de convección, colocados en un espacio libre encima del lecho. La magnitud de la superficie de transferencia de calor depende del poder calorífico del combustible; cuando el poder calorífico del combustible es bajo, no hay superficie de transferencia en el lecho y es factible utilizar agua, vapor o aire como medio de enfriamiento, dependiendo de la aplicación, pero las mayores aplicaciones las constituyen el calentamiento del agua y la generación o sobrecalentamiento del vapor.

Una planta AFBC consiste en varios subsistemas, que incluyen; 1) recepción, almacenamiento y preparación de combustibles y absorbente; 2) alimentación de sólidos; 3) combustor, que incluye eliminación del lecho gastado y 4) eliminación de partículas de los gases de combustión.

Hay dos consideraciones importantes en un sistema AFBC: la utilización de carbón y el comportamiento del absorbente (eliminación de  $SO_2$ ), que dependen de muchas variables interrelacionadas y hacen que el entendimiento del funcionamiento del sistema AFBC sea más complicado, por el hecho de que tanto el carbón como los absorbentes son materiales heterogéneos. Es de esperarse que el funcionamiento del combustor varíe al cambiar las condiciones de operación y al tener diferentes combinaciones de carbón y absorbente, y debido también a las características específicas del mismo combustor (p. Ej. su distribuidor, configuración del intercambiador de calor y altura del espacio libre arriba del lecho). A pesar de esto, el diseño de un combustor para FBC debe cumplir con varias condiciones para alcanzar el funcionamiento deseado. Estas consideraciones de diseño determinan la extensión hasta la cual el combustor cumplirá con sus requisitos de control de generación y emisión de calor. Entre las características adicionales del combustor, se pueden contar la liberación de calor, velocidades de transferencia de calor y emisiones del  $NO_x$ . Aunque las propiedades del combustible y el absorbente tienen efectos directos en el comportamiento del sistema, un quemador AFBC acepta gran variedad de combustibles.

### 3.1.2 Eficiencia de la combustión del carbono.

Alcanzar una alta eficiencia en la combustión del carbono es un factor importante para la eficiencia global de la planta y, por consecuencia, para la economía de la planta misma. Las pérdidas de carbono ocurren por el traslado de partículas de carbón no quemadas y en menor escala de la combustión incompleta de carbono a monóxido de carbono y carbomo no quemado que se retira con el material del lecho gastado. Las variables de operación que pueden afectar la eficiencia de la combustión incluyen la temperatura del lecho, el aire en exceso y la velocidad de fluidificación. En la figura (3.1) se muestran los datos comunes para las temperaturas del lecho y el incremento del aire en exceso. El incremento en la eficiencia de la combustión del carbón se logra gracias al incremento de la temperatura del lecho y del aire en exceso. A pesar de esto, los límites para estas variables se establecen por consideraciones de la captura de  $\text{SO}_2$ , formación de  $\text{NO}_x$  y características de fusión de las cenizas.

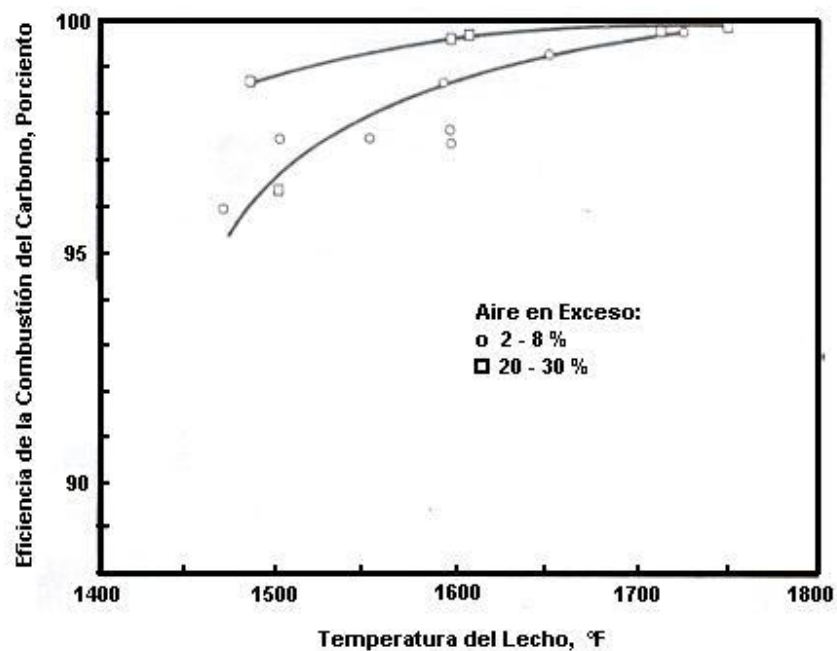


Figura 3.1: Eficiencia de la combustión del Carbono como una función de la temperatura del lecho.

Universidad del BíoBío  
 Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

El efecto de la velocidad de fluidización en la eficiencia de la combustión del carbón se muestra en la figura (3.2). El incremento en la velocidad aumenta el traslado de partículas finas de carbón no quemadas, lo que disminuye la eficiencia de la combustión, que puede aumentarse con un diseño adecuado para operar a velocidades más bajas, pero esta disminución en la velocidad requiere un lecho muy grande. En la figura (3.3) se muestra la relación que existe entre la velocidad y el área del lecho. Al disminuir la velocidad rápidamente, se incrementa el área requerida (en ft cuadrados) de la malla o del área del lecho necesaria por unidad de salida.

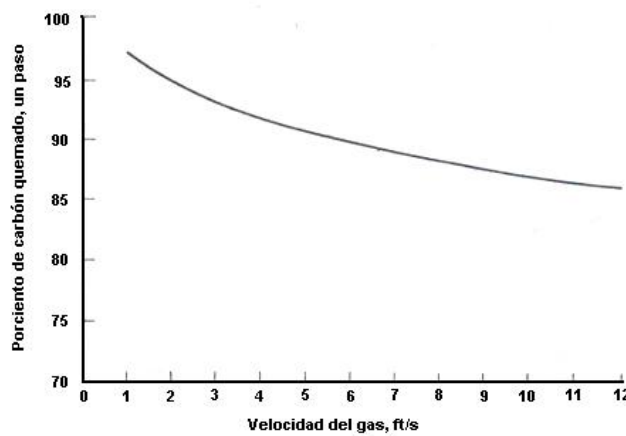


Figura 3.2: Eficiencia de la combustión del carbono como una función de la velocidad del gas.

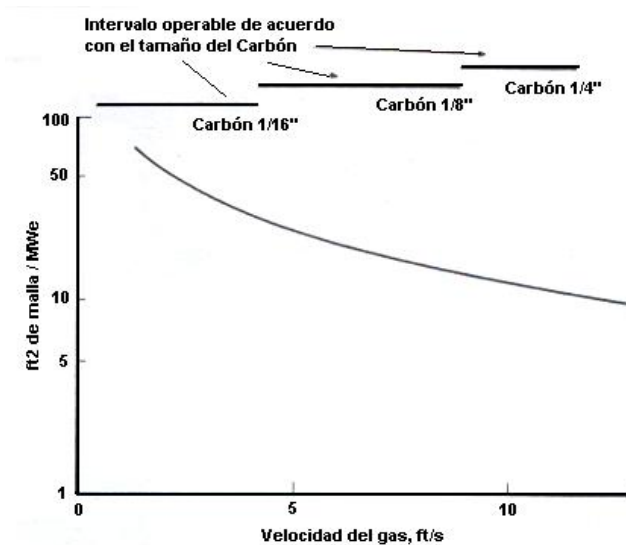


Figura 3.3: Dependencia del área de la malla del lecho sobre la velocidad del gas.

### 3.1.3 Eliminación de SO<sub>2</sub>

La eliminación de SO<sub>2</sub> o la retención de S *in situ*, es una característica única del proceso AFBC. El azufre contenido en el combustible se oxida a SO<sub>2</sub> durante el proceso de combustión. Este SO<sub>2</sub> reacciona químicamente en presencia del oxígeno con el absorbente, y forma un sulfato sólido estable, en el lecho. De esta manera se controlan las emisiones de SO<sub>2</sub> en el mismo recipiente de combustión, eliminando la necesidad de limpiar de SO<sub>2</sub> las corrientes de los gases de combustión.

La captura del azufre depende de cierto número de variables de operación y diseño, además del absorbente empleado. Una variable primaria que puede ser controlada fácilmente es la razón molar calcio-azufre. También es importante la temperatura del lecho, ya que la reacción SO<sub>2</sub>-absorbente depende de la temperatura. Estos dos efectos se muestran en la figura (3.4), donde se aprecia la tendencia experimental típica para la captura de SO<sub>2</sub>, graficado contra la razón Ca/S para varias temperaturas del lecho. Es común una temperatura óptima de captura alrededor de 843°C (1550 °F) para muchos absorbentes. Al aumentar la razón Ca/S se incrementa la captura de azufre, pero es deseable minimizar la adición de calcio, ya que esto representa un costo mayor del absorbente, calor perdido a través de la calcinación y problemas con el aumento de los desechos.

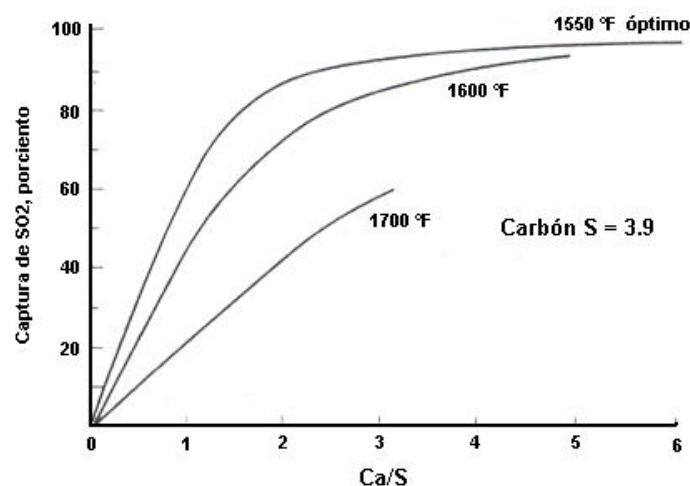


Figura 3.4: Efecto de la relación calcio-azufre sobre la captura del SO<sub>2</sub>.

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

Otras variables que pueden afectar la captura de azufre incluyen la profundidad del lecho y la velocidad del gas. Un lecho más profundo permite mayor tiempo de residencia del gas, lo que proporciona mayor tiempo de contacto con el absorbente y ayuda al incremento en la captura de azufre. Estas variables, además de la razón Ca/S, pueden ser equilibradas para alcanzar la eficiencia en la captura del azufre. En la figura (3.5) se presentan curvas calculadas que ilustran esta eficiencia. En esa figura se muestran dos curvas que resultan de la graficación de la eficiencia de eliminación de azufre contra la razón Ca/S. En la curva *A*, el comportamiento de una baja velocidad a través del lecho (4 ft/s), muestra la alta captura de azufre a una velocidad relativamente baja. La curva *B* indica que son necesarias altas razones Ca/S para capturar cantidades importantes de azufre con velocidades grandes en el lecho.

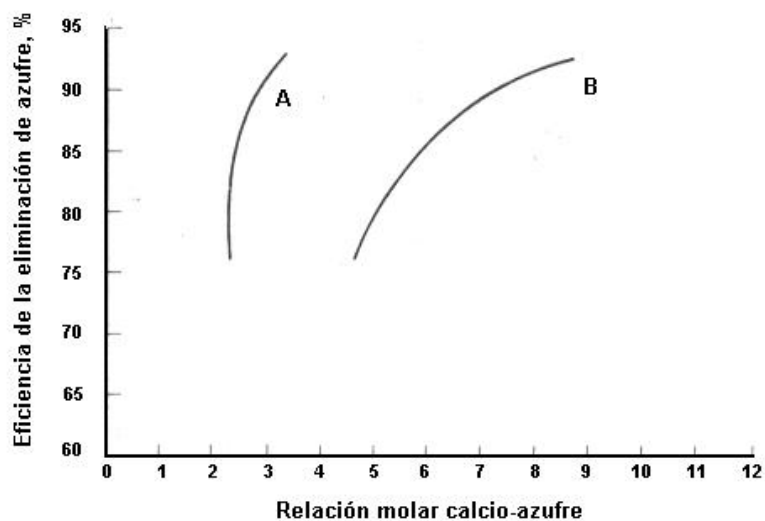


Figura 3.5: Eficiencia en la captura de azufre versus relación Ca/S.

### 3.1.4 Transferencia de calor.

Las velocidades de transferencia de calor hacia tubos inmersos en los sistemas AFBC son mayores que los correspondientes a los quemadores de carbón pulverizado convencionales. Esta característica de los AFBC permite una liberación de calor volumétrica relativamente alta, al igual que las velocidades de absorción, lo que da como resultado quemadores pequeños. La velocidad de transferencia de calor depende del tamaño de partícula del lecho como se muestra en la figura (3.6). Sin embargo, el tamaño de partícula es una variable dependiente en un diseño dado y no se cambia o se controla con prontitud. La distribución del tamaño de partículas en el lecho depende del tamaño del absorbente, del combustible alimentado, la velocidad de roce del absorbente, las velocidades de traslado de partículas y las propiedades de las cenizas del combustible. La velocidad de transferencia de calor es casi independiente de la velocidad del gas en los sistemas AFBC cuando la velocidad se encuentra por encima del punto de fluidificación mínima.

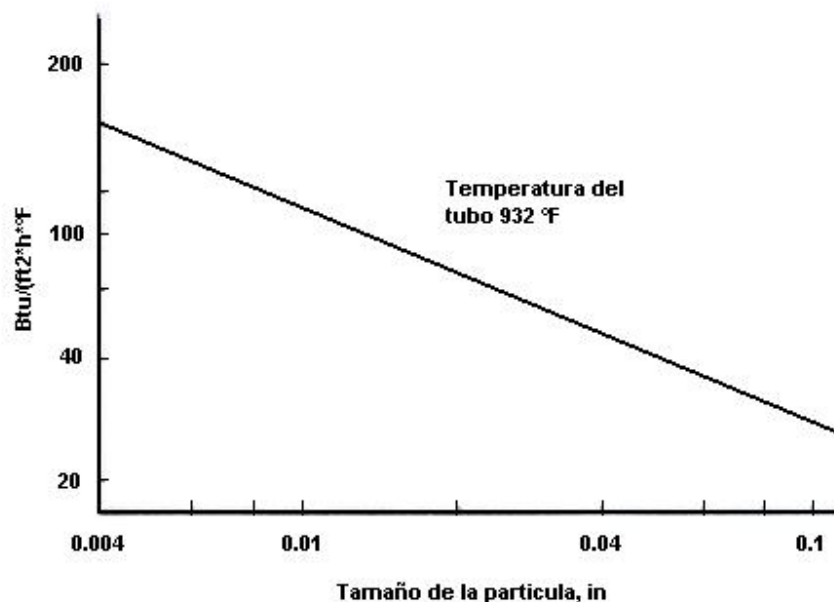


Figura 3.6: Efecto del tamaño de la partícula en la transferencia de calor del lecho al tubo.

### 3.1.5 Emisiones de óxido de nitrógeno.

En el lecho de las calderas de lecho fluidizado circulante (FBC), la combustión ocurre a temperaturas relativamente bajas [760 a 930 °c (1400 a 1700 °f)], comparadas con las temperaturas más altas requeridas para las calderas que queman carbón pulverizado. Estas temperaturas bajas no permiten una oxidación significativa del nitrógeno atmosférico, de manera que el proceso AFBC se caracteriza por su baja emisión de NO<sub>x</sub>. La formación de óxidos de nitrógeno en las AFBC se debe primariamente a la oxidación del nitrógeno ligado al combustible. La reacción del monóxido de carbono y NO<sub>x</sub> en la zona donde aparentemente no hay combustión reduce la emisión de NO<sub>x</sub>. El contenido de nitrógeno en el combustible y el porcentaje de oxígeno en exceso son las dos variables principales que afectan la emisión de NO<sub>x</sub>.

En la figura (3.7) se muestra que, cuando los sistemas AFBC se hacen mayores, el intervalo de emisiones de NO<sub>x</sub> decrece. Cuando las capacidades se aproximan a las esperadas para su uso comercial (p. ej., mayor de 5 a 10 MW) el intervalo de emisiones de NO<sub>x</sub> cae por abajo, incluso, de los niveles más estrictos establecidos para posibles emisiones estándar, al respecto, es importante indicar que la norma ambiental para el NO<sub>2</sub> impone un límite de 100 ug/m<sup>3</sup>, como promedio anual

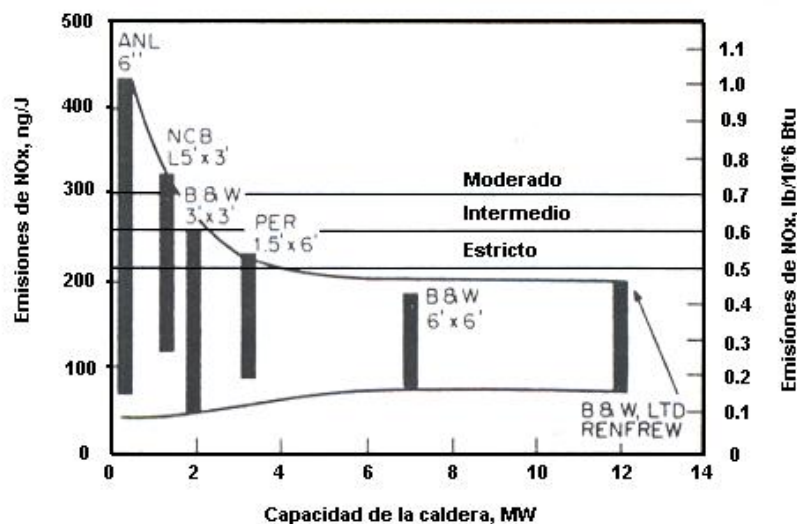


Figura 3.7: Emisiones de NO<sub>x</sub> en instalaciones FBC.

## **3.2.- Combustión**

### **3.2.1.- Introducción**

Se entiende por combustión a toda reacción química que va acompañada de gran desprendimiento de calor; puede ser sumamente lenta, de tal manera que el fenómeno no vaya acompañado de una elevación de temperatura sensible a nuestros sentidos, como sucede en la oxidación del hierro en el aire húmedo, fenómeno conocido como *combustión lenta o eremacausia*, o con desprendimiento de calor muy rápido, como la oxidación de combustibles fósiles.

En toda combustión, el elemento que arde se denomina combustible y el que produce la combustión, comburente. Una combustión es la reacción del oxígeno con diversas sustancias, en general el carbono y el hidrógeno. En la mayoría de los casos el portador del oxígeno es el aire; el nitrógeno (salvo en la generación de los  $\text{NO}_x$ ) y los demás componentes del aire no reaccionan con el combustible, por lo que en muchos cálculos no se tienen en cuenta. Los productos reaccionantes son, el combustible, el aire, los productos de la combustión gaseosos denominados humos o gases de escape y las cenizas que pueden originarse formadas por componentes no combustibles o no quemados del combustible

La combustión se denomina completa o perfecta, cuando toda la parte combustible se ha oxidado al máximo. Si la combustión es incompleta o imperfecta, los productos de la combustión poseen sustancias todavía capaces de ser oxidadas, por ejemplo el CO que puede pasar a  $\text{CO}_2$ . La combustión incompleta aparece cuando el aire es insuficiente, o en aquellas zonas de las cámaras de combustión en las que el aire no llega en cantidad suficiente. En general se tiende a evitar las combustiones incompletas, ya que no sólo van ligadas a pérdidas de energía, sino también a procesos altamente contaminantes; el combustible que no ha reaccionado y los componentes combustibles de los humos, contienen una energía química que no se aprovecha, al tiempo que se generan elementos inquemados  $\text{CH}_4$ , y elementos contaminantes tales como: CO,  $\text{NO}_x$ , etc.



### **3.2.2.-Aspectos básicos**

#### **3.2.2.1.-Balances de materia en combustión completa**

Los balances de materia a considerar en una combustión tienen como misión determinar la cantidad de oxígeno o aire necesario para efectuar dicha combustión. También tiene interés conocer la cantidad y composición de los productos de la combustión, ya que de la composición de los humos se puede deducir la marcha de la combustión y, con su análisis, se puede controlar la combustión, y si es perfecta o no.

Como es el aire que provee de oxígeno para la mayoría de las reacciones de combustión, y para calcular los balances de masas del proceso debemos conocer la composición química del aire. Así, en términos prácticos la composición volumétrica del aire seco es la siguiente:

**79% de N<sub>2</sub> y 21% de O<sub>2</sub>**

Lo que es equivalente a decir:

**Moles de N<sub>2</sub> = 3.76 moles de O<sub>2</sub>**

##### ***3.2.2.1.1.- Aire estequiométrico***

El aire estequiométrico corresponde al aire mínimo o teórico necesario para la combustión, es decir, el aire teóricamente indispensable para que todo el carbono, todo el hidrógeno y todo el azufre de un combustible se combinen con el oxígeno del aire.

##### ***3.2.2.1.2.-Exceso de aire***

En todo proceso de combustión se debe proveer una cierta cantidad de aire adicional al necesario (estequiométrico) para la combustión completa. Lo anterior es en razón a que la reacción de todos los elementos combustibles es demasiado lenta o está atenuada por la presencia de una gran cantidad de gases inertes en el ambiente.

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

La cantidad de aire de exceso a suministrar dependerá del tipo de combustible, su forma de combustión, tipo de hogar, tipo de quemador, turbulencia y temperatura del hogar. Para el caso de la caldera de lecho fluidizado circulante, los valores de exceso de aire utilizados son del orden de 15%, el cual se encuentra dentro de lo recomendado.

Un elevado exceso de aire es desfavorable porque disminuye la temperatura de combustión, arrastrando, además, un elevado número de calorías que se pierden por los humos, al tiempo que se provoca la aparición de los NO<sub>x</sub>.

**Tabla 3.1: Recomendaciones de exceso de aire para diferentes tipos de combustibles**

Recomendaciones	
Sistema de Combustión	Exceso de Aire (%)
Carbon, Parrilla fija, manual	45 - 50
Carbón, Parrilla movil, esparcimiento	30 - 45
Carbon Pulverizado	15 - 20
Madera en Pila c/40% humedad	35 - 40
Petróleo	15 - 18
Gas	10 - 12%

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

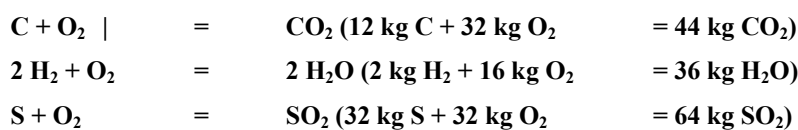
### 3.2.2.2.-Reacciones químicas de combustión

Los elementos combustibles de la mayoría de las sustancias combustibles son, el carbono, el hidrógeno y una pequeña cantidad de azufre. Los cálculos se realizan mediante algunas reacciones químicas de estas sustancias con el oxígeno, teniendo en cuenta que,

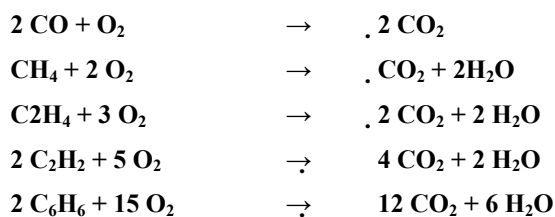
*a) El combustible es un único compuesto químico, (sustancia pura), o bien una mezcla de sustancias puras, (mezcla de gases combustibles).*

*b) El combustible, si es un líquido o un sólido, (fuel, carbón, etc), es una mezcla de diversos compuestos cuya composición química se puede determinar.*

En cualquier caso, los elementos combustibles son sólo el C, H y S y las reacciones de combustión se pueden reducir, cuando se trata de combustibles sólidos o líquidos, a las tres siguientes:



Los gases que se desprenden del combustible sólido son hidrocarburos ligeros CH<sub>4</sub>, pesados C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> y en algunos casos el CO y el SO<sub>2</sub>, de forma que:



Si la combustión es incompleta algunos gases combustibles escapan sin arder, encontrándose en los humos gases como el CO y algunos hidrocarburos.

En general, el oxígeno debe ser abundante para que la combustión sea lo más completa posible, por lo que es necesario exista aire en exceso.

### 3.2.2.3.-Características de los combustibles

Las principales características o propiedades de los combustibles son:

- **La humedad:** Que es la cantidad de agua contenida en el combustible, expresada en % en peso; tiene especial importancia en los combustibles sólidos, ya que a mayor humedad menor Poder calorífico, y puede ser de dos tipos:
  - **Humedad libre:** Representa el agua unida mecánicamente al combustible durante el proceso de lavado.
  - **Humedad intrínseca;** Representa el agua contenida en el combustible, en equilibrio con la humedad ambiente.
  
- **Las cenizas:** Materias inertes, son el residuo sólido resultante de la combustión completa de un combustible. Conviene que su % sea bajo.
  
- **Las materias volátiles:** Propias de un combustible sólido, está constituida por gases combustibles e incombustibles, a mayor contenido, mayor es el volumen de hogar requerido. En este porcentaje no se incluye la humedad del combustible.
  
- **El carbono fijo:** Representa la materia combustible realmente contenida en el combustible, o porcentaje de residuo sólido una vez descontadas las cenizas.
  
- **Temperatura de inflamación:** La combustión es la reacción exotérmica de un combustible con el oxígeno del aire; para que tenga lugar no es suficiente que exista contacto entre el combustible y el comburente, sino que además se requiere una cierta temperatura mínima, que depende del tipo de combustible, y que recibe el nombre de temperatura de inflamación.
  
- **Temperatura de ignición:** La temperatura de ignición se distingue de la anterior en que la llama originada por la combustión de los vapores es duradera y persistente, mientras quede combustible.

### 3.2.2.4.- Análisis de combustibles

Existen dos formas de efectuar un análisis, principalmente para combustibles sólidos

#### 3.2.2.4.1.- Análisis Inmediato:

La función primordial de este análisis es entregar en forma precisa la composición porcentual de ciertas propiedades características del combustible; para efectuar este análisis se toma una muestra de 1 gramo de combustible previamente tamizado y se somete a la siguiente secuencia de ensayo:

- **% de Humedad:** Se determina mediante el secado de la muestra en un horno a una temperatura de 105 °C por un periodo de una hora. A través de la pérdida de peso se determina el contenido de humedad.
- **% de Materia Volátil:** Se introduce el combustible en un horno a una temperatura de 950 °C por un periodo de 7 minutos, sin presencia de oxígeno. La pérdida de peso permite evaluar el contenido de humedad. Algunos de los elementos que componen esta materia son: H<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O estructural, Hidrocarburos livianos (aceites) y pesados (alquitranes), etc. El contenido de volátiles es un indicador de la categoría del combustible, es decir, a menor % de materia volátil mayor es la calidad del combustible,
- **% Carbón Fijo:** Se quema el combustible restante y descontando el contenido de cenizas en los residuos, por diferencia se obtiene el % de carbono fijo. Esto se realiza a una temperatura de 750°C durante 2 horas.
- **% Ceniza:** Corresponde a los residuos de la combustión. Materias inertes incombustibles.

### 3.2.2.4.2.- *Análisis elemental*

Este análisis permite obtener en forma individual el contenido de cada elemento presente en el combustible. Entre estos elementos se tiene:

- % Carbono : % C Aporta calor.
- % Hidrógeno : % H<sub>2</sub> Aporta calor.
- % Azufre : % S Produce contaminación y corrosión.
- % Oxígeno : % O<sub>2</sub> Favorece la combustión.
- % Nitrógeno : % N<sub>2</sub> Inerte.
- % Humedad : % H<sub>2</sub>O Reduce el poder calorífico.
- % Cenizas : % - Reduce el poder calorífico.

Para efectuar este análisis, el procedimiento es más complejo y se requiere un Cromatógrafo de gases.

El resultado de estos análisis pueden ser presentados en tres formas distintas; esto es:

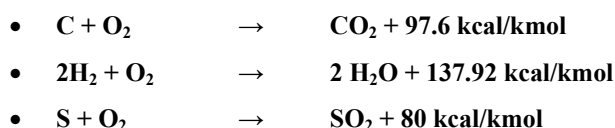
- Base seca: b.s.
- Base seca y sin ceniza: b.s.s.c.
- Tal como viene o como se quema: c.s.q.

Además pueden expresarse como análisis volumétrico (en volumen) o gravimétrico (en peso), este último para los combustibles sólidos.

### 3.2.2.5.-Poder calorífico

El poder calorífico se puede expresar como la cantidad de calor desprendida en la combustión completa de la unidad de combustible, 1 mol o 1 kg si es sólido o líquido, y 1 m<sup>3</sup> a 0° y 760 mm de Hg si es un combustible gaseoso. Mide la energía química presente en un combustible a través de su transformación en energía cinética molecular la que se manifiesta como un aumento de temperatura de los gases de reacción.

En la combustión completa se generan:



La potencia calorífica de un combustible se determina en un calorímetro; durante el experimento se observa que en las paredes del calorímetro se deposita agua que proviene de la condensación del vapor de agua producido en la combustión, que al condensar cede aproximadamente 600 kcal/kg; éste calor sumado al generado en la combustión recibe el nombre de *potencia calorífica superior*, que es el resultado proporcionado por el calorímetro. Si ese mismo combustible se quema en un hogar industrial, el vapor de agua existente en los humos no condensa debido a que la temperatura de éstos es siempre superior a 100°C; en estas circunstancias los combustibles no proporcionan las calorías que corresponden al valor obtenido en el calorímetro, sino un valor inferior que recibe el nombre de *potencia calorífica inferior*, que no se aprovecha íntegramente, por cuanto los humos calientes se llevan parte del calor generado. De lo anterior podemos distinguir dos poderes caloríficos:

- Poder calorífico superior PCS: Es la energía que libera un combustible cuando se quema completamente y el vapor de agua presente en los gases de combustión alcanzan el punto de rocío o la condensación.

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

- Poder calorífico inferior PCI: Idem anterior, pero el vapor de agua presente en los gases sale en forma de vapor.

$$\text{PCI} = \text{PCS} - 600(x + 9H) \text{ (kcal/kg comb humedo)}$$

Con: 600 : Calor latente de vaporización vapor de H<sub>2</sub>O kcal/kg

x : Contenido de humedad base húmeda del combustible  
(kg H<sub>2</sub>O/kg comb. húmedo)

9H : kg de agua por kg de combustible húmedo que se forma de la  
combustión del hidrógeno del combustible.



### 3.2.2.6.-Balance de combustión de un combustible sólido

El balance de la combustión busca determinar de forma teórica la cantidad de gases que se formaran al quemar 1 kg de combustible para un exceso de aire conocido, esta información es importante, ya que nos permite calcular la relación aire-combustible ( $R_{a/c}$ ), la cual indica de forma directa la cantidad de aire necesario que se debe aportar para lograr una combustión completa dentro del hogar, y además nos permite controlar la temperatura que alcanzan los gases de combustión bajo condiciones reales de operación.

Para lo anterior, se describe un procedimiento práctico, en base a tablas de cálculo, para determinar el balance de combustión de un combustible sólido a partir del análisis gravimétrico:

**Tabla 3.2: Balance de combustión para combustible sólido, a partir del análisis gravimétrico.**

Combustible			Volumen	Oxigeno	Productos de la Combustión				
Elemento	%	PM	kmol / kg comb	O2 kmol / kg comb	CO2	SO2	H2O	N2	Exceso Aire
Carbono	C	12	$a1 = C/12*100$	$a_1$	$a_1$				
Hydrogeno	H <sub>2</sub>	2	$a2 = H_2/2*100$	$a_2 / 2$			$a_2$		
Azufre	S	32	$a3 = S/32*100$	$a_3$		$a_3$			
Oxigeno	O <sub>2</sub>	32	$a4 = O_2/32*100$	$-a_4$					
Humedad	H <sub>2</sub> O	18	$a5 = H_2O/18*100$				$a_5$		
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	28	$a6 = N_2/28*100$					$a_6$	
100									
Aire									
O <sub>2</sub>				$\sum = a_7$					
N <sub>2</sub>				$a_8 = 3.76a_7$				$a_8$	
H <sub>2</sub> O				$a_9$			$a_9$		
Exceso (λ)	%	15%		$a_{10}$					$a_{10}$
					$\sum = a_{11}$	$\sum = a_{12}$	$\sum = a_{13}$	$\sum = a_{14}$	$\sum = a_{15}$
Total de Aire									

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

La nomenclatura para cada término será descrita a continuación:

**C'** : % de carbono efectivamente quemado.

$$C' = C \left( 1 - \frac{x}{100} \right)$$

**x** : % de carbono no quemado.

**a<sub>7</sub>** : Cantidad de oxígeno necesaria para la combustión estequiométrica.  
(kmol/kg comb)

$$a_7 = a_1 + \frac{a_2}{2} + a_3 - a_4$$

**a<sub>8</sub>** : Cantidad de nitrógeno presente en el aire estequiométrico.  
(kmol/kg comb)

$$a_8 = 3.76 * a_7$$

**a<sub>9</sub>** : Vapor de agua presente en el aire para la combustión (kmol/kg comb.)

$$a_9 = \frac{\phi P_s}{P_{atm} - \phi P_s} (a_7 + a_8) \left( 1 + \frac{\lambda}{100} \right)$$

$\Phi$  = Humedad relativa del aire.

$P_s$  = Presión de saturación del vapor de agua a la temperatura del aire de combustión.

$\lambda$  = Porcentaje de exceso de aire.

**a<sub>10</sub>** : Cantidad de exceso de aire.

$$a_{10} = \frac{(a_7 + a_8)\lambda}{100}$$

Productos de la combustión Húmedos:  $a_{11} + a_{12} + a_{13} + a_{14} + a_{15}$  (kmoles/kg comb)

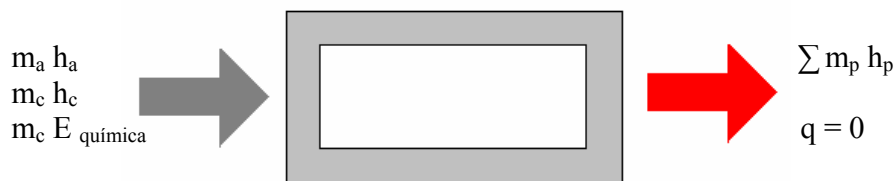
Productos de la combustión secos:  $a_{11} + a_{12} + a_{14} + a_{15}$  (kmoles/kg comb)

### 3.2.2.7.-Energía disponible en los gases de combustión

La energía disponible de los gases de la combustión, depende directamente de la composición elemental del combustible a utilizar, de la temperatura de combustión, de las características propias del proceso de combustión y de las condiciones atmosféricas reinantes en la zona. Para calcular dicha energía primero se debe conocer la temperatura adiabática de combustión y la real; lo anterior será descrito a continuación.

#### 3.2.2.7.1.-Temperatura adiabática de la llama

Temperatura adiabática de llama es la máxima temperatura que alcanzarían los productos de la combustión cuando un determinado combustible se quema completamente, en forma estequiométrica, en el interior de un sistema aislado térmicamente.



Donde:

- $m_a h_a$  = Energía total del aire a la entrada (kJ/s)
- $m_c h_c$  = Energía sensible total del combustible a la entrada (kJ/s).
- $m_c E_{química}$  = Energía química del combustible (kJ/s).
- $\sum m_p h_p$  = Energía total de los productos de la combustión (kJ/s).

El balance de energía resultante será:

$$\underbrace{m_a h_s|_{tz} + m_c h_c|_{tc} + m_c E_q}_{\text{Re activos}} = \underbrace{\sum m_p h_p|_{tp}}_{\text{Pr oductos}}$$

Donde los productos de la combustión son:

$$\sum m_p h_p|_{tp} = m_{CO_2} h_{CO_2} + m_{H_2O} h_{H_2O} + m_{N_2} h_{N_2} + m_{SO_2} h_{SO_2}$$

Universidad del BíoBío

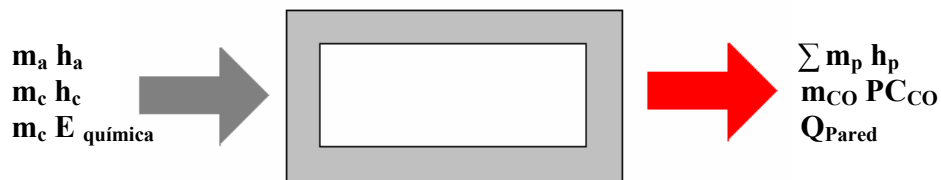
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

### 3.2.2.7.2.-Temperatura real de los productos de la combustión

Representa la temperatura que alcanzan los productos de la combustión cuando un determinado combustible se quema bajo condiciones reales.

