

**ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA Y COMBUSTIÓN EN CALDERAS
DE VAPOR DE TIPO PIROTUBULAR.**

LEYSTON ALAN CAICEDO CUESTA

ALEJANDRO BENDECK GUZMÁN

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA DE BOLÍVAR

PROGRAMA DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELECTRÓNICA

CARTAGENA DE INDIAS D. T. y C.

2008

**ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA Y COMBUSTIÓN EN
CALDERAS DE VAPOR DE TIPO PIROTUBULAR.**

Monografía presentada para optar los títulos de Ingeniero Mecánico e Ingeniero
Electrónico

ASESOR

Bienvenido Sarria López

Ingeniero Mecánico

Dr. En Ciencias

LEYSTON ALAN CAICEDO CUESTA

ALEJANDRO BENDECK GUZMÁN

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA DE BOLÍVAR

PROGRAMA DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELECTRÓNICA

MINOR USO RACIONAL DE LA ENERGÍA

CARTAGENA DE INDIAS D. T. y C.

2008

REGLAMENTO ACADÉMICO

(ARTICULO 107)

La Tecnológica de Bolívar institución universitaria, se reserva el derecho de propiedad intelectual de todos los trabajos de grado aprobados, los cuales no pueden ser explotados comercialmente sin autorización.

Nota de aceptación

Presidente del Jurado

Jurado

Jurado

Cartagena de Indias D. T. y C.; 20 de Noviembre de 2008

AGRADECIMIENTOS

Los autores manifiestan sus más sinceros agradecimientos a:

Al personal de de las empresas involucradas en este proyecto, por abrirnos las puertas de su planta de y a su vez por brindarnos los recursos e información que requerimos para desarrollo y finalización de nuestro proyecto de la mejor manera.

Al ingeniero Pedro de Lavalle por su orientación y, por estar siempre dispuesto a ayudarnos y a compartir su conocimiento acerca de la instalación con nosotros.

Al Doctor. Bienvenido Sarria López, por su constante ayuda, aportando toda su experiencia y conocimiento acerca del tema agradecemos su colaboración sin la cual no se hubiera hecho realidad la consecución del objetivo final de nuestro estudio en calderas

A la Universidad Tecnológica de Bolívar y su cuerpo docente, por proporcionarnos la formación necesaria para desenvolvemos como excelentes profesionales.

A Dios, por darme la fortaleza para levantarme ante las dificultades y voluntad para seguir siempre adelante.

A mi padre, porque siempre estuvo dispuesto a ayudarme incondicionalmente, e impulsándome a pesar de su ausencia.

A mi madre, por brindarme su amor y comprensión, deseando siempre lo mejor para mi y guiándome siempre por el camino correcto.

A mis amigos y compañeros, por impulsare a ser cada día mejor y por regalarme momentos alegres a pesar de cualquier situación.

A “Bienve”, por ser mi compañero y amigo incansable durante todo el camino hacia la finalización del proyecto.

Leyston Caicedo Cuesta

A Dios, por darme la sabiduría necesaria para afrontar los caminos espinosos de la vida.

A mis padres, Neyid y Miroslava, por su apoyo económico y moral.

A mi gran amigo Roberto Caro, por darme ánimo a terminar lo inconcluso.

A toda mi familia Bendeck, quien se preocupó hasta el final por mi carrera.

Alejandro Bendeck
Guzmán

TABLA DE CONTENIDO

	Pagina
INTRODUCCIÓN	3
1. TERMODINÁMICA DE LA COMBUSTIÓN	5
1.1 REVISIÓN A LOS CONCEPTOS DE LA PRIMERA LEY	5
1.2 PROPIEDADES DE LA MEZCLA	8
1.3 COMBUSTIÓN INDUSTRIAL	10
1.4 TIPOS DE COMBUSTIBLES.	11
1.5 REACCIONES QUÍMICAS.	15
1.5.1 RELACIÓN AIRE- COMBUSTIBLE (AC)	18
1.6 PROCESOS DE COMBUSTIÓN TEÓRICA Y REAL.	18
1.6.1 EXCESO DE AIRE	22
1.6.1.1 EXCESO DE AIRE PORCENTUAL.	23
1.6.1.2 DEFICIENCIA O FALTA DE AIRE PORCENTUAL	23
1.6.2 PROCESOS DE COMBUSTIÓN REALES.	24
1.6.3 ENTALPÍA DE FORMACIÓN Y ENTALPÍA DE COMBUSTIÓN	25

1.6.3.1	ESTADO DE REFERENCIA ESTÁNDAR.	26
1.7	LLAMAS; CARACTERÍSTICAS Y PARTICULARIDADES.	30
1.7.1	LLAMAS, CLASIFICACIÓN Y PROPIEDADES.	30
1.7.2	CLASIFICACIÓN PRIMARIA.	31
1.7.3	CLASIFICACIÓN SEGÚN FORMA DE MEZCLADO.	32
1.7.4	CLASIFICACIÓN SEGÚN RÉGIMEN DE MOVIMIENTO.	32
1.7.4.1	LLAMA PRE-MEZCLADA LAMINAR	32
1.7.4.2	LLAMAS DE DIFUSIÓN.	33
1.7.4.3	CARACTERÍSTICAS ESPECÍFICAS DE LAS LLAMAS DE DIFUSIÓN.	33
2.	CARACTERÍSTICAS DE LOS COMBUSTIBLES	34
2.1	COMBUSTIBLES LÍQUIDOS	34
2.2	COMBUSTIBLES LÍQUIDOS (FUEL OIL)	35
2.2.1	SINÓNIMOS NACIONALES PARA LOS FUEL OIL	35
2.2.2	CARACTERÍSTICAS IMPORTANTES DE LOS COMBUSTIBLES LÍQUIDOS	39
2.3	PRINCIPALES COMBUSTIBLES GASEOSOS	41

2.4	APLICACIÓN DE LOS MÉTODOS DE CÁLCULO DE LA COMBUSTIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.	43
3	APLICACIÓN DE LOS MÉTODOS DE CÁLCULO DE COMBUSTIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.	44
4	OPERACIÓN DE CALDERAS	68
4.1	COSTOS DE UTILIZACIÓN	68
4.2	BENCHMARKING (BM)	70
4.3	OPORTUNIDADES PARA EL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA EN CALDERAS.	72
4.3.1	EFICIENCIA DE LA CALDERA	72
4.4	ANÁLISIS DE LA ENERGÍA APORTADA POR EL FUEL	74
4.5	ASPECTOS ECONÓMICOS DEL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA EN CALDERAS	75
4.6	PERDIDAS POR CHIMENEA	77
4.7	TEMPERATURA DE LOS GASES DE CHIMENEA.	79
4.8	CARGA DE LA CALDERA	80
4.9	DISEÑO DE LA CALDERA	81
4.10	ESCORIFICACIÓN DE LA SUPERFICIE DE	

TRANSFERENCIA	82
4.11 PERDIDAS POR PURGAS	82
4.12 PERDIDAS POR SUPERFICIE	86
4.13 PERDIDAS POR INQUEMADOS	87
4.14 CÁLCULOS DE AHORRO EN CALDERAS	89
5 MANTENIMIENTO DE CALDERAS	95
5.1 FORMACIÓN DE CENIZAS Y DEPÓSITOS, CORROSIÓN.	96
5.2 CORROSIÓN A ALTAS TEMPERATURAS	99
5.2.1 CLASIFICACIÓN DEL PETRÓLEO DE ACUERDO A SU CONTENIDO DE VANADIO	100
5.2.1.1 CONTENIDO DE VANADIO Y SODIO EN LOS PETRÓLEOS RESIDUALES	101
5.2.2 CORROSIÓN POR VANADIO	103
5.3 COEDICIONES DE TRABAJO DE LA DE LAS SUPERFICIES DE BAJA TEMPERATURA	104
5.3.1 CORROSIÓN A BAJA TEMPERATURA	104
5.4 CORROSIÓN A BAJA TEMPERATURA	110

5.5	COMPORTAMIENTO DE LOS ACEROS A ELEVADAS TEMPERATURAS	114
5.6	VARIACIÓN DE LAS PROPIEDADES MECÁNICAS COMO FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA	115
5.7	DIAGNÓSTICO ESTADÍSTICO DE LAS FALLAS EN LOS TUBOS DE LOS HORNOS CMC 3 Y CMC 4.	116
5.7.1	INTRODUCCIÓN.	116
5.7.2	CONCENTRACIÓN DE FALLAS POR PAREDES EN LAS UNIDADES # 3 Y # 4	117.
5.7.3	DISTRIBUCIÓN DE FALLAS POR COLECTORES.	118
5.7.4	LOCALIZACIÓN DEL MAYOR POR CIENTO DE FALLAS RESPECTO A LA ALTURA DE LAS PAREDES DEL HORNO.	119
5.7.5	ESFUERZOS MECÁNICOS. COMPROBACIÓN DEL ESPESOR MÍNIMO DE LAS PAREDES DE LOS TUBOS	122
5.7.5.1.	METODOLOGÍA DE CÁLCULO CONVENCIONAL	122
5.7.6.5.1.1	CÁLCULO PARA CONDICIONES DE DISEÑO	123
5.7.6.5.1.2.	CÁLCULO PARA CONDICIONES DE DISEÑO	124
5.7.5.2.	METODOLOGÍA DE CÁLCULO DE LA COMPAÑÍA COMBUSTIÓN	125
5.8	TEMPERATURA DE LA PARED DE LOS TUBOS DE LOS HORNOS	127

5.8.1	VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA AL VARIAR LA POTENCIA DE LA UNIDAD.	127
5.8.2.	INCRUSTACIONES INTERNAS DE LA CALDERA.	131
5.8.3	ANÁLISIS DE DENSIDAD DE INCRUSTACIONES EN LAS UNIDADES 3 Y 4 DE LA CTE	133.
5.9	VALORACIÓN DE AVERÍAS EN TUBOS	138
6	CONCLUSIONES	145
7.	RECOMENDACIONES	148
8.	BIBLIOGRAFÍA	149
	ANEXOS	150

LISTADO DE TABLAS

1. Importancia De La Combustión En La Industria.
 - 1.2 Poder Calorífico (Gas Natural)
 - 1.3 Valores Típicos De Poderes Caloríficos Y Gravedades De Los Fuel Oils Estándar.
 - 2.2 Análisis Último De Los Componentes Presentes En El Petróleo.
 - 2.3 Variación Del Azufre Según El Tipo Fuel
 - 2.4 Propiedades Típicas De Los Fuel Oils.
- 5.1 Clasificación Del Petróleo De Acuerdo A Su Contenido De Vanadio
- 5.2 Contenido De Vanadio Y Sodio En Los Petroleos Residuales
- A1 - Análisis Último Del Gas Natural
- A2 - Análisis Volumétrico Gas Natural
- A3 - PCI Y PCS De Algunos Combustibles
- A4 - Reacciones De Combustión Los Componentes Comunes De Los Combustibles
- A5 - Requerimientos De Aire Aproximado Para La Combustión Estequiométrica De Combustible
- A6 - Cantidad De Aire Teórico Requerido Para La Combustión De Algunos Combustibles
- A7 - Propiedades De Algunos Gases Combustibles
- A8 - Propiedades Típicas Del Fuel
- A9 - Límites Químicos Del Agua De Calderas

LISTA DE FIGURAS

1.1 Combustibles Según Su Equivalencia Al Petróleo Y Clasificación Según Su Fuente.

1.2 Porcentajes Aportados Por Diferentes Fuentes De Energía.

1.3 Fuentes No Renovables (Mbdpe)

1.4 Fuentes Renovables (Mbdpe)

1.5 Esquemático Del Proceso De Combustión

2.1 Viscosidad Vs Temperatura.

2.2 Triangulo De La Combustión.

2.3 Proceso De Reacción De Combustión.

4.1 Masa De Vapor Vs Fuel Consumido

4.2 Carga Vs Costos De Producción.

4.3 Carga Vs Eficiencia.

4.4 Carga Vs Costos Del Fuel.

A10 - Viscosidad De Los Gases Comunes.