Las condiciones reales de combustión se explican a continuación:

- Exceso de aire.
- Posible formación de CO, combustión incompleta.
- % de combustible efectivamente quemado.
- Flujo de calor que pasa a o a través de las paredes de la cámara de combustión.



El balance de energía resultante será:

$$m_a h_a|_{ta} + m_c h_c|_{tc} + m_c PCI * \mu_c = \sum m_p h_p|_{tp} + m_{CO} PC_{CO} + Q_{Pared}$$

Ahora se procede a dividir la ecuación de balance por la masa del combustible ( $m_c$ ):

$$R_{a/c} h_a|_{ta} + h_c|_{tc} + \mu_c PCI = Q_{Pared} + a_{CO} PC_{CO} + a_{CO} h_{CO}|_{tp} + a_{O_2} h_{O_2}|_{tp} + a_{aire} h_{aire}|_{tp} + \sum a_p h_p|_{tp}$$

Con:

$$\mu_c PCI = (PCI - xPC_C)$$

Universidad del BíoBío  
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

La nomenclatura de la ecuación se presenta a continuación.

- $PC_C$  = Poder calorífico del elemento carbono cuando pasa a  $CO_2$   
 $PC_C = 34,053 \text{ kJ/kg u } 8,135 \text{ kcal/kg.}$
- $X$  = Porcentaje de carbón no quemado.
- $a_{CO} PC_{CO}$  = Energía química del CO presente en los gases de combustión.  
 $PC_{CO} = 10,640 \text{ (kJ/kg CO) o } 2542 \text{ (kcal/kg CO)}$
- $Q_{Pared / mc}$  = Calor que pasa a través de las paredes de la cámara de combustión.

La temperatura “tp” se obtiene por iteración, ya que se conoce el primer miembro de la ecuación anterior, además de  $Q_{Pared / mc}$ ,  $a_{CO}$ ,  $a_{H_2O}$ ,  $a_{CO_2}$ ,  $a_{O_2}$ ,  $a_{N_2}$ ,  $a_{SO_2}$ ,  $a_{aire}$ , desde el balance de combustión.

Para obtener la entalpía de los gases resultantes de la combustión se utiliza la siguiente ecuación:

$$Entalpía = h(tp) = a + b \times t_p + c \times t_p^2 + d \times t_p^3 + e \times t_p^4 \left[ \frac{kcal}{kmol} \right]$$

Esta ecuación nos entrega una buena aproximación del valor real de entalpía para la temperatura de escape (tp) de los gases de combustión, donde: a, b, c, d y e son constantes para cada gas en particular, dichos valores serán entregados en la siguiente tabla:

**Tabla 3.3: Constantes para el polinomio de orden 4, representativo de la ecuación de entalpía.**

Calculo de entalpías a partir de un polinomio de orden 4					
Componente	a	b	c	d	e
co2	-46,016474	9,3585393	0,003540876	-0,00000113	1,39E-10
h2o	19,580818	7,6208326	0,001666182	-1,06E-07	-1,62E-11
n2	32,086855	6,5082935	0,001280666	-3,55E-07	4,07E-11
so2	-21,253077	9,7024904	0,003493797	-1,38E-06	1,99E-10
aire	11,917802	6,691546	0,001105247	-2,79E-07	2,92E-11

### 3.2.2.8.-Función de Gibbs

Las tablas de propiedades termodinámicas tales como las tablas de vapor entregan valores para la entalpía y entropía de algunos datos de estado arbitrario donde la entalpía (o alternativamente la energía interna) y entropía se fijan desde cero. Cuando ocurre una reacción química, sin embargo, desaparecen los reactantes y se forman productos, y generalmente ya no es posible evaluar  $\Delta h$  ni  $\Delta s$  con lo que estos datos arbitrarios se cancelan.

#### 3.2.2.8.1.- ENTALPIA DE FORMACIÓN

Un dato de entalpía para proceso de reactivos se puede establecer asignando arbitrariamente un valor de cero a la entalpía de los *elementos estables* como un *estado de referencia estándar* donde la temperatura será  $T_{ref} = 298,15K$  ( $25^{\circ}C$ ) y la presión  $P_{ref}$ , la cual podría ser 1 atm o 1 bar dependiendo de la fuente de datos. El término estable simplemente significa que el elemento particular es químicamente estable. Por ejemplo, en el estado estándar, las formas estables de Hidrógeno, oxígeno y nitrógeno son  $H_2$ ,  $O_2$  y  $N_2$ , y no las formas monoatómicas H, O y N, respectivamente.

La entalpía molar de un compuesto en el estado estándar equivale a su *entalpía de formación*, simbolizada aquí como  $h_f^{\circ}$ . La entalpía de formación es la energía liberada o absorbida cuando se forma el compuesto a partir de estos elementos, estando el compuesto y los elementos a  $T_{ref}$  y  $P_{ref}$ . La entalpía de formación se podría determinar por la aplicación de procedimientos de termodinámica estadística usando datos espectroscópicos, o también midiendo la transferencia de calor en una reacción en la cual el compuesto se forme desde los elementos estables a una temperatura y presión de referencia. El anexo D entrega los valores de entalpía de formación de varias sustancias a 298K y 1atm. La entalpía molar de una sustancia en un estado que no sea el estándar se logra agregando el cambio de entalpía molar  $\Delta h$  entre el estado estándar y el estado de interés a la entalpía de formación:

$$\bar{h}(T, P) = \bar{h}_f^{\circ} + [\bar{h}(T, P) - \bar{h}(T_{ref}, P_{ref})] = \bar{h}_f^{\circ} + \Delta \bar{h}$$

Universidad del BíoBío  
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

La entalpía de una sustancia está compuesta por  $h^{\circ}_f$ , asociada con la formación de la sustancia desde los elementos estables, y  $\Delta h$ , asociada con un cambio de estado a composición constante. Un dato escogido arbitrariamente puede usarse para determinar  $\Delta h$ , dado que es una *diferencia* a composición constante. De acuerdo a esto,  $\Delta h$  puede ser evaluada desde fuentes tales como las tablas de vapor o las tablas de gas ideal.

La entalpía de la combustión, es la diferencia entre la entalpía de los productos y la entalpía de los reactantes, cuando ocurre la combustión completa y ambos compuestos y reactantes están a la misma presión y temperatura. Para los combustibles hidrocarburos la entalpía de la combustión es de un valor negativo dado que la energía química interna es liberada en la reacción. El poder calorífico más alto se obtiene cuando toda el agua formada por la combustión está como líquido: el valor más bajo se obtiene cuando la totalidad del agua formada por la combustión está como vapor. El valor calorífico más alto supera o excede al valor más bajo por la energía que se requeriría para vaporizar el agua líquida formada a una temperatura específica.

En ausencia de trabajo  $W$  y efectos de energía potencial y cinética apreciables, la energía liberada de la combustión se transfiere en dos formas: la energía acompañando la salida de los productos de la combustión y la transferencia de calor. La temperatura que se lograría por los productos en el límite de la operación adiabática es la *llama adiabática* o temperatura de *combustión adiabática*.

Para un combustible, temperatura y presión de los reactantes específica. La llama adiabática *máxima* es lograda por la combustión completa con la cantidad teórica de aire. El valor medido de la temperatura de los productos de la combustión podría ser varios cientos de grados por debajo de la temperatura máxima calculada para la llama adiabática, esto ocurre por varias razones, entre las cuales podemos destacar las siguientes: (1) la pérdida de calor se puede reducir pero no eliminar; (2) una vez que se ha entregado la cantidad adecuada de oxígeno para permitir la combustión completa, hacer entrar más aire diluye los productos de la combustión, bajando la temperatura; (3) la combustión incompleta tiende a reducir la temperatura de los productos; (4) como resultado de las altas temperaturas

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

alcanzadas, algunos de los productos de la combustión se podrían disociar. Las reacciones endotérmicas de disociación también bajan la temperatura de los productos.

### 3.2.2.8.2.- ENTROPÍA ABSOLUTA

Un dato común para asignar valores de entropía a sustancias involucradas en reacciones químicas se logra a través de la *tercera ley* de la termodinámica, la cual se basa en observaciones experimentales obtenidas primariamente de estudios de reacciones químicas a bajas temperaturas y mediciones específicas de calor a temperaturas cercanas al cero absoluto. La tercera ley establece que la entropía de una sustancia pura cristalina es cero a la temperatura de cero absoluto, 0 K. Las sustancias que no tengan una estructura pura y cristalina tienen un valor de entropía distinto al cero a temperatura de cero absoluto.

La tercera ley entrega datos relativos a los cuales la entropía de cada sustancia que participe de la reacción puede ser evaluada. La entropía relativa a este dato se llama la entropía *absoluta*. El cambio en la entropía de una sustancia entre el cero absoluto y cualquier otro estado dado se puede determinar de las mediciones de transferencia de energía y datos específicos de calor o de procedimientos basados en datos estadísticos termodinámicos y datos moleculares observados.

Cuando la entropía absoluta es conocida a presión  $P_{REF}$  y temperatura T, la entropía absoluta a la misma temperatura y a cualquier presión P se puede encontrar a partir de la siguiente expresión:

$$\bar{s}(T, P) = \bar{s}(T, P_{ref}) + [\bar{s}(T, P) - \bar{s}(T, P_{ref})]$$



### 3.2.2.8.3.- FUNCIÓN DE FORMACIÓN DE GIBBS.

Paralelamente siguiendo el acercamiento usado para la entalpía, se asigna un valor cero a la función de Gibbs de cada elemento estable a su estado estándar. La *función de formación de Gibbs* de un compuesto equivale al cambio en la función de Gibbs para la reacción en la cual el compuesto se forma de sus elementos estables. El anexo D entrega los datos de la función de formación de Gibbs para varias sustancias a 298K y 1atm.

La función de Gibbs en un estado distinto que el standard se encuentra agregando a la función de formación el cambio en la función de Gibbs específica  $\Delta g$  entre el estado estándar y el estado de interés.

$$\bar{g}(T.P) = \bar{g}_f^o + [\bar{g}(T.P) - \bar{g}(T_{ref}, P_{ref})] = \bar{g}_f^o + \Delta \bar{g}$$

Donde

$$\Delta \bar{g} = [\bar{h}(T.P) - \bar{h}(T_{ref}, P_{ref})] - [T\bar{s}(T.P) - T_{ref}\bar{s}(T_{ref}, P_{ref})]$$

Mediante esta función es posible determinar las energías involucradas en el proceso de disociación que ocurre durante la combustión del carbón, la cual depende netamente de la temperatura y presión de la reacción química.

## Capítulo N° 4: Condiciones de diseño y balance nominal de combustión.

### 4.1.- Condiciones de diseño.

La caldera en estudio posee la más moderna tecnología de lechos fluidizados circulantes, la cual permite quemar combustibles de diferentes tipos y niveles de azufre; para este caso, el combustible de diseño es el petcoke, cuyo análisis elemental e inmediato se muestra a continuación:

**Tabla 4.1: Análisis inmediato y elemental del combustible de diseño (petcoke).**

Análisis Inmediato	
Elemento	%
Humedad	10
Materia Volatil	8,62
Carbono	81,11
Ceniza	0,27
<b>Total</b>	<b>100</b>

Análisis Elemental	
Elemento	%
Carbono	81,11
Hidrógeno	2,70
Azufre	3,41
Nitrogeno	1,43
Oxigeno	1,08
humedad	10,00
Ceniza	0,27
<b>Total</b>	<b>100</b>

Fuente: Universidad de Concepción

Los datos nominales de operación se representan en la tabla 5.2, en la cual se describen los distintos estados del ciclo y sus correspondientes propiedades termodinámicas. Para comprender las etapas del ciclo de vapor de la planta es necesario ver el diagrama de flujo de procesos, el cual se encuentra detallado en el anexo A.

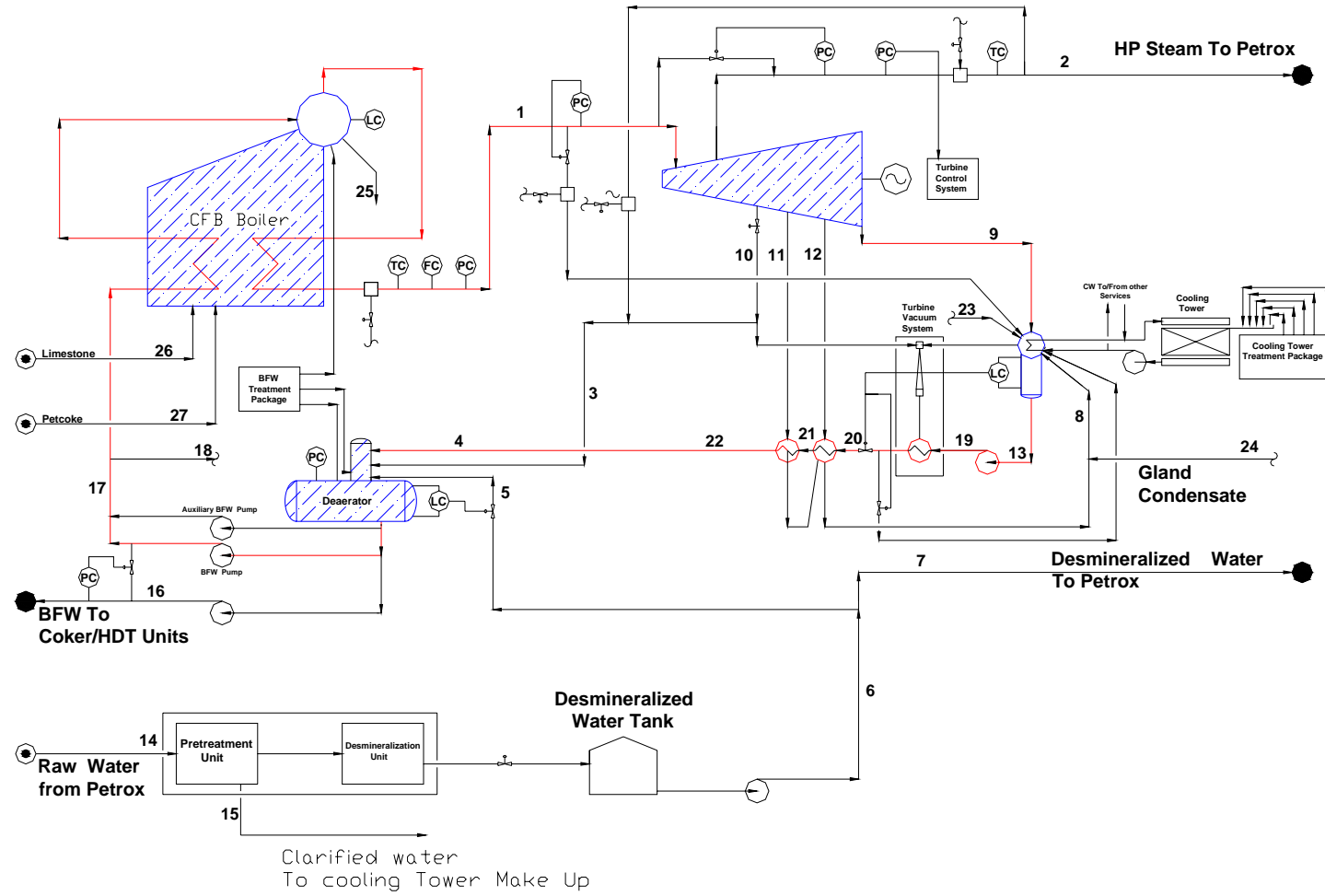
**Tabla 4.2: Valores de diseño para el ciclo de vapor.**

<b>Etapas</b>	<b>Estado</b>	<b>Temperatura ° C</b>	<b>Presión kg/cm2</b>	<b>Flujo kg/h</b>	<b>Entalpía kcal/kg</b>
1	Vapor	540	106,5	243099	830,2
2	Vapor	400	49,03	26000	765,9
3	Vapor	177,7	4,785	23556	671,8
4	Condensado	102,8	3,7	194420	103
5	Liquido	15	3,7	41176	15
6	Liquido	15	8,4	105676	15
7	Liquido	15	8,4	64500	15
8	Condensado	44,7	0,541	22752	44,7
9	Vapor Humedo	37,1	0,0642	170371	536,9
10	Vapor	177,7	4,785	23977	671,8
11	Vapor	107,1	1,3246	8300	622,7
12	Vapor	84,1	0,5695	13864	596,3
13	Condensado	37,1	0,0642	194420	37,1
14	Liquido	15	3,2	384556	15
15	Liquido	15	xxx	278880	15
16	Liquido	140	16,5	12745	140,4
17	Liquido	142,3	142,5	246408	142,7
18	Liquido	142,3	142,5	878	142,7
19	Condensado	37,2	8,79	194420	37,2
20	Condensado	39	xxx	194420	39
21	Condensado	80,1	xxx	194420	79,9
22	Condensado	102,8	xxx	194420	102,9
23	Vapor	37,1	0,0642	1296	822,7
24	Condensado	100	xxx	166	100
25	Liquido	xxx	xxx	2310	xxx
26	Solido	xxx	xxx	5616	xxx
27	Solido	xxx	xxx	24768	xxx

Fuente: Empresa en estudio

Nota: Las etapas 26 y 27, representan el consumo nominal de caliza y combustible (petcoke) respectivamente, de la caldera de lecho fluidizado circulante.

## Esquema del proceso de generación de vapor:



## 4.2.- Balance nominal de combustión.

Para evaluar el proceso de combustión de la caldera de lecho fluidizado circulante se debe realizar un balance teórico utilizando las condiciones de diseño del equipo, por lo que será necesario recurrir a la información definida en el capítulo 4, (tabla 4.1: Análisis inmediato y elemental del combustible de diseño).

Se debe considerar que dicha tabla se encuentra representada tal como se quema (c.s.q.), por lo cual es necesario efectuar una mínima modificación para que esta quede representada en (c.s.q.) sin cenizas.

**Tabla 4.3: Análisis elemental del combustible sin cenizas.**

<b>Análisis Elemental</b>	
<b>Elemento</b>	<b>%</b>
Carbón	81,33
Hidrógeno	2,71
Azufre	3,42
Nitrógeno	1,43
Oxígeno	1,08
humedad	10,03
Ceniza	0,00
<b>Total</b>	<b>100</b>

Fuente: Elaboración propia

Además se debe señalar que para realizar el balance nominal de combustión se consideraran los siguientes parámetros:

- Temperatura de aire atmosférico: 10°C
- Humedad relativa: 70%
- Porcentaje de carbón no quemado: 1%
- Exceso de aire: 15%

Universidad del BíoBío  
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

Luego de considerar los parámetros anteriores, se procederá a utilizar la metodología representada en el capítulo: 3.2.2.6.- Balance de combustión de un combustible sólido. De esta manera los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.4

**Tabla 4.4: Balance nominal de combustión.**

Combustible					Productos de la Combustion				
Elemento	%	PM	kmol / kg comb	O2 kmol / kg comb	CO2	SO2	H2O	N2	Exceso Aire
C	81,33%	12	0,0671	0,0671	0,06710				
H2	2,71%	2	0,0135	0,0068			0,01354		
S	3,42%	32	0,0011	0,0011		0,00107			
O2	1,08%	32	0,0003	-0,0003					
H2O	10,03%	18	0,0056				0,00557		
N2	1,43%	28	0,0005					0,00051	
100									
<b>Aire</b>									
O2				0,0746					
N2				0,2805				0,28048	
H2O				0,0035			0,00350		
Exceso	%	15%		0,0533					0,05326
<b>Total de Aire</b>									
			0,4118 kmol / kgc		<b>0,06710</b>	<b>0,00078</b>	<b>0,02261</b>	<b>0,28099</b>	<b>0,05326</b>
			11,9433 kg aire / kgc						

De los cálculos realizados se observa que la cantidad de aire necesario para la combustión de un kilogramo de petcoke (según valores de diseño) es:

$$Total\_aire = 0.4118 \frac{kmol_{Aire}}{kg_{Combustible}} \quad \text{o} \quad Total\_aire = 11.9433 \frac{kg_{Aire}}{kg_{Combustible}}$$

De la misma manera podemos deducir la composición de los gases generados en el proceso de combustión, los cuales se detallan en la tabla 4.5:

**Tabla 4.5: Composición de los gases de combustión.**

Gases de la Combustion	PM	kmol / kg comb	kg / kg comb
CO2	44	0,0671	2,9523
H2O	18	0,0226	0,4070
N2	28	0,2810	7,8677
SO2	64	0,0008	0,0496
Aire	29	0,0533	1,5446

## Capítulo N° 5: condiciones reales de combustión y desarrollo de la investigación.

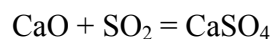
### 5.1.- Condiciones reales de combustión.

Las calderas de lecho fluidizado circulante, en las cuales tienen un proceso de absorción del azufre como medida para restringir las emisiones de SO<sub>2</sub> presentan dentro de su funcionamiento a nivel químico dos reacciones fundamentales: primero la reacción de combustión propiamente tal, en donde el combustible, en este caso pet coke, interactúa con el oxígeno del aire para producir calor y gases residuales; por otro lado esta la reacción química de sulfatación que permite absorber en una gran parte el óxido sulfuroso SO<sub>2</sub> mediante la inyección de caliza CaCO<sub>3</sub>, ambos procesos serán analizados cuantitativamente de forma conjunta a continuación,

El proceso de combustión en general consiste en quemar un combustible en presencia de aire y obtener calor y gases como productos, esto queda representado con la siguiente expresión:



El proceso de sulfatación se puede expresar matemáticamente por dos ecuaciones muy simples:



Para ambas reacciones se realiza el correspondiente balance el cual nos permite determinar los productos de cada una de las ecuaciones.

$$(a_1 + a_2 + a_3 + a_4 + a_5 + a_6) + b(\text{O}_2 + 3.76\text{N}_2) = c \text{CO}_2 + d\text{CO} + e\text{H}_2\text{O} + f\text{N}_2 + g\text{O}_2 + i\text{NO} + j\text{SO}_2 \quad (\text{ecuacion N}^\circ 1)$$

$$(R_{\text{Ca/s}}) j \text{CaO} + j\text{SO}_2 + g\text{O}_2 = b_1 \text{CaSO}_4 + b_2 \text{CaO} + b_3 \text{O}_2 \quad (\text{ecuacion N}^\circ 2)$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

A partir del análisis gravimétrico del combustible sin cenizas ( $a_{\text{Carbón}}$ ,  $a_{\text{Hidrogeno}}$ ,  $a_{\text{Azufre}}$ ,  $a_{\text{Oxigeno}}$ ,  $a_{\text{Agua}}$ ,  $a_{\text{Nitrógeno}}$ .) obtenemos los valores para las variables  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$ ,  $a_4$ ,  $a_5$ ,  $a_6$  con las siguientes expresiones: ( $c_2$  representa el carbón no quemado)

Carbón real utilizado: 
$$c_1 = a_{\text{Carbón}} * \left[ 1 - \frac{c_2}{100} \right] \quad c_2 = \text{carbono no quemado}$$

Carbón: 
$$a_1 = \frac{c_1}{100 * PM_{\text{Carbón}}} = 0.06778 \quad \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}_{\text{Combustible}}} \right]$$

Hidrógeno: 
$$a_2 = \frac{a_{\text{Hidrogeno}}}{100 * PM_{\text{Hidrogeno}}} = 0.01355 \quad \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}_{\text{Combustible}}} \right]$$

Azufre: 
$$a_3 = \frac{a_{\text{Azufre}}}{100 * PM_{\text{Azufre}}} = 0.001069 \quad \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}_{\text{Combustible}}} \right]$$

Oxígeno: 
$$a_4 = \frac{a_{\text{Oxigeno}}}{100 * PM_{\text{Oxigeno}}} = 0.0003375 \quad \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}_{\text{Combustible}}} \right]$$

Agua: 
$$a_5 = \frac{a_{\text{Agua}}}{100 * PM_{\text{Agua}}} = 0.005572 \quad \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}_{\text{Combustible}}} \right]$$

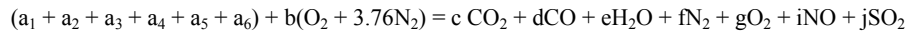
Nitrógeno: 
$$a_6 = \frac{a_{\text{Nitrógeno}}}{100 * PM_{\text{Nitrógeno}}} = 0.0005107 \quad \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{kg}_{\text{Combustible}}} \right]$$

Las variables calculadas representan los moles de cada elemento por kg de combustible, conocidos estos datos, se proseguirá con los sistemas de ecuaciones para balancear la ecuación química n°1



### 5.1.1: Reacción de combustión

Ecuación química para la reacción de combustión.



Sistema de ecuaciones

Balance de carbono:

$$a_1 - c - d = 0$$

Balance de hidrógeno:

$$a_2 - e = 0$$

Balance de azufre:

$$a_3 - j = 0$$

Balance de oxígeno

$$a_4 + b - c - \frac{d}{2} - \frac{e}{2} - g - \frac{i}{2} - j = 0$$

Balance de nitrógeno:

$$a_6 + 3.76b - f - \frac{i}{2} = 0$$

Humedad total:

$$w_{Total} = a_2 + a_5 + a_7$$

Oxígeno estequiométrico:

$$a_{Stoic} = a_1 + \frac{a_2}{2} + a_3 - a_4$$

Oxígeno total considerando 15% de exceso de aire:

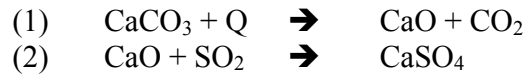
$$b = a_{Stoic} \left[ 1 + \frac{e_{aire}}{100} \right]$$

Universidad del BíoBío

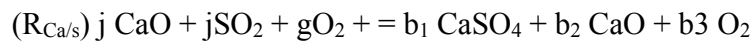
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**5.1.2: Reacción de sulfatación.**

Ecuación química para la reacción de sulfatación.



Como la ecuación (1) se encuentra balanceada, podemos afirmar que de un mol de caliza ( $\text{CaCO}_3$ ) se obtendrán un mol de óxido de calcio ( $\text{CaO}$ ) y un mol de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ); para analizar la reacción que ocurre en la ecuación número (2) se debe hacer el siguiente balance químico:



Los valores correspondientes a las variables “j” y “g” se obtienen del balance químico de la reacción de combustión; la relación de calcio azufre ( $R_{\text{Ca/s}}$ ) es asignada como dato de entrada con un valor para este caso en particular de dos ( $(R_{\text{Ca/s}})=2$ ), conocidos estos datos se realizará el sistema de ecuaciones correspondiente para esta reacción química:

Balance de calcio:

$$b_2 = R_{\text{Ca/s}} * j - j$$

Balance de azufre:

$$b_1 = j$$

Balance de oxígeno:

$$\frac{R_{\text{Ca/O}_2} * j}{2} + j + g - 2b_1 - \frac{b_2}{2} - b_3 = 0$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

### 5.1.3: Desarrollo

Para completar estos balances químicos se deben fijar las condiciones ambientales necesarias para conocer las propiedades de estado del aire, las cuales se fijan a continuación:

Temperatura del aire ambiente:	$T_1$	= 10	[°c]
Presión atmosférica:	$P_{atm}$	= 101	[kPa]
Humedad relativa:	$\phi$	= 70	[%]

Fijados los datos concernientes al aire se procede a calcular su presión de saturación, la cual esta definida por la siguiente expresión matemática. Y nos permite calcular la cantidad de vapor de agua ( $a_7$ ) que contiene el aire húmedo a la presión, temperatura y humedad relativa del aire fijadas anteriormente:

$$P_{sat} = \frac{1.05738 * 10^8 * e^{\left[-\left[\frac{3928.5}{T_1 + 231.667}\right]\right]}}{51.699226} * 6.89 = 1.228 [kPa]$$

Entonces:

$$a_7 = \left[ \left( \frac{\frac{\Phi}{100} * P_{sat}}{P_{atm} - \frac{\Phi}{100} * P_{sat}} \right) * 4.76 * a_{Stoic} \right] * \left[ 1 + \frac{e_{Aire}}{100} \right] = 0.003537 [kmol]$$

Con todos los datos antes mencionados, se realiza el desarrollo del sistema de ecuaciones para determinar la cantidad de productos de la combustión, tomando en cuenta todos los reactivos involucrados en dicho proceso. Los productos considerando sólidos y gases serán mencionados a continuación:

La cantidad necesaria de Ca para absorber la totalidad del azufre liberado por el combustible durante el proceso de combustión queda dado de la siguiente manera, de la ecuación (2) del capítulo 6.1.2 se puede decir que para un mol de azufre se requiere un mol de Ca para completar la reacción de sulfatación, es decir, que por cada mol de azufre se

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

necesitará un mol de caliza; como en el proceso real, la relación calcio azufre está impuesta con un valor de dos, por lo que podemos decir que por cada mol de azufre se inyectarán 2 moles de Ca, de esta manera podemos determinar:

Cantidad necesaria de Ca para la reacción de sulfatación:

$$b_{Ca} = R_{Ca/S} * j$$

$$b_{Ca} = 0.002138 \quad \left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$$

Cantidad necesaria de caliza para la reacción de sulfatación:

$$b_{CaCO_3} = b_{Ca}$$

$$b_{CaCO_3} = 0.002138 \quad \left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$$

$$b_{CaCO_3} = 0.2138 \quad \left[ \frac{kg_{CaCO_3}}{kg_{Comb}} \right]$$

Cantidad de CO<sub>2</sub> liberado en la reacción de sulfatación:

$$b_{CO_2} = b_{CaO}$$

$$b_{CO_2} = 0.001069 \quad \left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$$

Cantidad de O<sub>2</sub> liberado en la reacción de sulfatación:

$$b_{O_2} = b_3$$

$$b_{O_2} = 0.01075 \quad \left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$$

Cantidad de CaO remanente en el sistema

$$b_{CaO} = R_{Ca/S} * j - j$$

$$b_{CaO} = 0.001069 \quad \left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$$

Cantidad de CaSO<sub>4</sub> formado en la reacción de sulfatación:

$$b_{CaSO_4} = b_1$$

$$b_{CaSO_4} = 0.001069 \quad \left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

El dióxido de carbono entregado en los resultados considera el obtenido mediante la reacción de oxidación producida por el elemento carbono del combustible mas el dióxido de carbono liberado por la caliza durante el proceso de sulfatación. El cual está definido por:

Total de CO <sub>2</sub> :	$T_{CO_2} = c + b_{CO_2}$	
	$T_{CO_2} = 0.06796$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de CO:	$T_{CO} = d$	
	$T_{CO} = 3.883 * 10^{-09}$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de H <sub>2</sub> O:	$T_{H_2O} = W_{total}$	
	$T_{H_2O} = 0.02262$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de N <sub>2</sub> :	$T_{N_2} = f$	
	$T_{N_2} = 0.3222$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de O <sub>2</sub> :	$T_{O_2} = b_3$	
	$T_{O_2} = 0.01061$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de NO:	$T_{NO} = i$	
	$T_{NO} = 0.0000248$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de CaSO <sub>4</sub> :	$T_{CaSO_4} = b_1$	
	$T_{CaSO_4} = 0.001069$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$
Total de CaO:	$T_{CaO} = b_{CaO}$	
	$T_{CaO} = 0.001069$	$\left[ \frac{kmol}{kg_{Comb}} \right]$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Para determinar los gases producidos durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho, utilizaremos la función de Gibbs, la cual utiliza las entalpías de formación para proporcionar las concentraciones de NO y CO en los gases de escape de la caldera. Las cuales serán determinadas a continuación.

Función de Gibbs está definida por la siguiente expresión:

$$Gibbs = h[gas; T = T] - T * s[gas; T = T; P = P_{ref}]$$

Total de moles en los gases de escape:

$$n_{Total} = c + b_{CO_2} + d + W_{total} + f + b_3 + i = 0.4234[kmol]$$

Fracciones molares.

$$CO_2 \quad Y_{CO_2} = \frac{c + b_{CO_2}}{n_{Total}} = 0.1605$$

$$CO \quad Y_{CO} = \frac{d}{n_{Total}} = 9.17 * 10^{-09}$$

$$N_2 \quad Y_{N_2} = \frac{f}{n_{Total}} = 0.761$$

$$NO \quad Y_{NO} = \frac{i}{n_{Total}} = 0.00005856$$

$$O_2 \quad Y_{O_2} = \frac{b_3}{n_{Total}} = 0.02507$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Energía libre de Gibbs para T=1173 [K] y presión de 1 [bar]; P<sub>ref</sub> = 1[bar]

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \quad g_{\text{CO}_2}^O &= \text{Gibbs}["\text{CO}_2"; T; P_{ref}] \\ g_{\text{CO}_2}^O &= -676622 \quad \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO} \quad g_{\text{CO}}^O &= \text{Gibbs}["\text{CO}"; T; P_{ref}] \\ g_{\text{CO}}^O &= -364308 \quad \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 \quad g_{\text{N}_2}^O &= \text{Gibbs}["\text{N}_2"; T; P_{ref}] \\ g_{\text{N}_2}^O &= -246538 \quad \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NO} \quad g_{\text{NO}}^O &= \text{Gibbs}["\text{NO}"; T; P_{ref}] \\ g_{\text{NO}}^O &= -179227 \quad \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \quad g_{\text{O}_2}^O &= \text{Gibbs}["\text{O}_2"; T; P_{ref}] \\ g_{\text{O}_2}^O &= -263382 \quad \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] \end{aligned}$$

Energía libre de Gibbs para la reacción CO-CO<sub>2</sub>

$$\Delta G_1^O = 0.5 * g_{\text{O}_2}^O + g_{\text{CO}}^O - g_{\text{CO}_2}^O$$

Donde:  $\Delta G_1^O = -R * T * \ln[K_1]$  ley de conservación de masa.

$R = 8.314$  Constante universal de gases.

$$K_1 = Y_{\text{CO}} * \frac{\sqrt{Y_{\text{O}_2} * \frac{P}{P_{ref}}}}{Y_{\text{CO}_2}} \quad \text{Constante de equilibrio.}$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Energía libre de Gibbs para la reacción N<sub>2</sub>-O<sub>2</sub>

$$\Delta G_2^O = 2 * g_{NO}^O - g_{O_2}^O - g_{N_2}^O$$

Donde:  $\Delta G_2^O = -R * T * \ln[K_2]$  ley de conservación de masa.

$$K_2 = \frac{Y_{NO}^2}{Y_{O_2} * Y_{N_2}} \quad \text{Constante de equilibrio.}$$

Mediante la iteración de este sistema de ecuaciones, nos permite calcular las concentraciones de cada gas que compone la corriente de gases de la caldera en función de la temperatura del lecho, esto queda expresado de forma clara en la tabla 5.1.5.a y en el gráfico 5.1.5.b.



Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

### 5.1.4: Balance energético de combustión

El balance energético de combustión para este caso en particular queda definido por la siguiente expresión:

$$\text{Energía reactivos} = \text{Energía de los productos} + \text{calor útil} \quad (\text{ecuación: 5.1.4.a})$$

Para realizar dicho balance se debe tener en cuenta las siguientes variables que intervienen en el proceso:

Poder calorífico inferior del combustible:

$$P_{ci} = 35617.8 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

Poder calorífico del elemento carbono cuando pasa a CO<sub>2</sub>:

$$P_{Cc} = 34053 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

Poder calorífico real:

$$PCI = P_{ci} - \frac{c_2}{100} * P_{Cc}$$

$$PCI = 35175 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

Entalpía del aire a T = 20 °C

$$h_a = 3501 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right]$$

Temperatura del combustible:

$$T_{comb} = 283 [K]$$

Calor específico del combustible:

$$c_c = 1.26 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \right]$$

Entalpía del combustible:

$$h_{Comb} = 356.6 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Relación aire combustible:

$$R_{AireComb} = a_{stoic} PM_{O_2} + 3.76a_{stoic} PM_{N_2} + a_7 PM_{H_2O} + 4.76a_{stoic} \frac{e_{aire}}{100} PM_{aire}$$

$$R_{Airecomb} = 11.82 \left[ \frac{kg_{aire}}{kg_{comb}} \right]$$

Ya definidos los datos se procede a calcular los términos de la ecuación 6.1.4.a

Energía de los reactivos está definida por la siguiente expresión matemática:

$$E_{reactivos} = \frac{R_{AireComb}}{PM_{Aire}} h_a + h_{Comb} + PCI$$

$$E_{reactivos} = 36960 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

Para la energía de los productos, se tienen las cantidades de cada gas en la corriente de gases y además su temperatura de salida en la chimenea ( $t = 160 \text{ }^\circ\text{C}$ ) por ende solo queda calcular las entalpías correspondientes a cada uno de ellos. La expresión que define la entalpía de cada uno de los gases de combustión se describe a continuación:

$$E_{Pr oductos} = E_{CO_2} + E_{CO} + E_{N_2} + E_{O_2} + E_{NO} + E_{H_2O} + E_{reacCO}$$

En donde:

$$E_{CO_2} = T_{CO_2} * h_{CO_2} [t = 160] = 427.4 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$E_{CO} = T_{CO} * h_{CO} [t = 160] = 0.00001814 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$E_{N_2} = T_{N_2} * h_{N_2} [t = 160] = 1504 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$E_{O_2} = T_{O_2} * h_{O_2} [t = 160] = 50.57 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$E_{NO} = T_{NO} * h_{NO} [t = 160] = 0.1187 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$E_{H_2O} = T_{H_2O} * h_{H_2O} [t = 160] = 122.9 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

$$E_{reacCO} = T_{CO} * 10640 * PM_{CO} = 0.001157 \left[ \frac{kJ}{kg} \right]$$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Definidos los valores para cada variable calculamos la energía total de los productos de la combustión. Entonces:

$$E_{\text{Pr oductos}} = 2105 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

Conocido este valor se puede afirmar que el calor entregado al sistema para la generación de vapor es el siguiente:

$$E_{\text{reactivos}} = \text{Calor} + E_{\text{Pr oductos}}$$

$$\text{Calor} = E_{\text{reactivos}} - E_{\text{Pr oductos}}$$

$$\text{Calor} = 34855 \left[ \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$$

De igual forma podemos calcular los rendimientos de la caldera y de combustión de este proceso mediante las siguientes expresiones matemáticas:

Rendimiento de la caldera:

$$\mu_{\text{Caldera}} = \frac{\text{Calor}}{E_{\text{reactivos}}} 100 = 94.3\%$$

Rendimiento de combustión:

$$\mu_{\text{Combustion}} = \left[ \frac{Pci - c_2 \frac{PCc}{100}}{Pci} \right] * 100 = 98.76\%$$

### 5.1.5. Gráficos y tablas paramétricas basados en programa EES

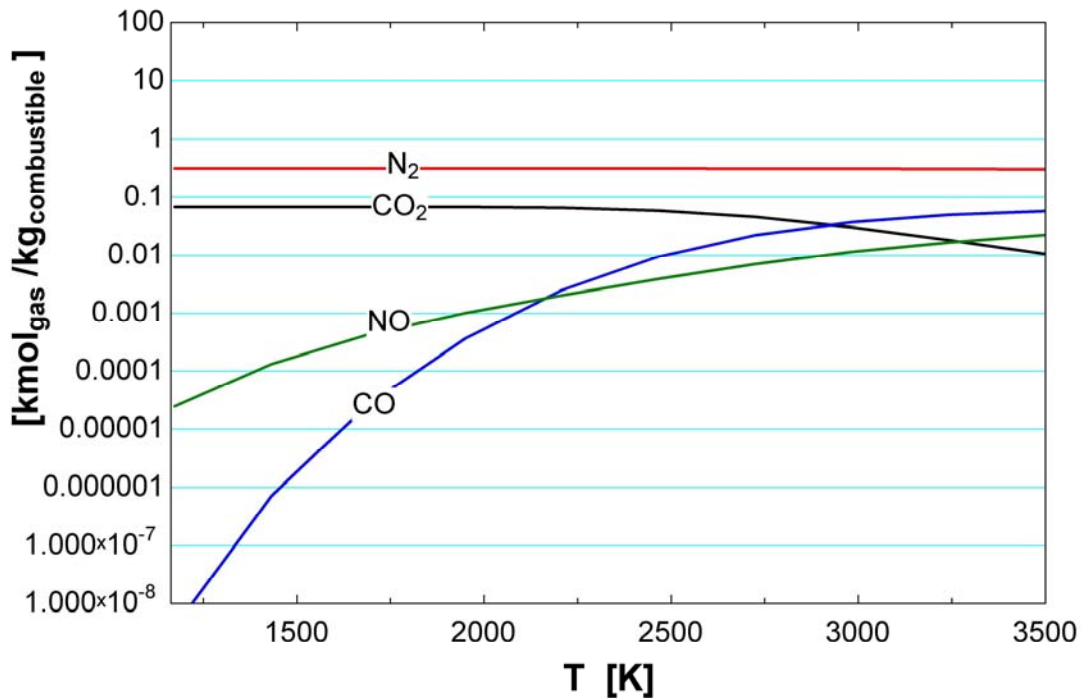
Desarrollado el sistema de ecuación que regula el proceso de combustión de la caldera de lecho fluidizado circulante, se procede a parametrizar las variables de mayor importancia con el fin de ver su efecto sobre el funcionamiento del sistema, esto se realiza mediante el uso del programa computacional EES (Engineering Equation Solver).

**Tabla 5.1: Formación de los gases de combustión en función de la temperatura del lecho.**

Temperatura [K]	Aire [kmol/kgc]	CO2 [kmol/kgc]	CO [kmol/kgc]	H2O [kmol/kgc]	N2 [kmol/kgc]	NO [kmol/kgc]	O2 [kmol/kgc]	SO2 [kmol/kgc]
1173	0,08657	0,06884	3,93E-09	0,02266	0,326	0,0000251	0,01075	0,001069
1432	0,08657	0,06884	7,24E-07	0,02266	0,326	0,0001345	0,01069	0,001069
1690	0,08657	0,06882	0,00002668	0,02266	0,3258	0,0004292	0,01056	0,001069
1949	0,08657	0,06847	0,0003716	0,02266	0,3255	0,001006	0,01044	0,001069
2207	0,08657	0,06624	0,002601	0,02266	0,325	0,001994	0,01106	0,001069
2466	0,08657	0,05882	0,01003	0,02266	0,3242	0,003747	0,0139	0,001069
2724	0,08657	0,04524	0,0236	0,02266	0,3227	0,006684	0,01922	0,001069
2983	0,08657	0,02973	0,03911	0,02266	0,3207	0,01073	0,02495	0,001069
3241	0,08657	0,01739	0,05146	0,02266	0,3184	0,01535	0,02881	0,001069
3500	0,08657	0,009709	0,05914	0,02266	0,316	0,02006	0,0303	0,001069

Fuente: EES

**Gráfico 5.1: Gases producidos en función de la temperatura del lecho.**



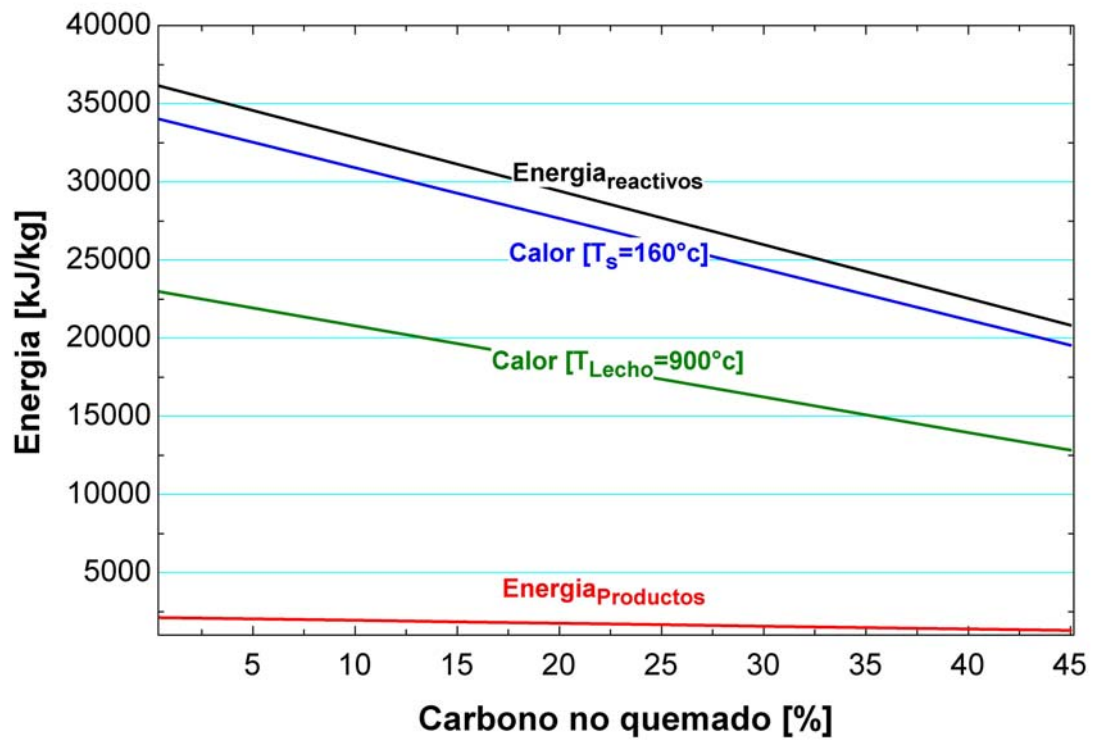
Universidad del BíoBío  
 Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.2: Energías de reactivos y productos en función del carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	E reactivos [kJ/kgc]	E util Ts=160 [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera %	μ combustión %	Calor (Th=900 °c) [kJ/kgc]
0	37420	35290	2129	94,31	100	24192
5	35652	33616	2036	94,29	95,22	23003
10	33884	31941	1943	94,26	90,44	21814
15	32117	30266	1850	94,24	85,66	20625
20	30349	28591	1757	94,21	80,88	19436
25	28581	26917	1664	94,18	76,1	18247
30	26813	25242	1571	94,14	71,32	17058
35	25046	23567	1478	94,1	66,54	15869
40	23278	21893	1385	94,05	61,76	14680
45	21510	20218	1292	93,99	56,98	13492

Fuente: EES

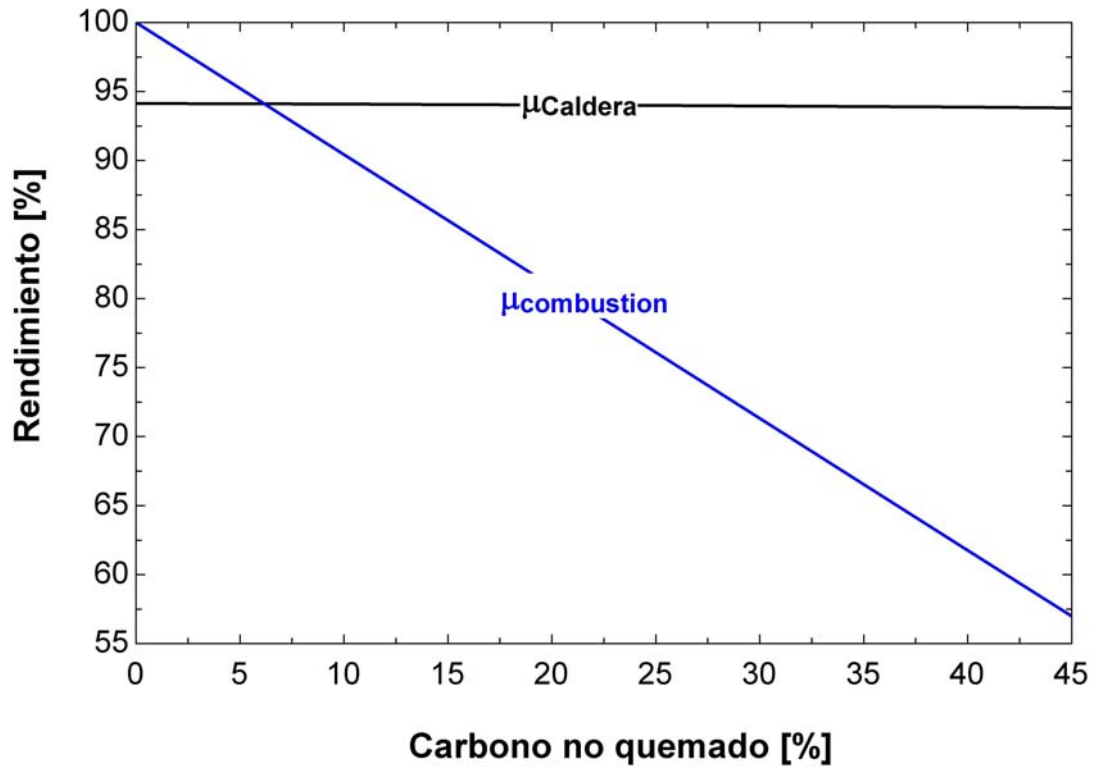
**Grafico 5.2: Energías de reactivos y productos en función del carbono no quemado.**



Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Grafico 5.3: Rendimiento de la caldera y de combustión en función del carbono no quemado.**



**Tabla 5.3: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 0% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
0	1173	37420	35290	2129	94,31	100
0	1432	37420	35290	2130	94,31	100
0	1690	37420	35282	2137	94,29	100
0	1949	37420	35179	2241	94,01	100
0	2207	37420	34513	2907	92,23	100
0	2466	37420	32294	5126	86,3	100
0	2724	37420	28238	9181	75,46	100
0	2983	37420	23603	13817	63,08	100
0	3241	37420	19915	17505	53,22	100
0	3500	37420	17620	19800	47,09	100

Fuente: EES

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.4: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 5% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
5	1173	35652	33616	2036	94,29	95,22
5	1432	35652	33615	2037	94,29	95,22
5	1690	35652	33608	2044	94,27	95,22
5	1949	35652	33510	2142	93,99	95,22
5	2207	35652	32875	2777	92,21	95,22
5	2466	35652	30762	4890	86,28	95,22
5	2724	35652	26901	8751	75,46	95,22
5	2983	35652	22493	13159	63,09	95,22
5	3241	35652	18988	16664	53,26	95,22
5	3500	35652	16809	18843	47,15	95,22

Fuente: EES

**Tabla 5.5: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 10% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
10	1173	33884	31941	1943	94,26	90,44
10	1432	33884	31941	1944	94,26	90,44
10	1690	33884	31934	1951	94,24	90,44
10	1949	33884	31840	2044	93,97	90,44
10	2207	33884	31237	2647	92,19	90,44
10	2466	33884	29230	4655	86,26	90,44
10	2724	33884	25565	8320	75,45	90,44
10	2983	33884	21382	12502	63,1	90,44
10	3241	33884	18061	15823	53,3	90,44
10	3500	33884	15998	17886	47,21	90,44

Fuente: EES

**Tabla 5.6: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 15% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
15	1173	32117	30266	1850	94,24	85,66
15	1432	32117	30266	1851	94,24	85,66
15	1690	32117	30259	1857	94,22	85,66
15	1949	32117	30171	1946	93,94	85,66
15	2207	32117	29599	2517	92,16	85,66
15	2466	32117	27698	4419	86,24	85,66
15	2724	32117	24228	7889	75,44	85,66
15	2983	32117	20272	11844	63,12	85,66
15	3241	32117	17134	14982	53,35	85,66
15	3500	32117	15187	16930	47,29	85,66

Fuente: EES

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.7: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 20% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
20	1173	30349	28591	1757	94,21	80,88
20	1432	30349	28591	1758	94,21	80,88
20	1690	30349	28585	1764	94,19	80,88
20	1949	30349	28501	1847	93,91	80,88
20	2207	30349	27962	2387	92,13	80,88
20	2466	30349	26166	4183	86,22	80,88
20	2724	30349	22891	7458	75,43	80,88
20	2983	30349	19162	11187	63,14	80,88
20	3241	30349	16208	14141	53,4	80,88
20	3500	30349	14376	15973	47,37	80,88

Fuente: EES

**Tabla 5.8: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 25% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
25	1173	28581	26917	1664	94,18	76,1
25	1432	28581	26917	1665	94,18	76,1
25	1690	28581	26911	1671	94,16	76,1
25	1949	28581	26832	1749	93,88	76,1
25	2207	28581	26324	2257	92,1	76,1
25	2466	28581	24634	3947	86,19	76,1
25	2724	28581	21555	7026	75,42	76,1
25	2983	28581	18052	10529	63,16	76,1
25	3241	28581	15281	13300	53,47	76,1
25	3500	28581	13565	15016	47,46	76,1

Fuente: EES

**Tabla 5.9: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 30% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
30	1173	26813	25242	1571	94,14	71,32
30	1432	26813	25242	1572	94,14	71,32
30	1690	26813	25236	1577	94,12	71,32
30	1949	26813	25163	1651	93,84	71,32
30	2207	26813	24686	2127	92,07	71,32
30	2466	26813	23102	3711	86,16	71,32
30	2724	26813	20218	6595	75,4	71,32
30	2983	26813	16943	9871	63,19	71,32
30	3241	26813	14355	12459	53,54	71,32
30	3500	26813	12755	14059	47,57	71,32

Fuente: EES



Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.10: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 35% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
35	1173	25046	23567	1478	94,1	66,54
35	1432	25046	23567	1479	94,1	66,54
35	1690	25046	23562	1484	94,08	66,54
35	1949	25046	23493	1553	93,8	66,54
35	2207	25046	23048	1997	92,03	66,54
35	2466	25046	21570	3475	86,12	66,54
35	2724	25046	18882	6164	75,39	66,54
35	2983	25046	15833	9213	63,22	66,54
35	3241	25046	13429	11617	53,62	66,54
35	3500	25046	11944	13102	47,69	66,54

Fuente: EES

**Tabla 5.11: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 40% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
40	1173	23278	21893	1385	94,05	61,76
40	1432	23278	21892	1386	94,05	61,76
40	1690	23278	21888	1390	94,03	61,76
40	1949	23278	21824	1454	93,75	61,76
40	2207	23278	21411	1867	91,98	61,76
40	2466	23278	20039	3239	86,08	61,76
40	2724	23278	17546	5732	75,38	61,76
40	2983	23278	14724	8554	63,25	61,76
40	3241	23278	12503	10775	53,71	61,76
40	3500	23278	11134	12144	47,83	61,76

Fuente: EES

**Tabla 5.12: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 45% de carbono no quemado.**

Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	μ caldera [%]	μ combustion [%]
45	1173	21510	20218	1292	93,99	56,98
45	1432	21510	20218	1293	93,99	56,98
45	1690	21510	20213	1297	93,97	56,98
45	1949	21510	20154	1356	93,7	56,98
45	2207	21510	19773	1737	91,92	56,98
45	2466	21510	18507	3003	86,04	56,98
45	2724	21510	16210	5300	75,36	56,98
45	2983	21510	13614	7896	63,29	56,98
45	3241	21510	11577	9934	53,82	56,98
45	3500	21510	10323	11187	47,99	56,98

Fuente: EES

Universidad del BíoBío

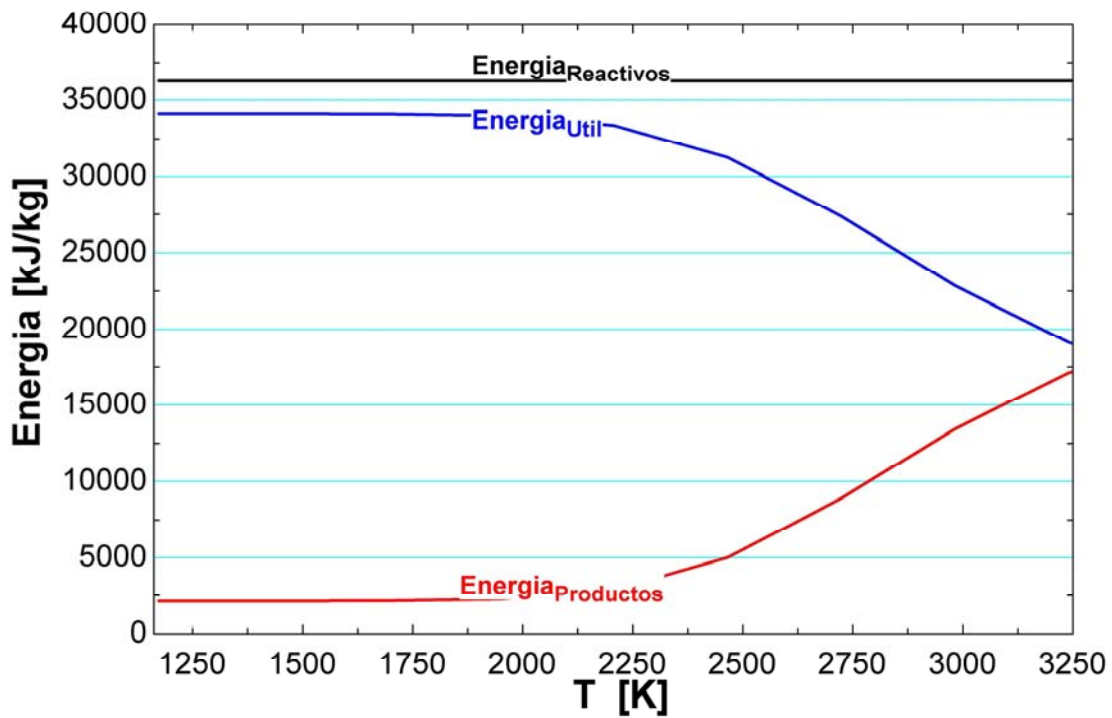
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.13: Balance de energía durante el proceso de combustión en función de la temperatura del lecho para 50% de carbono no quemado.**

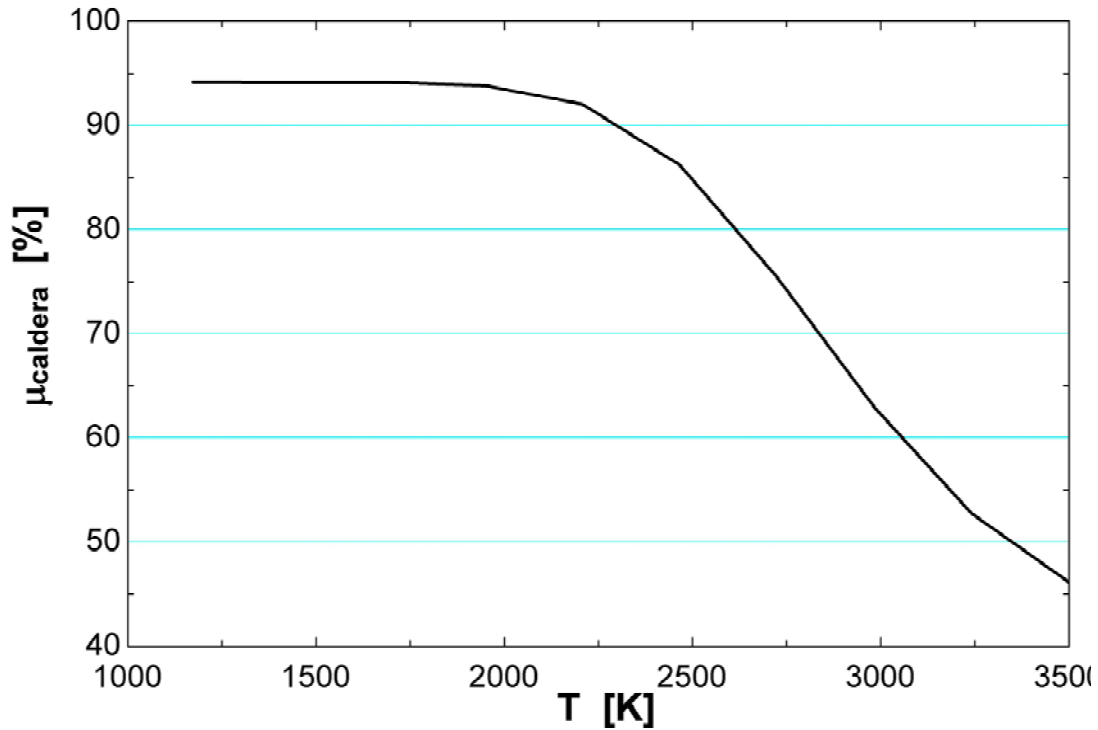
Carbón no quemado [%]	Temperatura [K]	E reactivos [kJ/kgc]	E util [kJ/kgc]	E productos [kJ/kgc]	$\mu$ caldera [%]	$\mu$ combustion [%]
50	1173	19743	18543	1199	93,92	52,2
50	1432	19743	18543	1199	93,92	52,2
50	1690	19743	18539	1204	93,9	52,2
50	1949	19743	18485	1258	93,63	52,2
50	2207	19743	18135	1607	91,86	52,2
50	2466	19743	16976	2767	85,98	52,2
50	2724	19743	14874	4868	75,34	52,2
50	2983	19743	12506	7237	63,34	52,2
50	3241	19743	10651	9091	53,95	52,2
50	3500	19743	9513	10229	48,19	52,2

Fuente: EES

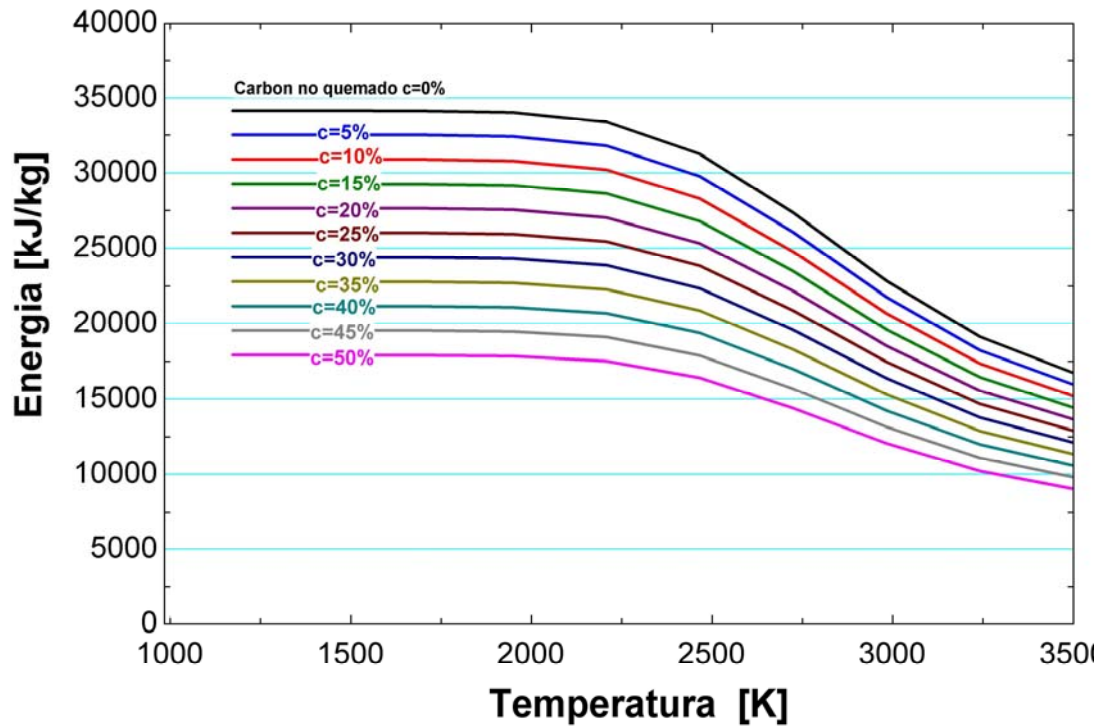
**Grafico 5.4: Energía producida en función de la temperatura del lecho. (para rendimiento de combustión  $\mu_{\text{combustión}} = 100\%$ )**



**Grafico 5.5: Rendimiento de la caldera en función de la temperatura del lecho. (Para rendimiento de combustión  $\mu_{\text{combustión}} = 100\%$ )**



**Grafico 5.6: Energía útil en función de la temperatura del lecho. (Para temperatura de escape  $t_s = 160\text{ }^\circ\text{C}$ )**

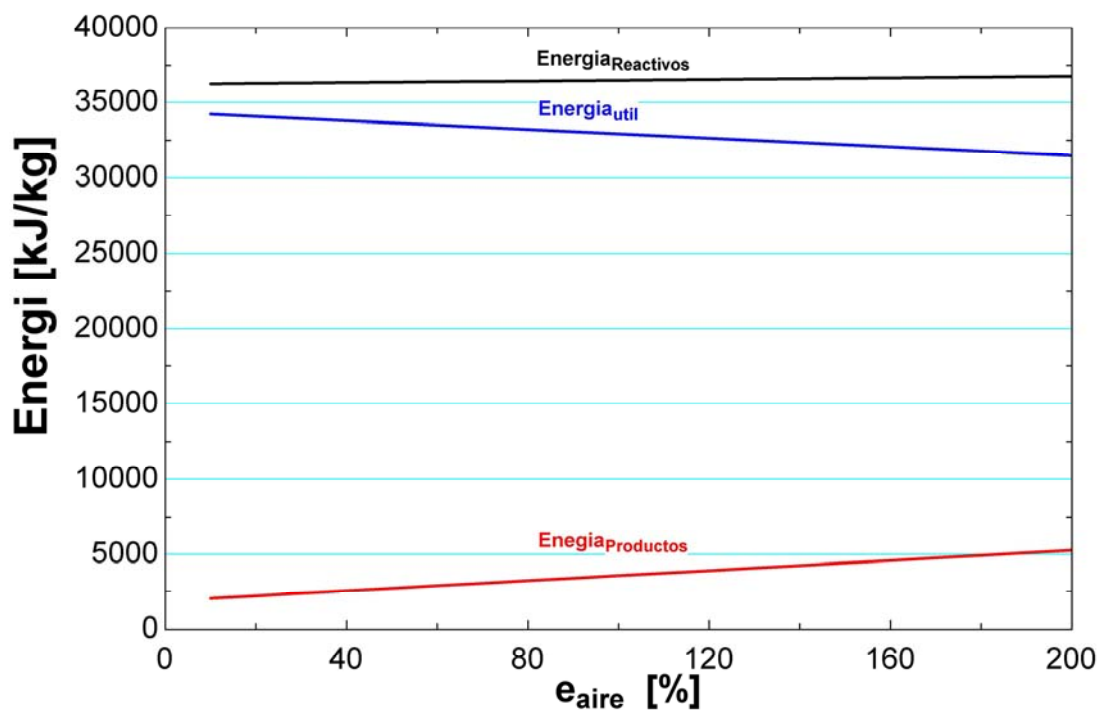


**Tabla 5.14: Balance de energía en función del exceso de aire.**

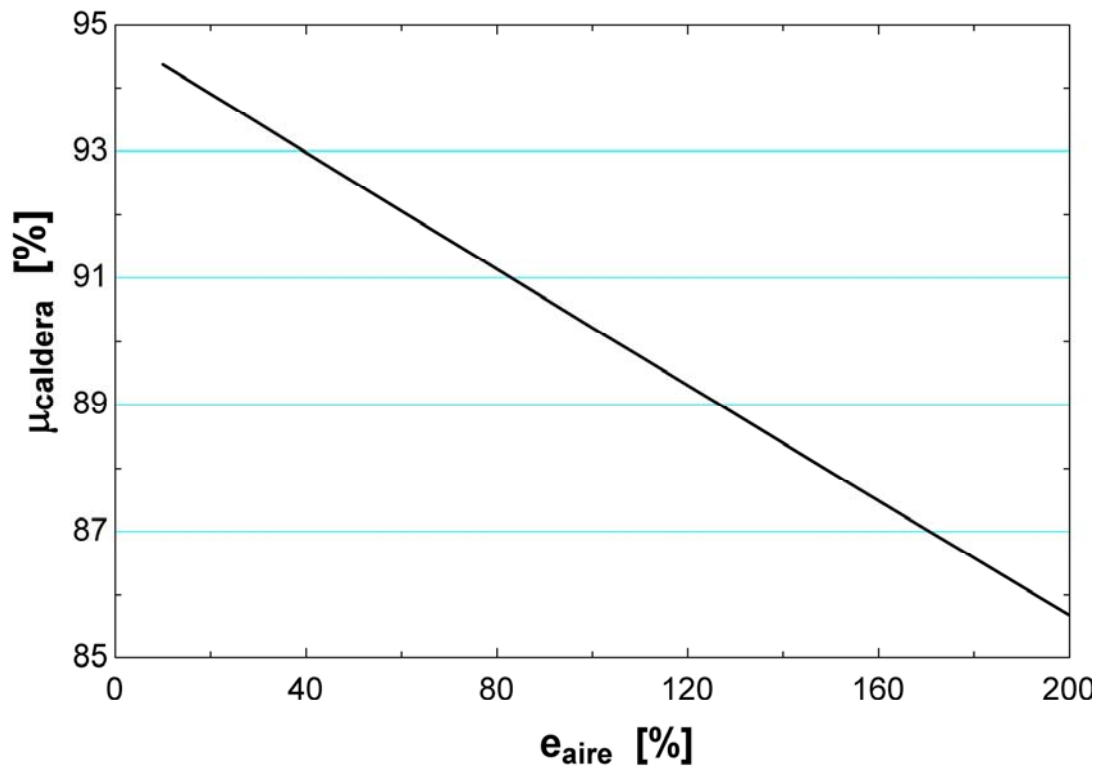
Exceso aire	E reactivos	E util	E productos	$\mu$ Caldera
[%]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[%]
10	37357	35312	2045	94,53
20	37483	35268	2214	94,09
30	37609	35225	2384	93,66
40	37735	35181	2554	93,23
50	37861	35138	2723	92,81
60	37987	35094	2893	92,38
70	38113	35051	3063	91,96
80	38239	35007	3232	91,55
90	38366	34964	3402	91,13
100	38492	34920	3572	90,72
110	38618	34876	3741	90,31
120	38744	34833	3911	89,91
130	38870	34789	4081	89,5
140	38996	34746	4250	89,1
150	39122	34702	4420	88,7
160	39248	34659	4590	88,31
170	39375	34615	4760	87,91
180	39501	34571	4929	87,52
190	39627	34528	5099	87,13
200	39753	34484	5269	86,75

Fuente: EES

**Grafico 5.7: Energías en función del exceso de aire.**



**Gráfico 5.8: Rendimiento de la caldera en función del exceso de aire**



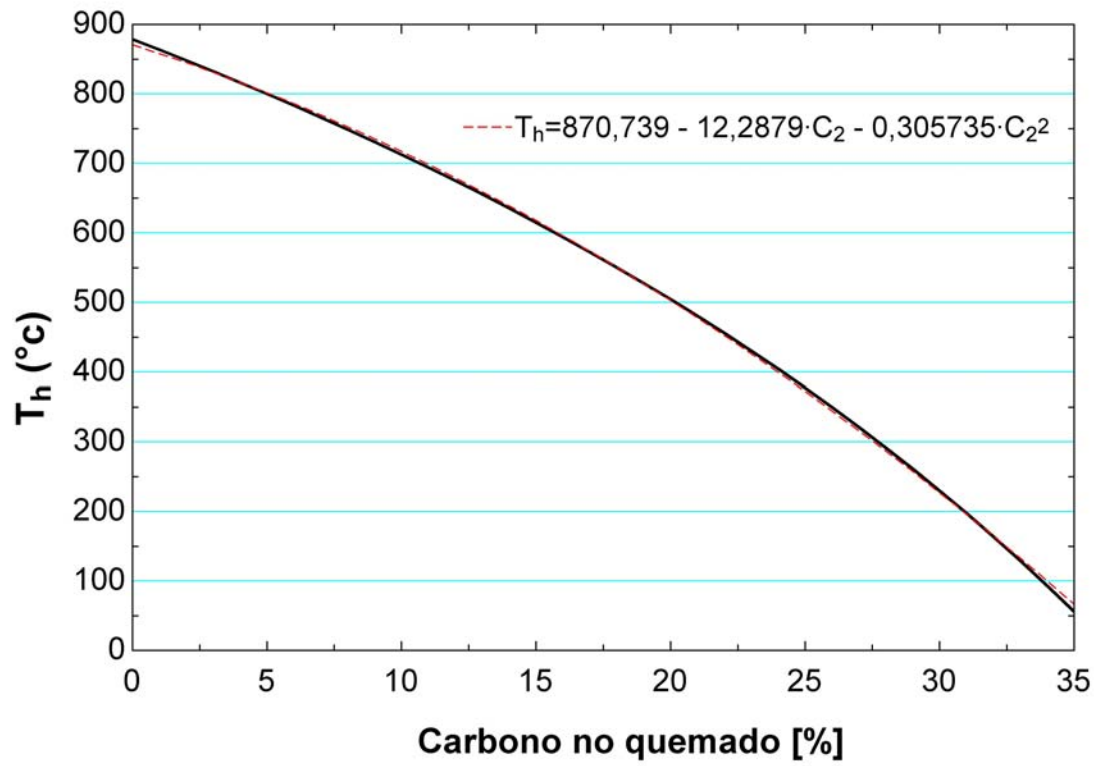
Universidad del BíoBío  
 Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.13: Variación de la temperatura del lecho en función del carbono no quemado.**