OBJETIVOS GENERALES

I. Aplicar los conocimientos adquiridos sobre calderas en el diplomado de Uso Racional de la Energía.

II. Identificar problemas que afecten la operación adecuada de las calderas, convertirlos en puntos de estudio para lograr ahorros y a su vez al mejoramiento de la eficiencia de la misma.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- I. Descubrir los focos de perdidas del sistema de producción de vapor
- II. Mejorar la combustión de las calderas de vapor.
- III. Analizar los costos de producción de vapor.
- IV. Analizar los cotos de las averías debido a la mala operación y la ejecución de rutinas de mantenimiento.

INTRODUCCION

Siendo las calderas como sistema de generación de vapor en la industria uno de los focos productivos, y parte vital en el funcionamiento de la misma, resulta benéfico para toda planta tener un control de los componentes de dicho sistema, porque fundamentalmente en su mala operación radica la mayor pérdida, cuando de abastecimiento de otros subprocesos se trata.

Las calderas de la empresa en estudio en estos momentos presentan varios puntos de pérdida energética los cuales afectan su eficiencia, como lo son:

- El poco control sobre exceso de aire de combustión.
- La alta temperatura de los gases de chimenea.
- Pérdida de calor en la válvula reguladora de presión.
- El vapor producido por la caldera es empleado para calentar el agua en el tanque de tratamiento.
- Tanque recuperador de condensado sin aislamiento.

A razón de dichas pérdidas que proyectadas en el tiempo se convierten en significativas, cuando de operación y producción se trata, y que directamente afectan los costos relacionados al presupuesto de mantenimiento, de la infraestructura del sistema de generación de vapor.

La empresa es, una planta con tres subintendencias (planta de harina, planta de latas y planta de atún) las cuales se sustentan de vapor para realizar sus procesos, se ve en la necesidad de optimizarlo debido a que mayor demanda, mayores son las perdidas en el sistema, y también se incrementa el impacto ambiental, el cual en ultima instancia repercute monetariamente en la empresa, debido a que hay entes reguladores de todos los tipos de emisiones industriales que parametrizan y sancionan, las entidades que no cumplan con sus reglamentos.

1. TERMODINAMICA DE LA COMBUSTION

1.1 REVISION A LOS CONCEPTOS DE LA PRIMERA LEY

Para un sistema termodinámico, el cual tenga una cantidad de masa fija, la primera ley establece que;

$$\Delta E_{\text{sistema}} = \Delta W + \Delta Q \quad (1.1); \text{ donde } W = \text{Trabajo y } Q = \text{Calor}$$

$$\Delta E_{\text{sistema}} = \Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U \quad (1.2); \text{ donde } E_c = \text{Energía Cinética y } E_p = \text{Energía potencial}$$

$$\Delta E_c = 0$$

$$\Delta E_p = 0$$

$$\Delta E_{\text{sistema}} = \Delta U; \Delta U = \text{variación de la energía interna.} \quad (1.3)$$

Variación de energía interna (ΔU)

1. energía térmica debido a: traslación, rotación y vibración que equivalen a la energía sensible.
2. energía Química debido a los enlaces químicos entre los átomos en la molécula.

Es decir: $\Delta U =$ energía Sensible + energía Química

Para un sistema de masa (m), la primera ley se puede escribir:

$$\Delta E_{\text{sistema}} = \Delta U = \Delta W + \Delta Q \quad (1.4)$$

$$U = u \cdot m; \quad U = \text{Kj/Kg.}$$

$$\frac{d(mu)}{dt} = \dot{W} + \dot{Q} \quad (1.5)$$

El trabajo \dot{W} puede consistir en:

- Potencia al eje.
- Potencia eléctrica.
- Potencia debido al movimiento de las fronteras del sistema.

Si el trabajo trasferido por un sistema de volumen V es restringido (o limitado) el trabajo mecánico debido a la presión uniforme ejercida sobre un área A de la frontera, en movimiento a una velocidad $\frac{dx}{dt}$, entonces la potencia es:

$$\dot{W} = -pA \frac{dx}{dt} = -p \frac{dV}{dt}; \quad dV = A dx$$

La primera ley se transforma en:

$$d \frac{m * u}{dt} = -p \frac{dV}{dx} + \dot{q} \quad (1.6)$$

Integrando la ecuación 1.6 con respecto al tiempo, el balance de energía para el sistema cerrado se transforma en:

$$m(u_1 - u_2) = -W_{12} + Q_{12} \quad (1.7)$$

Donde:

$$W_{1,2} = \int_{t_1}^{t_2} p \frac{dV}{dt} * dt$$

$$Q_{1,2} = \int_{t_1}^{t_2} q dt$$

Para un sistema uniforme de presión constante, la ecuación (1.6) se simplifica

$$\frac{d(mu + pV)}{dt} = q$$

$$h = u + pV \quad ; \quad h = \text{entalpía de la sustancia}$$

$$\frac{d(mh)}{dt} = q$$

$$m(h_2 - h_1) = Q_{1,2} \quad (1.8)$$

Si la compresión química es constante, la energía química no cambia, y para los gases ideales:

$$u_2 - u_1 = \int_{t_1}^{t_2} c_v dT \quad (1.9); C_v = \text{Calor específico a volumen Cte}$$

$$h_2 - h_1 = \int_{t_1}^{t_2} c_p dT \quad (1.10); C_p = \text{calor específico a presión Cte}$$

Donde:

$$R = c_p - c_v \quad \text{Constante universal del gas}$$

$$k = \frac{c_p}{c_v} \quad \text{Relación de calores específicos}$$

Para un sistema abierto, con flujo de masa a través de las fronteras del volumen de control, en la ecuación (1.6) se debe agregar un término para incluir la energía debido al flujo.

Para flujo estable con una corriente hacia el interior y otra corriente hacia el exterior (saliendo) del volumen de control, la ecuación de energía para un sistema abierto, se simplifica de la siguiente manera:

$$\dot{m} = (h_2 - h_1 +) \frac{V_2^2}{2} - \frac{V_1^2}{2} = \dot{w} + q \quad (1.11)$$

1.2 PROPIEDADES DE LA MEZCLA

$$m = \sum_i m_i \quad (1.12)$$

$$\rho = \sum_i \rho_i \quad (1.13)$$
, las ecuaciones anteriores representan la masa y la densidad de la

mezcla

$$y_i = \frac{m_i}{m} = \frac{\rho_i}{\rho} \quad (1.14); \quad y_i = \text{Fracción molar}$$

$$\sum y_i = 1 \quad (1.15)$$

$$x_i = \frac{N_i}{N} = \frac{n_i}{n} \quad (1.16); \quad N_i = \text{moles del componente } i$$

$n_i = \text{concentración molar del componente } i$

$$M = \frac{m}{N} \quad (1.17) \quad m = \text{masa}, \quad M = \text{relación de la masa en referencia a su cantidad de}$$

moles

$N = \text{cantidad de moles}$

La energía interna por unidad de masa " u ", y la entalpía por unidad de masa " h ", para una mezcla:

$$u = \sum_i y_i u_i \quad (1.18)$$

$$h = \sum_i y_i h_i \quad (1.19)$$

La presión de una mezcla de gases ideales, es igual a la suma de las presiones parciales que cada componente ejercerá;

$$\sum_i p_i = \sum_i x_i p = p(1.20);$$
 Donde: P_i = presión de uno de los componentes de la mezcla y x_i = Fracción m

El volumen de la mezcla:

$$\sum_i V_i = \sum_i x_i V = V(1.21);$$
 Donde: V_i =Volumen de unos de los componentes de la mezcla x_i = Fracción másica de dicho componente

1.3 COMBUSTIÓN INDUSTRIAL:

1. Campo de aplicación muy amplio
2. Toca todos los aspectos de nuestras vidas

Combustión Industrial- Muy complicada por muchos factores

1. La *ciencia de la combustión* aún está desarrollándose

- Mejor aplicación
- Mayor control

2. El estudio de la combustión es Interdisciplinario por necesidad:

- Termodinámica
- Transferencia de calor
- Cinética Química
- Flujo Turbulento bifásico.

A continuación presentamos una tabla de la importancia de la combustión en la industria.

Tabla 1 (Extraída del Journal The Engineering Approach for Industrial Boilers)

TABLE 1.1
The Importance of Combustion in Industry

Industry	% Total Energy From (at the point of use)		
	Steam	Heat	Combustion
Petroleum refining	29.6	62.6	92.2
Forest products	84.4	6.0	90.4
Steel	22.6	67.0	89.6
Chemicals	49.9	32.7	82.6
Glass	4.8	75.2	80.0
Metal casting	2.4	67.2	69.6
Aluminum	1.3	17.6	18.9

Source: U.S. Dept. of Energy.¹

1.4 TIPOS DE COMBUSTIBLES.

Los Combustibles son sustancias cuyo fin principal es producir energía calorífica al combinarse químicamente con el oxígeno.

Comercialmente los combustibles importantes contienen *carbón, hidrógeno* y otros componentes que proveen *la energía calorífica*.

Se pueden clasificar a través del estado en que estos se encuentran: *Gaseosos, sólidos y líquidos*.

También se clasifican en renovables y no renovables

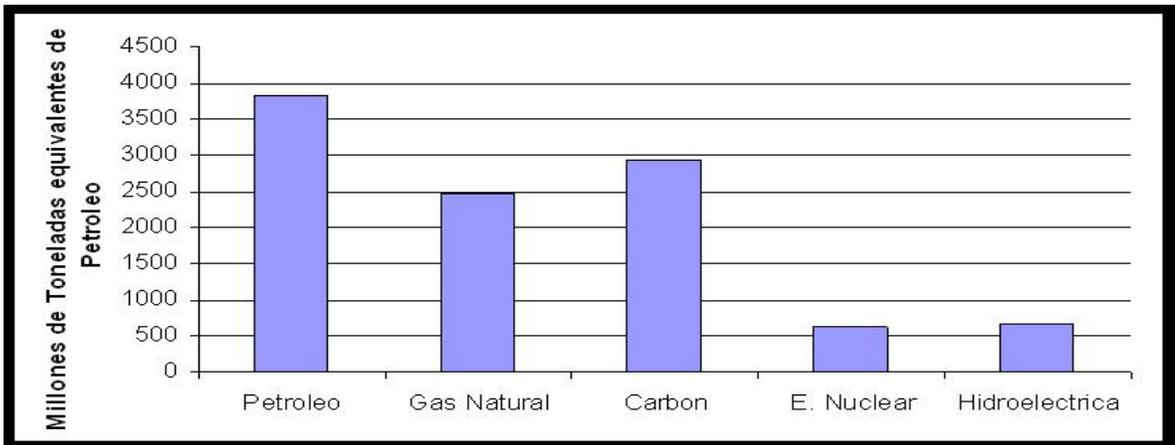
No Renovales: Combustibles fósiles (derivados del petróleo, carbón y gas natural)

Renovables: Biomasa (madera, biogás, bioetanol, biodiesel)

La *selección* de los combustibles se basa en uno o más de los siguientes factores:

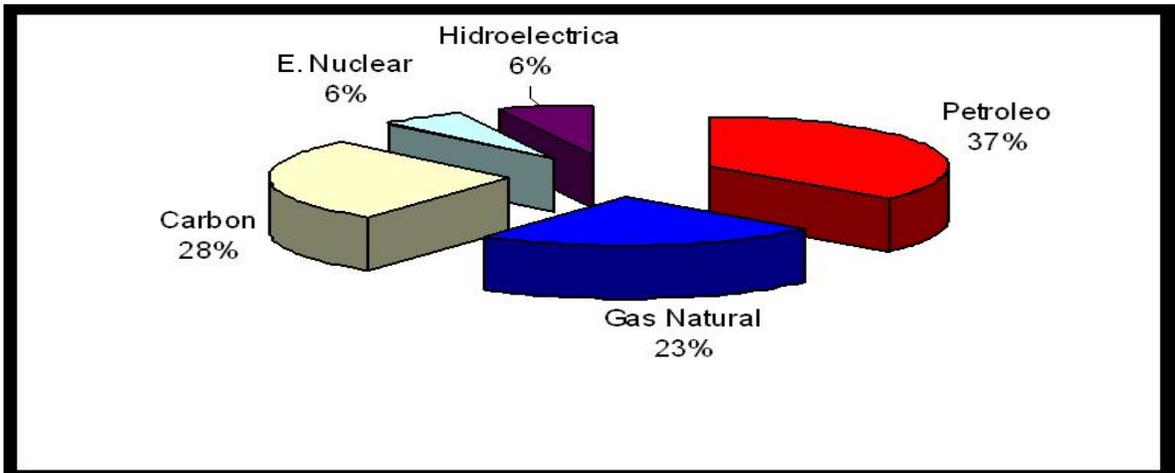
1. Factores del combustible
 - a) Disponibilidad, incluyendo dependencia de reservas.
 - b) Conveniencia de su uso o almacenamiento
 - c) Economía
 - d) Limpieza
2. Factores de los equipos requeridos para su combustión
 - a) Requerimientos de operación
 - b) Costos
 - c) Servicios requeridos
 - d) Facilidad de control

Las graficas presentadas a continuación muestran los combustibles según su equivalencia al petróleo y clasificación según su fuente. (Graficas extraídas de la presentación combustión y combustible, **Minor Uso Racional de la Energía 2006**)



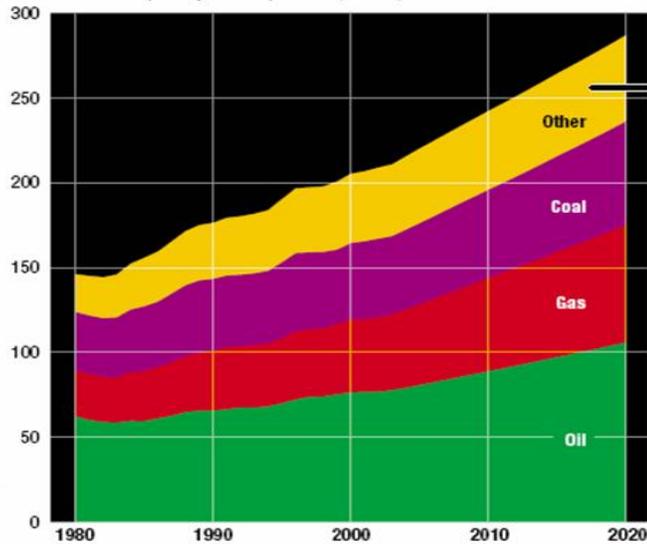
Grafica 1.1

Porcentajes Aportados por Diferentes Fuentes de Energía en aplicaciones industriales.



Grafica 1.2

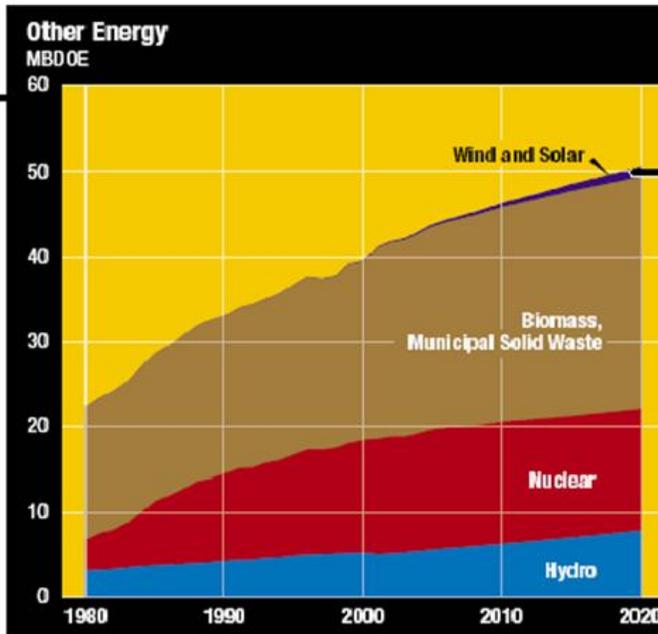
Fuentes no Renovables (MBDPE)



La grafica 1.3 muestra la variación en el tiempo de las diversas Fuentes de engría no renovable según su utilización. (Grafica extraída de la presentación combustión y combustible, **Minor Uso Racional de la Energía) 2006**

Grafica 1.3

Fuentes Renovables (MBDPE)



La grafica 1.4 muestra la variación en el tiempo de las diversas Fuentes de engría renovable según su utilización. (Grafica extraída de la presentación combustión y combustible, **Minor Uso Racional de la Energía) 2006**

Grafica 1.4

1.5 REACCIONES QUIMICAS.

Combustión y Combustible.

Combustibles hidrocarburos C_nH_m compuestos de hidrogeno y carbono.

Gasolina – Defano = C_8H_{18} \Rightarrow $n=8; m=18$

Diesel – dodecano = $C_{12}H_{26}$ \Rightarrow $n=12; m=26$

Alcohol Metilico = CH_3OH \Rightarrow $n= 1; m=3$

Almacenamiento del gas natural para uso vehicular:

- Gas natural comprimido (GNC) $p = 150 \div 250$ atm; fase gaseosa
- Gas natural licuado (GLP) -162 Celsius; fase liquida
- El 90% del GLP, es propano

Al comparar costos combustibles, es mas realista, costo/unidad de energía que el costo/unidad de volumen.

EJEMPLO:

Metanol – 1.20 dólares/litro - 0.66 dólares/ 10000 KJ energía

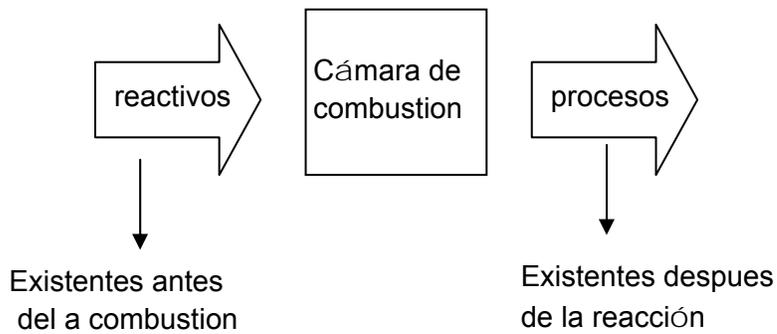
Gasolina – 1.80 dólares/litro - 0.57 dólares/ 10000 KJ energía

Cual de los dos es más cotoso? Rta. El Metanol

Aire – 21% O₂

$$79\% \text{ N}_2 \quad \Rightarrow \quad 79/21 = 3,76$$

$$1 \text{ Kmol O}_2 + 3,76 \text{ Kmol N}_2 \quad \Rightarrow \quad 4,76 \text{ Kmol Aire}$$



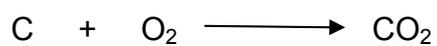
Grafica 1.5

Sustancia (combustible)	Temperatura de Ignición (°C)
Gasolina	260
Carbón	400
Hidrogeno	580
Monóxido de carbono	610
Metano	630

Proporciones $\frac{\text{combustible}}{\text{aire}} \times 100\%$, para el caso del gas natural no se quemara si esta proporción es: Menor que el 5% o mayor que el 15%.

Las ecuaciones químicas se balancean con ase en el "Principio de conservación de la Masa" (Balance de Masa)

"la masa total de cada elemento se conserva, durante la reacción química"



Nota: El numero total de las moles No Se Conserva, durante una reacción química.

1.5.1 Relación Aire- combustible (AC)

$$AC = \frac{m_{aire}}{m_{combustible}} \quad (1.22)$$

masa = #moles * masa de combustible

$$m = N * M$$

Donde:

N= numero de moles

M= masa molecular

AC = mas de aire utilizada, por unidad de combustible.

El reciproco de la AC, es la relación combustible- aire.

1.6 PROCESOS DE COMBUSTION TEORICA Y REAL.

La combustión es el conjunto de procesos físico-químicos por los cuales se libera controladamente parte de la energía interna del combustible. Una parte de esa energía se va a manifestar en forma de calor la cual es nuestro objeto de estudio.

La reacción de un elemento químico con el oxígeno sabemos que se llama *oxidación*. La combustión no es más que una reacción de oxidación, en la que normalmente se va a liberar una gran cantidad de calor.

Los combustibles tienen en su composición unos elementos *principales, combustibles* (C, H, S) y otros no *combustibles*, como el V, Ni, Na, Si,...

El *comburente* más habitual usado en la combustión es el aire [21% O, 73% N₂ (inerte)].

Se llama *calor de combustión* a la disminución de entalpía de un cuerpo en C/N de presión y a una temperatura definida. Será entonces el calor que se libera cuando el combustible arde en una llama o cuando los componentes principales reaccionan con el oxígeno. En la combustión, cada uno de los componentes combustibles del combustible va a sufrir la reacción de oxidación correspondiente.

Reacción de combustión

Se trata de una reacción de oxidación con la particularidad de que se realiza *muy rápidamente*, es *exotérmica*. Esta reacción se produce entre los elementos combustibles de un combustible y el oxígeno del comburente. Para que un combustible sufra la combustión, es necesario que alcance su temperatura de ignición. Se define el punto de ignición de un combustible como la temperatura a la cual, una vez iniciada la llama, esta ya no se extingue. Es esta temperatura de 20 a 60°C más alta que la temperatura de *inflamación*.

En una reacción de oxidación tendremos

Primer Miembro

Segundo Miembro

Combustible + comburente → Gases de combustión + calor

Combustible: Toda sustancia capaz de arder

Comburente: Sustancia que aporta el oxígeno para que el combustible sufra oxidación

Los combustibles industriales suelen estar constituidos por mezclas de pocos elementos, ya que esto simplifica en gran medida el proceso. Los componentes de un combustible se pueden clasificar en:

- *Combustibles*
- *Inertes*. Estos hay que eliminarlos y por lo tanto resultan perjudiciales

Fases de la reacción de combustión

Se pueden distinguir tres fases en la reacción de combustión:

- Fase de prereacción (formación de radicales). Los compuestos hidrocarbonados se descomponen dando lugar a la formación de *radicales*, que son unos compuestos intermedios inestables y muy activos, para que de este modo el carbono y el hidrógeno puedan reaccionar con el oxígeno.

- Fase de Oxidación: En esta fase se produce la combinación entre los elementos y el oxígeno. Es una fase muy exotérmica y es cuando tiene lugar la propagación de la llama.
- Fase de Terminación: Aquí es cuando se forman los compuestos estables. El conjunto de estos compuestos es lo que llamamos *gases de combustión*.

Es necesario que se produzca una gran coordinación entre la 1ª y la 2ª fase, ya que si no podría llegar a producirse una explosión, por acumulación de radicales. La *explosión* es la onda que se produce y transmite por la masa reaccionante a una velocidad de 1500-2500 m/s, pudiendo producirse más de una detonación después de la primera queda producto que aún pueda reaccionar violentamente.