Carbón no quemado	Temperatura	q	E reactivos	E productos
[%]	[°C]	[kJ/kgc]	[kJ/kgc]	[kJ/kgc]
0	878,7	24192	37076	12884
1	863,6	24192	36722	12530
2	848,2	24192	36369	12177
3	832,5	24192	36015	11823
4	816,5	24192	35662	11470
5	800,1	24192	35308	11116
6	783,4	24192	34954	10762
7	766,3	24192	34601	10409
8	748,9	24192	34247	10055
9	731	24192	33894	9702
10	712,8	24192	33540	9348
11	694,1	24192	33187	8995
12	675	24192	32833	8641
13	655,5	24192	32480	8288
14	635,5	24192	32126	7934
15	615	24192	31773	7581
16	594	24192	31419	7227
17	572,4	24192	31066	6874
18	550,3	24192	30712	6520
19	527,6	24192	30358	6166
20	504,3	24192	30005	5813
21	480,4	24192	29651	5459
22	455,7	24192	29298	5106
23	430,4	24192	28944	4752
24	404,3	24192	28591	4399
25	377,5	24192	28237	4045
26	349,8	24192	27884	3692
27	321,2	24192	27530	3338
28	291,8	24192	27177	2985
29	261,3	24192	26823	2631
30	229,8	24192	26469	2277
31	197,3	24192	26116	1924
32	163,7	24192	25762	1570
33	128,9	24192	25409	1217
34	92,98	24192	25055	863,3
35	55,85	24192	24702	509,8

Fuente: EES

**Grafico 5.9: Temperatura del lecho en función del carbono no quemado.**



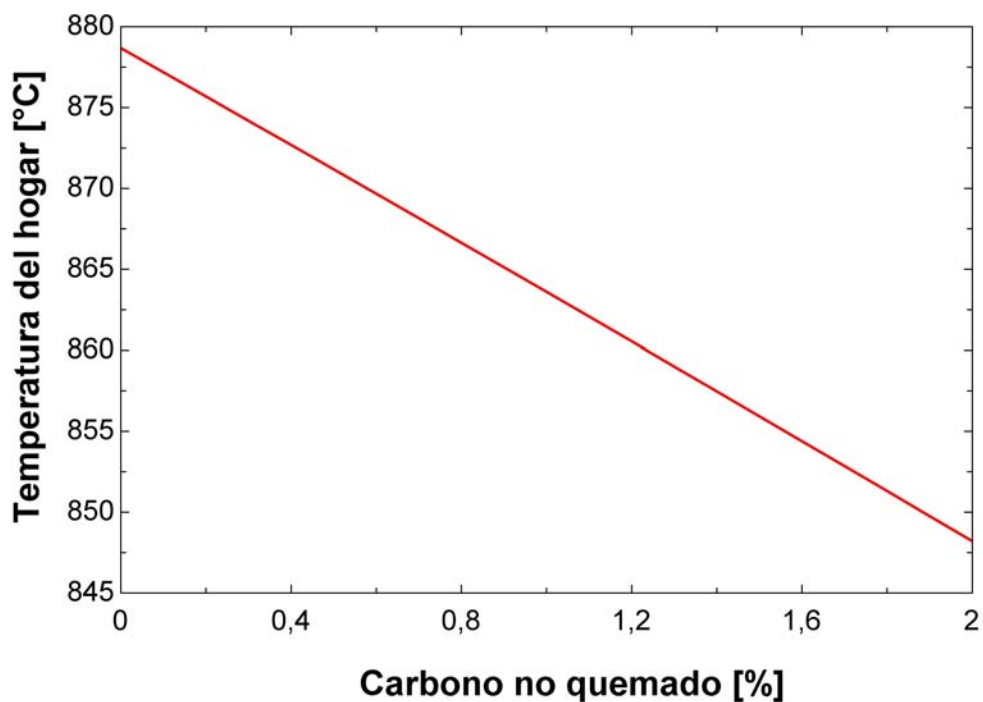
Universidad del BíoBío  
 Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Tabla 5.16: Variación de la temperatura del lecho, energía de los reactivos y productos en función del carbono no quemado.**

Carbono no quemado	E productos	E reactivos	Temperatura
%	[kJ/kgc]	[kJ/kgc]	°C
0	12884	37076	878,7
0,1	12848	37040	877,2
0,2	12813	37005	875,7
0,3	12778	36970	874,2
0,4	12742	36934	872,7
0,5	12707	36899	871,2
0,6	12672	36864	869,7
0,7	12636	36828	868,1
0,8	12601	36793	866,6
0,9	12566	36758	865,1
1	12530	36722	863,6
1,1	12495	36687	862,1
1,2	12459	36651	860,5
1,3	12424	36616	859
1,4	12389	36581	857,5
1,5	12353	36545	855,9
1,6	12318	36510	854,4
1,7	12283	36475	852,9
1,8	12247	36439	851,3
1,9	12212	36404	849,8
2	12177	36369	848,2

Fuente: EES

**Grafico 5.10: Temperatura del lecho en función del carbono no quemado.**





## Capítulo N°6: Conclusiones.

Después de un largo periodo de estudio del proceso de combustión de la caldera de lecho fluidizado circulante, se logró parametrizar las variables más importantes que están involucradas en este proceso.

El estudio permitió cumplir tanto con el objetivo general como con los objetivos específicos que se plantearon al comienzo de este trabajo, como lo es la evolución del proceso de combustión de una caldera de lecho fluidizado circulante, analizar la situación actual del proceso, cuantificar la cantidad de carbono no quemado y su influencia en la temperatura del lecho y parametrizar las variables de operación más importantes.

En este contexto, observando los informes diarios de operación y evaluando los resultados obtenidos se puede concluir.

Referido al objetivo general, el cual consta con la evaluación del proceso de combustión y cuantificar la formación de  $\text{NO}_x$  y  $\text{CO}$  en los productos se puede concluir basado en los cálculos realizados en el capítulo VI lo siguiente:

- Por cada kilogramo de combustible inyectado al sistema necesariamente se deben agregar 0.2138 kg de caliza para absorber el azufre contenido en el pet-coke y 11.96 kg de aire para que la reacción del elemento carbono sea completa.
- Por cada kilogramo de combustible inyectado al sistema, podemos decir que el total de  $\text{CO}_2$  liberado es de 0.06884 [kmol / kg combustible], de los cuales el 98.45% corresponde al  $\text{CO}_2$  producido por la reacción del elemento carbono con el aire y sólo el 1.55 % corresponde al  $\text{CO}_2$  liberado en el proceso de sulfatación, por parte de la caliza en su reacción de disociación.
- El rango ideal de temperatura de reacción para generar el proceso de sulfatación es de 843 – 954 °C, dicho rango se cumple en condiciones normales de operación de la caldera en estudio, la cual trabaja en el rango de 850 – 940 °C.

Por otro lado, podemos afirmar que con este rango de temperaturas permite mantener un nivel muy bajo de emisiones de  $\text{NO}_x$  y  $\text{CO}$ , para este caso los valores calculados bordean  $0.43 - 1$  ton/día de  $\text{NO}_x$  y  $6.34 \cdot 10^{-5}$  ton/día de  $\text{CO}$ .

Referido al objetivo específico, el cual consta de la parametrización de las variables de operación más importantes analizando la sensibilidad y su impacto en el rendimiento de la combustión, podemos afirmar lo siguiente:

- El mejor rendimiento de la combustión para temperatura del lecho de 1173 K es de 94.31%, A medida que la temperatura del lecho aumenta hasta aproximadamente 2000 K el rendimiento de la caldera sufre una leve disminución del orden de 1%, pero si la temperatura aumente por sobre ese valor, el rendimiento se ve afectado considerablemente, esto se puede apreciar en el grafico 5.5; esto ocurre por el rápido aumento de la concentración de  $\text{NO}_x$  y  $\text{CO}$  a esas temperaturas, ya que la formación de  $\text{NO}_x$  necesita altas energías para su formación y el  $\text{CO}$  posee energía química que se pierde al no oxidarse con el oxígeno para producir  $\text{CO}_2$ , en consecuencia estas reacciones generan una disminución en la energía útil y un aumento en la energía que poseen los gases de salida que conlleva a una disminución drástica del rendimiento de la caldera.
- El exceso de aire es otra variable importante al momento de evaluar las condiciones de combustión de una caldera, para este caso podemos afirmar que por cada 10% que aumente provocará que: La energía de los reactivos, aumente aproximadamente  $126 \text{ kJ/kg}_{\text{Comb}}$ ; de igual forma la energía de los productos aumentarán aproximadamente  $170 \text{ kJ/kg}_{\text{Comb}}$ ; y la energía útil disminuirá aproximadamente en  $44 \text{ kJ/kg}_{\text{Comb}}$ . Estas variaciones generan una disminución del rendimiento de la caldera de aproximadamente 0.44 % por cada 10% que aumenta el exceso de aire, es decir, la mayor cantidad de aire que ingresa al sistema solo produce una disminución del rendimiento de la caldera. Esto se puede apreciar en los gráficos 5.7 y 5.8.

Referido al objetivo específico, el cual consta de cuantificar de forma analítica la cantidad de carbón no quemado que se deposita en la ceniza fly y bed ash, con el fin de determinar su influencia sobre la temperatura del hogar y de la corriente de gases a través de la caldera de lecho fluidizado circulante podemos afirmar lo siguiente:

- El porcentaje de carbono no quemado que pasa hacia las cenizas va desde 0.8 a 1.5 % del combustible total inyectado al sistema, esto quiere decir que de las 24- 25 ton/h que consume la caldera en condiciones normales de operación 0.203 – 0.381 ton/h se pierden en el material extraído del fondo del hogar (bed ash) o bien es sacado por el tiro del hogar hacia el baghouse (fly ash). Esta pérdida de carbón puede ocurrir por varias razones, las cuales se ven involucradas la temperatura del lecho, el exceso de aire y la velocidad de fluidificación. Estas dos últimas tienen una gran importancia dentro del proceso, ya que, si el porcentaje de exceso de aire se eleva sobre las condiciones normales de operación, la velocidad de fluidificación se incrementará provocando que las partículas de carbono no permanezcan el tiempo necesario para su correcta oxidación, siendo arrastradas por la corriente de gases fuera del hogar.
- Referente a la influencia del carbono no quemado en la temperatura del lecho podemos afirmar mediante la tabla 5.15 y el gráfico 5.9 que para este caso en particular fijando como constante el calor útil y haciendo variar el carbono no quemado, podemos afirmar que la función que representa esta relación, con un 99.97% de exactitud está definida por :

$$T_h = 870.739 - 12.2879 * c_2 - 0.305705 * c_2^2$$

- Específicamente el rango de variación del carbono no quemado no supera el 2%, por esta razón e interpretando la tabla 5.16 podemos concluir que: el real efecto del carbono no quemado sobre la temperatura será de 30.5 °C y la energía de los reactivos se verá disminuida en 707 [kJ/kg<sub>Comb</sub>]. Además podemos decir que el rendimiento de la caldera se verá afectado solo 0.03 % por cada 5% que varíe el carbono no quemado. Esto puede verse claramente en el gráfico 5.3.

## **Bibliografía**

- Avallone, E.A. y Baumeister, T. 1995. Manual del ingeniero mecánico. 3ª ed. México, McGraw-Hill
- Dittman, R. y Zemansky, M. W. 1988. Calor y termodinámica. México, McGraw-Hill. 584p.
- Márquez, M. 1989. Combustión y quemadores. Barcelona, Marcombo. 159p.
- Silva H., J. L. y Rodríguez F., P. 1993. Optimización del control de la combustión de la unidad N° 2 de la central termoeléctrica Las Ventanas. Memoria de Ingeniero de Ejecución en Mecánica. Concepción, Universidad del Bío Bío, Facultad de Ingeniería. 109p.
- Cifuentes J., E. 1998. Análisis de combustión en calderas y puesta en servicio del analizador ENERAC 2000. Memoria de Ingeniero de Ejecución en Mecánica. Concepción, Universidad del Bío Bío, Facultad de Ingeniería.
- Gauci C., G. 2001. Costo energético de la generación de potencia y del flujo de vapor en la planta Petropower. Memoria de Ingeniero Civil Mecánico. Concepción, Universidad de Concepción. Facultad de Ingeniería,
- Sánchez A., R. Apuntes de combustión.
- Cerda M., L. y Gatica S., J. Apuntes de termodinámica.
- Informes diarios de operación de la central cogeneradora.

## Anexo A

“Especificaciones técnicas de la empresa.”

Universidad del BíoBío

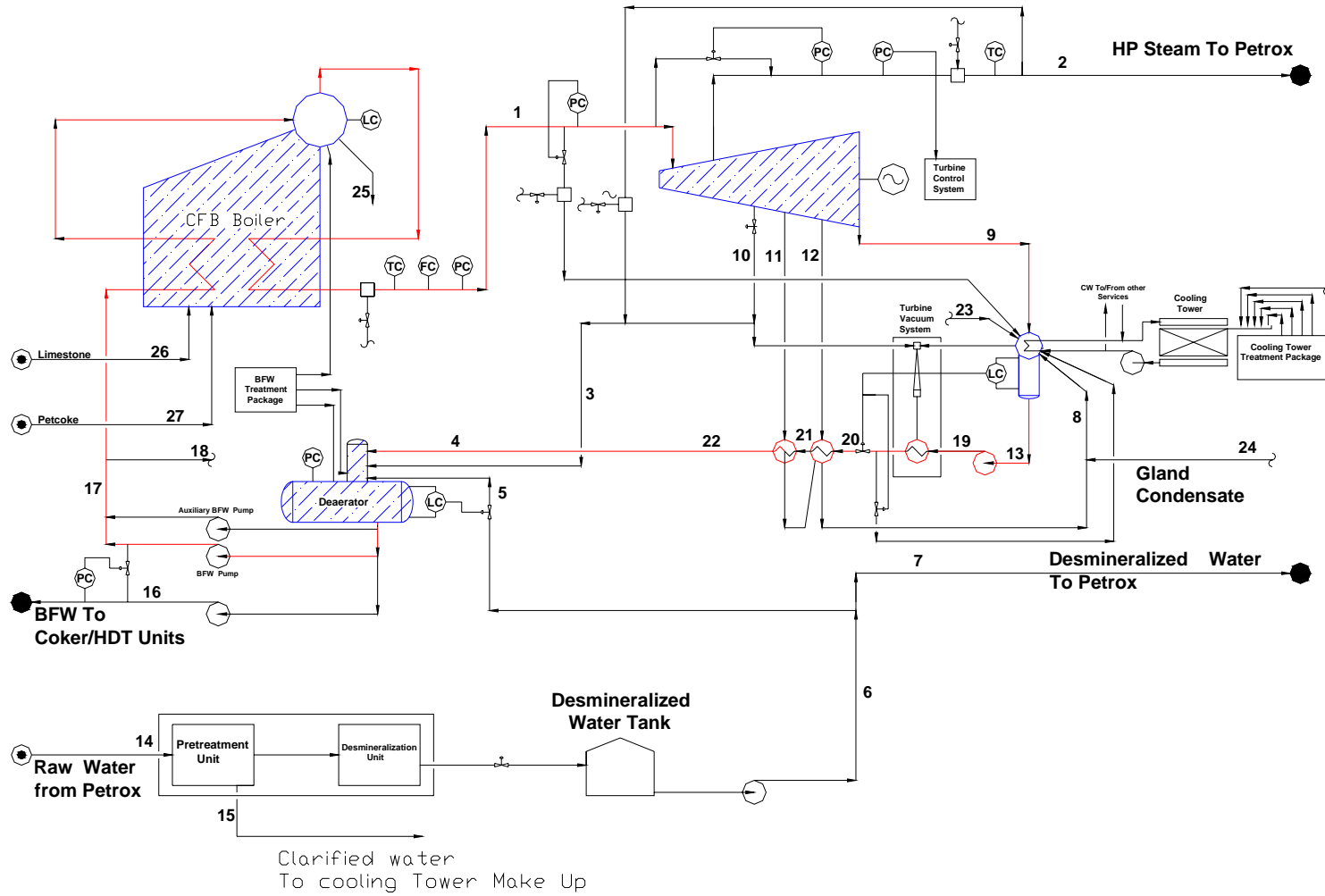
Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

## Condiciones de operación.

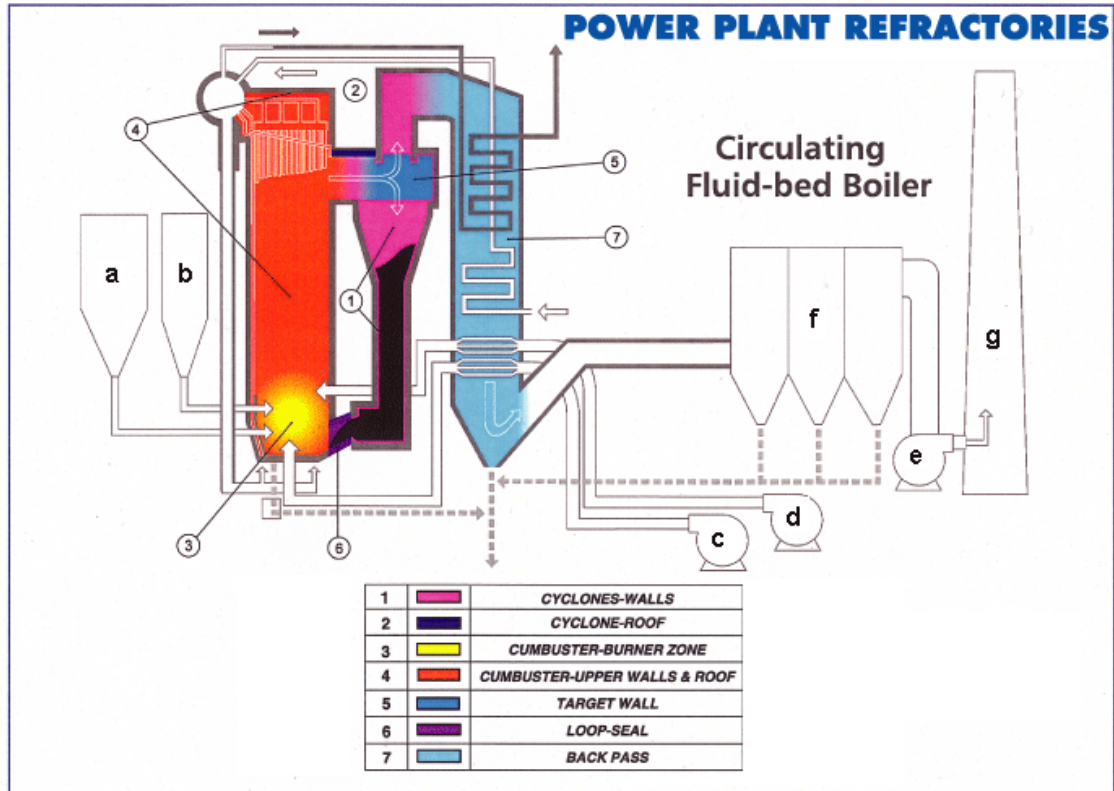
Etapas	Estado	Temperatura	Presión	Flujo	Entalpía
		° C	kg/cm2	kg/h	kcal/kg
1	Vapor	540	106,5	243099	830,2
2	Vapor	400	49,03	26000	765,9
3	Vapor	177,7	4,785	23556	671,8
4	Condensado	102,8	3,7	194420	103
5	Liquido	15	3,7	41176	15
6	Liquido	15	8,4	105676	15
7	Liquido	15	8,4	64500	15
8	Condensado	44,7	0,541	22752	44,7
9	Vapor Humedo	37,1	0,0642	170371	536,9
10	Vapor	177,7	4,785	23977	671,8
11	Vapor	107,1	1,3246	8300	622,7
12	Vapor	84,1	0,5695	13864	596,3
13	Condensado	37,1	0,0642	194420	37,1
14	Liquido	15	3,2	384556	15
15	Liquido	15	xxx	278880	15
16	Liquido	140	16,5	12745	140,4
17	Liquido	142,3	142,5	246408	142,7
18	Liquido	142,3	142,5	878	142,7
19	Condensado	37,2	8,79	194420	37,2
20	Condensado	39	xxx	194420	39
21	Condensado	80,1	xxx	194420	79,9
22	Condensado	102,8	xxx	194420	102,9
23	Vapor	37,1	0,0642	1296	822,7
24	Condensado	100	xxx	166	100
25	Liquido	xxx	xxx	2310	xxx
26	Solido	xxx	xxx	5616	xxx
27	Solido	xxx	xxx	24768	xxx

Fuente: Empresa en estudio

## Esquema del proceso de generación de vapor:

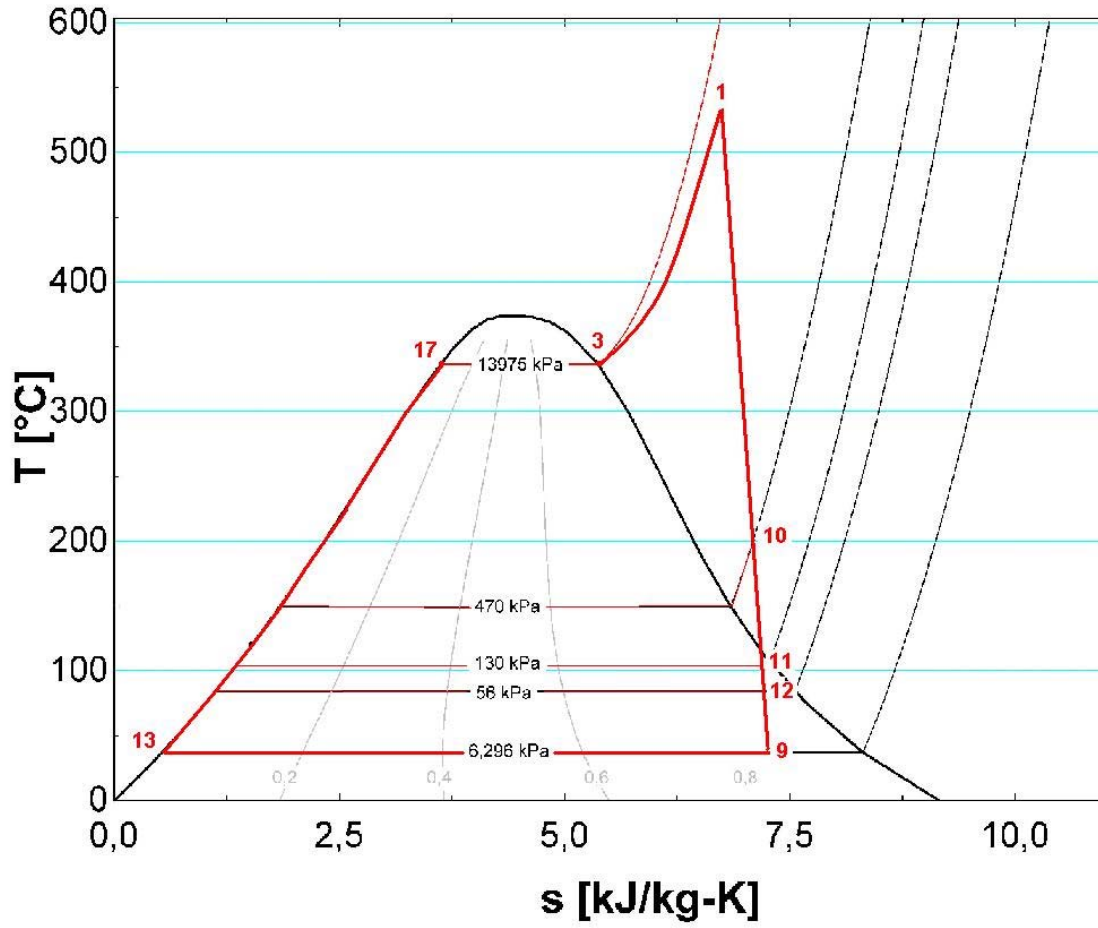


**Diagrama de caldera:**





## Ciclo de vapor



## Anexo B

“Programa de combustión desarrollado en EES.”

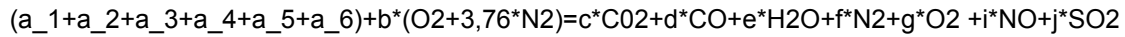
Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

## Balance de combustión de un combustible sólido

### Reacción de combustión



Function Gibbs(IG\$, T; P\_ref)

Gibbs=Enthalpy(IG\$,T=T)-T\*Entropy(IG\$,T=T;P= P\_ref)

End Gibbs

---

### Condiciones ambientales

Humedad relativa: R\_aire=70

Temperatura del aire: T\_1=10

Presión atmosférica: P\_atm=101

Presión de saturación:  $P_{sat}=(105738400*EXP(-(-3928,5/(T_1+231,667))))/(51,699226)^{6,89}$

Presión de vapor:  $P_{vap}=(R_{aire}/100)*P_{sat}$

Exceso de aire: e\_aire=15

---

### Aire

$O_2_{aire}=a_{stoic}$

$N_2_{aire}=3,76*O_2_{aire}$

$a_7=(((R_{aire}/100)*P_{sat})/(P_{atm}-((R_{aire}/100)*P_{sat}))*(O_2_{aire}+N_2_{aire})*(1+e_{aire}/100))$

---

### Balance de combustión.

Consumo de combustible: C\_comb=24,7                      Toneladas/h

#### Análisis gravimétrico del combustible

a\_carbon=81,33

a\_hidrogeno=2,71

a\_azufre=3,42

a\_oxigeno=1,08

a\_agua=10,03

a\_nitrogeno=1,43

Porcentaje de carbón no quemado:

c\_2=0

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Carbón utilizado  $c_1 = a_{\text{carbon}} * (1 - (c_2/100))$

kmol/kg\_combustible:

$a_1 = c_1 / (100 * 12)$  kmol\_carbon/kg\_combustible

$a_2 = a_{\text{hidrogeno}} / (2 * 100)$  kmol\_hidrogeno/kg\_combustible

$a_3 = a_{\text{azufre}} / (32 * 100)$  kmol\_azufre/kg\_combustible

$a_4 = a_{\text{oxigeno}} / (32 * 100)$  kmol\_oxigeno/kg\_combustible

$a_5 = a_{\text{agua}} / (18 * 100)$  kmol\_agua/kg\_combustible

$a_6 = a_{\text{nitrogeno}} / (28 * 100)$  kmol\_nitrogeno/kg\_combustible

Sistema de ecuaciones

Balance de carbono:  $a_1 - c - d = 0$

Balance de hidrogeno:  $a_2 - e = 0$

Balance de azufre:  $a_3 - j = 0$

Balance de oxigeno:  $a_4 + b - c - d/2 - e/2 - g - i/2 - j = 0$

Balance de nitrogeno:  $a_6 + b * 3,76 - f - i/2 = 0$

---

Humedad total:  $w_{\text{total}} = a_2 + a_5 + a_7$

Oxigeno necesario para la combustión estequiométrica:

$$a_{\text{stoic}} = a_1 + a_2/2 + a_3 - a_4$$

Oxigeno total 15% de exceso de aire

$$b = a_{\text{stoic}} * (1 + (e_{\text{aire}}/100))$$

Temperatura del hogar:  $T = 1173$  [K]

Presión en el hogar:  $P = 1$  [bar]

Presión de referencia:  $P_{\text{ref}} = 1$

Constante universal de los gases:

$$R = 8,314$$

Total mole de gases:  $n_{\text{total}} = (c + b_{\text{CO}_2}) + d + w_{\text{total}} + f + b_3 + i$

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

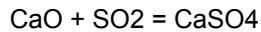
---

Relación aire combustible:

$$R_{\text{AireComb}} = a_{\text{stoic}} \cdot \text{MOLARMASS}(\text{O}_2) + 3,76 \cdot a_{\text{stoic}} \cdot \text{MOLARMASS}(\text{N}_2) + a_7 \cdot \text{MOLARMASS}(\text{H}_2\text{O}) + 4,76 \cdot a_{\text{stoic}} \cdot (e_{\text{aire}}/100) \cdot \text{MOLARMASS}(\text{air})$$


---

### Balance de caliza CaCO3



Relación calcio azufre:  $R_{\text{CaS}}=2$

Reacción química de caliza

$$(R_{\text{CaS}}) \cdot j \cdot \text{CaO} + j \cdot \text{SO}_2 + g \cdot \text{O}_2 = b_1 \cdot \text{CaSO}_4 + b_2 \cdot \text{CaO} + b_3 \cdot \text{O}_2$$

Sistema de ecuaciones :

Balance de Calcio:  $b_2 = R_{\text{CaS}} \cdot j$

Balance de azufre:  $b_1 = j$

Balance de oxígeno:  $((R_{\text{CaS}} \cdot j)/2) + j + g - 2 \cdot b_1 - (b_2/2) - b_3 = 0$

---

Cantidad de Ca necesaria.  $\text{kmol}_{\text{Ca}}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

$$b_{\text{Ca}} = R_{\text{CaS}} \cdot j$$

Cantidad necesaria de caliza para la reacción de sulfatación  $\text{kmol}_{\text{CaCO}_3}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

$$b_{\text{CaCO}_3} = b_{\text{Ca}}$$

Cantidad de CO2 liberado en la reacción de sulfatación  $\text{kmol}_{\text{CO}_2}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

$$b_{\text{CO}_2} = b_{\text{CaO}}$$

Cantidad de O2 liberado en la reacción de sulfatación  $\text{kmol}_{\text{O}_2}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

$$b_{\text{O}_2} = b_3$$

Cantidad de CaO remanente en el sistema  $\text{kmol}_{\text{CaO}}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

$$b_{\text{CaO}} = R_{\text{CaS}} \cdot j$$

Cantidad de CaSO4 formado en la reacción de sulfatación  $\text{kmol}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

$$b_{\text{CaSO}_4} = b_1$$


---

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

**Productos totales de combustión.**

Total de CO<sub>2</sub>  $d_{CO2}=c+b_{CO2}$

Total de CO  $d_{CO}=d$

Total de H<sub>2</sub>O  $d_{H2O}=w_{total}$

Total de N<sub>2</sub>  $d_{N2}=f$

Tota de O<sub>2</sub>  $d_{O2}=b_3$

Total de NO  $d_{NO}=i$

Total de SO<sub>2</sub>  $d_{SO2}=j$

Total de CaSO<sub>4</sub>  $d_{CaSO4}=b_1$

Total remanente CaO  $d_{CaO}=b_{CaO}$

Fracciones molares:

Para CO<sub>2</sub>:  $y_{CO2}=(c+b_{CO2})/n_{total}$

Para CO:  $y_{CO}=d/n_{total}$

Para H<sub>2</sub>O:  $y_{H2O}=(w_{total})/n_{total}$

Para N<sub>2</sub>:  $y_{N2}=f/n_{total}$

Para O<sub>2</sub>:  $y_{O2}=b_3/n_{total}$

Para NO:  $y_{NO}=i/n_{total}$

Para SO<sub>2</sub>:  $y_{SO2}=j/n_{total}$

---

**Función de Gibbs:**

Energía libre de Gibbs para T y presión de 1 bar

Para CO<sub>2</sub>:  $g|o_{CO2}=\text{Gibbs}('CO2'; T; P_{ref})$

Para CO:  $g|o_{CO}=\text{Gibbs}('CO'; T; P_{ref})$

Para N<sub>2</sub>:  $g|o_{N2}=\text{Gibbs}('N2'; T; P_{ref})$

Para O<sub>2</sub>:  $g|o_{O2}=\text{Gibbs}('O2'; T; P_{ref})$

Para NO:  $g|o_{NO}=\text{Gibbs}('NO'; T; P_{ref})$

Energía libre de Gibbs para la reacción CO-CO2

$$\text{DELTA}G|_o_1 = 0,5 * g|_o_{O2} + g|_o_{CO} - g|_o_{CO2}$$

Energía libre de Gibbs para la reacción N2-O2

$$\text{DELTA}G|_o_2 = 2 * g|_o_{NO} - g|_o_{O2} - g|_o_{N2}$$

Ley de conservación de masa para la reacción CO-CO2

$$\text{DELTA}G|_o_1 = -R * T * \ln(K_1)$$

Ley de conservación de masa para la reacción N2-O2

$$\text{DELTA}G|_o_2 = -R * T * \ln(K_2)$$

Constante de equilibrio para la reacción CO-CO2

$$K_1 = \frac{y_{CO} * \sqrt{y_{O2} * P / P_{ref}}}{y_{CO2}}$$

Constante de equilibrio para la reacción N2-O2

$$K_2 = \frac{y_{NO}^2}{y_{O2} * y_{N2}}$$

---

## Balance energético de combustión

Poder calorífico inferior KJ/Kg

$$P_{ci} = 35617,8$$

Poder calorífico del elemento carbono cuando pasa a CO2 KJ/Kg

$$P_c = 34053$$

Temperatura del aire K  $T_a = 393$

Temperatura del combustible

$$T_{comb} = T_1 + 273$$

Poder calorífico real considerando la cantidad de combustible no quemado

$$PCI = (P_{ci} - (c_2 / 100) * PC_c)$$

Entalpía del aire a  $T_a$   $h_a = \text{Enthalpy}(\text{Air}; T = T_a) - \text{Enthalpy}(\text{Air}; T = 273)$

Calor específico del carbón kJ/kgK

$$c_c = c_{\text{'Coal-anthracite'}}; T_{comb}$$

Entalpía del combustible  $h_{comb} = c_c * T_{comb}$

Universidad del BíoBío  
 Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

Energía de los reactivos:

$$E_{\text{reactivos}}=(R_{\text{AireComb}}/MolarMass(\text{Air}))\cdot h_a+h_{\text{comb}}+PCI$$

Energía de los productos para T=900 C

Para CO<sub>2</sub>  $h_{\text{CO2}}=(ENTHALPY(\text{CO2};T=T)-ENTHALPY(\text{CO2};T=273))$

$$E_{\text{CO2}}=d_{\text{CO2}}\cdot h_{\text{CO2}}$$

Para CO  $h_{\text{CO}}=(ENTHALPY(\text{CO};T=T)-ENTHALPY(\text{CO};T=273))$

$$E_{\text{CO}}=d_{\text{CO}}\cdot h_{\text{CO}}$$

Para N<sub>2</sub>  $h_{\text{N2}}=(ENTHALPY(\text{N2};T=T)-ENTHALPY(\text{N2};T=273))$

$$E_{\text{N2}}=d_{\text{N2}}\cdot h_{\text{N2}}$$

Para O<sub>2</sub>  $h_{\text{O2}}=(ENTHALPY(\text{O2};T=T)-ENTHALPY(\text{O2};T=273))$

$$E_{\text{O2}}=d_{\text{O2}}\cdot h_{\text{O2}}$$

Para NO  $h_{\text{NO}}=(ENTHALPY(\text{NO};T=T)-ENTHALPY(\text{NO};T=273))$

$$E_{\text{NO}}=d_{\text{NO}}\cdot h_{\text{NO}}$$

Para H<sub>2</sub>O  $h_{\text{H2O}}=(ENTHALPY(\text{H2O};T=T)-ENTHALPY(\text{H2O};T=273))$

$$E_{\text{H2O}}=d_{\text{H2O}}\cdot h_{\text{H2O}}$$

Para la energía latente en CO

$$E_{\text{reacCO}}=d_{\text{CO}}\cdot 10640\cdot MolarMass(\text{CO})$$

Energía total de los productos:

$$E_{\text{productos}}=E_{\text{CO2}}+E_{\text{CO}}+E_{\text{N2}}+E_{\text{O2}}+E_{\text{NO}}+E_{\text{H2O}}+E_{\text{reacCO}}$$