Proceso de combustión completa:



Procesos de combustión incompleta

- Productos completos CO_2 , H_2O , SO_2 .
- Productos incompletos C , H_2 , CO , CH_4 .

Razones de procesos de combustión incompleta:

- 1) Insuficiente Oxígeno
- 2) Insuficiente Combustible
- 3) Disolución a muy alta temperatura

Particularidad:

El H_2 atrae con más fuerza el O_2 , que el carbono C, por esta razón el H_2 del combustible se quema completo.

Aire Estequiometrico o Teórico:

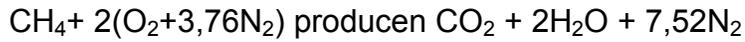
Cantidad mínima necesaria para realizarse una combustión completa.

Si se lograra combustión completa suministrando aire teórico, entonces en los productos no aparecería (H_{xx}) oxígeno sin reaccionar (oxígeno libre)

Combustión Teórica o Estequiometrica:

Cuando el combustible se quema por completo con aire teórico.

Ejemplo:



1.6.1 EXCESO DE AIRE

En los procesos de combustión “reales” es práctico trabajar con más aire que la cantidad teórica para garantizar y aumenta las posibilidades de la combustión completa.

Exceso de aire = Cantidad real – Cantidad teórica

Cantidad Real = Cantidad teórica + Exceso de aire.

1.6.1.1 Exceso de Aire Porcentual.

Cantidad de exceso, respecto a la teórica. Por ejemplo:

$$150\% = 100\% + 50\%$$

Divido por 100 y obtengo:

$$1,5 = 1,0 + 0,5$$

50% de exceso es 0,5

1.6.1.2 Deficiencia O Falta De Aire Porcentual

Cantidad de aire menor que la teórica.

Ejemplo:

90% de la cantidad de aire teórico = $100 - 90 = 10\%$ de falta de aire.

1.6.2 PROCESOS DE COMBUSTION REALES.

Nunca son completos;

Para conocer la composición de los productos, es necesario medir directamente la cantidad de cada componente.

Para ello se utiliza un analizador de gases.

“Analizador de Gases ORSAT”

% CO₂, % CO, % O₂, en volumen.

$f = \frac{\text{masa}_{\text{combustible}}}{\text{masa}_{\text{aire}}} = \frac{mf}{ma}$ (1.23); donde f representa la relación másica aire combustible,

$$f_s = f_{\text{estequiometrica}} = \left(\frac{\text{masa}_{\text{combustible}}}{\text{masa}_{\text{aire}_{\text{teorica}}}} \right)_{\text{estequiometrica}} = \left(\frac{mf}{ma} \right)_{\text{esteq}} \quad (1.24)$$

$$f_r = f_{\text{real}} = \left(\frac{\text{masa}_{\text{combustible}}}{\text{masa}_{\text{Aire}_{\text{real}}}} \right)_{\text{real}} = \left(\frac{mf}{ma} \right)_{\text{real}} \quad (1.25)$$

$F = \frac{f_s}{f_r}$ (1.26); Se denomina relación de equivalencia.

1.6.3 ENTALPIA DE FORMACION Y ENTALPIA DE COMBUSTION

- energía Sensible y la energía Latente: están asociados a los cambios de energía térmica.
- La energía química: es asociada a la estructura molecular.

Los enlaces químicos que unen a los átomos, en las moléculas se rompen, durante la reacción química, y se forman otros nuevos enlaces.

La energía química asociada a los enlaces de los reactivos es diferente a la energía química de los enlaces de los productos.

Por tanto:

Un proceso con reacciones químicas implicara cambio de energía química, el cual debe considerarse en un balance energía.

(Durante el proceso de combustión se destruyen los enlaces químicos existentes y se forman otros, casi siempre se absorbe o se libera una gran cantidad de energía sensible.)

- ✓ Durante una reacción química, se supone que los átomos de cada reactivo no cambian, permanecen intactos, en los reactivos (no hay reacción nuclear)
- ✓ Se desprecian (ignoran) los cambios en la energía cinética y potencial.
- ✓ El cambio de energía de un sistema (ΔE_{sist}) durante la reacción química, se debería a: cambios en el estado (ΔE_{estado}) y un cambio en la composición química ($\Delta E_{\text{quimica}}$).

$$\Delta E_{\text{sist}} = \Delta E_{\text{estado}} + \Delta E_{\text{quimica}} \quad (1.27)$$

$\Delta E_{\text{estado}} = 0$; cuando los productos salen de la cámara de combustión, en el estado de los reactivos.

$$\Delta E_{\text{sist}} = \Delta E_{\text{quimica}} \quad (1.28)$$

La termodinámica se ocupa de los cambios de energía durante un proceso, y no trata con los valores de energía en los estados particulares.

1.6.3.1 Estado De Referencia Estándar.

En los sistemas reactivos, se deben emplear valores de las propiedades termodinámicas relativos al “Estado Estándar de Referencia”

En estado, el estado de referencia estándar elegido para los sistemas reactivos es:

[25 °C (77 °F) y 1 atm]

- Las propiedades en el estado de referencia estándar se indican con el superíndice (*) es decir:

h^* --- entalpía

u^* ---energía interna

s^* --- entropía

así, la entropía de una gas a una temperatura (T °K) relativa al estado estándar es:

$h_T \text{ °K} \text{ --- } h^*$, Donde h^* hace referencia a la entalpía de relativa al estado estándar

Entalpía de Reacción (h_R)

La entalpía de la reacción (h_R) se define como:

“La diferencia entre la entalpía de los productos en un estado específico y la entalpía de los reactivos en el mismo estado”

$(h_R) = H_{\text{prod}} - H_{\text{react}}$ (1.29); donde H_{prod} = entalpía de los productos y H_{react} = entalpía reactivos

Entalpía de la Combustión (h_C)

En el proceso de combustión, la entalpía de la reacción equivale a la entalpía de la combustión (h_C)

Por tanto:

$$(h_C) = (h_R) = H_{\text{prod}} - H_{\text{react}} \text{ (1.30)}$$

Ejemplo: formación de CO_2 durante el proceso de combustión.

En condiciones estándar 25 °C y 1 atm reaccionan en una cámara de combustión

1 kmol C + 1 kmol O₂ produciendo CO₂ y liberando Q= -395.520 KJ/kmol de C.

- La formación del CO₂ es una reacción Exotérmica.
- Liberación de energía química en forma de calor la cual se transfiere desde la cámara de combustión hacia los alrededores.
- $(h_C) = (h_R) = Q = -395.520 \text{ KJ/kmol de C}$

Importante:

1. No es práctico hacer un listado de h_c , pues existen múltiples tipos de combustibles y sus mezclas.
2. h_c no es muy útil cuando la combustión es incompleta.

Entalpía de Formación \bar{h}_f

Es la entalpía de una sustancia en un estado específico debido a su composición química.

Para todos los elementos estables [O₂, N₂, H₂, C], en el estado de referencia estándar, a la entalpía de formación se le asigna un valor cero:

$\bar{h}_f = 0$; para $[\text{O}_2, \text{N}_2, \text{H}_2, \text{C}]$.

Poder Entalpico del Combustible.

Cantidad de calor liberada cuando un combustible se quema por completo.

Poder calorífico = $|h_c|$, valor absoluto de la entalpía de la combustión, KJ/Kg. combustible.

$\text{PCS} = \text{PCI} + (m \cdot h_{fg})_{\text{H}_2\text{O}}$ (1.31), KJ/Kg. comb.

Donde:

PCS= poder calorífico superior.

PCI = poder calorífico inferior.

m = masa de agua en los productos por unidad de masa de combustible.

h_{fg} = entalpía de vaporización del agua.

Nota. Tabla ¹. Propiedades de algunos combustibles e hidrocarburos comunes.

En la siguiente tabla se muestra Poder calorífico (Gas Natural) según su pozo de extracción.

Tabla 1.2

Combustibles: GASEOSOS (Caracterización)
Poder calorífico (Gas Natural)

Los valores caloríficos del gas natural varían de 34 a 45 MJ/m³

<i>Especificación</i>	<i>Guajira</i>	<i>Apiay</i>	<i>Cusiana</i>	<i>Opón</i>	<i>Payoa</i>	<i>Güepajé</i>	<i>Neiva 540</i>	<i>Montañuelo</i>	<i>Cerrito 1</i>
HHV [KJ/Kg]	55368	51513	49281	55141	56637	55257	55838	52851	49777
HHV [BTU/m ³]	35421	40471	40930	37751	36869	35350	39482	34997	34079
HHV [MJ/m ³]	37.37	42.70	43.18	39.83	38.90	37.30	41.66	36.92	35.96
Peso molecular	16.41	20.12	21.31	17.56	16.67	16.55	18.36	16.96	17.61
Densidad [Kg/m ³]	0.67	0.83	0.88	0.72	0.69	0.67	0.75	0.70	0.72

1.7 LLAMAS; CARACTERISTICAS Y PARTICULARIDADES..

1.7.1 Llamas, Clasificación y Propiedades.

La llama: zona o región en la que tiene lugar la reacción de combustible.

(Tabla 1.2 proveniente de la ponencia Combustión y combustible, minor Uso Racional de la Energía 2006)

La localización de la reacción, puede ser o no estacionaria, respecto a un sistema de referencia.

Iniciada la reacción (por una chispa) esta se propaga hacia la mezcla fresca, con una velocidad llamada velocidad de propagación de la llama.

Si la mezcla fresca tiene una velocidad igual y de signo contrario a la velocidad de propagación de la llama (velocidad de la llama) entonces la llama estará fija, respecto al sistema de referencia seleccionado, por ejemplo, en la punta (salida) del quemador.

1.7.2 Clasificación Primaria.

- I. Si la reacción química esta soportada por ondas subsónicas, se les llama **Deflagración.**
- II. Si la reacción química esta soportada por ondas supersónicas, se les llama **Detonación.**

Nosotros estudiamos la **Deflagración.**

1.7.3 Clasificación Según Forma de Mezclado.

- a) Llamas Pre-mezcladas: mezclado previo del combustible con mayor o menor cantidad de aire, antes de la reacción.
- b) Llama de Difusión: el combustible se suministra puro, sin ninguna mezcla previa antes de la reacción.

1.7.4 Clasificación Según Régimen de Movimiento.

Ambas pueden ser: laminar o turbulenta.

Llama Pre-mezclada de tipo laminar o turbulenta.

Llama de Difusión de tipo laminar o turbulenta.

1.7.4.1 Llama de Pre-Mezcla.

1. El combustible se suministra mezclado con mayor o menor cantidad de aire.
2. Se llama aire primario al utilizado para la pre-mezcla. Su cantidad se refiere es al aire estequiométrico o mínimo ($\lambda=\alpha$).
3. Pre-mezcla total: si se le adiciona al combustible todo el aire necesario.
4. Pre-mezcla parcial: si se le adiciona solo una parte del aire necesario.

1.7.4.2 Llamas de Difusión.

En las llamas de pre-mezcla, el combustible y el oxidante se mezclan antes de llegar a la zona de la llama.

Existen sistemas en que la fase de mezcla es lenta, comparada con la velocidad de la reacción. Aquí el proceso de mezclado es el controlante. Así se desarrollan las Llamas de Difusión, donde el combustible puede ser:

- Un gas.
- Una fase condensada (liquida o sólida)

Aquí el oxidante puede ser un gas fluyente o una atmósfera en reposo.