Energía útil entregada en el hogar

$$q_{900}=E_{\text{reactivos}}-E_{\text{productos}}$$


---



Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

**Energía de los productos para  $T_s=160^\circ\text{C}$  (temperatura de salida de la unidad recuperadora de calor HRA)**

$$q_{160}=E_{\text{reactivos}}-E_{\text{productos2}}$$

Temperatura de salida de los gases de escape:

$$T_s=433$$

Para CO<sub>2</sub>

$$h2_{\text{CO2}}=(\text{ENTHALPY}(\text{CO2};T=T_s)-\text{ENTHALPY}(\text{CO2};T=273))$$

$$E2_{\text{CO2}}=d_{\text{CO2}}*h2_{\text{CO2}}$$

Para CO

$$h2_{\text{CO}}=(\text{ENTHALPY}(\text{CO};T=T_s)-\text{ENTHALPY}(\text{CO};T=273))$$

$$E2_{\text{CO}}=d_{\text{CO}}*h2_{\text{CO}}$$

Para N<sub>2</sub>

$$h2_{\text{N2}}=(\text{ENTHALPY}(\text{N2};T=T_s)-\text{ENTHALPY}(\text{N2};T=273))$$

$$E2_{\text{N2}}=d_{\text{N2}}*h2_{\text{N2}}$$

Para O<sub>2</sub>

$$h2_{\text{O2}}=(\text{ENTHALPY}(\text{O2};T=T_s)-\text{ENTHALPY}(\text{O2};T=273))$$

$$E2_{\text{O2}}=d_{\text{O2}}*h2_{\text{O2}}$$

Para NO

$$h2_{\text{NO}}=(\text{ENTHALPY}(\text{NO};T=T_s)-\text{ENTHALPY}(\text{NO};T=273))$$

$$E2_{\text{NO}}=d_{\text{NO}}*h2_{\text{NO}}$$

Para H<sub>2</sub>O

$$h2_{\text{H2O}}=(\text{ENTHALPY}(\text{H2O};T=T_s)-\text{ENTHALPY}(\text{H2O};T=273))$$

$$E2_{\text{H2O}}=d_{\text{H2O}}*h2_{\text{H2O}}$$

Para la energía latente en CO

$$E2_{\text{reacCO}}=d_{\text{CO}}*10640*\text{MolarMass}(\text{CO})$$

Energía útil entregada durante el proceso

$$E_{\text{productos2}}=E2_{\text{CO2}}+E2_{\text{CO}}+E2_{\text{N2}}+E2_{\text{O2}}+E2_{\text{NO}}+E2_{\text{H2O}}+E2_{\text{reacCO}}$$

Rendimiento de la caldera:

$$\text{Ren}_{\text{caldera}}=(q_{160}/E_{\text{reactivos}})*100$$

Rendimiento de combustión:

$$\text{Ren}_{\text{combustion}} = ((P_{\text{ci}} - (c_2 * PC_c / 100)) / P_{\text{ci}}) * 100$$


---

**Solución al sistema de ecuaciones planteado:**

<b>a_1</b> = 0,06778 [kmol]	<b>E2_NO</b> = 0,1201 [kJ/kg]
<b>a_2</b> = 0,01355 [kmol]	<b>E2_O2</b> = 51,2 [kJ/kg]
<b>a_3</b> = 0,001069 [kmol]	<b>E2_reacCO</b> = 0,001172 [kJ/kg]
<b>a_4</b> = 0,0003375 [kmol]	<b>e_aire</b> = 15 [%]
<b>a_5</b> = 0,005572 [kmol]	<b>E_CO</b> = 0,0001111 [kJ/kg]
<b>a_6</b> = 0,0005107 [kmol]	<b>E_CO2</b> = 3016 [kJ/kg]
<b>a_7</b> = 0,003537 [kmol]	<b>E_H2O</b> = 775 [kJ/kg]
<b>a_agua</b> = 10,03	<b>E_N2</b> = 9119 [kJ/kg]
<b>a_azufre</b> = 3,42	<b>E_NO</b> = 0,7265 [kJ/kg]
<b>a_carbon</b> = 81,33	<b>E_O2</b> = 317,3 [kJ/kg]
<b>a_hidrogeno</b> = 2,71	<b>E_productos</b> = 13228 [kJ/kg]
<b>a_nitrogeno</b> = 1,43	<b>E_productos2</b> = 2129 [kJ/kg]
<b>a_oxigeno</b> = 1,08	<b>E_reacCO</b> = 0,001172 [kJ/kg]
<b>a_stoic</b> = 0,07528 [kmol]	<b>E_reactivos</b> = 37420 [kJ/kg]
<b>b</b> = 0,08657 [kmol/kgc]	<b>f</b> = 0,326 [kmol]
<b>b_1</b> = 0,001069 [kmol]	<b>g</b> = 0,01128 [kmol]
<b>b_2</b> = 0,001069 [kmol]	<b>glo_CO</b> = -364308 [kJ/kmol]
<b>b_3</b> = 0,01075 [kmol]	<b>glo_CO2</b> = -676622 [kJ/kmol]
<b>b_Ca</b> = 0,002138 [kmol]	<b>glo_N2</b> = -246538 [kJ/kmol]
<b>b_CaCO3</b> = 0,002138 [kmol]	<b>glo_NO</b> = -179227 [kJ/kmol]
<b>b_CaO</b> = 0,001069 [kmol]	<b>glo_O2</b> = -263382 [kJ/kmol]
<b>b_CaSO4</b> = 0,001069 [kmol]	<b>h2_CO</b> = 4672
<b>b_CO2</b> = 0,001069 [kmol]	<b>h2_CO2</b> = 6291
<b>b_O2</b> = 0,01075 [kmol]	<b>h2_H2O</b> = 5434
<b>c</b> = 0,06777 [kmol]	<b>h2_N2</b> = 4668
<b>c_1</b> = 81,33	<b>h2_NO</b> = 4787
<b>c_2</b> = 0 [%]	<b>h2_O2</b> = 4765
<b>c_c</b> = 1,26 [kJ/kg·K]	<b>h_a</b> = 3501 [kJ/kmol]
<b>C_comb</b> = 24,7 [ton/hr]	<b>h_CO</b> = 28257 [kJ/kmol]
<b>d</b> = 3,931E-09 [kmol]	<b>h_CO2</b> = 43807 [kJ/kmol]
<b>DELTA g o_1</b> = 180623	<b>h_comb</b> = 356,6 [kJ/kg]
<b>DELTA g o_2</b> = 151467	<b>h_H2O</b> = 34203 [kJ/kmol]
<b>d_CaO</b> = 0,001069 [kmol]	<b>h_N2</b> = 27970 [kJ/kmol]
<b>d_CaSO4</b> = 0,001069 [kmol]	<b>h_NO</b> = 28948 [kJ/kmol]
<b>d_CO</b> = 3,931E-09 [kmol]	<b>h_O2</b> = 29528 [kJ/kmol]
<b>d_CO2</b> = 0,06884 [kmol]	<b>i</b> = 0,0000251 [kmol]
<b>d_H2O</b> = 0,02266 [kmol]	<b>j</b> = 0,001069 [kmol]
<b>d_N2</b> = 0,326 [kmol]	<b>K_1</b> = 9,045E-09
<b>d_NO</b> = 0,0000251 [kmol]	<b>K_2</b> = 1,798E-07
<b>d_O2</b> = 0,01075 [kmol]	<b>N2_aire</b> = 0,2831 [kmol]
<b>d_SO2</b> = 0,001069 [kmol]	<b>n_total</b> = 0,4283 [kmol]
<b>e</b> = 0,01355 [kmol]	<b>O2_aire</b> = 0,07528 [kmol]
<b>E2_CO</b> = 0,00001837 [kJ/kg]	<b>P</b> = 1 [bar]
<b>E2_CO2</b> = 433,1 [kJ/kg]	<b>PCI</b> = 35618 [kJ/kg]
<b>E2_H2O</b> = 123,1 [kJ/kg]	<b>PC_c</b> = 34053 [kJ/kg]
<b>E2_N2</b> = 1522 [kJ/kg]	<b>P_atm</b> = 101 [kpa]

Universidad del BíoBío

Departamento de Ingeniería Mecánica – Proyecto de Título

---

<b>P<sub>ci</sub></b> = 35618 [kJ/kg]	<b>T<sub>1</sub></b> = 10 [C]
<b>P<sub>ref</sub></b> = 1 [bar]	<b>T<sub>a</sub></b> = 393 [K]
<b>P<sub>sat</sub></b> = 1,228 [kpa]	<b>T<sub>comb</sub></b> = 283 [K]
<b>P<sub>vap</sub></b> = 0,8595 [kpa]	<b>T<sub>s</sub></b> = 433 [K]
<b>q<sub>160</sub></b> = 35290 [kJ/kg]	<b>w<sub>total</sub></b> = 0,02266 [kmol]
<b>q<sub>900</sub></b> = 24192 [kJ/kg]	<b>y<sub>CO</sub></b> = 9,179E-09
<b>R</b> = 8,314 [kJ/kmol·K]	<b>y<sub>CO2</sub></b> = 0,1607
<b>Ren<sub>caldera</sub></b> = 94,31 [%]	<b>y<sub>H2O</sub></b> = 0,05291
<b>Ren<sub>combustion</sub></b> = 100	<b>y<sub>N2</sub></b> = 0,7612
<b>R<sub>aire</sub></b> = 70 [%]	<b>y<sub>NO</sub></b> = 0,0000586
<b>R<sub>AireComb</sub></b> = 11,96 [kg <sub>aire</sub> /kg <sub>comb</sub> ]	<b>y<sub>O2</sub></b> = 0,02509
<b>R<sub>CaS</sub></b> = 2	<b>y<sub>SO2</sub></b> = 0,002495
<b>T</b> = 1173 [K]	

## Anexo C

“Informes diarios de operación de la caldera de lecho fluidizado circulante.”

**Anexo C.1.a: Informe diario de operación de la caldera, Septiembre de 2004. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Dia	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Sep	608	15.258	1,55	86,63	12,20	15,80	780	20.452	42	5855	434
02-Sep	606	15.258	1,55	86,63	12,20	15,80	750	20.584	43	5810	420
03-Sep	609	15.258	1,55	86,63	12,20	15,80	710	20.485	42	5820	419
04-Sep	601	15.258	1,55	86,63	13,00	15,00	750	20.216	43	5819	421
05-Sep	606	15.258	1,55	86,63	11,80	17,40	885	20.384	42	5815	416
06-Sep	611	15.706	1,49	86,15	13,40	15,00	770	21.156	43	5774	414
07-Sep	611	15.706	1,49	86,15	11,20	10,80	755	21.156	42	5758	413
08-Sep	609	15.706	1,49	86,15	12,20	12,00	1.030	21.087	43	5818	415
09-Sep	611	15.706	1,49	86,15	11,75	12,00	825	21.156	43	5795	415
10-Sep	621	15.706	1,49	86,15	10,90	15,00	815	21.502	42	5833	415
11-Sep	613	15.706	1,49	86,15	12,20	15,50	865	21.225	35	5653	410
12-Sep	599	15.706	1,49	86,15	11,20	13,60	780	20.741	43	5809	415
13-Sep	607	15.371	1,49	87,17	11,20	14,80	870	20.569	41	5815	415
14-Sep	600	15.371	1,49	87,17	9,60	15,00	810	20.332	41	5790	415
15-Sep	592	15.371	1,49	87,17	9,70	10,00	780	20.061	42	5759	420
16-Sep	591	15.371	1,49	87,17	10,85	13,00	755	20.027	43	5769	403
17-Sep	594	15.371	1,49	87,17	10,60	13,60	650	20.129	40	5752	406
18-Sep	606	15.371	1,49	87,17	11,80	13,70	590	20.535	39	5768	413
19-Sep	600	15.371	1,49	87,17	11,30	0,00	570	20.332	43	5770	405
20-Sep	585	15.371	1,49	87,17	9,40	0,00	540	19.824	39	5603	405
21-Sep	586	15.371	1,49	87,17	11,30	13,40	750	19.858	34	5641	412
22-Sep	587	15.371	1,49	87,17	11,90	13,40	590	19.892	34	5644	420
23-Sep	581	15.371	1,49	87,17	11,90	18,60	700	19.688	34	5636	419
24-Sep	575	15.371	1,49	87,17	11,90	18,60	705	19.485	43	5543	419
25-Sep	568	15.371	1,49	87,17	11,90	12,40	710	19.248	36	5557	416
26-Sep	634	15.371	1,49	87,17	11,90	11,80	675	21.484	34	5525	405
27-Sep	503	15.371	1,49	87,17	11,90	11,80	625	17.045	34	5499	405
28-Sep	567	15.371	1,49	87,17	9,60	12,00	870	19.214	33	5490	404
29-Sep	556	15.371	1,49	87,17	10,15	10,00	870	18.841	34	5454	402
30-Sep	552	15.371	1,49	87,17	9,10	12,40	875	18.706	36	5441	406
<b>Total</b>	<b>17.789</b>							<b>605.414</b>	<b>1.183</b>	<b>171.015</b>	
<b>Prom</b>	<b>593</b>	<b>15.430</b>	<b>1,50</b>	<b>86,84</b>	<b>11,34</b>	<b>12,94</b>	<b>755,00</b>	<b>20.180</b>	<b>39</b>	<b>5.701</b>	

**Anexo C.1.b: Informe diario de operación de la caldera, Septiembre de 2004. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Ca/S ratio	Disposed ash [Ton]
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)			
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]			
01-Sep	12,64	3,50	148,00	1,96	0,21	133,00	2,12	0,23	1,15	45,46	
02-Sep	11,40	3,40	119,89	1,57	0,17	158,60	2,51	0,27	1,18	115,35	
03-Sep	11,40	3,26	94,20	1,23	0,13	161,40	2,55	0,27	1,15	42,89	
04-Sep	12,00	3,22	112,00	1,49	0,16	176,00	2,81	0,31	1,42	0,00	
05-Sep	15,00	3,21	103,00	1,38	0,15	167,00	2,72	0,29	1,38	0,00	
06-Sep	13,63	3,29	114,00	1,55	0,16	176,00	2,85	0,30	1,40	73,29	
07-Sep	14,55	3,31	106,00	1,44	0,15	183,00	3,04	0,32	1,36	115,39	
08-Sep	17,26	3,27	97,00	1,31	0,14	197,00	3,22	0,34	1,40	131,84	
09-Sep	14,05	3,30	96,00	1,31	0,14	178,00	2,94	0,31	1,40	116,15	
10-Sep	12,30	3,20	94,00	1,29	0,13	174,00	2,93	0,30	1,34	27,23	
11-Sep	12,19	3,14	90,00	1,22	0,13	188,00	3,07	0,32	1,13	0,00	
12-Sep	12,20	3,12	86,00	1,13	0,12	202,00	3,26	0,35	1,42	0,00	
13-Sep	11,70	3,10	87,81	1,17	0,13	211,00	3,44	0,37	1,34	92,48	
14-Sep	21,78	3,20	98,70	1,31	0,14	210,00	3,47	0,38	1,36	126,83	
15-Sep	23,10	3,14	23,10	0,30	0,03	153,60	2,49	0,27	1,41	101,03	
16-Sep	6,15	3,11	66,00	0,88	0,1	122,00	2,00	0,22	1,53	0,00	
17-Sep	7,12	3,08	71,00	0,95	0,1	112,00	1,85	0,20	1,42	0,00	
18-Sep	6,40	3,10	60,00	0,82	0,09	182,00	3,02	0,32	1,35	0,00	
19-Sep	8,07	3,11	86,00	1,17	0,13	168,00	2,78	0,30	1,51	0,00	
20-Sep	14,15	3,14	146,00	1,93	0,21	75,00	1,24	0,14	1,40	0,00	
21-Sep	12,82	3,10	66,00	0,87	0,1	227,00	3,67	0,41	1,22	75,21	
22-Sep	14,95	3,07	103,00	1,36	0,15	201,00	3,23	0,36	1,22	135,77	
23-Sep	16,03	3,01	107,95	1,41	0,16	180,60	2,86	0,32	1,23	87,57	
24-Sep	12,02	3,10	118,00	1,50	0,17	146,58	2,26	0,26	1,57	19,08	
25-Sep	12,25	3,00	112,00	1,40	0,16	101,00	1,53	0,18	1,33	0,00	
26-Sep	15,50	3,00	124,00	1,73	0,18	99,00	1,67	0,17	1,13	0,00	
27-Sep	19,50	3,10	151,00	1,69	0,22	73,50	0,99	0,13	1,42	43,46	
28-Sep	23,46	3,11	145,00	1,82	0,21	53,00	0,83	0,09	1,22	101,33	
29-Sep	25,66	3,06	101,00	1,24	0,14	118,00	1,79	0,21	1,29	58,67	
30-Sep	25,53	3,06	92,00	1,12	0,13	113,00	1,72	0,20	1,37	56,10	
<b>Total</b>				<b>39,55</b>			<b>74,86</b>			<b>1.565,13</b>	
<b>Prom</b>	<b>14,49</b>	<b>3,16</b>	<b>100,62</b>	<b>1,32</b>	<b>0,14</b>	<b>154,68</b>	<b>2,50</b>	<b>0,27</b>	<b>1,34</b>	<b>52,17</b>	

**Anexo C.1.c: Informe diario de operación de la caldera, Septiembre de 2004. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Sep	267,40	128	113,40	123	392,25	26,00	4,10	4,30	15,31	932	911	915	163	151
02-Sep	263,10	128	105,80	126	380,62	26,00	4,60	4,60	15,32	928	905	913	161	153
03-Sep	262,20	124	108,50	124	382,52	23,10	4,80	5,10	15,32	927	899	915	159	147
04-Sep	262,70	120	106,40	120	380,87	22,30	4,60	5,40	15,32	926	900	914	152	143
05-Sep	261,80	121	105,70	119	379,35	20,10	4,30	5,20	15,32	923	898	906	151	143
06-Sep	262,50	120	105,90	117	380,24	20,30	4,20	4,50	15,31	927	902	908	153	143
07-Sep	257,20	118	105,20	115	374,68	22,10	4,20	4,70	15,32	929	901	913	151	143
08-Sep	258,80	120	107,50	115	378,09	23,00	4,30	4,90	15,32	921	896	907	152	144
09-Sep	259,00	118	104,60	115	375,31	21,20	4,40	5,00	15,32	921	894	910	151	142
10-Sep	257,60	125	106,60	120	376,07	20,90	4,70	4,90	15,32	922	901	914	160	150
11-Sep	258,50	121	104,10	117	374,17	23,90	4,40	4,90	15,32	924	901	912	152	146
12-Sep	257,60	127	104,60	122	375,56	21,10	4,50	5,20	15,32	930	906	913	161	150
13-Sep	259,20	126	103,00	122	376,07	22,60	4,60	4,90	15,32	932	906	916	161	151
14-Sep	258,80	122	101,40	117	368,35	22,50	4,10	4,50	15,32	926	901	913	153	143
15-Sep	255,20	126	102,30	122	371,26	21,90	4,80	4,80	15,32	919	901	910	159	150
16-Sep	251,10	122	107,20	118	372,15	51,30	4,50	4,70	15,32	915	892	907	152	144
17-Sep	247,10	122	106,60	116	367,59	20,30	4,40	5,00	15,32	921	900	911	152	143
18-Sep	249,90	120	105,60	113	369,11	22,10	4,00	4,40	15,32	925	903	914	152	142
19-Sep	243,80	128	106,00	120	363,42	22,60	3,80	4,40	15,32	931	906	916	166	155
20-Sep	244,60	124	100,40	118	359,00	21,30	4,30	4,60	15,32	914	896	906	157	147
21-Sep	244,90	126	99,80	121	358,36	21,60	3,80	4,40	15,32	929	905	913	161	150
22-Sep	247,00	119	94,20	117	355,83	23,00	4,20	4,70	15,32	929	903	914	150	140
23-Sep	244,20	126	93,60	124	352,29	23,80	4,00	4,20	15,32	926	900	912	160	150
24-Sep	248,50	127	93,90	125	357,23	20,60	4,50	4,60	15,32	917	899	908	161	151
25-Sep	246,80	127	91,80	126	353,31	22,80	4,20	4,40	15,32	918	893	909	160	150
26-Sep	247,10	124	92,80	123	354,70	21,20	3,80	4,70	15,32	922	894	913	156	149
27-Sep	250,70	127	87,70	129	352,93	17,50	4,00	4,40	15,32	918	892	916	163	153
28-Sep	244,90	120	84,60	121	345,09	17,60	3,90	4,20	15,32	926	896	910	149	141
29-Sep	251,70	119	88,20	120	351,41	21,20	3,80	3,90	15,26	920	893	904	149	141
30-Sep	248,60	121	82,20	125	344,96	25,00	3,30	3,70	15,32	928	890	914	152	144
<b>Total Prom</b>	<b>253,75</b>	<b>123,20</b>	<b>100,65</b>	<b>120,33</b>	<b>367,43</b>	<b>22,96</b>	<b>4,24</b>	<b>4,64</b>	<b>15,32</b>	<b>924,20</b>	<b>899,47</b>	<b>911,53</b>	<b>155,97</b>	<b>146,63</b>

**Anexo C.2.a: Informe diario de operación de la caldera, Octubre de 2004. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Dia	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Oct	546	15.277	1,87	86,83	9,45	12,00	810	18.389	36	5391	400
02-Oct	539	15.277	1,87	86,83	9,30	12,00	840	18.153	34	5372	401
03-Oct	513	15.277	1,87	86,83	9,80	12,00	810	17.278	31	5043	400
04-Oct	0	15.277	1,87	86,83	9,80	0,00	0	0	0	25	0
05-Oct	0	15.277	1,87	86,83	9,80	0,00	0	0	0	0	0
06-Oct	0	15.277	1,87	86,83	9,80	0,00	0	0	0	0	0
07-Oct	0	15.277	1,87	86,83	9,80	0,00	0	0	0	0	0
08-Oct	0	15.277	1,87	86,83	9,80	0,00	0	0	0	0	0
09-Oct	0	15.277	1,87	86,83	9,80	0,00	0	0	0	0	0
10-Oct	0	15.277	1,87	86,83	10,00	0,00	0	0	0	0	0
11-Oct	24	15.430	2,10	86,83	10,00	0,00	0	817	0	220	0
12-Oct	414	15.430	2,10	86,83	10,00	0,00	0	14.083	40	3960	440
13-Oct	566	15.430	2,10	86,83	9,50	0,00	580	19.254	43	5658	440
14-Oct	584	15.430	2,10	86,83	10,00	0,00	800	19.866	42	5760	40
15-Oct	586	15.430	2,10	86,83	12,60	0,00	800	19.934	43	5732	40
16-Oct	584	15.430	2,10	86,83	12,60	14,20	600	19.866	44	5754	438
17-Oct	580	15.430	2,10	86,83	12,60	14,20	700	19.730	51	5716	436
18-Oct	589	15.901	2,03	86,18	12,60	11,20	700	20.648	51	5813	435
19-Oct	595	15.901	2,03	86,18	12,60	16,80	710	20.858	51	5879	436
20-Oct	613	15.901	2,03	86,18	12,60	16,80	625	21.489	51	5934	436
21-Oct	619	15.901	2,03	86,18	12,60	16,80	710	21.699	51	5949	433
22-Oct	629	15.901	2,03	86,18	9,90	12,00	725	22.050	48	6029	434
23-Oct	625	15.901	2,03	86,18	9,15	15,00	775	21.910	46	6044	439
24-Oct	600	15.901	2,03	86,18	9,00	15,00	805	21.033	50	5959	440
25-Oct	597	15.901	2,03	86,18	10,30	12,60	665	20.928	52	5894	467
26-Oct	597	15.901	2,03	86,18	10,30	12,60	700	20.928	51	5844	469
27-Oct	599	15.901	2,03	86,18	8,60	10,00	820	20.998	50	5822	457
28-Oct	616	15.901	2,03	86,18	9,30	14,00	700	21.594	50	6036	450
29-Oct	631	15.901	2,03	86,18	10,50	14,00	650	22.120	48	6099	450
30-Oct	628	15.901	2,03	86,18	11,20	14,50	660	22.015	43	6134	450
31-Oct	640	15.901	2,03	86,18	10,00	10,50	650	22.435	42	6166	450
<b>Total</b>	<b>12.874</b>							<b>468.075</b>	<b>1.048</b>	<b>132.233</b>	
<b>Prom</b>	<b>436</b>	<b>15.593</b>	<b>1,99</b>	<b>86,54</b>	<b>10,43</b>	<b>8,26</b>	<b>510,81</b>	<b>15.099</b>	<b>34</b>	<b>4.266</b>	



**Anexo C.2.b: Informe diario de operación de la caldera, Octubre de 2004. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Analisis de los gases de escape								Ca/S ratio	Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)		
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Oct	22,76	3,06	99,00	1,20	0,14	78,00	1,18	0,14	1,30	0,00
02-Oct	15,46	3,14	83,00	1,00	0,12	169,00	2,54	0,31	1,24	0,00
03-Oct	12,93	3,64	88,00	1,04	0,13	260,00	3,81	0,49	1,19	0,00
04-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
05-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
06-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
07-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
08-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
09-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
10-Oct	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
11-Oct	12,00	15,49	11,08	0,02	0,06	63,89	0,14	0,37	0,00	0,00
12-Oct	11,70	5,23	135,00	1,41	0,22	218,00	2,79	0,44	1,62	0,00
13-Oct	5,39	4,09	137,00	1,81	0,21	186,00	3,05	0,35	1,27	0,00
14-Oct	4,08	3,83	116,00	1,56	0,17	189,00	3,13	0,35	1,21	0,00
15-Oct	5,04	3,71	123,00	1,64	0,18	189,00	3,03	0,34	1,23	96,05
16-Oct	4,90	3,80	138,28	1,85	0,21	196,57	3,16	0,35	1,26	61,53
17-Oct	5,70	3,80	135,60	1,80	0,2	188,40	3,01	0,34	1,47	0,00
18-Oct	8,10	3,70	136,40	1,83	0,2	167,50	2,70	0,29	1,45	97,20
19-Oct	8,80	3,40	130,00	1,73	0,18	154,00	2,46	0,26	1,44	96,70
20-Oct	8,65	3,30	125,00	1,70	0,17	165,00	2,70	0,28	1,40	84,00
21-Oct	7,02	3,40	122,00	1,69	0,17	161,00	2,68	0,27	1,38	89,90
22-Oct	9,60	3,48	121,00	1,73	0,17	172,00	3,04	0,30	1,14	51,04
23-Oct	9,68	3,40	125,00	1,76	0,18	225,00	3,97	0,40	1,10	0,00
24-Oct	14,43	3,46	124,00	1,69	0,18	188,00	3,20	0,34	1,24	0,00
25-Oct	12,00	3,42	117,00	1,58	0,17	201,00	3,35	0,35	1,30	48,73
26-Oct	9,92	3,53	132,00	1,79	0,19	163,00	2,73	0,29	1,28	114,12
27-Oct	9,55	3,48	131,00	1,78	0,19	141,00	2,41	0,25	1,25	104,89
28-Oct	11,60	3,25	119,00	1,64	0,17	144,00	2,48	0,25	1,21	99,89
29-Oct	12,40	3,27	106,00	1,54	0,15	143,00	2,57	0,26	1,18	59,81
30-Oct	12,80	3,25	96,00	1,39	0,14	144,00	2,55	0,26	1,06	0,00
31-Oct	10,50	3,12	85,00	1,24	0,12	172,00	3,12	0,31	1,01	0,00
<b>Total</b>				<b>36,42</b>			<b>65,80</b>			<b>1.003,86</b>
<b>Prom</b>	<b>7,90</b>	<b>7,88</b>	<b>88,24</b>	<b>1,17</b>	<b>0,13</b>	<b>131,56</b>	<b>2,12</b>	<b>0,24</b>	<b>0,94</b>	<b>32,38</b>

**Anexo C.2.c: Informe diario de operación de la caldera, Octubre de 2004. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Oct	254,50	119	82,40	124	348,63	23,60	3,60	4,40	15,32	926	889	908	148	142
02-Oct	251,90	120	80,00	126	343,82	24,80	2,80	3,00	15,32	930	891	910	150	143
03-Oct	255,30	44	114,00	38	387,07	0,50	0,10	0,10	15,25	45	48	50	48	47
04-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
05-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
06-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
07-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
08-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
09-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
10-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
11-Oct	214,80	115	47,30	139	276,04	23,40	0,30	0,90	15,02	930	833	794	153	141
12-Oct	271,20	120	108,60	124	393,39	20,90	2,80	3,70	14,97	928	933	905	168	157
13-Oct	279,90	123	105,40	127	389,47	20,60	3,50	3,80	15,14	917	920	887	170	160
14-Oct	272,00	124	105,10	130	391,62	21,50	4,00	4,10	15,31	918	919	890	169	159
15-Oct	269,00	126	113,60	126	396,05	26,00	3,20	4,60	15,32	925	929	901	171	161
16-Oct	268,00	122	106,50	124	387,95	26,90	3,20	3,50	15,32	922	924	899	164	154
17-Oct	269,20	124	106,90	126	389,34	26,00	3,40	3,70	15,32	921	925	900	168	159
18-Oct	270,00	120	102,90	123	387,83	25,50	4,30	5,00	15,32	919	926	900	161	153
19-Oct	x	x	x	x	x	x	x	x	xx	x	x	x	x	x
20-Oct	269,20	125	102,20	128	385,80	24,70	4,40	4,70	15,31	923	931	905	167	157
21-Oct	272,90	121	109,90	121	396,55	25,30	4,70	4,90	15,31	917	925	898	161	155
22-Oct	276,60	117	110,20	119	398,95	23,80	4,30	5,00	15,31	924	929	906	158	151
23-Oct	275,70	118	101,80	123	389,85	25,10	4,40	5,10	15,31	927	927	908	157	151
24-Oct	283,40	116	100,50	126	395,92	23,20	4,40	4,90	15,31	926	928	909	155	148
25-Oct	281,10	119	97,90	127	391,49	25,40	4,20	4,70	15,32	923	922	905	157	150
26-Oct	278,10	117	102,70	122	391,87	24,50	4,20	4,60	15,32	918	920	901	156	149
27-Oct	269,90	119	115,20	117	395,54	24,30	5,00	5,40	15,31	921	927	901	157	147
28-Oct	269,90	123	115,60	120	397,31	24,00	5,20	5,50	15,31	917	922	898	164	153
29-Oct	266,50	119	116,50	116	395,03	24,40	5,50	6,30	15,32	914	920	898	157	150
30-Oct	268,00	118	117,50	117	397,18	23,70	5,60	5,90	15,33	909	919	897	157	150
31-Oct	273,70	120	116,60	119	402,12	25,30	5,70	6,20	15,31	915	923	902	157	151
<b>Total Prom</b>	<b>267,86</b>	<b>116,91</b>	<b>103,45</b>	<b>120,09</b>	<b>383,86</b>	<b>23,19</b>	<b>3,86</b>	<b>4,35</b>	<b>15,28</b>	<b>883,26</b>	<b>879,57</b>	<b>859,65</b>	<b>155,35</b>	<b>147,30</b>

**Anexo C.3.a: Informe diario de operación de la caldera, Noviembre de 2004. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Dia	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Nov	629	15.840	1,77	86,15	11,00	15,00	540	21.965	48	6181	450
02-Nov	625	15.840	1,77	86,15	11,90	12,40	570	21.826	43	6122	450
03-Nov	627	15.840	1,77	86,15	11,90	12,00	625	21.895	43	6137	450
04-Nov	636	15.840	1,77	86,15	10,70	11,76	540	22.210	42	6196	450
05-Nov	612	15.840	1,77	86,15	10,90	11,00	540	21.372	43	6074	450
06-Nov	606	15.840	1,77	86,15	13,00	13,88	500	21.162	45	5915	450
07-Nov	598	15.840	1,77	86,15	12,60	14,36	600	20.883	51	5837	450
08-Nov	614	16.267	1,75	86,62	10,90	13,00	540	22.019	51	5830	450
09-Nov	604	16.267	1,75	86,62	10,90	13,00	580	21.661	51	5896	450
10-Nov	618	16.267	1,75	86,62	10,90	13,00	550	22.163	45	5931	449
11-Nov	604	16.267	1,75	86,62	10,90	13,00	585	21.661	42	5881	449
12-Nov	602	16.267	1,75	86,62	10,90	13,40	550	21.589	51	5897	450
13-Nov	618	16.267	1,75	86,62	10,90	13,40	585	22.163	50	5918	450
14-Nov	613	16.267	1,75	86,62	10,90	15,20	575	21.984	46	5962	450
15-Nov	605	16.057	1,55	86,34	10,20	15,20	585	21.417	45	5988	451
16-Nov	604	16.057	1,55	86,34	11,20	13,40	645	21.381	51	5897	450
17-Nov	602	16.057	1,55	86,34	10,90	13,40	555	21.310	51	5827	464
18-Nov	598	16.057	1,55	86,34	10,10	11,40	560	21.169	46	5798	450
19-Nov	590	16.057	1,55	86,34	9,85	12,06	625	20.886	49	5922	450
20-Nov	602	16.057	1,55	86,34	10,80	12,06	595	21.310	45	5823	450
21-Nov	608	16.057	1,55	86,34	11,00	15,36	630	21.523	51	5839	450
22-Nov	607	16.057	1,55	86,34	9,30	14,00	690	21.487	51	5852	450
23-Nov	599	16.057	1,55	86,34	11,50	15,00	650	21.204	51	5871	450
24-Nov	616	16.057	1,55	86,34	11,00	14,60	670	21.806	51	5905	450
25-Nov	605	16.057	1,55	86,34	8,70	15,20	850	21.417	51	5981	450
26-Nov	593	16.057	1,55	86,34	8,50	14,00	1.150	20.992	51	5988	450
27-Nov	578	16.057	1,55	86,34	8,70	14,00	1.100	20.461	51	5803	450
28-Nov	570	16.057	1,55	86,34	7,50	14,00	1.075	20.178	51	5665	450
29-Nov	561	16.057	1,55	86,34	8,40	14,00	620	19.859	51	5631	450
30-Nov	564	16.057	1,55	86,34	10,50	15,48	715	19.965	58	5660	450
<b>Total</b>	<b>18.108</b>							<b>640.918</b>	<b>1.455</b>	<b>177.227</b>	
<b>Prom</b>	<b>604</b>	<b>16.055</b>	<b>1,65</b>	<b>86,36</b>	<b>10,55</b>	<b>13,59</b>	<b>653,17</b>	<b>21.364</b>	<b>49</b>	<b>5.908</b>	

**Anexo C.3.b: Informe diario de operación de la caldera, Noviembre de 2004. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Ca/S ratio	Disposed ash [Ton]
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)			
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]			
01-Nov	20,00	3,04	81,00	1,16	0,12	178,00	3,13	0,31	1,18	0,00	
02-Nov	22,00	3,20	74,00	1,06	0,11	140,00	2,44	0,24	1,06	52,97	
03-Nov	16,26	3,19	88,00	1,27	0,13	149,00	2,60	0,26	1,06	110,86	
04-Nov	17,56	3,16	102,00	1,49	0,15	139,00	2,49	0,25	1,02	101,13	
05-Nov	13,91	3,35	92,00	1,24	0,13	140,00	2,32	0,24	0,97	0,00	
06-Nov	16,52	3,40	94,00	1,26	0,13	129,00	2,07	0,22	1,03	0,00	
07-Nov	17,38	3,40	88,00	1,17	0,12	143,00	2,28	0,24	1,18	0,00	
08-Nov	16,57	3,40	88,00	1,20	0,12	135,00	2,25	0,23	1,15	49,92	
09-Nov	18,01	3,40	86,05	1,15	0,12	138,00	2,26	0,23	1,17	100,51	
10-Nov	15,90	3,40	77,90	1,07	0,11	120,80	2,03	0,20	1,01	108,40	
11-Nov	14,01	3,40	81,50	1,09	0,11	151,00	2,48	0,25	0,96	99,87	
12-Nov	14,00	3,40	81,00	1,08	0,11	128,00	2,09	0,21	1,18	20,55	
13-Nov	16,70	3,40	75,80	1,04	0,1	134,30	2,25	0,22	1,12	0,00	
14-Nov	16,00	3,40	77,00	1,05	0,1	128,00	2,13	0,21	1,04	0,00	
15-Nov	15,00	3,40	102,00	1,43	0,15	160,00	2,77	0,29	1,32	77,66	
16-Nov	14,76	3,40	112,00	1,57	0,16	170,00	2,91	0,30	1,50	108,34	
17-Nov	14,54	3,49	122,00	1,71	0,18	142,00	2,44	0,25	1,50	101,53	
18-Nov	13,70	3,50	120,00	1,72	0,18	131,00	2,32	0,24	1,38	100,66	
19-Nov	12,12	3,50	137,00	1,94	0,2	138,00	2,42	0,26	1,49	57,76	
20-Nov	12,17	3,51	133,00	1,92	0,2	136,00	2,41	0,25	1,34	0,00	
21-Nov	13,90	3,50	144,00	2,24	0,23	104,50	1,99	0,20	1,41	0,00	
22-Nov	14,10	3,40	106,00	1,53	0,16	122,00	2,20	0,23	1,51	0,00	
23-Nov	14,50	3,40	109,00	1,55	0,16	105,00	1,82	0,19	1,53	95,20	
24-Nov	13,20	3,40	120,00	1,76	0,18	110,00	1,98	0,20	1,48	121,02	
25-Nov	12,50	3,40	133,00	1,92	0,2	127,00	2,30	0,24	1,51	128,04	
26-Nov	13,50	3,40	150,00	2,09	0,22	118,00	2,07	0,22	1,54	63,71	
27-Nov	13,69	3,51	186,00	2,54	0,27	117,00	2,01	0,22	1,79	0,00	
28-Nov	14,50	3,78	178,00	2,44	0,27	97,00	1,69	0,18	1,81	0,00	
29-Nov	21,72	3,75	178,00	2,40	0,27	81,00	1,37	0,15	1,84	0,00	
30-Nov	12,24	3,69	151,00	2,04	0,23	95,00	1,58	0,17	2,08	74,60	
<b>Total</b>				<b>47,13</b>			<b>67,10</b>			<b>1.572,73</b>	
<b>Prom</b>	<b>15,37</b>	<b>3,42</b>	<b>112,24</b>	<b>1,57</b>	<b>0,16</b>	<b>130,22</b>	<b>2,24</b>	<b>0,23</b>	<b>1,34</b>	<b>52,42</b>	

**Anexo C.3.c: Informe diario de operación de la caldera, Noviembre de 2004. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Nov	270,30	124	113,10	123	395,54	24,10	5,90	6,50	15,31	911	918	900	162	154
02-Nov	272,40	119	115,90	117	400,47	24,90	5,70	6,30	15,31	908	915	899	157	151
03-Nov	270,40	122	117,20	119	399,84	25,00	5,90	6,30	15,31	913	920	901	162	153
04-Nov	270,80	122	116,50	119	399,33	24,70	5,40	5,95	15,31	913	920	902	163	153
05-Nov	269,90	121	113,10	120	394,78	25,70	5,00	5,50	15,31	911	917	900	162	153
06-Nov	267,40	122	108,40	123	388,21	25,70	4,60	4,90	15,31	913	915	900	161	152
07-Nov	272,40	122	104,30	126	388,96	25,50	4,80	5,20	15,31	910	913	897	160	153
08-Nov	270,70	123	110,80	123	392,38	26,00	4,90	5,30	15,31	909	913	897	162	154
09-Nov	271,10	120	114,70	116	396,30	25,20	5,20	5,70	15,31	904	913	897	159	152
10-Nov	271,90	120	111,20	118	394,02	24,50	5,00	5,40	15,31	908	912	900	157	148
11-Nov	271,40	123	108,10	126	390,23	26,40	4,60	4,80	15,3	915	915	909	161	154
12-Nov	269,60	123	109,70	122	390,10	25,80	4,70	5,00	15,31	904	908	902	161	152
13-Nov	272,90	119	113,60	117	397,44	25,10	5,10	5,40	15,33	906	912	903	157	150
14-Nov	269,70	123	116,20	120	396,68	24,00	4,90	5,20	15,33	914	919	907	162	153
15-Nov	269,60	118	108,90	118	389,60	26,10	4,20	4,70	15,33	918	916	908	155	145
16-Nov	270,10	119	107,80	119	388,84	26,20	3,90	4,20	15,33	922	920	912	155	148
17-Nov	267,80	119	110,20	119	388,59	26,10	4,10	4,30	15,31	920	917	911	156	149
18-Nov	270,20	120	113,10	118	394,15	25,40	3,80	4,10	15,3	925	922	916	157	150
19-Nov	269,70	120	106,50	121	387,07	25,30	4,00	4,50	15,3	922	918	910	156	149
20-Nov	268,10	121	112,90	118	391,62	26,80	3,70	4,10	15,3	925	921	910	158	150
21-Nov	269,30	124	106,70	123	387,07	28,00	3,70	4,20	15,3	924	921	914	163	154
22-Nov	273,40	125	108,80	124	392,63	25,00	4,30	4,70	15,3	923	921	917	163	154
23-Nov	272,40	126	109,50	124	392,51	24,50	4,20	4,50	15,3	919	917	911	165	156
24-Nov	272,40	126	116,90	122	399,84	26,00	4,50	4,90	15,3	925	924	911	165	156
25-Nov	269,90	126	116,50	120	397,31	26,90	4,00	4,30	15,31	931	927	916	165	155
26-Nov	268,10	124	107,00	124	385,93	27,20	3,70	4,30	15,31	933	928	900	161	154
27-Nov	271,80	122	102,60	124	385,04	25,50	3,60	3,80	15,31	926	918	895	159	152
28-Nov	271,60	124	103,20	126	385,68	28,30	3,10	3,40	15,31	929	918	898	162	153
29-Nov	270,70	124	103,20	126	385,04	26,80	3,40	3,70	15,31	930	921	906	160	153
30-Nov	268,60	124	103,40	128	382,90	27,40	3,60	4,00	15,31	927	920	910	160	153
<b>Total Prom</b>	<b>270,49</b>	<b>122,17</b>	<b>110,33</b>	<b>121,43</b>	<b>391,94</b>	<b>25,80</b>	<b>4,45</b>	<b>4,84</b>	<b>15,31</b>	<b>917,93</b>	<b>917,97</b>	<b>905,30</b>	<b>160,20</b>	<b>152,10</b>

**Anexo C.4.a: Informe diario de operación de la caldera, Diciembre de 2004. (Combustible, caliza y vapor).**

Dia	Análisis y composición del combustible									Vapor	
	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Dic	573	16.156	1,29	86,83	11,60	0,00	580	20.409	60	5703	450
02-Dic	582	16.156	1,29	86,83	11,50	13,42	655	20.729	59	5691	450
03-Dic	581	16.156	1,29	86,83	11,20	18,40	645	20.694	54	5692	450
04-Dic	592	16.156	1,29	86,83	10,70	18,40	720	21.086	51	5814	450
05-Dic	618	16.156	1,29	86,83	10,10	18,40	690	22.012	45	6005	450
06-Dic	620	15.558	1,25	87,59	11,00	15,60	700	21.265	37	6029	450
07-Dic	613	15.558	1,25	87,59	11,00	15,60	675	21.025	34	5944	450
08-Dic	607	15.558	1,25	87,59	11,00	15,60	580	20.820	34	5810	450
09-Dic	620	15.558	1,25	87,59	10,40	15,40	600	21.265	35	5963	450
10-Dic	606	15.558	1,25	87,59	12,25	14,20	675	20.785	47	5942	450
11-Dic	593	15.558	1,25	87,59	10,90	14,20	655	20.339	51	5732	454
12-Dic	584	15.558	1,25	87,59	11,50	12,20	640	20.031	51	5619	454
13-Dic	562	16.096	1,31	86,78	11,60	0,00	750	19.943	51	5390	478
14-Dic	551	16.096	1,31	86,78	10,10	11,00	705	19.552	51	5283	465
15-Dic	547	16.096	1,31	86,78	11,20	13,00	530	19.410	52	5262	455
16-Dic	536	16.096	1,31	86,78	11,50	12,40	700	19.020	62	5162	480
17-Dic	562	16.096	1,31	86,78	13,00	22,60	580	19.943	57	5340	465
18-Dic	614	16.096	1,31	86,78	12,60	21,00	560	21.788	42	5851	472
19-Dic	620	16.096	1,31	86,78	14,00	14,40	530	22.001	51	5789	465
20-Dic	635	15.973	1,20	86,01	13,00	14,00	570	22.361	49	5854	465
21-Dic	628	15.973	1,20	86,01	11,50	0,00	610	22.114	46	5810	477
22-Dic	617	15.973	1,20	86,01	10,70	16,08	590	21.727	43	5757	469
23-Dic	216	15.973	1,20	86,01	10,00	15,00	0	7.606	17	2220	465
24-Dic	0	15.973	1,20	86,01	10,00	0,00	0	0	0	0	0
25-Dic	0	15.973	1,20	86,01	10,00	15,00	0	0	0	0	0
26-Dic	9	15.973	1,20	86,01	10,00	15,00	0	317	0	8	0
27-Dic	367	15.973	1,20	86,01	10,00	16,00	590	12.924	26	3340	482
28-Dic	534	15.973	1,20	86,01	10,00	16,00	590	18.804	34	5157	483
29-Dic	541	15.973	1,20	86,01	10,00	16,00	555	19.051	34	5206	478
30-Dic	536	15.973	1,20	86,01	10,00	16,00	600	19.896	34	5505	476
31-Dic	566	15.973	1,20	86,01	10,00	16,00	605	19.931	34	5528	475
<b>Total</b>	<b>15.830</b>							<b>556.848</b>	<b>1.241</b>	<b>152.406</b>	
<b>Prom</b>	<b>511</b>	<b>15.937</b>	<b>1,25</b>	<b>86,67</b>	<b>11,04</b>	<b>13,58</b>	<b>544,52</b>	<b>17.963</b>	<b>40</b>	<b>4.916</b>	

**Anexo C.4.b: Informe diario de operación de la caldera, Diciembre de 2004. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)	Ca/S ratio	
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Dic	13,16	3,62	157,00	2,14	0,23	84,00	1,39	0,15	2,12	123,48
02-Dic	14,87	3,70	174,00	2,39	0,25	71,00	1,19	0,13	1,72	116,93
03-Dic	16,25	3,69	167,50	2,30	0,24	59,20	0,99	0,11	1,58	63,73
04-Dic	26,90	3,49	139,00	1,92	0,2	63,00	1,06	0,11	1,46	0,00
05-Dic	54,00	3,30	81,00	1,15	0,12	96,00	1,67	0,17	1,23	0,00
06-Dic	41,00	3,20	43,00	0,61	0,06	102,00	1,77	0,18	1,01	65,03
07-Dic	19,00	3,30	43,00	0,61	0,06	83,00	1,44	0,15	0,94	63,65
08-Dic	23,00	3,24	53,00	0,74	0,08	99,00	1,69	0,18	0,95	77,31
09-Dic	18,00	3,16	54,00	0,77	0,08	101,00	1,77	0,18	0,96	94,24
10-Dic	22,48	3,11	80,00	1,13	0,12	53,00	0,90	0,10	1,89	56,60
11-Dic	22,62	3,12	120,00	1,65	0,18	28,00	0,49	0,05	2,09	0,00
12-Dic	34,35	3,15	144,00	1,96	0,22	21,00	0,35	0,04	2,12	0,00
13-Dic	42,01	3,20	124,00	1,63	0,18	27,00	0,43	0,05	2,21	0,00
14-Dic	22,55	3,34	118,00	1,53	0,17	30,00	0,48	0,05	2,25	110,57
15-Dic	21,00	3,30	133,20	1,71	0,19	25,70	0,40	0,05	2,31	91,07
16-Dic	23,00	3,50	182,00	2,32	0,27	3,50	0,05	0,01	2,81	109,11
17-Dic	36,00	3,60	325,00	4,21	0,47	2,00	0,03	0,00	2,54	105,50
18-Dic	19,00	3,30	110,00	1,53	0,15	100,00	1,67	0,17	1,72	0,00
19-Dic	20,00	3,30	99,00	1,39	0,14	82,00	1,36	0,14	2,06	0,00
20-Dic	24,00	3,20	88,00	1,26	0,12	92,00	1,57	0,16	1,94	67,71
21-Dic	24,17	3,16	88,88	1,25	0,12	92,38	1,59	0,16	1,84	132,03
22-Dic	15,25	3,36	86,00	1,21	0,12	159,00	2,74	0,28	1,75	125,16
23-Dic	28,12	11,74	24,60	0,25	0,07	46,80	0,55	0,16	1,97	60,56
24-Dic	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
25-Dic	0,00	0,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
26-Dic	31,50	14,33	5,00	0,00	0,02	28,00	0,02	0,14	0,00	0,00
27-Dic	20,80	5,34	94,80	0,93	0,16	170,20	2,05	0,35	1,70	40,42
28-Dic	16,10	3,50	107,61	0,36	0,16	214,20	3,36	0,43	1,52	103,44
29-Dic	14,00	3,49	104,00	0,33	0,15	159,00	2,52	0,29	1,50	103,17
30-Dic	15,00	3,20	122,00	0,60	0,18	149,00	2,43	0,27	1,44	101,06
31-Dic	17,90	3,40	144,00	1,91	0,22	144,00	2,36	0,26	1,57	0,00
<b>Total Prom</b>	<b>22,45</b>	<b>4,49</b>	<b>103,60</b>	<b>1,28</b>	<b>0,15</b>	<b>76,93</b>	<b>1,24</b>	<b>0,15</b>	<b>1,59</b>	<b>1.810,77</b>
										<b>58,41</b>

**Anexo C.4.c: Informe diario de operación de la caldera, Diciembre de 2004. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Dic	268,70	125	102,10	126	383,78	29,10	3,20	3,70	15,31	928	920	908	161	154
02-Dic	273,00	124	102,30	129	388,59	28,20	3,30	3,70	15,3	928	919	910	162	155
03-Dic	272,00	122	101,50	126	386,44	18,70	4,00	4,30	15,31	919	921	909	159	153
04-Dic	268,00	123	108,30	123	388,96	19,80	4,60	5,50	15,31	913	918	909	161	153
05-Dic	269,20	122	114,10	119	394,28	20,50	6,00	6,30	15,3	893	904	891	156	148
06-Dic	270,00	123	114,20	119	395,16	18,50	5,90	6,50	15,3	888	901	884	159	151
07-Dic	269,10	125	113,70	121	393,14	20,00	5,60	6,50	15,3	891	900	883	160	152
08-Dic	269,50	124	114,90	121	394,91	15,60	5,40	6,10	15,31	892	907	892	158	151
09-Dic	269,00	122	114,00	119	393,39	13,30	5,90	6,30	15,31	892	910	890	155	149
10-Dic	251,10	121	116,00	114	379,23	13,20	4,80	5,30	15,31	903	917	894	155	147
11-Dic	242,10	122	116,60	113	368,23	12,30	3,60	4,20	15,31	910	920	900	154	146
12-Dic	236,70	127	117,50	116	368,73	10,60	3,20	3,70	15,31	925	938	912	161	150
13-Dic	223,80	128	114,60	115	353,18	13,10	2,40	2,50	15,31	925	930	901	159	147
14-Dic	225,00	126	111,70	115	347,49	15,30	2,40	2,60	15,31	924	928	902	157	147
15-Dic	212,90	131	111,20	117	340,41	16,00	2,00	2,50	15,31	931	936	898	163	152
16-Dic	214,00	128	110,90	117	341,29	21,70	1,90	2,20	15,31	932	932	898	163	151
17-Dic	250,80	128	117,00	121	385,17	18,10	3,20	3,50	15,31	929	934	915	164	156
18-Dic	250,80	128	117,00	121	385,17	18,10	3,20	3,60	15,31	929	934	915	164	156
19-Dic	237,20	131	116,10	120	374,68	16,80	3,30	3,90	15,3	928	936	911	166	156
20-Dic	236,10	131	115,90	119	373,28	19,70	3,70	4,20	15,31	920	928	901	166	155
21-Dic	236,80	128	114,90	118	373,03	19,00	3,40	3,80	15,31	927	932	904	162	151
22-Dic	235,10	127	116,10	116	372,40	22,00	3,40	3,80	15,31	928	929	900	158	150
23-Dic	236,60	129	113,90	122	371,77	24,60	3,70	4,00	15,31	914	912	900	162	152
24-Dic	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
25-Dic	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
26-Dic	170,30	120	38,50	128	223,06	24,90	0,00	0,00	15,31	911	754	673	129	126
27-Dic	246,80	125	99,80	124	359,12	30,80	1,70	1,60	15,31	927	912	884	159	152
28-Dic	247,80	124	100,60	124	360,89	26,80	1,80	2,00	15,31	924	903	887	156	150
29-Dic	252,60	126	105,00	124	370,12	27,40	2,10	2,10	15,31	927	920	902	158	152
30-Dic	262,50	129	114,30	123	389,09	25,60	2,00	2,00	15,31	928	918	908	164	156
31-Dic	260,70	130	114,10	124	387,07	25,00	2,10	2,00	15,31	931	921	912	165	157
<b>Total Prom</b>	<b>246,83</b>	<b>125,83</b>	<b>109,20</b>	<b>120,48</b>	<b>370,42</b>	<b>20,16</b>	<b>3,37</b>	<b>3,74</b>	<b>15,31</b>	<b>917,83</b>	<b>914,97</b>	<b>892,86</b>	<b>159,17</b>	<b>150,86</b>



**Anexo C.5.a: Informe diario de operación de la caldera, Enero de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Dia	Análisis y composición del combustible									Vapor	
	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Ene	569	16.145	1,34	91,05	10,00	16,00	750	20.253	34	5563	470
02-Ene	564	16.145	1,34	91,05	10,30	12,00	533	20.075	34	5590	476
03-Ene	573	16.184	1,27	86,87	12,40	14,00	555	20.444	40	5597	469
04-Ene	580	16.184	1,27	86,87	8,80	11,08	535	20.694	42	5684	452
05-Ene	583	16.184	1,27	86,87	10,40	16,84	555	20.801	48	5755	461
06-Ene	574	16.184	1,27	86,87	11,00	14,00	580	20.480	51	5662	474
07-Ene	576	16.184	1,27	86,87	12,80	14,00	520	20.551	51	5560	466
08-Ene	595	16.184	1,27	86,87	11,90	16,00	520	21.229	50	5633	462
09-Ene	581	16.184	1,27	86,87	11,90	16,00	500	20.730	44	5653	462
10-Ene	586	16.184	1,27	86,87	12,80	15,00	530	20.908	43	5730	460
11-Ene	589	16.184	1,27	86,87	10,90	16,00	480	21.015	60	5706	460
12-Ene	578	16.184	1,27	86,87	10,00	14,60	570	20.623	59	5585	460
13-Ene	563	16.184	1,27	86,87	10,40	11,60	540	20.087	60	5512	465
14-Ene	578	16.184	1,27	86,87	10,40	11,60	525	20.623	62	5614	465
15-Ene	574	16.184	1,27	86,87	10,70	11,60	510	20.480	63	5628	455
16-Ene	481	16.184	1,27	86,87	8,30	11,60	510	17.162	39	4876	455
17-Ene	0	16.180	1,11	85,48	8,00	11,60	0	0	0	0	0
18-Ene	0	16.180	1,11	85,48	8,00	11,60	0	0	0	0	0
19-Ene	281	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	500	10.023	43	2472	480
20-Ene	498	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	525	17.764	54	4929	465
21-Ene	582	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	480	20.760	51	5685	468
22-Ene	596	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	498	21.260	51	5768	468
23-Ene	584	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	475	20.832	51	5714	474
24-Ene	598	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	535	21.331	56	5652	474
25-Ene	588	16.180	1,11	85,48	8,50	11,60	515	20.974	59	5866	465
26-Ene	615	16.180	1,11	85,48	11,40	15,00	580	21.937	55	5892	465
27-Ene	618	16.180	1,11	85,48	11,20	14,40	450	22.044	47	5885	470
28-Ene	617	16.180	1,11	85,48	16,50	22,00	450	22.009	47	5830	468
29-Ene	637	16.180	1,11	85,48	13,50	15,26	510	22.722	47	5891	465
30-Ene	633	16.180	1,11	85,48	11,00	15,00	850	22.579	54	5976	470
31-Ene	625	16.180	1,11	85,48	10,90	15,00	540	22.294	51	5961	470
<b>Total</b>	<b>16.616</b>							<b>592.684</b>	<b>1.446</b>	<b>160.869</b>	
<b>Prom</b>	<b>536</b>	<b>16.180</b>	<b>1,20</b>	<b>86,47</b>	<b>10,42</b>	<b>13,64</b>	<b>503,90</b>	<b>19.119</b>	<b>47</b>	<b>5.189</b>	

**Anexo C.5.b: Informe diario de operación de la caldera, Enero de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)	Ca/S ratio	
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Ene	17,90	3,40	145,00	1,93	0,21	132,00	2,17	0,24	1,56	0,00
02-Ene	19,17	3,46	150,00	1,99	0,22	114,00	1,86	0,20	1,58	0,00
03-Ene	15,61	3,41	179,00	2,40	0,26	89,00	1,44	0,16	1,82	0,00
04-Ene	11,78	3,34	188,00	2,54	0,27	66,00	1,12	0,12	1,89	91,76
05-Ene	11,55	3,35	185,00	2,51	0,27	65,00	1,09	0,12	2,15	96,25
06-Ene	14,67	3,42	195,00	2,62	0,28	30,00	0,49	0,05	2,32	109,76
07-Ene	16,55	3,40	188,00	2,56	0,27	66,00	1,06	0,11	2,07	60,15
08-Ene	14,20	3,20	169,00	2,35	0,24	37,00	0,62	0,06	1,97	0,00
09-Ene	17,40	3,25	245,00	3,33	0,35	9,00	0,15	0,02	1,77	0,00
10-Ene	20,00	3,20	156,00	2,13	0,23	70,00	1,15	0,12	1,72	0,00
11-Ene	21,00	3,30	196,00	2,71	0,28	54,00	0,92	0,10	2,38	0,00
12-Ene	22,00	3,40	191,00	2,61	0,28	56,00	0,95	0,10	2,39	0,00
13-Ene	23,00	3,50	193,00	2,58	0,28	45,00	0,74	0,08	2,49	86,60
14-Ene	28,30	3,49	177,00	2,43	0,26	48,77	0,83	0,09	2,51	113,04
15-Ene	46,70	3,44	172,00	2,34	0,25	40,50	0,68	0,07	2,57	0,00
16-Ene	67,00	3,13	115,00	1,29	0,17	90,00	1,27	0,16	1,90	0,00
17-Ene	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
18-Ene	0,00	21,00	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
19-Ene	22,40	6,05	151,00	1,20	0,26	22,07	0,22	0,05	3,78	87,64
20-Ene	15,76	3,90	168,00	2,05	0,25	25,86	0,40	0,05	2,68	0,00
21-Ene	9,40	3,36	123,00	1,69	0,18	92,00	1,59	0,17	2,16	123,91
22-Ene	7,40	3,28	143,00	2,00	0,21	70,00	1,24	0,13	2,11	46,93
23-Ene	12,20	3,30	125,00	1,72	0,18	95,00	1,64	0,17	2,16	0,00
24-Ene	17,00	3,30	149,00	2,10	0,22	62,00	1,10	0,11	2,31	60,69
25-Ene	19,00	3,00	160,00	2,18	0,23	46,00	0,79	0,08	2,48	109,84
26-Ene	22,00	3,00	207,00	2,94	0,3	20,00	0,35	0,03	2,21	103,63
27-Ene	19,00	3,10	97,00	1,39	0,14	62,00	1,09	0,11	1,88	106,60
28-Ene	18,00	3,10	81,00	1,16	0,12	66,00	1,09	0,11	1,88	46,40
29-Ene	14,70	3,10	87,00	1,29	0,13	70,00	1,24	0,12	2,08	0,00
30-Ene	42,19	3,10	143,00	2,11	0,21	43,00	0,78	0,08	2,41	0,00
31-Ene	28,76	3,12	130,00	1,89	0,19	40,00	0,71	0,07	2,31	63,95
<b>Total Prom</b>	<b>19,83</b>	<b>4,53</b>	<b>148,65</b>	<b>62,04</b>	<b>0,22</b>	<b>55,68</b>	<b>0,93</b>	<b>0,10</b>	<b>2,05</b>	<b>1.307,15</b>

**Anexo C.5.c: Informe diario de operación de la caldera, Enero de 2004. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Ene	261,00	128	114,90	122	387,95	25,70	2,10	2,10	15,32	926	915	912	164	156
02-Ene	166,20	124	117,90	118	396,17	26,10	2,20	2,10	15,32	929	1070	909	159	153
03-Ene	265,90	124	118,40	118	395,16	23,90	2,50	2,50	15,31	924	1146	905	160	154
04-Ene	269,80	126	118,20	120	399,21	22,80	2,60	2,60	15,31	932	1200	916	161	155
05-Ene	269,60	125	120,00	119	401,99	22,80	2,50	2,80	15,31	928	1200	913	162	155
06-Ene	253,30	126	120,30	118	388,96	24,70	2,80	2,60	15,3	925	919	901	161	154
07-Ene	252,90	127	119,40	119	387,45	25,70	2,70	2,80	15,3	922	913	901	161	154
08-Ene	252,60	126	119,90	118	387,57	25,60	2,80	3,00	15,31	928	918	908	163	155
09-Ene	253,90	127	117,50	120	387,07	25,90	3,20	3,20	15,31	929	918	908	162	154
10-Ene	254,40	129	115,90	122	386,69	24,70	3,40	3,30	15,31	929	920	904	164	156
11-Ene	260,00	129	119,40	121	393,52	26,70	2,80	2,60	15,31	932	923	914	164	156
12-Ene	252,70	126	119,20	118	386,06	24,70	2,00	2,10	15,31	929	921	911	160	153
13-Ene	259,00	126	120,00	119	392,88	25,00	2,20	2,40	15,31	932	920	919	161	152
14-Ene	260,40	127	115,00	121	389,47	30,60	2,50	2,50	15,31	935	920	916	161	154
15-Ene	271,20	126	115,60	122	400,85	30,20	4,00	4,10	15,31	926	918	919	161	154
16-Ene	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
17-Ene	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
18-Ene	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
19-Ene	236,60	119	92,90	120	341,80	33,60	1,20	1,10	14,77	914	897	881	157	150
20-Ene	261,20	127	109,80	121	384,29	34,70	2,80	2,90	15,32	922	916	918	160	152
21-Ene	265,50	127	116,30	120	394,78	30,20	3,30	3,90	15,31	921	915	919	161	153
22-Ene	261,20	127	117,80	119	391,87	30,30	3,10	3,10	15,31	923	915	918	162	153
23-Ene	254,00	128	117,00	119	384,03	32,20	2,90	3,00	15,31	923	915	915	162	153
24-Ene	260,70	128	115,30	120	389,09	31,40	3,40	3,70	15,31	922	914	917	163	154
25-Ene	268,20	126	118,40	121	398,20	31,50	4,30	4,20	15,31	914	911	909	160	153
26-Ene	271,50	128	116,30	121	402,24	28,50	4,60	4,60	15,31	909	905	906	163	155
27-Ene	264,60	125	115,80	118	395,16	31,00	5,00	4,80	15,3	897	894	887	158	149
28-Ene	270,00	129	116,00	123	400,35	25,30	5,20	5,20	15,31	892	891	894	163	156
29-Ene	268,40	128	117,10	121	400,60	26,20	4,90	5,10	15,31	902	901	891	164	157
30-Ene	271,00	125	116,60	118	402,37	25,00	5,20	5,20	15,31	898	898	887	160	151
31-Ene	269,90	125	114,50	120	399,08	24,90	5,40	5,70	15,31	904	905	886	158	152
<b>Total Prom</b>	<b>258,06</b>	<b>126,36</b>	<b>116,26</b>	<b>119,86</b>	<b>391,60</b>	<b>27,50</b>	<b>3,27</b>	<b>3,33</b>	<b>15,29</b>	<b>920,25</b>	<b>946,36</b>	<b>906,57</b>	<b>161,25</b>	<b>153,68</b>

**Anexo C.6.a: Informe diario de operación de la caldera, Febrero de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Día	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Feb	615	16.778	1,27	85,54	10,15	14,00	690	22.748	51	5970	470
02-Feb	606	16.778	1,27	85,54	10,40	15,40	505	22.415	43	5953	470
03-Feb	616	16.778	1,27	85,54	12,20	15,40	460	22.785	42	5915	470
04-Feb	608	16.778	1,27	85,54	10,40	15,40	500	22.489	43	5932	460
05-Feb	626	16.778	1,27	85,54	10,40	14,26	580	23.155	42	5873	454
06-Feb	615	16.778	1,27	85,54	10,40	14,60	530	22.748	47	5918	469
07-Feb	616	16.321	1,14	85,64	8,80	14,60	575	22.164	50	5923	470
08-Feb	594	16.321	1,14	85,64	11,60	15,00	465	21.373	52	5860	470
09-Feb	625	16.321	1,14	85,64	9,30	9,76	655	22.488	51	5882	470
10-Feb	562	16.321	1,14	85,64	9,80	9,80	560	20.221	52	5871	470
11-Feb	601	16.321	1,14	85,64	9,80	12,40	580	21.625	51	5842	470
12-Feb	612	16.321	1,14	85,64	9,10	12,40	585	22.021	51	5817	470
13-Feb	612	16.321	1,14	85,64	9,10	12,40	820	22.021	51	5890	472
14-Feb	602	16.412	1,30	85,22	9,10	12,40	670	21.782	51	5890	473
15-Feb	598	16.412	1,30	85,22	9,10	12,40	550	21.637	51	5812	474
16-Feb	618	16.412	1,30	85,22	9,10	12,60	650	22.360	51	5874	468
17-Feb	605	16.412	1,30	85,22	9,10	12,60	660	21.890	51	5908	467
18-Feb	601	16.412	1,30	85,22	9,10	12,60	555	21.745	47	5904	464
19-Feb	612	16.412	1,30	85,22	10,75	16,60	595	22.143	47	5939	463
20-Feb	606	16.412	1,30	85,22	10,60	15,00	565	21.926	51	5928	476
21-Feb	602	16.412	1,30	85,22	10,60	15,40	610	21.782	51	5883	479
22-Feb	609	16.412	1,30	85,22	11,40	15,00	565	22.035	51	5881	469
23-Feb	610	16.412	1,30	85,22	10,50	15,00	640	22.071	51	5845	475
24-Feb	614	16.412	1,30	85,22	10,40	14,00	550	22.216	51	5886	476
25-Feb	608	16.412	1,30	85,22	11,60	14,40	600	21.999	51	5887	450
26-Feb	622	16.412	1,30	85,22	11,00	15,00	670	22.505	51	5824	445
27-Feb	623	16.412	1,30	85,22	13,20	16,00	560	22.541	46	5837	445
28-Feb	617	16.412	1,30	85,22	12,90	14,80	490	22.324	50	5846	445
<b>Total</b>	<b>17.055</b>							<b>619.209</b>	<b>1.377</b>	<b>164.790</b>	
<b>Prom</b>	<b>609</b>	<b>16.468</b>	<b>1,25</b>	<b>85,39</b>	<b>10,35</b>	<b>13,90</b>	<b>586,96</b>	<b>22.115</b>	<b>49</b>	<b>5.885</b>	

**Anexo C.6.b: Informe diario de operación de la caldera, Febrero de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape								Ca/S ratio	Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)		
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Feb	14,11	3,09	130,15	1,86	0,18	53,60	0,95	0,09	2,34	109,57
02-Feb	14,40	3,08	130,25	1,83	0,18	62,04	1,08	0,11	2,00	104,36
03-Feb	10,80	3,10	103,00	1,48	0,14	61,00	1,06	0,10	1,93	87,56
04-Feb	15,19	3,09	132,80	1,88	0,18	64,05	1,12	0,11	1,72	39,06
05-Feb	25,40	3,00	159,00	2,30	0,22	48,00	0,86	0,08	1,63	0,00
06-Feb	13,00	3,00	158,00	2,25	0,22	63,00	1,11	0,11	1,86	0,00
07-Feb	38,56	3,05	158,19	2,26	0,22	59,94	1,08	0,11	1,97	38,96
08-Feb	19,80	3,16	149,56	2,07	0,21	37,64	0,64	0,07	2,13	107,94
09-Feb	22,57	3,08	176,25	2,56	0,25	40,18	0,73	0,07	1,98	101,94
10-Feb	19,73	3,17	198,80	2,61	0,28	44,10	0,72	0,08	2,25	112,41
11-Feb	30,10	3,17	195,25	2,74	0,28	35,10	0,61	0,06	2,06	43,96
12-Feb	67,05	3,21	236,56	3,51	0,35	25,90	0,48	0,05	2,06	0,00
13-Feb	13,00	3,10	207,00	3,06	0,31	32,60	0,60	0,06	2,06	0,00
14-Feb	14,00	3,25	195,00	2,86	0,29	29,00	0,53	0,05	2,09	0,00
15-Feb	20,00	3,24	155,00	2,25	0,23	55,00	1,00	0,10	2,11	132,78
16-Feb	29,00	3,10	117,00	1,74	0,17	65,00	1,21	0,12	2,04	131,86
17-Feb	24,00	3,10	125,00	1,77	0,18	54,90	0,98	0,10	2,32	121,32
18-Feb	21,00	3,10	132,00	1,86	0,19	57,00	1,01	0,10	2,15	52,02
19-Feb	18,41	3,11	122,00	1,75	0,17	92,00	1,62	0,16	2,11	0,00
20-Feb	20,00	3,08	191,00	2,71	0,27	47,00	0,82	0,08	2,32	0,00
21-Feb	20,62	3,13	151,00	2,14	0,22	77,00	1,34	0,14	2,33	0,00
22-Feb	20,90	3,10	122,00	1,74	0,17	92,00	1,60	0,16	2,30	0,00
23-Feb	20,00	3,21	153,00	2,20	0,22	60,00	1,06	0,11	2,30	65,41
24-Feb	25,00	3,20	143,00	2,07	0,21	67,00	1,20	0,12	2,28	176,81
25-Feb	15,00	3,10	136,00	1,95	0,2	69,00	1,20	0,12	2,02	128,31
26-Feb	14,80	3,10	115,00	1,69	0,17	74,00	1,33	0,13	1,98	0,00
27-Feb	14,70	3,10	132,00	1,94	0,19	90,00	1,58	0,15	1,78	0,00
28-Feb	14,90	3,10	143,00	2,08	0,21	66,00	1,15	0,11	1,95	21,45
<b>Total</b>				<b>61,16</b>			<b>28,67</b>			<b>1.575,72</b>
<b>Prom</b>	<b>21,29</b>	<b>3,12</b>	<b>152,39</b>	<b>2,18</b>	<b>0,22</b>	<b>57,93</b>	<b>1,02</b>	<b>0,10</b>	<b>2,07</b>	<b>56,28</b>