1.7.4.3 Características Específicas de las Llamas de Difusión.

La velocidad de combustión esta determinada por la velocidad de la mezcla.

Tipo de Llama	Color de la Llama
Pre-mezcla	violeta o azul verdoso
Difusión	amarillo brillante al rojo(naranja)

Nota. Se debe a la formación de hollín.

2. CARACTERISTICAS DE LOS COMBUSTIBLES

2.1 COMBUSTIBLES LÍQUIDOS

Los principales combustibles líquidos sin derivados del petróleo.

Desde el punto de vista químico cualquier derivado constituye una mezcla de hidrocarburos pertenecientes a las series:

- Parafina (alcanos).
- Naftenicas (cicloalcanos)
- Olefinica (Alquenos)
- Aromáticos.

Cada serie difiere en su contenido de hidrogeno y azufre.

La serie dominante en estos derivados son las series parafinica y naftenica.

El análisis último del petróleo no varía significativamente:

84% carbón

3% azufre

0.5% nitrógeno

0.5% oxigeno

La composición media del petróleo seria:

85% C, 12% H y 3% S+O+N y además varios elementos como el Ni y V, la cantidad de estos elementos puede variar y dar origen a distintos tipos de crudo.

2.2 COMBUSTIBLES LIQUIDOS (FUEL OILS)

Los fue son ampliamente clasificados como:

- Fuel oils destilados (aceites livianos)
- Fuel oils residuales (aceites pesados)

La ASTM tiene establecidas especificaciones para las propiedades de los fuel oils que los subdividen en seis grados:

- Grado 1 y 2 (aceites destilados)
- Grados 4, 5 (Light), % (heavy) y 6 (fuel oil residuales)

2.2.1 SINONIMOS NACIONALES PARA LOS FUEL OILS

Fuel oil # 1: Queroseno, petróleo, Aceite de carbón, Aceite de rango.

Fuel oil # 2: ACPM Aceite Combustible Para Motores, Diesel fuel oil.

Fuel oil # 4: Diesel marino.

Fuel oil # 6: Combustroleo #6 fuel residual, Bunker, Bunker IFO.

El combustóleo también es conocido como fuel #6, es un combustible elaborado a partir de productos residuales de los procesos de refinación del petróleo crudo.

USOS:

Como combustible en: Hornos, Secadores y Calderas. Para calentadores y en plantas de generación de energía eléctrica.

2.2.2 Características Importantes De Los Combustibles Líquidos Incluyen:

- Densidad Relativa.
- Viscosidad.
- Poder Calorífico.
- Curva de Destilación.
- Punto de Inflamación.
- Temperatura de Autoignición.
- Punto de Fluidez.
- Contenido de Azufre.
- Contenido de Vanadio y Plomo.
- Contenido de Agua y Sedimentos.

- Residuos de Carbón.
- Numero de Octano (Gasolina).
- Análisis Ultimo (Fuel Oil)
- Factor de Caracterización U.O.P. (Crudos).

Densidad Relativa: puede expresarse en dos escalas. La gravedad especifica (Sp Gr) y los grados API (deg API):

$$\text{Sp Gr} = \frac{\text{densidad del combustible}}{\text{densidad del agua}} \quad (2.1)$$

$$\text{deg API} = \frac{141.5}{\text{Sp Gr at } 16/16^\circ \text{C}} - 131.5 \quad (2.2)$$

Según la denominación de grados API en la siguiente tabla se presentan valores típicos de combustibles líquidos.

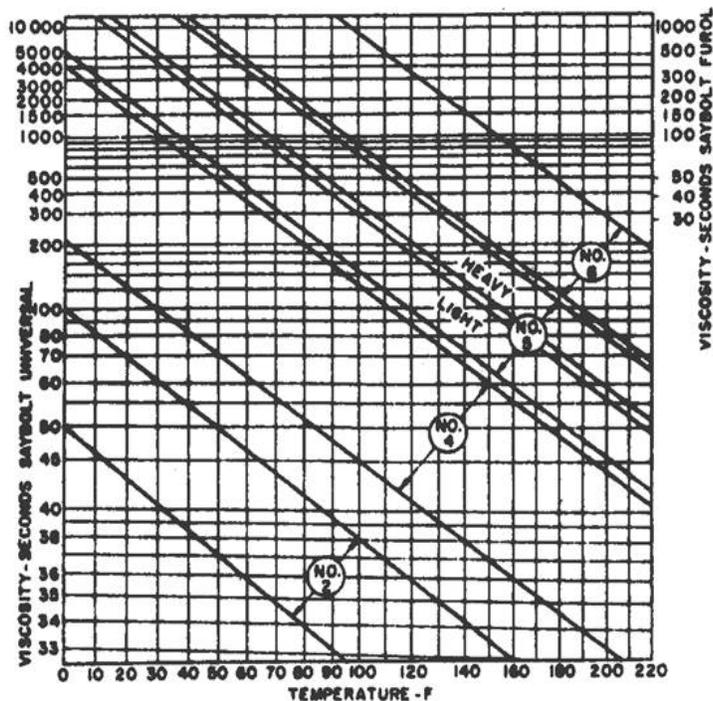
Tabla 2.1 Grados API Densidades y Valor Calórico

Grade No.	Gravity API	Density kg/m³	Heating Value MJ/L
1	38 to 45	833 to 800	38.2 to 37.0
2	30 to 38	874 to 834	39.5 to 38.2
4	20 to 28	933 to 886	41.3 to 39.9
5L	17 to 22	951 to 921	41.8 to 40.9
5H	14 to 18	968 to 945	42.4 to 41.6
6	8 to 15	1012 to 965	43.5 to 42.2

Tabla 2.1. Sacada de American Petroleum Institute; *API Technical Data Book*; Washington, DF, EE.UU.

Viscosidad:

Resistencia al flujo; es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica. La viscosidad, que indica la resistencia que opone el crudo al flujo interno, se obtiene por varios métodos y se le designa por varios valores de medición. Es muy importante el efecto de la temperatura sobre la viscosidad de los crudos, en el yacimiento o en la superficie, especialmente concierne a crudos pesados y extrapesados.



La grafica 2.1, muestra el comportamiento de la viscosidad del combustible en referencia a la variación de la temperatura.

Grafica 2.1

Grafica 2.1 traída del sitio Web <http://www.widman.biz/Seleccion/Viscosidad>

Análisis Último:

Es la proporción de los elementos que componen el combustible.

En la tabla mostrada a continuación se presenta el análisis último de los componentes comúnmente presentes en el petróleo.

Tabla 2.2 Análisis último componentes del petróleo

Composition, %	No. 1 fuel oil (41.5° A.P.I.)	No. 2 fuel oil (33° A.P.I.)	No. 4 fuel oil (23.2° A.P.I.)	Low sulfur, No. 6 F.O. (12.6° A.P.I.)	High sulfur, No. 6 (15.5° A.P.I.)
Carbon	86.4	87.3	86.47	87.26	84.67
Hydrogen	13.6	12.6	11.65	10.49	11.02
Oxygen	0.01	0.04	0.27	0.64	0.38
Nitrogen	0.003	0.006	0.24	0.28	0.18
Sulfur	0.09	0.22	1.35	0.84	3.97
Ash	<0.01	<0.01	0.02	0.04	0.02
C/H Ratio	6.35	6.93	7.42	8.31	7.62

NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

Contenido de Azufre:

El contenido de azufre en el combustible (petróleo) ayuda se relaciona directamente con las emisiones de SO y SO₂ (óxido de azufre).

A continuación mostramos la variación del azufre según el tipo fuel utilizado.

Tabla 2.3 Contenido de Azufre en los fuels

Grade of Oil	No. 1	No. 2	No. 4	No. 5 (Light)	No. 5 (Heavy)	No. 6
Total Fuel Samples	123	158	13	15	16	96
Sulfur Content						
% Wt Min	0.002	0.03	0.46	0.90	0.57	0.32
Max	0.380	0.64	1.44	3.50	2.92	4.00

Punto de inflamación:

- Es un indicativo de la máxima temperatura a la cual un combustible puede ser almacenado sin riesgo de fuego.
- Es la mínima temperatura a la cual existen suficientes vapores del líquido para crear una mezcla de aire y combustible que arda por algunos segundos en presencia de una llama.

Temperatura de Autoignición:

- Es la temperatura mas baja requerida para iniciar una combustión auto-sostenible bajo condiciones atmosférica y sin presencia de chispa o de llama
- Varía con la geometría de las cámaras de combustión y otros factores como la presión.

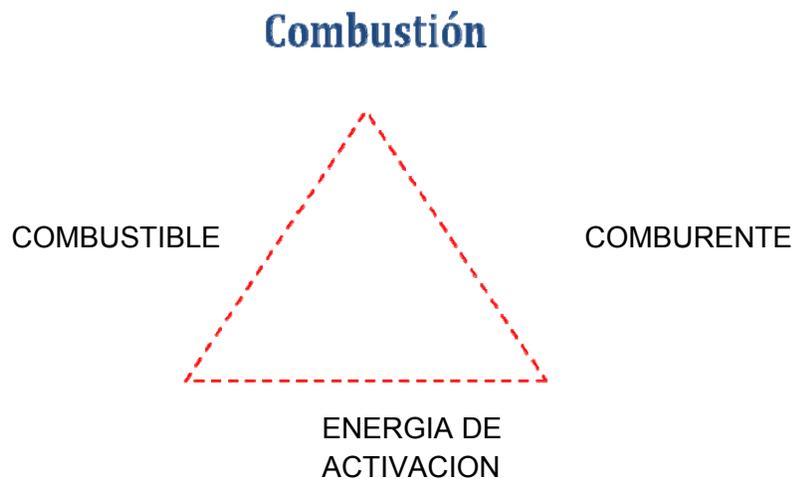
Hablando de fuel oils presentamos una tabla en la cual se exponen las características principales a evaluar según el grado del mismo (grado API del Fuel)

Tabla 2.4 Propiedades típicas de los Fuel Oils.

Grade no.	1	2	4	5	6
	Kerosene	Distillate	Very light residual	Light residual	Residual
Color	Clear	Amber	Black	Black	Black
Specific gravity, at 16°C	0.825	0.865	0.928	0.953	0.986
Kinematic viscosity at 38°C (m ² /s)	1.6×10^{-6}	2.6×10^{-6}	15×10^{-6}	50×10^{-6}	360×10^{-6}
Pour point (°C)	< -17	< -18	-23	-1	19
Flash point (°C)	38	38	55	55	66
Autoignition temperature (°C)	230	260	263	—	408
Carbon (%)	86.5	86.4	86.1	85.5	85.7
Carbon residue (%)	Trace	Trace	2.5	5.0	12.0
Hydrogen (%)	13.2	12.7	11.9	11.7	10.5
Oxygen (%)	0.01	0.04	0.27	0.3	0.38-0.64
Ash (%)	—	< 0.01	0.02	0.03	0.04
HHV (MJ/kg)	46.2	45.4	43.8	43.2	42.4

Combustión es un proceso químico en el cual un oxidante se une rápidamente con un combustible para liberar energía almacenada como energía térmica, generalmente en forma de gases a alta temperatura.

Para que la combustión tenga lugar deben darse los siguientes factores: Energía de activación, Combustible y comburente, en la siguientes graficas se hace, se muestran los pasos que conllevan a una reacción de combustión.



Grafica 2.2 **Triangulo del Fuego**

2.3 Principales Combustibles Gaseosos Son:

- Gas Natural.
- Gas licuado de petróleo (GLP).
- Gases de Refinería del Petróleo.

- Gasificación de Biomasa.
- Biogás.

El *Gas Natural* es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso o en solución con petróleo crudo, que en su mayor parte esta constituido por metano y etano y en menor proporción por propano butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. Adicionalmente contiene pequeñas cantidades de otras sustancias como sulfuro de hidrogeno, dióxido de carbono, nitrógeno y vapor de agua.

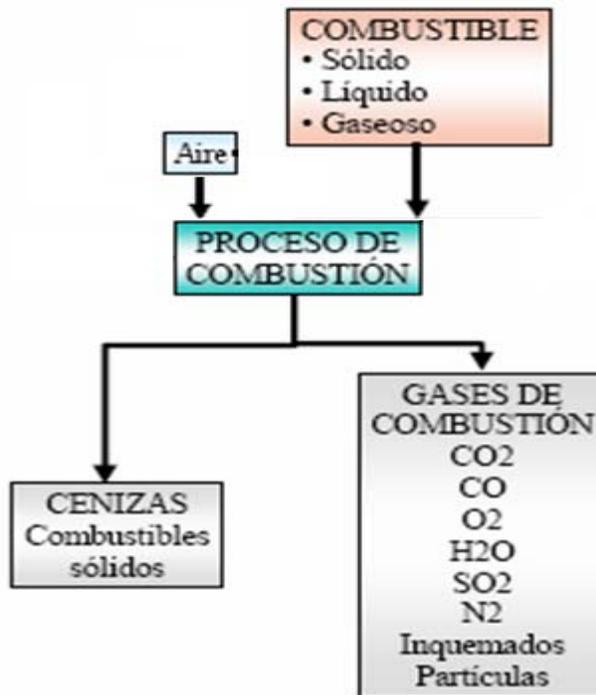


Grafico 2.3 Esquema del proceso de combustión

2.4 APLICACIÓN DE LOS METODOS DE CÁLCULO DE LA COMBUSTION Y ANALISIS DE RESULTADOS.

En el siguiente capítulo nos enfocaremos en la aplicación de un método para el cálculo de la combustión (Fundamentals handbook), para diferentes composiciones de combustible y a su vez se realizara un cuadro comparativo de resultados en los cuales contrastaremos los cambios en los mismos según la composición y el régimen al cual pertenezca el combustible.

3. APLICACION DE LOS METODOS DE COMBUSTION Y ANALISIS DE RESULTADOS

DATOS DEL PROBLEMA:

COMBUSTIBLE ORIGINAL 100% PROPANO

COMBUSTIBLE SUSTITUTO: Gas de Refinería

C	H	H ₂	CH	C ₂ H	C ₃ H	C ₄ H ₁	C ₅ H ₁	C ₃ H
O	2	S	4	6	8	0	2	6
7	8	12	24	20	9	1	12	7

DATOS PARA EL CÁLCULO

A _{flujo} , pulg 2	P _{fuel} , psig	T _{fuel} , °F	ΔP _{inicial} , psig	O ₂ , %	CO ₂ , %	CO , pp m	T _{g_{salida}} , °C
0,4	15	55	6		9	500	170

DETERMINAR

- 1) Densidad del combustible – ρ .
- 2) Viscosidad dinámica, μ .
- 3) Relación de valores específicos, k .
- 4) Límites inferior y superior de inflamabilidad del combustible. Comparar con el combustible original.
- 5) **HHV y LHV.**
- 6) Flujo de combustible \dot{m} , en lb/h , ft^3/seg
- 7) IW del combustible original.
- 8) IW del combustible sustituto.
- 9) **ΔP_2 , si $Af_1 = Af_2$**
- 10) Coeficiente de exceso de aire.
- 11) Aire teórico (**$A_{teórico}$**) y aire real (**A_{real}**) para la combustión.
- 12) Productos secos de la combustión.
- 13) Temperatura de la combustión (**t_c**).
- 14) Pérdidas de calor por inquemados gaseosos (**q_{co}**).
- 15) Eficiencia de la combustión
- 16) Eficiencia térmica de la caldera (**Horno**),

SOLUCIÓN

Composición del gas de refinería (sustituto)

No	Aflujo, pulg ²	P _{fuel} , psig	T _{fuel} , °F	ΔP _{inicial} , psig	O ₂ , %	CO ₂ , %	CO, ppm	Tg _{salida} , °C
1	0,5	10	50	4		8	150	150
2	0,4	15	55	6		9	500	170
3	0,3	25	60	8		10	1000	200
4	0,6	30	65	10		11	2000	250
5	0,7	35	70	12		12	3000	300
6	0,5	10	50	4	0,5		150	150
7	0,4	15	55	6	1		500	170
8	0,3	25	60	8	1,5		1000	200
9	0,6	30	65	10	2,5		2000	250
10	0,7	35	70	12	3		3000	300

Los siguientes son algunos de símbolos y nomenclaturas serán utilizadas en el presente capítulo en el estudio de caso:

X_i = fracción másica del componente i

y_i = fracción molar del componente i

MW = peso molecular.

K = relación de calores específicos.

μ = viscosidad dinámica (cP).

ρ = densidad (lbm/ft³)

L_{inf} = limite de inflamabilidad inferior (% Vol/Vol)

L_{sup} = limite de inflamabilidad superior (% Vol/Vol)

C_p = Calor específico a presión Cte (.

C_v = Calor específico a Volumen Cte

HHV = valor calórico superior (Btu/lbm)

LHV = valor calórico inferior (Btu/lbm)

P_c = presión crítica.

P_{Atm} = presión atmosférica (psia)

P_{Fuel} = presión del combustible (psia).

IW = índice de wobbe.

E = Exceso de aire. (%)

A_{teórico} = aire teórico (lb/MMbtu)

A_{real} = aire real (lb/MMbtu)

T_c = temperatura de la combustión (°F)

•

m = flujo másico (lbm/h)

ΔP_2 = caída de presión del combustible sustituto a través del quemador (Psig)

q_{co} = inquemados gaseosos (lbm/MMbtu)

η_{comb} = eficiencia del a combustión (%).

$\eta_{caldera}$ = eficiencia de la caldera (%).

1) Para calcular la densidad ρ del combustible primero tenemos que calcular el peso molecular de la mezcla (MW_{Mezcla}). Entonces tenemos que MW_{Mezcla} es igual a.

$$MW_{Mezcla} = \sum MW_i \times x_i \rightarrow (3.1)$$

$$MW_{Mezcla} = (28,010 \times 7,00\%) + (2,016 \times 8,00\%) + (34,080 \times 12,00\%) + (16,043 \times 24,00\%) \\ (30,020 \times 20,00\%) + (44,097 \times 9,00\%) + (58,124 \times 1,00\%) + (72,150 \times 12,00\%) + (42,081 \times 7,00\%)$$

Los valores de MW_{Mezcla} fueron tomados de la **tabla 3.1** y reemplazados en la ec. (3.1)

$$MW_{Mezcla} = 32,2195$$

$$\rho_{fuel} = 0,0765 \left[\frac{lbm}{ft^3} \right] \times \left[\frac{MW_{Mezcla}}{28,964} \right] \rightarrow (3.2) \text{ Densidad del combustible}$$

$$\rho_{fuel} = 0,0765 \left[\frac{lbm}{ft^3} \right] \times \left[\frac{32,2195}{28,964} \right]$$

$$\rho_{fuel} = 0,0851 \left[\frac{lbm}{ft^3} \right] R/.$$

2) para calcular la viscosidad de la mezcla utilizamos la expresión

$$\mu_{Mezcla} = \frac{\sum (\mu_i \times y_i \times \sqrt{MW_i})}{\sum (y_i \times \sqrt{MW_i})} \rightarrow (3.3) \text{ En } \mathbf{la\ tabla\ 1.2} \text{ buscamos la viscosidad}$$

dinámica de cada compuesto, y tenemos que μ_{Mezcla} es:

$$\mu_{Mezcla} = \left[\frac{0,0068 + 0,0010 + 0,0085 + 0,0103 + 0,0975 + 0,0045 + 0,0006 + 0,0067 + 0,0035}{0,3705 + 0,1136 + 0,7005 + 0,9613 + 1,0958 + 0,5977 + 0,0762 + 1,0193 + 0,4541} \right]$$

$$\mu_{Mezcla} = 0,0259 [\text{centipoises}] R/.$$

3) para determinar el valor de $K_{Mezcla} = \frac{\sum \frac{(k_i \times x_i)}{(k_i - 1)}}{\sum \frac{x_i}{(k_i - 1)}} \rightarrow (3.4)$ De la **tabla de A7**

obtenemos las relaciones entre calores específicos a presión y volumen constante de cada compuesto (C_p y C_v) y reemplazando en la ecuación 3.4 tenemos:

$$k_{Mezcla} = \left[\frac{(0,245 + 0,275 + 0,495 + 1,014 + 1,253 + 0,782 + 0,110 + 1,620 + 0,537)}{0,175 + 0,195 + 0,375 + 0,774 + 1,053 + 0,692 + 0,100 + 1,500 + 0,467} \right]$$

$$k_{Mezcla} = 1,188 R/.$$

4) Los límites de inflamabilidad inferior y superior de cada compuesto son obtenidos de la **tabla 1.7** y utilizaremos la ecuación 3.5 para hallar el valor de estos;

$$L = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{L_i}} \rightarrow (3.5)$$

$$L_{inf} = \frac{1}{\frac{7,00\%}{12,5} + \frac{8,00\%}{4} + \frac{12,00\%}{4,3} + \frac{24,00\%}{5} + \frac{20,00\%}{3,2} + \frac{9,00\%}{2,4} + \frac{1,00\%}{1,8} + \frac{12,00\%}{1,4} + \frac{7,00\%}{2}}$$

$$L_{inf} = 3,05\% \text{ Vol/Vol } R/.$$

$$L_{sup} = \frac{1}{\frac{7,00\%}{74,2} + \frac{8,00\%}{75} + \frac{12,00\%}{45,5} + \frac{24,00\%}{15} + \frac{20,00\%}{12,45} + \frac{9,00\%}{9,5} + \frac{1,00\%}{8,4} + \frac{12,00\%}{7,8} + \frac{7,00\%}{11,1}}$$

$$L_{sup} = 14,48\% \text{ Vol/Vol } R/.$$

5) el valor calórico superior se encuentra expresado así;

$$HHV_{Mezcla} = \sum (y_i \times HHV_i) \rightarrow (3.6)$$

Los valores de HHV de cada compuesto son tomados de la **tabla 3.1** y reemplazados en la ecuación 3.6

$$HHV_{Mezcla} = (7,00\% \times 320,50) + (8,00\% \times 324,20) + (12,00\% \times 637,10) + (24,00\% \times 1010,00) + (20,00\% \times 1769,60) + (9,00\% \times 2516,10) + (1,00\% \times 3262,30) + (12,00\% \times 4008,90) + (7,00\% \times 2332,7)$$

$$HHV_{Mezcla} = 1624,57 \left[\frac{Btu}{ft^3} \right]. \quad \text{Para obtener el } HHV_{Mezcla} \text{ en unidades de } \left[\frac{Btu}{lbm} \right]$$

tenemos que dividir el valor calculado entre la ρ_{fuel} . Entonces tenemos:

$$HHV_{Mezcla} = \frac{1624,57 \left[\frac{Btu}{ft^3} \right]}{0,08510 \left[\frac{lbm}{ft^3} \right]} \Rightarrow HHV_{Mezcla} = 19091,13 \left[\frac{Btu}{lbm} \right] R / .$$