**Anexo C.6.c: Informe diario de operación de la caldera, Febrero de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Feb	271,60	126	113,80	123	400,09	24,80	4,70	4,70	15,31	907	905	900	159	151
02-Feb	269,70	124	115,50	120	399,71	25,30	4,50	4,50	15,3	899	895	906	157	152
03-Feb	268,80	125	115,50	119	399,08	24,60	4,70	5,10	15,3	913	912	900	157	149
04-Feb	272,30	127	115,90	123	403,00	25,10	4,50	4,50	15,3	909	904	903	162	155
05-Feb	270,60	128	116,60	124	401,86	27,00	4,10	4,20	15,3	910	904	902	162	155
06-Feb	270,80	129	117,00	123	402,75	27,20	3,60	3,60	13,31	921	914	915	165	156
07-Feb	270,80	125	117,60	119	403,38	21,90	3,80	3,80	15,31	919	915	916	160	153
08-Feb	271,10	128	115,90	123	401,74	26,20	3,80	3,90	15,31	917	910	918	160	152
09-Feb	268,80	126	115,90	122	399,59	26,80	3,80	3,70	15,31	923	916	906	158	150
10-Feb	273,50	128	116,80	122	404,77	24,80	3,90	3,90	15,39	927	923	911	161	156
11-Feb	269,00	128	116,30	122	401,23	26,10	3,50	3,70	15,31	928	919	913	161	155
12-Feb	271,20	128	117,50	122	403,25	31,50	3,60	4,00	15,31	929	919	921	161	155
13-Feb	268,80	128	118,10	122	401,86	31,00	3,40	3,90	15,31	922	913	918	161	155
14-Feb	273,50	130	118,30	124	406,67	23,80	3,40	3,30	15,31	923	919	915	165	158
15-Feb	266,70	128	115,80	122	397,18	26,70	3,60	3,50	15,31	922	914	925	160	153
16-Feb	269,30	130	115,90	125	400,09	25,60	4,20	4,00	15,31	914	903	914	162	155
17-Feb	272,10	130	116,20	123	403,25	24,60	4,30	4,40	15,31	912	906	907	163	157
18-Feb	267,70	126	115,30	119	397,82	24,30	4,20	4,20	15,31	916	904	910	158	151
19-Feb	267,30	126	117,00	119	398,83	24,30	3,80	3,80	15,3	921	907	918	159	152
20-Feb	270,60	126	117,40	120	402,75	25,90	3,70	3,60	15,31	924	909	919	159	152
21-Feb	268,90	127	115,60	121	399,71	25,90	3,80	3,80	15,31	921	905	925	159	152
22-Feb	270,40	126	117,90	118	403,13	25,80	3,50	3,60	15,31	925	907	926	158	152
23-Feb	271,20	126	118,00	120	404,14	27,40	4,20	4,10	15,31	924	905	925	158	150
24-Feb	271,70	126	116,90	120	403,51	26,00	4,00	4,10	15,31	921	903	926	158	152
25-Feb	268,70	128	115,70	122	399,46	25,80	4,00	3,90	15,31	916	896	920	160	153
26-Feb	269,80	129	116,00	124	400,47	23,90	3,90	3,90	15,3	925	903	926	161	155
27-Feb	273,80	125	118,00	121	406,16	25,30	3,90	3,90	15,3	921	900	919	157	153
28-Feb	274,10	127	117,40	122	406,04	24,10	3,70	3,60	15,31	918	898	920	159	152
<b>Total Prom</b>	<b>270,46</b>	<b>127,14</b>	<b>112,99</b>	<b>121,57</b>	<b>401,84</b>	<b>25,78</b>	<b>3,93</b>	<b>3,97</b>	<b>15,24</b>	<b>918,82</b>	<b>908,14</b>	<b>915,14</b>	<b>160,00</b>	<b>153,25</b>

**Anexo C.7.a: Informe diario de operación de la caldera, Marzo de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Día	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Mar	608	16.320	1,22	86,44	11,00	14,40	510	21.875	51	5814	445
02-Mar	618	16.320	1,22	86,44	15,50	21,60	500	22.235	43	5811	445
03-Mar	639	16.320	1,22	86,44	14,00	21,00	515	22.991	34	5995	465
04-Mar	666	16.320	1,22	86,44	14,00	16,80	410	23.962	47	6153	465
05-Mar	646	16.320	1,22	86,44	13,80	13,60	400	23.242	57	6041	465
06-Mar	635	16.320	1,22	86,44	11,50	13,60	520	22.847	60	5856	465
07-Mar	641	16.240	1,49	84,73	12,00	19,40	495	22.950	54	5903	465
08-Mar	632	16.240	1,49	84,73	11,00	16,80	550	22.627	47	5959	465
09-Mar	626	16.240	1,49	84,73	11,00	16,80	520	22.412	42	5958	463
10-Mar	622	16.240	1,49	84,73	11,00	16,80	505	22.269	42	5985	466
11-Mar	618	16.240	1,49	84,73	11,00	14,40	505	22.126	42	5864	461
12-Mar	667	16.240	1,49	84,73	11,00	14,40	475	23.880	40	6137	466
13-Mar	650	16.240	1,49	84,73	11,00	14,40	495	23.272	34	5947	466
14-Mar	635	15.944	1,15	85,73	11,00	15,80	475	22.320	34	5854	467
15-Mar	582	15.944	1,15	85,73	11,20	15,80	440	20.457	36	5243	472
16-Mar	627	15.944	1,15	85,73	11,70	15,00	435	22.039	43	5747	459
17-Mar	641	15.944	1,15	85,73	12,10	15,00	400	22.531	39	5933	445
18-Mar	650	15.944	1,15	85,73	12,56	19,30	560	22.848	34	6022	447
19-Mar	650	15.944	1,15	85,73	11,60	13,96	545	22.848	34	6027	450
20-Mar	648	15.944	1,15	85,73	9,87	13,00	550	22.777	38	5983	440
21-Mar	649	15.944	1,15	85,73	10,90	14,50	520	22.812	41	6002	445
22-Mar	644	15.944	1,15	85,73	11,50	12,56	600	22.637	34	5826	440
23-Mar	624	15.944	1,15	85,73	11,10	12,00	555	21.934	41	5673	440
24-Mar	613	15.944	1,15	85,73	11,70	15,20	570	21.547	43	5655	447
25-Mar	617	15.944	1,15	85,73	10,30	0,00	595	21.688	41	5679	443
26-Mar	613	15.944	1,15	85,73	11,00	0,00	610	21.547	35	5601	443
27-Mar	603	15.944	1,15	85,73	10,40	0,00	560	21.196	42	5598	450
28-Mar	596	15.944	1,15	85,73	10,00	13,56	650	20.949	41	5472	450
29-Mar	586	15.944	1,15	85,73	8,80	13,56	760	20.598	40	5395	450
30-Mar	585	15.944	1,15	85,73	10,90	13,56	650	20.563	42	5427	450
31-Mar	582	15.944	1,15	85,73	8,70	13,56	1.000	20.457	43	5432	450
<b>Total</b>	<b>18.831</b>							<b>688.436</b>	<b>1.294</b>	<b>179.992</b>	
<b>Prom</b>	<b>626</b>	<b>16.084</b>	<b>1,24</b>	<b>85,64</b>	<b>11,39</b>	<b>13,88</b>	<b>544,35</b>	<b>22.208</b>	<b>42</b>	<b>5.806</b>	

**Anexo C.7.b: Informe diario de operación de la caldera, Marzo de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape								Ca/S ratio	Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)		
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Mar	14,80	3,20	127,00	1,83	0,18	58,00	1,03	0,10	2,02	42,01
02-Mar	14,60	3,15	136,00	1,99	0,2	55,00	0,94	0,09	1,68	89,35
03-Mar	20,10	2,89	99,00	1,48	0,14	138,00	2,44	0,23	1,28	90,23
04-Mar	21,34	2,81	145,47	2,25	0,21	139,16	2,55	0,23	1,70	77,75
05-Mar	23,70	2,93	169,31	2,56	0,24	164,90	2,96	0,28	2,13	35,30
06-Mar	50,33	3,23	129,37	1,96	0,19	141,00	2,60	0,25	2,28	0,00
07-Mar	38,27	3,25	125,62	1,92	0,18	163,03	3,02	0,29	2,03	38,79
08-Mar	23,90	3,15	128,52	1,92	0,19	207,03	3,80	0,37	1,79	44,75
09-Mar	33,00	3,10	133,00	1,97	0,19	213,00	3,86	0,38	1,62	79,08
10-Mar	24,00	3,00	124,00	1,80	0,18	182,00	3,24	0,32	1,74	79,51
11-Mar	27,00	3,20	118,00	1,72	0,17	186,00	3,32	0,33	1,75	74,83
12-Mar	23,00	3,20	107,00	1,68	0,16	147,00	2,83	0,26	1,54	41,37
13-Mar	13,00	3,11	101,00	1,54	0,15	203,00	3,80	0,36	1,34	0,00
14-Mar	14,00	3,30	111,00	1,67	0,17	161,00	2,97	0,29	1,38	80,16
15-Mar	28,70	3,75	116,00	1,65	0,18	128,00	2,22	0,24	1,59	50,74
16-Mar	25,42	3,36	117,00	1,75	0,17	155,00	2,81	0,28	1,76	139,42
17-Mar	22,08	3,27	108,00	1,64	0,16	171,00	3,14	0,31	1,56	71,70
18-Mar	21,90	3,41	121,00	1,87	0,18	162,00	3,01	0,29	1,10	68,48
19-Mar	21,64	3,31	125,00	1,92	0,19	181,00	3,38	0,33	1,10	36,36
20-Mar	20,00	3,25	125,00	1,91	0,18	186,00	3,52	0,34	1,23	0,00
21-Mar	14,80	3,30	144,00	2,21	0,21	159,00	2,99	0,29	1,33	85,25
22-Mar	14,90	3,48	137,00	2,11	0,21	164,00	3,07	0,30	1,11	64,17
23-Mar	20,50	3,44	122,00	1,81	0,18	197,00	3,58	0,36	1,38	87,99
24-Mar	26,10	3,34	119,00	1,73	0,18	189,00	3,33	0,34	1,48	59,49
25-Mar	15,99	3,18	113,00	1,61	0,16	207,00	3,63	0,37	1,81	0,00
26-Mar	19,98	3,29	122,00	1,73	0,18	203,00	3,53	0,36	1,56	0,00
27-Mar	24,29	3,32	143,45	2,01	0,21	204,01	3,52	0,37	1,90	0,00
28-Mar	26,93	3,53	149,29	2,09	0,22	191,37	3,32	0,35	1,88	108,30
29-Mar	24,61	3,64	161,86	2,25	0,24	207,63	3,61	0,39	1,86	94,19
30-Mar	19,54	3,43	154,94	2,12	0,23	197,92	3,32	0,36	1,96	92,70
31-Mar	25,00	3,20	160,00	2,15	0,23	230,00	3,88	0,42	2,01	79,47
<b>Total</b>				<b>58,85</b>			<b>95,22</b>			<b>1.811,39</b>
<b>Prom</b>	<b>23,01</b>	<b>3,26</b>	<b>128,80</b>	<b>1,90</b>	<b>0,19</b>	<b>170,68</b>	<b>3,07</b>	<b>0,31</b>	<b>1,64</b>	<b>58,43</b>



**Anexo C.7.c: Informe diario de operación de la caldera, Marzo de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Mar	270,00	128	117,50	121	402,37	25,70	3,40	3,60	15,31	928	904	935	161	153
02-Mar	280,50	124	106,30	126	397,69	19,20	4,20	4,30	15,31	900	880	923	156	150
03-Mar	284,60	125	106,10	128	401,86	16,60	4,50	4,60	14,58	909	889	937	157	153
04-Mar	242,20	120	83,80	xx	336,74	xx	x	x	15,11	946	1200	910	145	144
05-Mar	284,90	128	105,20	129	406,54	19,60	3,00	2,90	14,47	932	901	954	162	157
06-Mar	285,40	128	105,40	129	406,92	20,60	3,00	2,90	15,31	931	900	949	162	157
07-Mar	286,50	123	105,80	125	408,31	14,70	3,10	3,30	15,31	927	907	954	157	151
08-Mar	284,10	128	105,00	129	405,02	15,80	3,00	3,10	15,31	928	1200	957	162	157
09-Mar	284,30	126	196,90	127	407,68	16,50	3,10	3,10	15,31	929	1200	958	159	153
10-Mar	283,70	130	108,10	131	407,81	17,40	2,90	2,80	15,31	930	1200	959	163	158
11-Mar	283,40	130	107,10	133	406,79	16,40	3,20	3,00	15,31	926	1200	949	164	160
12-Mar	286,10	129	107,20	130	409,45	15,50	3,50	3,50	0,66	927	1200	950	162	157
13-Mar	283,40	128	108,70	130	411,22	15,30	3,10	3,00	15,31	924	1200	951	161	157
14-Mar	286,00	127	109,50	129	411,60	15,80	2,90	2,80	15,31	919	1200	946	159	153
15-Mar	269,80	129	116,80	124	402,75	24,00	2,60	2,60	15,2	931	1200	944	162	155
16-Mar	271,40	125	116,40	121	403,76	24,80	2,50	2,70	15,31	926	1200	945	157	149
17-Mar	279,60	124	115,00	122	410,84	21,80	3,10	3,10	15,31	924	1200	946	158	153
18-Mar	278,20	124	115,00	124	408,94	20,40	2,90	3,00	15,31	933	1200	947	157	152
19-Mar	281,60	127	111,70	127	409,58	19,80	3,00	3,10	15,3	926	1200	937	159	155
20-Mar	280,10	124	114,50	122	408,44	20,50	2,90	2,90	15,31	934	1200	947	157	150
21-Mar	278,10	124	114,70	123	406,92	21,50	2,50	2,80	15,31	931	1200	944	159	153
22-Mar	270,60	126	120,40	119	404,01	23,40	2,10	2,10	15,31	932	1200	946	158	149
23-Mar	271,80	129	119,00	122	403,76	19,80	2,20	2,20	15,31	934	1200	946	162	154
24-Mar	270,50	127	113,30	122	396,93	21,50	2,50	2,50	15,31	935	1200	944	159	152
25-Mar	267,30	126	115,20	120	395,03	20,50	2,50	2,50	15,31	928	1200	939	158	150
26-Mar	262,80	126	115,60	120	391,11	20,30	2,20	2,20	15,31	933	1200	942	157	149
27-Mar	263,70	129	115,10	122	392,00	20,50	2,10	2,00	15,31	930	1200	932	162	154
28-Mar	262,60	123	113,40	118	388,96	21,60	2,00	2,30	15,31	928	1200	912	154	145
29-Mar	261,20	122	113,70	118	387,70	21,70	2,10	2,00	15,31	931	1200	917	154	147
30-Mar	256,40	121	100,90	121	369,74	22,50	2,40	2,40	15,31	938	1200	926	151	144
31-Mar	255,80	122	103,20	120	371,14	25,60	2,50	2,40	15,31	939	1200	927	151	144
<b>Total Prom</b>	<b>274,41</b>	<b>125,87</b>	<b>113,11</b>	<b>124,40</b>	<b>399,08</b>	<b>19,98</b>	<b>2,83</b>	<b>2,86</b>	<b>14,78</b>	<b>928,68</b>	<b>1.141,32</b>	<b>941,06</b>	<b>158,23</b>	<b>152,10</b>

**Anexo C.8.a: Informe diario de operación de la caldera, Abril de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Dia	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Abr	581	15.859	1,24	86,13	8,20	0,00	1.100	20.313	51	5460	450
02-Abr	574	15.859	1,24	86,13	8,20	13,56	1.100	20.069	47	5408	437
03-Abr	570	15.859	1,24	86,13	8,20	13,50	925	19.929	46	5300	438
04-Abr	554	15.153	1,64	86,12	8,20	13,50	820	18.507	38	5173	441
05-Abr	550	15.153	1,64	86,12	8,20	13,50	800	18.373	52	5150	436
06-Abr	534	15.153	1,64	86,12	8,20	13,50	1.050	17.839	41	5065	434
07-Abr	541	15.153	1,64	86,12	8,20	15,40	780	18.073	50	4850	459
08-Abr	510	15.153	1,64	86,12	11,00	15,00	800	17.037	38	4647	455
09-Abr	499	15.153	1,64	86,12	10,80	14,50	625	16.670	34	4589	430
10-Abr	347	15.153	1,64	86,12	8,50	14,50	745	11.592	23	3344	440
11-Abr	0	16.018	1,63	85,69	8,50	14,00	0	0	0	0	0
12-Abr	0	16.018	1,63	85,69	8,50	14,00	0	0	0	0	0
13-Abr	0	16.018	1,63	85,69	8,50	14,00	0	0	0	0	0
14-Abr	0	16.018	1,63	85,69	8,50	14,50	0	0	0	0	0
15-Abr	38	16.018	1,63	85,69	8,50	14,50	0	1.342	10	266	420
16-Abr	412	16.018	1,63	85,69	11,20	14,50	630	14.549	33	3642	460
17-Abr	567	16.018	1,63	85,69	11,70	14,60	560	20.023	30	5208	455
18-Abr	589	16.018	1,63	85,69	10,20	14,60	570	20.800	33	5362	455
19-Abr	593	16.018	1,63	85,69	9,10	15,40	750	20.941	39	5457	473
20-Abr	598	16.018	1,63	85,69	13,40	15,40	750	21.117	43	5485	475
21-Abr	618	16.018	1,63	85,69	11,50	15,00	700	21.824	47	5493	465
22-Abr	613	16.018	1,63	85,69	11,10	15,00	700	21.647	53	5499	465
23-Abr	611	16.018	1,63	85,69	12,40	15,00	1.100	21.576	50	5474	465
24-Abr	591	16.018	1,63	85,69	10,70	15,00	870	20.870	52	5379	465
25-Abr	588	16.018	1,63	85,69	9,50	15,00	560	20.764	60	5346	465
26-Abr	561	16.018	1,63	85,69	9,50	10,00	690	19.811	72	5162	465
27-Abr	590	16.018	1,63	85,69	9,50	11,20	660	20.835	68	5360	459
28-Abr	611	16.018	1,63	85,69	9,50	11,40	565	21.576	68	5557	453
29-Abr	609	16.018	1,63	85,69	9,50	11,10	570	21.576	68	5581	453
30-Abr	611	16.018	1,63	85,69	9,50	11,50	590	21.576	62	5541	452
<b>Total</b>	<b>14.060</b>							<b>489.229</b>	<b>1.208</b>	<b>128.798</b>	
<b>Prom</b>	<b>469</b>	<b>15.800</b>	<b>1,59</b>	<b>85,83</b>	<b>9,62</b>	<b>13,42</b>	<b>634</b>	<b>16.308</b>	<b>40</b>	<b>4.293</b>	

**Anexo C.8.b: Informe diario de operación de la caldera, Abril de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Ca/S ratio	Disposed ash [Ton]
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)			
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]			
01-Abr	24,00	3,10	156	2,03	0,22	220	3,63	0,039	1,99	116,95	
02-Abr	18,00	3,00	170	2,18	0,24	240	3,89	0,43	1,86	49,02	
03-Abr	18,00	3,00	152	1,93	0,21	238	3,83	0,42	1,83	0,00	
04-Abr	24,00	2,90	148	1,82	0,22	250	3,88	0,46	1,56	102,57	
05-Abr	21,00	2,79	152	1,84	0,22	235	3,6	0,43	2,15	98,90	
06-Abr	25,00	2,80	152	1,79	0,22	250	3,72	0,46	1,74	149,65	
07-Abr	29,00	2,50	118	1,38	0,17	207	3,07	0,37	2,1	73,21	
08-Abr	28,00	2,80	115	1,31	0,17	172	2,41	0,31	1,88	28,17	
09-Abr	17,62	2,70	103	1,14	0,15	250	3,42	0,45	1,72	81,84	
10-Abr	16,58	2,58	70	0,54	0,1	260	2,52	0,48	1,68	0,00	
11-Abr	0,00	21,00	0	0	0	0	0	0	0	79,62	
12-Abr	0,00	21,00	0	0	0	0	0	0	0	80,71	
13-Abr	0,00	21,00	0	0	0	0	0	0	0	40,80	
14-Abr	0,00	21,00	0	0	0	0	0	0	0	7,31	
15-Abr	5,00	15,00	101	0,03	0,05	20	0,07	0,11	0	0,00	
16-Abr	11,60	5,42	123	1,29	0,19	207	2,61	0,4	1,53	0,00	
17-Abr	2,70	4,00	115	1,5	0,17	209	3,31	0,36	1,01	0,00	
18-Abr	6,70	3,80	113	1,51	0,16	177	2,92	0,31	1,07	66,33	
19-Abr	6,80	3,70	128	1,72	0,18	170	2,84	0,3	1,26	0,00	
20-Abr	5,92	3,70	125,82	1,7	0,18	154,87	2,49	0,26	1,37	30,49	
21-Abr	5,39	3,69	155,12	2,17	0,22	90,67	1,54	0,16	1,45	13,31	
22-Abr	7,80	3,56	270	3,92	0,4	2,34	0,04	0	1,66	7,43	
23-Abr	6,77	3,65	254	3,7	0,38	15,14	0,27	0,03	1,57	0,00	
24-Abr	8,69	3,87	286,41	4,09	0,43	9,26	0,16	0,02	1,69	0,00	
25-Abr	13,50	3,75	300,34	4,23	0,45	11,75	0,21	0,02	1,96	115,04	
26-Abr	14,22	3,90	371	5,04	0,56	0	0	0	2,47	81,35	
27-Abr	14,00	3,90	388	5,54	0,59	0	0	0	2,22	45,42	
28-Abr	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	
29-Abr	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	
30-Abr	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	
<b>Total</b>				<b>52,40</b>			<b>50,43</b>			<b>1268,12</b>	
<b>Prom</b>	<b>12,23</b>	<b>6,45</b>	<b>150,62</b>	<b>1,94</b>	<b>0,22</b>	<b>125,52</b>	<b>1,87</b>	<b>0,22</b>	<b>1,40</b>	<b>46,97</b>	

**Anexo C.8.c: Informe diario de operación de la caldera, Abril de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclón	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Abr	254,20	119	100,20	119	366,33	28,70	2,60	3,00	15,31	939	1200	910	148	142
02-Abr	252,60	119	97,20	121	361,15	27,20	2,30	2,40	15,31	937	1200	914	147	142
03-Abr	245,70	121	88,80	128	345,72	28,40	2,40	2,20	15,31	944	1200	908	153	149
04-Abr	242,20	120	83,80	127	336,74	30,00	2,30	2,30	15,11	946	1200	910	145	144
05-Abr	241,70	120	79,70	128	333,33	29,60	2,40	2,20	13,85	946	1200	905	148	144
06-Abr	240,80	123	70,10	138	322,96	24,80	2,10	2,20	14,15	941	1200	912	155	149
07-Abr	242,60	120	58,40	151	313,35	26,10	2,20	2,70	13,87	944	1200	902	170	155
08-Abr	238,40	113	58,00	138	308,67	28,40	1,80	2,20	13,99	929	1200	886	150	137
09-Abr	236,50	109	50,90	140	299,56	24,30	1,70	1,90	13,87	934	1200	894	149	133
10-Abr	268,10	34	28,20	34	315,62	0,30	0,00	0,00	13,78	39	37	37	37	37
11-Abr	0,00	14	0,00	14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	18	18	18	12	12
12-Abr	0,00	15	0,00	15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	16	16	16	14	14
13-Abr	0,00	12	0,00	12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	11	11	11	10	10
14-Abr	0,00	13	0,00	12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	12	12	12	12	12
15-Abr	0,00	14	119,40	12	395,29	0,00	0,00	0,00	15,31	943	920	973	167	150
16-Abr	255,50	124	117,70	116	385,42	22,90	1,60	1,70	14,67	915	889	892	161	152
17-Abr	259,70	123	113,40	118	385,17	24,40	1,90	1,90	15,07	919	893	905	159	150
18-Abr	260,00	124	115,00	118	390,10	14,90	1,90	1,80	15,33	926	908	915	161	153
19-Abr	261,60	122	113,10	117	389,60	18,70	2,20	2,40	15,34	922	904	908	158	148
20-Abr	261,90	121	116,20	116	393,14	21,50	2,30	2,50	15,33	918	896	903	156	149
21-Abr	260,40	121	113,20	116	388,46	19,30	2,40	2,50	15,33	926	904	919	158	151
22-Abr	259,60	122	116,10	116	390,61	18,10	2,20	2,20	15,32	930	905	917	159	150
23-Abr	265,80	125	108,80	123	389,72	18,80	2,00	2,10	15,32	924	897	910	162	154
24-Abr	265,20	128	108,20	125	388,59	19,10	1,80	1,70	15,28	926	895	910	163	157
25-Abr	253,40	124	104,20	124	372,91	22,30	1,50	1,40	15,32	939	900	911	164	150
26-Abr	264,70	123	120,30	xx	395,67	xx	xx	xx	15,31	940	913	977	158	146
27-Abr	263,10	128	117,50	122	395,29	27,10	1,70	2,00	15,31	946	913	943	172	154
28-Abr	263,30	127	118,00	121	396,05	26,80	1,70	1,70	15,32	948	914	943	171	156
29-Abr	264,00	127	116,80	122	395,41	26,50	1,60	1,70	15,32	953	919	945	170	154
30-Abr	266,80	128	113,50	125	395,16	25,10	1,60	1,60	15,33	946	915	940	168	153
<b>Total Prom</b>	<b>212,93</b>	<b>101,10</b>	<b>84,89</b>	<b>102,34</b>	<b>318,33</b>	<b>19,08</b>	<b>1,59</b>	<b>1,67</b>	<b>12,96</b>	<b>782,57</b>	<b>845,97</b>	<b>768,20</b>	<b>135,23</b>	<b>126,90</b>

**Anexo C.9.a: Informe diario de operación de la caldera, Mayo de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Día	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-May	600	15.679	1,15	84,53	9,50	9,50	530	20.740	60	5521	453
02-May	591	15.307	1,20	85,25	10,80	15,00	555	19.944	59	5542	467
03-May	595	15.307	1,20	85,25	10,10	14,00	580	20.079	60	5513	469
04-May	595	15.307	1,20	85,25	10,60	0,00	527	20.079	53	5494	455
05-May	605	15.307	1,20	85,25	12,40	11,80	475	20.416	49	5507	466
06-May	607	15.307	1,20	85,25	11,20	12,00	420	20.484	53	5498	467
07-May	609	15.307	1,20	85,25	9,70	12,00	460	20.551	49	5622	462
08-May	614	15.307	1,20	85,25	11,00	0,00	550	20.720	42	5654	464
09-May	643	16.105	0,85	86,77	12,20	0,00	705	22.830	43	5759	463
10-May	649	16.105	0,85	86,77	9,20	0,00	1.000	23.043	42	5846	454
11-May	621	16.105	0,85	86,77	7,60	0,00	550	22.049	43	5789	456
12-May	631	16.105	0,85	86,77	9,50	0,00	460	22.404	43	5739	456
13-May	623	16.105	0,85	86,77	11,20	12,00	585	22.120	35	5683	465
14-May	637	16.105	0,85	86,77	9,50	12,00	480	22.617	44	5783	460
15-May	632	16.105	0,85	86,77	10,00	12,00	535	22.439	51	5751	460
16-May	635	15.849	0,75	86,10	8,50	11,96	400	22.187	43	5738	460
17-May	633	15.849	0,75	86,10	10,30	11,60	660	22.117	42	5795	460
18-May	636	15.849	0,75	86,10	10,50	11,60	560	22.222	43	5776	460
19-May	624	15.849	0,75	86,10	10,10	18,40	430	21.803	42	5753	460
20-May	625	15.849	0,75	86,10	10,10	11,80	425	21.838	43	5719	466
21-May	643	15.849	0,75	86,10	12,20	0,00	475	22.467	42	5745	465
22-May	644	15.849	0,75	86,10	11,40	0,00	500	22.502	43	5754	466
23-May	660	15.849	0,75	86,10	11,50	0,00	515	23.061	42	5792	464
24-May	655	15.849	0,75	86,10	11,90	0,00	480	22.886	43	5889	459
25-May	645	15.849	0,75	86,10	9,70	0,00	500	22.537	41	5846	463
26-May	636	15.849	0,75	86,10	11,45	13,00	540	22.222	36	5825	459
27-May	635	15.849	0,75	86,10	11,30	13,00	445	22.187	40	5823	462
28-May	624	15.849	0,75	86,10	10,85	12,00	535	21.803	42	5759	462
29-May	624	15.849	0,75	86,10	12,25	15,76	550	21.803	43	5734	462
30-May	630	15.849	0,75	86,10	11,35	0,00	490	22.013	42	5822	463
31-May	616	15.849	0,75	86,10	10,60	15,00	550	21.523	42	5296	472
<b>Total</b>	<b>19.417</b>							<b>675.686</b>	<b>1.395</b>	<b>176.767</b>	
<b>Prom</b>	<b>626</b>	<b>15.779</b>	<b>0,89</b>	<b>86,01</b>	<b>10,60</b>	<b>7,88</b>	<b>531</b>	<b>21.796</b>	<b>45</b>	<b>5.702</b>	<b>462</b>

**Anexo C.9.b: Informe diario de operación de la caldera, Mayo de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape								Ca/S ratio	Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)		
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-May	36,00	3,56	259	3,68	0,39	18	0,32	0,03	1,92	0,00
02-May	30,02	3,55	216	2,94	0,32	41	0,68	0,08	2,43	89,05
03-May	11,03	3,48	219	2,98	0,33	35	0,59	0,06	2,45	23,33
04-May	8,32	3,54	331	4,53	0,5	6	0,1	0,01	2,17	53,68
05-May	10,65	3,53	292	4,06	0,44	19	0,32	0,03	1,97	73,42
06-May	9,03	3,40	282	3,93	0,42	20	0,34	0,04	2,38	78,15
07-May	10,10	3,32	271	3,77	0,4	19	0,33	0,04	2,19	53,51
08-May	9,82	3,38	259	3,65	0,39	27	0,47	0,05	1,87	0,00
09-May	10,87	3,22	234	3,42	0,33	40	0,71	0,07	1,82	83,50
10-May	9,89	3,27	215	3,18	0,3	49	0,9	0,09	1,76	59,33
11-May	16,54	3,38	220	3,13	0,31	27	0,49	0,05	1,89	71,42
12-May	15,00	3,40	211	3,06	0,3	32	0,58	0,06	1,86	81,88
13-May	21,39	3,40	297	4,15	0,41	17	0,29	0,03	1,47	81,74
14-May	8,83	3,38	269,04	3,84	0,37	20,28	0,36	0,04	1,81	18,62
15-May	9,79	3,40	269,9	3,82	0,38	4,96	0,09	0,01	2,11	0,00
16-May	10,08	3,33	265,3	3,76	0,37	8	0,14	0,01	1,77	66,99
17-May	9,47	3,27	225,87	3,18	0,32	11,04	0,19	0,02	1,73	63,37
18-May	10,16	3,29	259,15	3,67	0,36	6,72	0,12	0,01	1,77	39,17
19-May	7,92	3,38	216,38	3,02	0,31	12,55	0,22	0,02	1,76	76,79
20-May	9,50	3,40	251	3,7	0,37	5	0,09	0,01	2,54	58,65
21-May	9,65	3,40	263	3,99	0,39	10	0,18	0,02	2,41	0,00
22-May	16,29	3,35	166	2,51	0,25	52	0,96	0,09	2,46	0,00
23-May	17,53	3,16	170	2,61	0,25	42	0,78	0,08	2,35	0,00
24-May	20,40	3,14	161	2,45	0,24	59	1,09	0,1	2,42	70,23
25-May	13,97	3,18	183	2,75	0,27	34	0,63	0,06	2,35	75,92
26-May	14,31	3,26	169	2,51	0,25	31	0,56	0,06	2,09	85,13
27-May	16,07	3,23	161	2,35	0,23	53	0,94	0,09	2,63	59,77
28-May	24,76	3,26	169	2,43	0,25	46	0,81	0,08	2,81	61,14
29-May	14,43	3,43	156	2,26	0,23	73	1,28	0,13	2,88	0,00
30-May	16,89	3,30	147	2,14	0,21	118	2,09	0,21	2,79	20,15
31-May	19,47	3,54	134	1,93	0,2	77	1,36	0,14	2,85	20,71
<b>Total</b>				<b>99,40</b>			<b>18,01</b>			<b>1465,65</b>
<b>Prom</b>	<b>14,46</b>	<b>3,36</b>	<b>223,92</b>	<b>3,21</b>	<b>0,33</b>	<b>32,70</b>	<b>0,58</b>	<b>0,06</b>	<b>2,18</b>	<b>47,28</b>

**Anexo C.9.c: Informe diario de operación de la caldera, Mayo de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclón	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-May	268,10	126	114,00	122	396,80	25,90	1,70	1,70	15,33	948	912	941	164	149
02-May	266,70	123	114,70	119	392,00	31,90	1,90	2,10	15,33	945	913	937	158	143
03-May	263,70	122	118,30	115	239,63	32,00	1,60	1,60	15,33	942	912	940	162	143
04-May	265,60	120	117,70	114	393,90	31,50	1,60	1,70	15,32	944	911	941	160	142
05-May	265,70	118	108,80	117	385,68	27,60	1,50	1,70	15,31	944	908	951	159	143
06-May	266,50	125	116,70	119	393,90	24,70	1,60	1,50	15,31	942	910	963	166	150
07-May	267,10	122	117,40	116	395,29	26,10	1,70	1,80	15,31	942	917	955	160	147
08-May	264,20	126	120,70	120	395,41	25,40	1,80	2,10	15,31	942	920	959	163	148
09-May	263,30	125	120,30	120	394,66	25,80	2,30	2,60	15,31	950	923	970	162	149
10-May	264,40	122	116,80	117	391,87	25,30	1,90	2,20	15,33	934	910	966	161	147
11-May	264,50	126	116,30	122	391,75	25,80	1,90	2,00	15,31	932	907	956	165	148
12-May	265,80	127	117,50	122	394,02	26,70	1,80	1,80	15,31	938	913	958	173	158
13-May	265,60	126	122,50	118	398,45	24,20	1,60	2,00	15,31	945	922	971	167	151
14-May	263,70	120	118,90	113	393,14	26,40	1,70	1,90	15,31	940	914	967	160	145
15-May	265,30	128	119,40	121	395,29	24,70	1,70	1,80	15,31	943	920	973	167	150
16-May	266,80	125	120,00	118	397,18	23,90	1,80	1,90	15,31	937	918	979	164	148
17-May	264,40	124	123,20	118	398,07	25,70	2,00	2,20	15,31	932	916	968	164	145
18-May	264,60	125	121,90	118	396,93	26,20	2,00	2,00	15,31	940	915	974	165	149
19-May	265,10	123	116,70	117	392,51	26,10	1,70	1,70	15,31	938	912	970	163	148
20-May	264,10	124	123,40	115	397,82	26,50	1,90	2,00	15,31	940	915	973	164	149
21-May	263,60	126	122,20	115	396,05	25,30	2,00	1,90	15,31	942	913	972	166	149
22-May	265,80	125	118,30	118	394,78	24,70	2,50	2,60	15,31	940	910	966	162	145
23-May	266,10	127	121,70	117	398,20	24,40	2,30	2,90	15,31	944	918	972	164	148
24-May	265,00	127	119,00	117	394,53	24,70	2,20	2,50	15,31	943	913	978	164	148
25-May	262,90	126	121,40	121	394,78	24,60	2,10	2,20	15,31	939	913	976	163	148
26-May	264,70	123	120,30	118	395,67	24,60	2,50	2,40	15,31	940	913	977	158	146
27-May	263,80	122	120,70	118	395,03	24,80	2,50	3,00	15,31	942	911	962	157	140
28-May	265,20	123	120,40	117	396,17	26,10	2,50	2,80	15,31	934	905	954	159	144
29-May	265,80	123	122,30	115	398,58	25,20	2,70	2,70	15,31	942	912	956	159	145
30-May	266,70	124	120,60	118	397,82	26,00	2,70	2,90	15,31	934	907	951	160	145
31-May	246,40	96	75,30	104	333,71	30,00	2,30	2,30	15,31	881	840	878	120	111
<b>Total Prom</b>	<b>264,55</b>	<b>123,19</b>	<b>117,66</b>	<b>117,39</b>	<b>388,05</b>	<b>26,22</b>	<b>2,00</b>	<b>2,15</b>	<b>15,31</b>	<b>938,68</b>	<b>911,06</b>	<b>959,81</b>	<b>161,26</b>	<b>145,84</b>