De igual manera el valor calórico inferior tiene una expresión que lo representa; $LHV_{Mezcla} = \sum (y_i \times LHV_i) \rightarrow (3.7)$ Los valores de LHV de cada compuesto son tomados de la **tabla 3.1** y luego remplazados en la ecuación 3.7

$$LHV_{Mezcla} = (7,00\% \times 320,50) + (8,00\% \times 324,20) + (12,00\% \times 586,80) + (24,00\% \times 909,40) + (20,00\% \times 1618,70) + (9,00\% \times 2314,90) + (1,00\% \times 3010,80) + (12,00\% \times 3706,90) + (7,00\% \times 2181,80)$$

$$LHV_{Mezcla} = 1496,79 \left[\frac{Btu}{ft^3} \right] \Rightarrow LHV_{Mezcla} = 17589,53 \left[\frac{Btu}{lbm} \right] R / .$$

6) Una vez obtenidos los parámetros generales del combustible se procede a determinar el régimen en el que se encuentra operando el quemador. Para conocer el régimen se debe conocer la razón de presión crítica dada por:

$$P_c = \left[\frac{2}{k+1} \right]^{k/(k-1)} \rightarrow (3.8)$$

Remplazo los valores de k encontrados en la tabla A7 en la ecuación (3.8) y el resultado es:

$$P_c = \left[\frac{2}{1,188+1} \right]^{1,188/(1,188-1)}$$

$$P_c = 0,567$$

Posteriormente se debe evaluar la razón entre la presión atmosférica y la presión absoluta del combustible para saber en que régimen se encuentra saliendo el combustible por el orificio. Por tanto,

$$\frac{P_{Atm}}{P_{Fuel}} = \frac{14,7}{15 + 14,7} = 0,45$$

Con lo valores calculados de P_c y $\frac{P_{Atm}}{P_{Fuel}}$ paso a la ecuación 3.9 y determino el régimen del quemador.

$$P_c > \frac{P_{Atm}}{P_{Fuel}} (3.9) \Rightarrow \text{Región de flujo sónico.}$$

Se debe determinar el flujo másico a través del quemador a partir de la ecuación característica para el régimen sónico:

$$\dot{m} = \frac{c_d P_t g_c A}{\sqrt{T_t \bar{R} g_c / MW}} k^{\frac{1}{2}} \left[\frac{2}{k+1} \right]^{\frac{k+1}{2(k-1)}} (3.10).$$

Donde \dot{m} es el flujo masico, c_d es el coeficiente de descarga del orificio y para este caso se asume como 0,825, T_t es la temperatura absoluta del combustible, \bar{R} es la constante universal de los gases y es igual a 1545.32 (ft - lbf)/(lb - mol - R), y g_c es la constante gravitacional y es igual a 32 (lbm - ft)/(lbf - s²).

$$\dot{m} = \frac{(0,825) \times (29,7) \times (32,200) \times (0,4)}{\sqrt{\frac{515 \times 1545,32 \times 32,200}{32,2195}}} \times (1,188)^{1/2} \times \left[\frac{2}{1,188 + 1} \right]^{\frac{1,188+1}{2(1,188-1)}}$$

El resultado se multiplica obtenido de la ecuación (3.10) se multiplica por el inverso de la densidad específica concluimos en que:

$$\dot{m} = 2,687 \left[\frac{ft^3}{s} \right]$$

7) El índice de Wobbe se calcula a través de la expresión:

$$IW = \frac{HHV}{\sqrt{\rho_{rel.}}} \rightarrow (3.11)$$

Reemplazando los valores de el poder calorífico y la gravedad específica tenemos que;

$$IW_{Pr\ opano} = \frac{93,7703 \left[\frac{MJ}{m^3} \right]}{\sqrt{1,4460}} \quad \text{El valor de } HHV \text{ es } 2516,10 \left[\frac{Btu}{ft^3} \right] \text{ pero al realizar la}$$

conversión de unidades da que es igual a $93,7703 \left[\frac{MJ}{m^3} \right]$. El valor de HHV fue

tomado de la **tabla 3.1**

El valor de la gravedad especifica, se obtuvo al realizar la siguiente

$$\text{operación: } \rho_{\text{relat.}} = \frac{\rho_{\text{fuel}}}{\rho_{\text{aire}}} = \frac{0,11648 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \right]}{0,07500 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \right]} = 1,553$$

Concluyendo en que el índice de Wobbe es:

$$IW_{\text{Pr opano}} = 75,24 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \right] \text{ R/. \{III Familia\}}$$

8) utilizando el procedimiento empleado en el paso 7, procedemos a calcular el índice de Wobbe pero en esta caso para el combustible sustituto;

$$IW_{\text{Sustituto}} = \frac{45,9916 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \right]}{\sqrt{1,0567}} \text{ El valor de } HHV \text{ es } 1624,57 \left[\frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3} \right] \text{ pero al realizar la}$$

conversión de unidades da que es igual a $45,9916 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \right]$.

El valor de la gravedad especifica, se obtuvo al realizar la siguiente

$$\text{operación: } \rho_{\text{relat.}} = \frac{\rho_{\text{fuel}}}{\rho_{\text{aire}}} = \frac{0,08510 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \right]}{0,07500 \left[\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \right]} = 1,135$$

$$IW_{\text{Sustituto}} = 43,18 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} \right] \text{ R/. \{II Familia\}}$$

9) La siguiente expresión es la que relaciona el principio fundamental de la intercambiabilidad sustentado sobre la potencia.

$$\sqrt{\Delta P_1} \times Af_1 \times \frac{HHV_1}{\sqrt{\rho_{f1}}} = \sqrt{\Delta P_2} \times Af_2 \times \frac{HHV_2}{\sqrt{\rho_{f2}}} \quad (3.12)$$

Como se menciona que no se modificará el quemador, en este caso el orificio se toma que las áreas son iguales y se llega a la siguiente ecuación:

$$\Delta P_2 = \Delta P_1 \times \frac{\rho_{f2}}{\rho_{f1}} \times \left(\frac{HHV_1}{HHV_2} \right)^2 \rightarrow (3.13)$$

Remplazando los valores caloríficos y las gravedades relativas correspondientes:

$$\Delta P_2 = 6 \times \frac{0,08510}{0,11648} \times \left(\frac{2516,10}{1624,57} \right)^2$$

Tenemos que;

$$\Delta P_2 = 10,514 [psig] R/.$$

10) Por la siguiente expresión se puede estimar el exceso de aire, donde la constante k_1 depende del tipo de combustible.

$$E = 100 \times \left(\frac{k_1}{\%CO_2} - 1 \right) \rightarrow (3.14)$$

$$E = 100 \times \left(\frac{13,4}{9} - 1 \right) \text{ Donde } k_1 \text{ fue tomada de la } \text{tabla 3.2.}$$

Tabla 3.2 Valores de K_1 Según el combustible

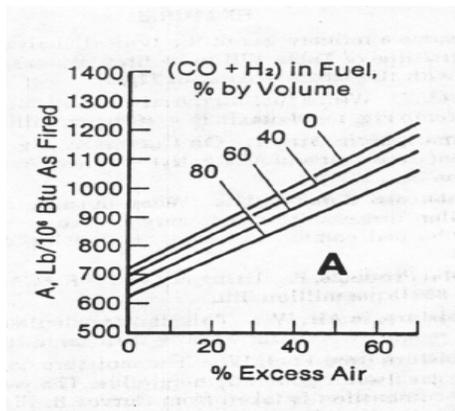
Fuel type	K_1
Bituminous coals	18.6
Coke	20.5
Oil	15.5
Refinery gas and gas oil	13.4
Natural gas	12.5
Blast furnace gas	25.5

Remplazando el valor

de K_1

$$E = 48,8\% \text{ R/}$$

11) El aire teórico se puede calcular a partir de la siguiente grafica, tomando como exceso de aire un valor de 0% y 0% de $(CO+H_2)$ en volumen en el combustible.



Grafica 3.1
Porcentaje de
Exceso de aire

$$A_{teorico} \approx 738 \left[\frac{lb}{10^6 Btu} \right] R/.$$

Ahora calculamos el A_{real} partiendo de un valor de exceso de aire igual a

$E = 48,8\%$ (calcula en el inciso anterior) en la misma grafica, y obtenemos:

$$A_{real} \approx 1096 \left[\frac{lb}{10^6 Btu} \right] R/.$$

12) Para determinar los productos secos de la combustión (P_d) empleamos las ecuaciones dadas por el método de la Combustión Company .

$$P_d = P - (W_a + W_f) \rightarrow (3.15) \text{ Donde:}$$

$$P_d \Rightarrow \text{Gases secos de la combustión} \left[\frac{lb}{10^6 Btuquemando} \right]$$

$$P \Rightarrow \text{Total de productos quemados.} \left[\frac{lb}{10^6 Btuquemando} \right]$$

$W_a \Rightarrow$ Humedad del aire de la combustión.

$$W_f \Rightarrow \text{Humedad del combustible} \left[\frac{lb}{10^6 Btuquemando} \right]$$

Para determinar los productos totales de la combustión P empleamos la siguiente ecuación:

$$P = F + A \times C \quad (3.16)$$

Donde:

F = Combustible quemado, exceptuando la ceniza o carbon $\left[\frac{lb}{10^6 \text{ Btuquemando}} \right]$

A = aire atmosférico consumido $\left[\frac{lb}{10^6 \text{ Btuquemando}} \right]$

C = factor de correccion de las perdidas de combustible. $C = 1$ (Ya que estamos trabajando con combustibles gaseoso)

El valor de F se obtiene mediante:

$$F = \frac{1 \cdot 10^6}{HHV}, \quad (3.17)$$

Sustituyendo el valor del poder calorifico superior (HHV)

$$F = \frac{1 \times 10^6}{19091,13} = 52,38 \left[\frac{lb}{10^6 \text{ Btu}} \right]$$

Teniendo en cuenta que $C= 1$ por ser un combustible gaseoso el empleado se obtiene el valor de P :

$$P = 52,38 + 738 \times 1$$

$$P = 790,38$$

Para los cálculos de balance de calor, la humedad en el aire W_a será 1,3 % del peso de aire:

$W_a = 0,013 \times A(3.18)$. Reemplazando el valor de A en la Ecuación

$$W_a = 0,013 \times 738$$

$$W_a = 9,59$$

$W_f = W_c + W_h$ Donde $W_c \rightarrow$ Humedad combinada superficial e inherente del combustible en este caso es 0. Ya que el combustible es gaseoso.

$W_h \Rightarrow$ Humedad formada por la combustión del hidrogeno.

$$W_h = 9 \times H \times \frac{10^4}{HHV} (3.19)$$

$H \Rightarrow$ Por ciento de hidrogeno por peso del combustible.

$$H = 15,92\%$$

El porcentaje de hidrógeno se calcula así:

$$\text{Átomos de H} = \frac{\sum [n_i \times \sum \% H_i]}{100 - (\% H_2S)} \quad (3.20)$$

$$W_h = 9 \times 15,92\% \times \frac{10^4}{19091,13}$$

$$W_h = 0,7505 \quad \text{Ojo el valor de HHV fue llevado a su valor en} \left[\frac{Btu}{lbm} \right]$$

Reemplazo W_h y W_a en la ecuación (3.15) el valor de lo productos secos de la combustión es:

$$P_d = 790,38 - (9,59 - 0,7505)$$

$$P_d = 780,04 \left[\frac{lb}{10^6 Btu} \right] R/.$$

13) para el calculo de la Temperatura critica de la combustión nos valemos de la siguiente expresión:

$$T_c = \frac{LHV + A \cdot \alpha \cdot HHV \cdot C_{pa} (t_a - 80) / 10^6}{\left(1 - \frac{\% Ash}{100} + A \cdot \alpha \cdot \frac{HHV}{10^6} \right) \times C_{pg}} \rightarrow (3.21)$$

Tomamos como temperatura del aire ambiente T_a el valor de 95°F. Los valores de los calores específicos para el aire C_{pa} y para el gas combustible (gas natural) C_{pg} se tomaron de la tabla 5: Los valores tomados fueron $C_{pa} = 0,2498 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ y $C_{pg} = 0,2757 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

El valor de α se determina a partir de la ecuación conociendo el exceso de aire E previamente determinado:

$$\alpha = 1 + \frac{E}{100} \quad (3.22)$$

El porcentaje de cenizas (%Ash) se considera cero por ser un combustible gaseoso.