**Anexo C.10.a: Informe diario de operación de la caldera, Junio de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Análisis y composición del combustible										Vapor	
Dia	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Jun	511	15.875	1,19%	84,73%	11,20%	16,00%	610	17.884	35	4.099	480
02-Jun	409	15.875	1,19%	84,73%	9,60%	18,28%	500	14.314	25	3.440	475
03-Jun	355	15.875	1,19%	84,73%	10,15%	15,60%	530	12.424	26	3.055	482
04-Jun	334	15.875	1,19%	84,73%	10,80%	15,00%	540	11.689	25	2.900	475
05-Jun	256	15.875	1,19%	84,73%	9,50%	16,00%	540	8.959	26	1.921	480
06-Jun	226	15.402	1,27%	85,10%	10,10%	15,00%	530	7.674	19	1.818	445
07-Jun	211	15.402	1,27%	85,10%	10,50%	0,00%	700	7.165	17	1.733	499
08-Jun	218	15.402	1,27%	85,10%	10,10%	0,00%	530	7.402	16	1.777	503
09-Jun	220	15.402	1,27%	85,10%	12,20%	0,00%	430	7.470	17	1.847	495
10-Jun	218	15.402	1,27%	85,10%	9,00%	0,00%	540	7.402	14	1.722	471
11-Jun	221	15.402	1,27%	85,10%	9,80%	0,00%	680	7.504	18	1.673	474
12-Jun	221	15.402	1,27%	85,10%	10,60%	0,00%	620	7.504	19	1.660	465
13-Jun	148	16.095	1,27%	86,68%	10,60%	10,60%	700	5.252	14	1.190	476
14-Jun	198	16.095	1,27%	86,68%	10,60%	11,80%	568	7.026	18	1.650	463
15-Jun	205	16.095	1,27%	86,68%	10,60%	8,80%	570	7.274	26	1.709	463
16-Jun	207	16.095	1,27%	86,68%	10,60%	11,80%	560	7.345	25	1.699	466
17-Jun	208	16.095	1,27%	86,68%	10,60%	11,00%	625	7.380	25	1.709	466
18-Jun	209	16.095	1,27%	86,68%	10,60%	11,20%	510	7.416	18	1.747	465
19-Jun	209	16.095	1,27%	86,68%	10,40%	15,00%	495	7.416	17	1.733	473
20-Jun	209	16.095	1,27%	86,68%	9,90%	11,70%	480	7.416	17	1.715	473
21-Jun	211	16.095	1,27%	86,68%	10,90%	12,00%	540	7.487	12	1.703	485
22-Jun	207	16.095	1,27%	86,68%	12,70%	13,00%	500	7.345	8	1.709	490
23-Jun	208	16.095	1,27%	86,68%	9,95%	11,70%	565	7.380	9	1.697	480
24-Jun	215	16.095	1,27%	86,68%	10,15%	12,00%	555	7.629	8	1.738	470
25-Jun	221	16.095	1,27%	86,68%	8,50%	14,00%	550	7.842	9	1.765	470
26-Jun	203	16.095	1,27%	86,68%	8,50%	13,50%	570	7.203	8	1.715	472
27-Jun	199	16.095	1,27%	86,68%	10,80%	12,50%	570	7.061	9	1.742	472
28-Jun	205	16.095	1,27%	86,68%	9,80%	13,00%	590	7.274	16	1.739	468
29-Jun	207	16.095	1,27%	86,68%	9,20%	14,00%	620	7.345	15	1.762	465
30-Jun	205	16.095	1,27%	86,68%	8,30%	14,50%	630	7.274	9	1.743	465
<b>Total</b>	<b>7074</b>							<b>247.756</b>	<b>520</b>	<b>58.110</b>	
<b>Prom</b>	<b>235,8</b>	<b>15.897</b>	<b>1,26%</b>	<b>85,99%</b>	<b>10,21%</b>	<b>10,60%</b>	<b>564,93</b>	<b>8.259</b>	<b>17,33</b>	<b>1.937</b>	<b>474,2</b>



**Anexo C.10.b: Informe diario de operación de la caldera, Junio de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Analisis de los gases de escape								Ca/S ratio	Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)		
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Jun	11,00%	4,14%	56,00	0,70	0,09	61,00	0,92	0,11	2,86	66,27
02-Jun	14,00%	5,20%	20,00	0,21	0,03	2,60	0,03	0,01	2,56	86,07
03-Jun	14,00%	5,70%	8,30	0,08	0,01	10,00	0,12	0,02	2,15	72,97
04-Jun	10,50%	5,60%	10,00	0,09	0,02	10,00	0,11	0,02	2,19	22,98
05-Jun	13,00%	6,60%	4,00	0,03	0,01	15,00	0,14	0,03	2,98	0,00
06-Jun	13,50%	6,90%	4,00	0,03	0,01	11,00	0,09	0,03	2,46	29,83
07-Jun	24,48%	7,20%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,36	56,67
08-Jun	18,77%	6,84%	1,00	0,01	0,00	1,00	0,01	0,00	2,15	49,68
09-Jun	18,75%	6,47%	1,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	2,26	0,00
10-Jun	17,90%	6,62%	1,00	0,01	0,00	5,00	0,04	0,01	1,69	32,47
11-Jun	18,05%	6,56%	1,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	2,15	0,00
12-Jun	19,68%	6,51%	8,00	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	2,27	0,00
13-Jun	16,00%	8,32%	84,00	0,42	0,17	2,40	0,01	0,01	2,49	0,00
14-Jun	19,40%	6,92%	18,70	0,11	0,03	0,00	0,00	0,00	2,40	0,00
15-Jun	23,00%	6,80%	20,00	0,12	0,04	0,00	0,00	0,00	2,40	41,79
16-Jun	22,00%	6,80%	6,44	0,04	0,01	0,00	0,00	0,00	2,40	0,00
17-Jun	23,20%	6,80%	2,80	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00	2,20	0,00
18-Jun	23,20%	6,50%	2,80	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00	1,19	0,00
19-Jun	21,66%	6,63%	1,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	2,01	0,00
20-Jun	25,20%	6,66%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,01	0,00
21-Jun	22,92%	6,70%	2,27	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	1,40	0,00
22-Jun	22,58%	6,64%	2,22	0,01	0,00	3,00	0,02	0,01	0,95	0,00
23-Jun	20,70%	6,74%	2,23	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	1,07	41,56
24-Jun	17,62%	6,38%	2,54	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,92	61,63
25-Jun	14,80%	5,80%	8,00	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	1,01	31,10
26-Jun	14,30%	6,50%	30,00	0,17	0,05	0,00	0,00	0,00	0,97	0,00
27-Jun	14,20%	6,60%	27,00	0,15	0,05	12,40	0,08	0,03	1,12	0,00
28-Jun	14,80%	6,50%	136,00	0,81	0,25	48,00	0,35	0,11	1,93	46,12
29-Jun	13,50%	6,25%	96,00	0,57	0,17	2,30	0,02	0,01	1,79	38,02
30-Jun	13,60%	6,20%	140,00	0,82	0,25	24,00	0,17	0,05	1,08	45,63
<b>Total Prom</b>	<b>17,88%</b>	<b>6,47%</b>	<b>23,21</b>	<b>0,15</b>	<b>0,04</b>	<b>6,92</b>	<b>0,1</b>	<b>0,02</b>	<b>1,91</b>	<b>722,79</b> <b>24,09</b>

**Anexo C.10.c: Informe diario de operación de la caldera, Junio de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclón	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Jun	240,80	91	56,60	106	309,93	31,90	1,70	2,00	14,54	840	810	836	113	106
02-Jun	228,10	107	35,80	135	276,80	35,10	1,40	1,40	14,02	775	764	784	135	126
03-Jun	211,20	104	31,80	143	256,06	36,60	1,60	1,90	14,02	805	782	780	146	124
04-Jun	156,80	112	30,90	129	200,81	39,70	0,50	0,40	15,19	761	716	682	136	123
05-Jun	150,70	112	33,00	129	196,63	31,50	0,60	0,40	15,30	791	731	692	137	122
06-Jun	129,40	110	29,20	124	171,85	33,40	0,30	0,20	15,31	771	688	630	134	115
07-Jun	128,80	103	30,80	118	173,62	31,50	0,30	0,40	15,31	771	698	648	127	111
08-Jun	127,80	104	29,30	120	171,34	28,90	0,40	0,20	15,29	785	714	665	127	113
09-Jun	126,50	107	26,40	122	167,17	31,30	0,40	0,70	15,31	776	709	662	130	114
10-Jun	128,80	104	27,80	121	170,46	31,10	0,40	0,30	15,31	771	712	665	129	113
11-Jun	127,00	107	27,20	123	168,31	29,00	0,30	0,80	15,31	785	718	657	132	116
12-Jun	126,50	102	28,70	117	168,31	25,80	0,30	0,20	15,30	810	717	659	128	111
13-Jun	121,40	116	31,90	27	165,15	21,40	0,10	0,00	14,86	814	670	609	128	116
14-Jun	123,80	103	34,80	122	170,33	22,40	0,30	0,10	15,25	817	706	642	127	117
15-Jun	122,40	104	30,40	127	164,77	23,70	0,30	0,10	15,32	800	698	640	128	120
16-Jun	121,90	103	32,00	128	166,03	22,30	0,40	1,20	15,32	793	692	641	131	122
17-Jun	124,80	103	30,70	129	167,67	21,90	0,60	0,80	15,31	786	697	646	127	117
18-Jun	122,10	107	27,80	135	162,11	23,10	0,60	0,40	15,32	784	699	645	131	125
19-Jun	121,70	100	31,00	124	164,77	21,40	0,60	0,30	15,31	779	697	648	122	117
20-Jun	123,10	103	30,10	129	165,27	21,50	0,70	0,90	15,31	767	687	649	125	117
21-Jun	123,60	105	30,70	129	166,28	22,60	0,60	0,60	15,35	770	692	659	126	121
22-Jun	123,60	105	28,70	130	164,39	22,50	0,60	0,50	15,31	769	693	656	126	122
23-Jun	124,10	102	28,90	124	165,15	20,80	0,50	0,30	15,31	781	687	641	122	119
24-Jun	119,00	104	30,50	120	160,97	18,80	0,30	0,20	15,31	857	738	665	123	118
25-Jun	117,80	105	31,40	123	160,72	20,30	0,20	0,50	15,32	857	717	636	129	120
26-Jun	118,10	104	29,90	124	159,58	20,80	0,00	0,30	15,33	869	723	635	130	118
27-Jun	118,40	105	34,60	121	164,77	20,90	0,00	0,00	15,32	908	703	614	131	121
28-Jun	120,60	102	29,70	124	161,98	21,80	0,00	0,30	15,31	907	731	640	134	120
29-Jun	119,60	103	28,90	127	160,09	22,90	0,00	0,00	15,32	919	727	628	131	119
30-Jun	119,20	102	28,70	124	159,71	21,30	0,00	0,20	15,33	928	722	626	129	118
<b>Total Prom</b>	<b>135,59</b>	<b>104,63</b>	<b>31,27</b>	<b>121,80</b>	<b>179,37</b>	<b>25,87</b>	<b>0,47</b>	<b>0,52</b>	<b>15,18</b>	<b>811,53</b>	<b>714,60</b>	<b>662,67</b>	<b>129,13</b>	<b>118,03</b>

**Anexo C.11.a: Informe diario de operación de la caldera, Julio de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Dia	Análisis y composición del combustible									Vapor	
	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Jul	204	15820	0,98	84,9	8,2	0	600	7.115	8	1.737	456
02-Jul	203	15820	0,98	84,9	10	0	600	7.080	9	1.769	455
03-Jul	197	15820	0,98	84,9	11	16,44	620	6.871	8	1.703	452
04-Jul	104	15820	0,98	84,9	11,5	0	650	3.627	7	885	450
05-Jul	0	15820	0,98	84,9	4	0	0	0	0	0	0
06-Jul	0	15820	0,98	84,9	3	0	0	0	0	0	0
07-Jul	0	15820	0,98	84,9	10,5	11,7	0	0	0	0	0
08-Jul	0	15820	0,98	84,9	10,5	11,2	0	0	0	0	0
09-Jul	0	15820	0,98	84,9	10,5	11,2	0	0	0	0	0
10-Jul	31	15820	0,98	84,9	10,5	11,2	0	1.081	2	211	455
11-Jul	200	15946	0,88	84,7	10,5	11,2	0	7.031	24	1.599	466
12-Jul	207	15946	0,88	84,7	10,5	7,6	660	7.277	22	1.666	476
13-Jul	209	15946	0,88	84,7	8,4	15	720	7.347	17	1.686	480
14-Jul	216	15946	0,88	84,7	13	15	620	7.593	17	1.670	485
15-Jul	215	15946	0,88	84,7	10,6	14,5	480	7.558	17	1.684	485
16-Jul	214	15946	0,88	84,7	9	13	760	7.523	17	1.666	485
17-Jul	210	15946	0,88	84,7	9,8	11,6	550	7.382	17	1.694	496
18-Jul	213	15961	0,92	84,01	10,2	0	590	7.495	14	1.665	500
19-Jul	221	15961	0,92	84,01	10,7	12	580	7.776	10	1.680	500
20-Jul	222	15961	0,92	84,01	10,7	13	580	7.812	17	1.665	500
21-Jul	227	15961	0,92	84,01	11	13,5	520	7.988	17	1.688	500
22-Jul	230	15961	0,92	84,01	10,4	15	540	8.093	17	1.677	485
23-Jul	230	15961	0,92	84,01	10,4	14,5	0	8.093	17	1.720	480
24-Jul	256	15961	0,92	84,01	10,4	14	0	9.008	17	1.978	485
25-Jul	266	15961	0,92	84,01	10	0	0	9.360	17	1.915	500
26-Jul	298	15961	0,92	84,01	10	0	0	10.486	17	2.096	491
27-Jul	267	15961	0,92	84,01	10	10,5	590	9.395	17	1.792	500
28-Jul	442	15961	0,92	84,01	8,5	0	440	15.553	17	3.699	467
29-Jul	262	15961	0,92	84,01	8,8	0	550	9.219	17	1.700	478
30-Jul	524	15961	0,92	84,01	10	0	0	18.438	30	4.610	439
31-Jul	557	15961	0,92	84,01	10	10,9	565	19.600	46	5.139	480
<b>Total</b>	<b>6425</b>							<b>225.801</b>		<b>50.994</b>	
<b>Prom</b>	<b>207</b>	<b>15.912</b>	<b>0,93</b>	<b>84,45</b>	<b>9,76</b>	<b>8,16</b>	<b>361,77</b>	<b>7.283,90</b>	<b>14,03</b>	<b>1.644,97</b>	<b>401,48</b>

**Anexo C.11.b: Informe diario de operación de la caldera, Julio de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)	Ca/S ratio	
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[Ton]	
01-Jul	12,66%	6,23%	157,00	0,91	0,28	40,00	0,29	0,09	0,92	17,92
02-Jul	12,67%	6,38%	160,00	0,94	0,29	38,00	0,27	0,08	1,05	0,00
03-Jul	13,64%	6,83%	214,00	1,26	0,40	70,00	0,49	0,16	0,96	0,00
04-Jul	18,39%	11,09%	132,00	0,62	0,37	49,00	0,26	0,16	1,59	0,00
05-Jul	15,00%	10,00%	2,00	0,00	0,00	29,00	0,00	0,00	0,00	0,00
06-Jul	0,00%	19,00%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
07-Jul	0,00%	19,00%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
08-Jul	0,00%	19,00%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
09-Jul	0,00%	19,00%	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
10-Jul	14,00%	0,00%	73,00	0,15	0,30	29,00	0,06	0,13	1,52	0,00
11-Jul	10,06%	8,40%	249,00	1,67	0,52	33,00	0,26	0,08	0,98	0,00
12-Jul	6,20%	8,20%	213,00	1,45	0,44	0,00	0,00	0,00	0,98	40,06
13-Jul	4,15%	8,10%	141,00	0,96	0,29	0,00	0,00	0,00	0,98	0,00
14-Jul	4,60%	8,00%	64,20	0,45	0,13	64,50	0,52	0,15	0,98	40,67
15-Jul	7,10%	7,80%	34,00	0,23	0,07	78,50	0,64	0,19	0,98	13,20
16-Jul	8,90%	7,80%	21,20	0,14	0,04	0,00	0,00	0,00	0,98	46,23
17-Jul	9,47%	7,53%	172,00	1,12	0,34	0,00	0,00	0,00	2,59	0,00
18-Jul	10,02%	7,58%	283,00	1,88	0,55	0,00	0,00	0,00	2,10	0,00
19-Jul	9,50%	7,60%	175,00	1,21	0,34	0,00	0,00	0,00	1,45	46,04
20-Jul	9,20%	7,60%	182,00	1,27	0,36	0,00	0,00	0,00	2,45	54,54
21-Jul	11,20%	7,40%	232,00	1,62	0,45	0,00	0,00	0,00	2,40	23,43
22-Jul	10,60%	7,20%	364,00	2,56	0,70	0,00	0,00	0,00	2,63	45,65
23-Jul	9,30%	7,10%	456,00	3,18	0,87	0,00	0,00	0,00	2,63	0,00
24-Jul	11,30%	6,20%	446,00	3,23	0,79	0,00	0,00	0,00	2,37	0,00
25-Jul	10,73%	5,88%	303,00	2,22	0,52	0,00	0,00	0,00	2,28	13,83
26-Jul	10,53%	5,49%	104,00	0,83	0,17	0,00	0,00	0,00	2,03	0,00
27-Jul	9,34%	6,05%	129,00	0,96	0,23	0,00	0,00	0,00	0,88	50,27
28-Jul	19,26%	4,04%	157,00	1,69	0,24	13,00	0,18	0,02	1,37	54,43
29-Jul	8,41%	6,04%	187,00	1,37	0,33	0,00	0,00	0,00	2,31	38,66
30-Jul	22,51%	3,81%	250,00	3,14	0,38	37,00	0,57	0,07	1,95	0,00
31-Jul	22,00%	3,50%	218,00	2,86	0,32	49,00	0,79	0,09	0,92	0,00
<b>Total</b>							<b>4,33</b>			<b>484,93</b>
<b>Prom</b>	<b>10,02%</b>	<b>8,32%</b>	<b>165,11</b>	<b>1,22</b>	<b>0,31</b>	<b>17,10</b>	<b>0,14</b>	<b>0,04</b>	<b>1,36</b>	<b>15,64</b>

**Anexo C.11.c: Informe diario de operación de la caldera, Julio de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Jul	118,8	100	29,9	121	160,47	21,20	0,00	0,30	15,33	937	723	626	126	115
02-Jul	123,1	105	30,7	122	165,65	20,10	0,00	0,50	15,32	931	700	609	128	117
03-Jul	126,7	98	34,4	124	173,24	18,50	0,00	0,00	15,32	932	677	600	137	126
04-Jul	x	x	x	x	x				x	x	x	x	x	x
05-Jul	x	x	x	x	x				x	x	x	x	x	x
06-Jul	x	x	x	x	x				x	x	x	x	x	x
07-Jul	x	x	x	x	x				x	x	x	x	x	x
08-Jul	x	x	x	x	x				x	x	x	x	x	x
09-Jul	x	x	x	x	x				x	x	x	x	x	x
10-Jul	143	110	48,1	127	203,84	13,80	0,00	0,10	14,79	921	618	562	140	129
11-Jul	140,6	112	48,2	123	200,43	18,60	0,00	0,00	13,90	887	633	586	139	128
12-Jul	142,7	108	48,6	122	202,83	23,00	0,00	0,60	13,80	851	651	601	137	125
13-Jul	142,1	108	46,7	122	200,17	23,70	0,00	0,80	13,82	837	661	608	138	129
14-Jul	141,4	109	42,1	130	195,37	25,30	0,00	0,20	14,92	812	674	611	145	137
15-Jul	138,2	107	37,7	129	187,78	25,20	0,00	0,20	15,30	797	679	614	138	130
16-Jul	137,7	109	31,8	118	181,46	25,50	0,00	0,90	13,30	809	687	617	138	129
17-Jul	139,2	107	32,4	119	183,35	24,40	0,10	0,00	15,31	793	701	632	137	128
18-Jul	137,3	104	38,1	127	187,4	24,80	0,20	0,00	15,31	787	697	634	130	126
19-Jul	138,6	105	38,4	127	189,3	24,50	0,20	0,30	15,31	771	692	634	131	125
20-Jul	136,2	107	38,4	129	186,64	25,60	0,20	0,10	15,31	774	700	635	132	128
21-Jul	136,4	107	38,5	127	187,15	25,50	0,30	0,10	15,31	788	719	656	138	127
22-Jul	137,1	107	37,9	126	190,82	25,00	0,30	0,10	15,31	795	726	664	131	127
23-Jul	136,2	104	36,5	126	185,88	25,00	0,30	0,10	15,31	788	722	664	128	124
24-Jul	135,7	103	41,2	123	190,06	25,90	0,30	0,30	14,74	802	745	685	131	126
25-Jul	157,4	103	39,7	126	210,29	26,60	0,80	0,70	14,37	821	789	747	131	128
26-Jul	141,4	108	39,5	125	193,85	27,40	0,50	0,90	14,53	823	765	709	132	128
27-Jul	177,8	111	68,3	115	257,96	27,40	1,10	0,90	13,70	879	839	834	137	133
28-Jul	138,2	107	43,7	119	194,86	27,50	0,20	0,10	15,11	845	770	708	130	122
29-Jul	226,3	117	114,8	106	351,28	22,40	1,80	2,10	13,78	906	890	904	150	141
30-Jul	257,6	124	115,0	118	384,03	22,70	1,80	1,90	15,06	933	914	947	161	154
31-Jul	146,2	107	39,6	122	199,54	26,8	0	0,1	15,26	867	758	690	130	124
<b>Total Prom</b>	<b>147,84</b>	<b>107,48</b>	<b>46,41</b>	<b>122,92</b>	<b>206,55</b>	<b>23,86</b>	<b>0,32</b>	<b>0,45</b>	<b>14,78</b>	<b>843,44</b>	<b>725,20</b>	<b>671,08</b>	<b>135,80</b>	<b>128,24</b>

**Anexo C.12.a: Informe diario de operación de la caldera, Agosto de 2005. (Combustible, caliza y vapor).**

Dia	Análisis y composición del combustible									Vapor	
	Consumo comb	HHV	azufre	Carbon	Humedad despues del molino S	Humedad despues del molino P	coke screening	Total MMBTU Fuel fire	Limestone to Boiler	stream produced [ToTal Diario]	Temp
	Ton/dia	btu/lb	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]	[% m/m]			ton	tons	°C
01-Ago	257	16239	0,95%	85,27%	10,00%	9,40%	556	9201	20	1637	498
02-Ago	275	16239	0,95%	85,27%	10,00%	11,40%	430	9845	17	2171	498
03-Ago	221	16239	0,95%	85,27%	10,00%	10,80%	555	7912	22	1639	483
04-Ago	254	16239	0,95%	85,27%	10,00%	11,20%	650	9093	25	2036	472
05-Ago	230	16239	0,95%	85,27%	10,00%	11,20%	650	8234	11	1729	478
06-Ago	210	16239	0,95%	85,27%	11,10%	14,00%	600	7518	13	1430	464
07-Ago	317	16239	0,95%	85,27%	8,50%	14,00%	440	11349	16	2493	490
08-Ago	522	16136	1,14%	86,45%	8,50%	0,00%	0	18569	35	4728	449
09-Ago	196	16136	1,14%	86,45%	10,50%	0,00%	575	6972	17	1434	471
10-Ago	302	16136	1,14%	86,45%	10,90%	0,00%	500	10743	23	2460	480
11-Ago	466	16136	1,14%	86,45%	10,90%	0,00%	500	16577	32	4150	453
12-Ago	191	16136	1,14%	86,45%	10,90%	14,00%	600	6795	14	1415	450
13-Ago	464	16136	1,14%	86,45%	10,80%	13,50%	640	16506	29	4089	469
14-Ago	613	16136	1,14%	86,45%	10,00%	14,00%	640	21807	51	5665	465
15-Ago	617	16136	1,14%	86,45%	9,80%	14,50%	600	21949	53	5667	463
16-Ago	618	16136	1,14%	86,45%	10,70%	15,20%	570	21984	48	5593	470
17-Ago	622	16136	1,14%	86,45%	10,40%	14,50%	530	22127	44	5620	475
18-Ago	626	16136	1,14%	86,45%	9,60%	0,00%	515	22269	51	5731	472
19-Ago	614	16136	1,14%	86,45%	11,50%	0,00%	555	21842	51	5704	470
20-Ago	617	16136	1,14%	86,45%	10,00%	0,00%	615	21949	51	5646	473
21-Ago	689	16136	1,14%	86,45%	9,60%	0,00%	600	24510	51	5697	474
22-Ago	548	16134	1,14%	86,45%	11,00%	0,00%	525	19492	51	5748	471
23-Ago	607	16134	1,14%	86,45%	11,60%	0,00%	700	21590	51	5720	473
24-Ago	609	16134	1,14%	86,45%	11,60%	12,00%	646	21662	51	5672	469
25-Ago	609	16134	1,14%	86,45%	11,60%	12,60%	600	21662	51	5584	469
26-Ago	621	16134	1,14%	86,45%	11,60%	12,00%	590	22088	51	5617	473
27-Ago	607	16134	1,14%	86,45%	11,60%	12,30%	670	21590	52	5598	472
28-Ago	610	16134	1,14%	86,45%	11,60%	11,90%	730	21697	51	5554	472
29-Ago	615	16134	1,14%	86,45%	11,60%	13,10%	685	21875	51	5593	471
30-Ago	614	16134	1,14%	86,45%	13,95%	0,00%	590	21839	46	5575	467
31-Ago	623	16134	1,14%	86,45%	11,45%	20,20%	590	22162	42	5580	466
<b>Total</b>	<b>14361</b>									<b>132.975</b>	
<b>Prom</b>	<b>483,35</b>	<b>16158,61</b>	<b>1,10%</b>	<b>86,18%</b>	<b>10,69%</b>	<b>8,45%</b>	<b>569,26</b>	<b>17.206,71</b>	<b>37,77</b>	<b>4.289,52</b>	<b>471,61</b>

**Anexo C.12.b: Informe diario de operación de la caldera, Agosto de 2005. (Gases de escape, Cs/S, Ceniza).**

Dia	Análisis de los gases de escape									Disposed ash
	opacity	oxigen	Nox	Nox	Nox (0.075)	SO2	SO2	SO2 (0.27)	Ca/S ratio	
	[%]	[%]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]	[ppm]	[ton/day]	[lb/MBTU]		
01-Ago	9,14%	6,34	174,00	1,28	0,31	0	0	0	0,92	13,35
02-Ago	11,00%	6,24	105,00	0,82	0,18	0	0	0	0,92	67,19
03-Ago	8,73%	6,58	278,70	1,79	0,50	0	0	0	0,98	3,33
04-Ago	10,30%	6,2	451,00	3,24	0,79	0	0	0	0,92	0
05-Ago	8,70%	6,77	359,00	2,44	0,65	0	0	0	0,92	0
06-Ago	10,61%	7,47	213,00	1,40	0,41	0	0	0	2,11	35,12
07-Ago	16,25%	6,16	135,00	1,21	0,23	1	0,01	0	1,72	0
08-Ago	28,46%	3,9	281,00	3,54	0,42	15	0,24	0,03	2,29	70,12
09-Ago	11,62%	7,2	386,00	2,31	0,73	0	0	0	2,96	65,35
10-Ago	18,56%	6,24	454,00	3,89	0,80	0	0	0	2,6	18,63
11-Ago	23,73%	4,44	225,00	2,62	0,35	0	0	0	2,34	0
12-Ago	12,80%	7,4	165,00	0,98	0,32	0	0	0	2,5	56,52
13-Ago	14,30%	4,5	178,00	2,11	0,28	40	0,58	0,08	2,06	0
14-Ago	14,80%	3,3	255,00	3,69	0,37	50	0,9	0,09	2,75	0
15-Ago	14,70%	3,2	219,00	3,17	0,32	48	0,86	0,09	2,84	0
16-Ago	14,60%	3,2	191,00	2,77	0,28	43	0,77	0,08	2,56	42,02
17-Ago	14,70%	3,3	168,00	2,47	0,25	92	1,67	0,17	2,34	97,51
18-Ago	20,80%	3,12	174,00	2,55	0,25	52	0,95	0,09	2,69	89,64
19-Ago	12,49%	3,12	150,00	2,15	0,22	79	1,38	0,14	2,74	91,55
20-Ago	34,59%	3,21	174,00	2,52	0,25	62	1,11	0,11	2,73	87,78
21-Ago	79,50%	3,18	161,00	2,60	0,23	85	1,71	0,15	2,44	0
22-Ago	67,08%	3,14	159,00	2,03	0,23	78	1,22	0,14	2,56	78,19
23-Ago	24,07%	3,25	187,00	2,66	0,27	74	1,28	0,13	2,31	29,2
24-Ago	42,00%	3,3	213,00	3,05	0,31	73	1,27	0,13	1,14	109,72
25-Ago	23,00%	3,3	232,00	3,32	0,34	39	0,68	0,07	1,14	94,4
26-Ago	36,00%	3,26	194,00	2,82	0,28	118	2,09	0,21	1,14	82,44
27-Ago	25,00%	3,35	197,00	2,82	0,29	119	2,07	0,21	1,14	69,96
28-Ago	25,00%	3,4	195,00	2,81	0,03	117	2,05	0,21	1,14	0
29-Ago	22,00%	3,4	189,00	2,75	0,28	134	2,37	0,24	1,14	68,44
30-Ago	59,00%	3,41	192,00	2,79	0,28	131	2,25	0,23	2,06	71,97
31-Ago	57,61%	3,41	192,00	2,83	0,28	72	1,29	0,13	1,85	70,66
<b>Total</b>				<b>77,40</b>			<b>26,7</b>			<b>1342,4</b>
<b>Prom</b>	<b>24,88%</b>	<b>4,46</b>	<b>220,86</b>	<b>2,50</b>	<b>0,35</b>	<b>49,10</b>	<b>0,86</b>	<b>0,09</b>	<b>1,93</b>	<b>45,58</b>

**Anexo C.12.c: Informe diario de operación de la caldera, Agosto de 2005. (Parámetros de combustión).**

Dia	Flujos de aire					Lecho				Temperaturas				
	Primario		Secundario		Total flujo de aire	Nivel lecho denso	Freeboar S	Freeboar N	Exceso de aire	Hogar	Entrada ciclon	Entrada H.R.A.	Salida H.R.A.	Chimenea
	[ton/h]	°C	[ton/h]	°C	[ton/h]	"H2O	"H2O	"H2O	%	°C	°C	°C	°C	°C
01-Ago	184,6	106	84,9	105	280,6	28,40	0,70	0,80	13,92%	886	845	825	126	126
02-Ago	130,2	101	35,8	117	179,18	30,80	0,10	0,00	14,71%	845	738	663	121	113
03-Ago	127,2	109	36,9	127	177,16	32,70	0,30	0,30	15,31%	809	735	671	137	130
04-Ago	126,8	105	35,3	122	175,01	29,70	0,20	0,00	14,95%	814	724	654	128	122
05-Ago	121,4	108	36,4	121	170,96	28,80	0,20	0,00	15,08%	812	718	643	126	121
06-Ago	122,7	107	36,9	121	172,35	29,80	0,20	0,10	15,32%	811	708	637	125	118
07-Ago	248,9	117	116,4	108	375,69	20,60	2,00	2,20	15,08%	934	916	930	139	144
08-Ago	117,3	105	32,5	119	162,62	28,00	0,00	0,00	15,25%	867	701	610	119	116
09-Ago	118,8	106	31,5	123	163,5	30,40	0,00	0,00	15,31%	814	707	626	124	119
10-Ago	254,4	120	119,1	111	383,78	22,40	1,90	1,80	15,28%	934	906	935	154	149
11-Ago	119,7	115	33,1	129	167,17	29,50	0,00	0,00	15,20%	877	678	598	132	127
12-Ago	151,8	112	44,5	127	209,02	31,10	0,50	0,20	15,30%	873	804	734	138	133
13-Ago	256,1	126	123,2	115	389,47	24,60	2,50	2,40	15,22%	937	910	920	161	157
14-Ago	257,1	127	123	116	390,36	25,80	2,40	2,20	15,31%	941	913	926	162	158
15-Ago	256	126	119,8	119	386,06	24,90	2,60	3,80	15,31%	943	909	929	158	152
16-Ago	257,3	120	121,2	112	388,96	27,20	2,40	2,50	15,31%	931	903	921	153	141
17-Ago	257,8	122	119,8	114	387,7	28,10	2,30	2,60	15,30%	944	912	942	155	146
18-Ago	257,9	124	119,6	116	387,95	26,40	2,40	2,40	15,30%	939	906	942	157	146
19-Ago	258,7	123	122,9	116	392	25,20	2,50	3,00	15,31%	936	908	927	156	142
20-Ago	260,1	125	120,7	117	391,62	25,40	2,60	3,30	15,33%	940	909	934	157	145
21-Ago	254,9	124	121,5	115	387,19	24,90	2,60	2,40	15,32%	944	915	935	156	145
22-Ago	256,3	123	122,7	114	389,85	24,20	2,60	2,60	15,31%	940	910	933	156	144
23-Ago	258,1	124	123,7	114	392,13	25,20	2,50	2,30	15,31%	944	913	928	157	146
24-Ago	255,7	127	122	115	388,21	24,00	2,30	2,20	15,31%	944	914	931	160	148
25-Ago	260	125	120,8	117	392	26,80	2,70	3,00	15,31%	941	909	928	157	146
26-Ago	256,7	125	120,2	116	387,45	23,00	2,40	2,80	15,31%	945	912	930	154	145
27-Ago	260	124	120,8	116	390,99	23,80	2,30	2,10	15,31%	938	907	927	154	143
28-Ago	254,1	122	123,3	112	387,95	26,80	2,40	2,60	15,31%	942	908	924	153	142
29-Ago	256,3	122	123,3	112	390,36	26,80	2,40	2,60	15,31%	946	914	931	154	142
30-Ago	258,2	121	116,5	114	385,3	23,40	2,40	2,40	15,31%	938	905	928	153	142
31-Ago	259	121	125,4	111	395,03	24,3	2,2	3,2		943	913	931	153	143
<b>Total Prom</b>	<b>216,58</b>	<b>118,13</b>	<b>95,28</b>	<b>116,63</b>	<b>323,15</b>	<b>26,54</b>	<b>1,67</b>	<b>1,77</b>	<b>0,15</b>	<b>908,13</b>	<b>853,87</b>	<b>844,94</b>	<b>146,29</b>	<b>138,42</b>



## Anexo D

“Entalpía de formación, función de Gibbs y entropía absoluta.”

## Entalpía de formación, Función de Gibbs de formación y entropía absoluta.

TABLE 1.9 Enthalpy of Formation, Gibbs Function of Formation, and Absolute Entropy of Various Substances at 298 K and 1 atm

$\bar{h}_f^\circ$ and $\bar{g}_f^\circ$ (kJ/kmol), $\bar{s}^\circ$ (kJ/kmol·K)				
Substance	Formula	$\bar{h}_f^\circ$	$\bar{g}_f^\circ$	$\bar{s}^\circ$
Carbon	C(s)	0	0	5.74
Hydrogen	H <sub>2</sub> (g)	0	0	130.57
Nitrogen	N <sub>2</sub> (g)	0	0	191.50
Oxygen	O <sub>2</sub> (g)	0	0	205.03
Carbon monoxide	CO(g)	-110,530	-137,150	197.54
Carbon dioxide	CO <sub>2</sub> (g)	-393,520	-394,380	213.69
Water	H <sub>2</sub> O(g)	-241,820	-228,590	188.72
	H <sub>2</sub> O(l)	-285,830	-237,180	69.95
Hydrogen peroxide	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> (g)	-136,310	-105,600	232.63
Ammonia	NH <sub>3</sub> (g)	-46,190	-16,590	192.33
Oxygen	O(g)	249,170	231,770	160.95
Hydrogen	H(g)	218,000	203,290	114.61
Nitrogen	N(g)	472,680	455,510	153.19
Hydroxyl	OH(g)	39,460	34,280	183.75
Methane	CH <sub>4</sub> (g)	-74,850	-50,790	186.16
Acetylene	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> (g)	226,730	209,170	200.85
Ethylene	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (g)	52,280	68,120	219.83
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (g)	-84,680	-32,890	229.49
Propylene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> (g)	20,410	62,720	266.94
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (g)	-103,850	-23,490	269.91
Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (g)	-126,150	-15,710	310.03
Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (g)	-146,440	-8,200	348.40
Octane	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (g)	-208,450	17,320	463.67
	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> (l)	-249,910	6,610	360.79
Benzene	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> (g)	82,930	129,660	269.20
Methyl alcohol	CH <sub>3</sub> OH(g)	-200,890	-162,140	239.70
	CH <sub>3</sub> OH(l)	-238,810	-166,290	126.80
Ethyl alcohol	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH(g)	-235,310	-168,570	282.59
	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH(l)	-277,690	174,890	160.70

Source: Adapted from Wark, K. 1983. *Thermodynamics*, 4th ed. McGraw-Hill, New York, as based on JANAF Thermochemical Tables, NSRDS-NBS-37, 1971; *Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties*, NBS Tech. Note 270-3, 1968; and *API Research Project 44*, Carnegie Press, 1953.