Reemplazando todos los datos en la ecuación (3.21),

$$T_c = \frac{17589,53 \times 738 \times 1,488 \times 19091,13 \times 0,2498 \times (95 - 80) / 10^6}{\left(1 - \frac{0}{100} + 738 \times 1,488 \times \frac{19091,13}{10^6}\right) \times 0,2652}$$

Obtenemos:

$$T_c = 3003,111^\circ F \text{ R/}.$$

14) Para determinar las perdidas por inquemados gaseosos se emplea la siguiente ecuación:

$$q_{co} = \frac{co}{co + co_2} \times 10160 \times \%C \rightarrow (3.23)$$

Los valores de CO y CO2 son valores conocidos y el valor de C se determina por el siguiente procedimiento

$$\text{Átomos de C} = \frac{\sum [n_i \times \sum \% C_i]}{100 - (\% H_2S)} \quad (3.24)$$

$$\text{Átomos de H} = \frac{\sum [n_i \times \sum \% H_i]}{100 - (\% H_2S)} \quad (3.25)$$

Fórmula de gas combustible, libre de NO HIDROCARBUROS



Peso molecular del gas combustible C_{1,98}H_{5,63}

PM gas = átomos C x PM-C + átomos H₂ x PM-H

Peso Molecular C = 12 y H = 1

$$\text{PM gas} = 1,98 \times 12 + 5,63 \times 1 = 23,76 + 5,63$$

PM gas = 29,39

4. % de C y % H₂

$$\% \text{ de C} = \frac{1,98 \times 12}{29,39} \times 100 = 80,84$$

% de C = 80,8 %

$$\% \text{ de } H_2 = \frac{5,63 \times 1}{29,39} \times 100 = 19,15$$

% de H = 19,2 %

Hallado el valor C se reemplaza en la ecuación (3.23) y el resultado es:

$$q_{co} = \frac{0.05\%}{0.05\% + 9\%} \times 10160 \times 84,08\% \quad q_{co} = 47,2 \left[\frac{Btu}{lbm} \right] R/.$$

En porcentaje dividimos el valor de q_{co} sobre el valor de HHV en $\left[\frac{Btu}{lbm} \right]$ y así

obtenemos el valor en porcentaje, esto es:

$$q_{co} = 0,25\% R/.$$

15) Para el calculo de la eficiencia de la combustión, nos valemos de la siguiente ecuación:

$$\eta_{comb} = 100 - (q_{co} + q_{solidos}) \rightarrow (3.26)$$

Teniendo en cuenta que el valor de las perdidas por inquemados en un combustible gaseoso es cero, replazazos el valor obtenido de:

$$q_{co} = 0,25\%$$

Y obtengo como resultado que la eficiencia de la combustión es;

$$\eta_{comb} = 99,75\% \text{ R/}.$$

17) Para determinar la eficiencia de la caldera se emplea la siguiente ecuación correspondiente al gas natural

$$\eta_{HHV} = 89.4 - (0.001123 + 0.095 \times EA \times \Delta T)$$

Donde:

$$\Delta T = T_{gs} - T_{aire}$$

La temperatura de los gases de salida es de 170°F y la temperatura del aire la asumimos 95° F por ser la temperatura ambiente de Cartagena

EA = factor de exceso de aire = 1,48

Por lo tanto:

$$\eta_{HHV} = 84.4 - (0.001123 + 0.0095 \times 1,48 \times (170 - 95))$$

$$\eta_{HHV} = 78,80\% \text{ R/}.$$

A continuación presentamos los resultados arrojados por el análisis de combustión para diferentes composiciones del combustible sustituto.

Nótese que estos resultados fueron obtenidos aplicando el método presentado anteriormente.

Los resultados que aparecen a continuación fueron calculados en base a la presión crítica P_c , para así determinar el régimen en el cual está trabajando el quemador de la caldera utilizando la relación

$$P_c > \frac{P_{Atm}}{P_{Fuel}} \Rightarrow \text{sónico, si}$$

$$P_c < \frac{P_{Atm}}{P_{Fuel}} \Rightarrow \text{subsónico.}$$

COMBUSTIBLE SUSTITUTO: GAS DE REFINERIA									
COMBUSTIBLE ORIGINAL: 100% BUTANO									
COMBUSTIBLE SUSTITUTO: GAS NATURAL									
REGIMEN SONICO									
No	CO	H ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₃ H ₆
1	10	2	11	33	20	7	5	2	10
6	7	8	12	24	20	9	1	12	7
7	5	10	5	35	10	10	15	7	3
No	CO ₂	N ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	
2	21	10	4	30	9	8	12	6	
4	5	16	10	5	15	20	16	13	
REGIMEN SUBSONICO									
No	CO ₂	N ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₃ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	
3	8,2	20	2	60	3	2	1,8	3	
No	CO	H ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₃ H ₆
5	9	15	15	16	10	7	5	5	18

En la tabla presentada a continuación se muestran los resultados obtenidos utilizando diferentes composiciones combustibles después de haber aplicado la metodología anteriormente explicada para hallar combustibles sustitutos.

COMPARATIVO

TABLA DE RESULTADOS									
COMPOSICIONES		#	1	2	3	4	5	6	7
No	VARIABLE	RESULTADOS							
1	Densidad del Comb. Sust	lbm/ft ³	0,078025563	0,09718	0,06569	0,1181	0,081	0,0851	0,08357
2	Viscosidad Dinamica del Comb. Sust.	cP	0,019735577	0,01152	0,0107	0,00947	0,0436	0,0259	0,0048225
3	Relación de Calores Especificos del Comb. Sust.		1,212097786	1,1929	1,4707	1,14685	1,201	1,188	1,1694
4	Limite Inferior de Inflamabilidad del Comb.Sust.	%	3,49	4,00	7,59	2,67	3,07	3,05	1,82
	Limite Superior de Inflamabilidad del Comb. Sust.	%	14,93	16,79	19,51	13,19	16,35	14,48	6,49
5	Valor Calorico Superior (HHV)	Btu/scf	1448,525	1371,7	918,033	2010,46	1471,17	1624,57	1702,319
	Valor Calorico Inferior (LHV)	Btu/scf	1330,817	1266,55	834,54	1828,025	1355,96	1496,79	1550,962
6	Flujo masico del combustible sustituto	Lbm/hr	1775,305076	898,92	787,8	2763,66	866,131	823,19	669,395
		ft ³ /s	6,320240193	2,5694	3,331	6,5023	2,969	2,687	2,225
7	Indice de Woobe Comb. Orig	MJ/M3	75,01735879	23,45	23,73	85,8	21,01	75,24	21,02
8	Indice de Woobe Comb. Sust.	MJ/M3	52,91403111	15,67	8,049	59,7	15,57	43,18	17,78
9	Diferencia de Presión si Af1= Af2	psig	20,21107222	14,78	23,525	32,24	8,14	10,514	4,33
10	Coefficiente de Exceso de Aire (E)	%	21,81818182	6,92	2,19	4,17	67,5	48,8	11,66
11	Aire Teorico	lb/10 ⁶ (6) Btu	740	365,399	638,616	740	1180	738	471,005
	Aire Real	lb aire-seco/h	29715,43	4957,13	7184,94	36348,75	31092,68	1096	7171,27
12	Productos secos de la combustión	lb/10 ⁶ (6) Btu	709,2455273	755,42	898,13	798,73	1145,74	780,04	781,34
13	Temperatura de la combustión	*F	2061,161725	4303,52	2947,29	4053	588,32	3003,11	1315,562
14	Perdidad de calor por Inquemados Gaseosos (qco)	%	0,003	9,028	20,340	1,160	36,900	11,670	66,240
15	Eficiencia de la Combustión (η comb)	%	99,997	90,970	79,660	98,840	63,100	88,330	33,760
16	Eficiencia Termica de la Caldera	%	67,411	82,470	84,570	69,100	96,300	78,800	89,387

4 OPERACIÓN DE CALDERAS

4.1 COSTOS DE UTILIZACION

El costo del combustible suministrado a las instalaciones debe ser determinado, normalmente este valor es conocido por la factura del fuel. Este es un valor muy importante del punto de operación, y un punto de análisis, con el mejoramiento del sistema de calderas y vapor, decrece la suma a pagar por el fuel (menos cantidad de fuel consumido), para determinada producción de vapor esta se ha convertido en la justificación a cualquier inversión económica.

Se debe tener cuidado al incluir solo el fuel suministrado a la caldera, muchas instalaciones tienen un solo aparato medidor, y este mide todo el consumo de la planta en los diferentes procesos en lo cuales se utiliza el fuel, si la cantidad de fuel suministrada a la caldera no es medida puede ser estimada.

El tiempo que opera la caldera para calcular ahorros y evaluación de costos de manera apropiada (horas o tiempos de operación apropiados). Muchas plantas operan 24 horas 360 días del año, las horas de operación (**T**) para este tipo de planta se puede calcular así:

$$T = \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ dia}} \left(\frac{360 \text{ dias}}{1 \text{ año}} \right) = 8760 \frac{\text{horas}}{\text{año}} \quad (4.1)$$

Determinar el costo del fuel es esencialmente para el manejo eficiente de un sistema de vapor, los combustibles gaseosos generalmente se venden en unidades estándar de 1000 pies³ o en base de 100 pies³. El fuel oil se vende por galones mientras que el carbón es vendido por toneladas.

La investigación indica que la mejor forma de calcular el costo del fuel es en base a la energía, para cumplir con eso, algunas propiedades del fuel son utilizadas, tales como; el poder calórico superior (HHV) y para dicho calculo se utiliza el método del millón de BTU (MMBTU)².

La información contenida en la tabla 1 no son precios representativos del fuel y ni las propiedades universales (no son absolutas) son casos específicos de una muestra, cada fuel tiene un rango amplio de propiedades, estas son un ejemplo y cada planta debería usar datos particulares para ese sitio.

Se puede establecer una comparación entre el consumo eléctrico y el consumo de combustible de una planta llevando todo a las mismas unidades, el consumo eléctrico se factura como \$/KW y el de combustible como \$/10³ pies³, se llevan ambos a una base de BTU y se realiza la comparación.

2. Harrel, G. *steam system survey guide*, 1996, Tabla 1. Propiedades Típicas.

4.2 BENCHMARKING (BM)

Sirve para determinar parámetro de operación de un sistema para poder monitorear cambios y realizar análisis comparativos. Algunos BM prácticos son la eficiencia de la caldera, unidad de costo del vapor y la energía necesitada para terminar un producto.

Un ejemplo directo de BM es la unidad de costo para la producción de vapor, algunas instalaciones tienen medidores de flujo de vapor que pueden ser usados conjuntamente con el costo total del fuel para determinar el costo del vapor. La formula para determina el costo del vapor (k_{vapor}) es la siguiente:

$$k_{vapor} = \left(\frac{fuel_consumido}{vapor_producido} \right) * precio_fuel(4.2)$$

La unidad de costo del vapor (k_{vapor}) no representa el valor de venta del vapor ni el costo de distribución del mismo en las instalaciones porque una parte del vapor se utiliza para producir este mismo. (Deareacion, calentamiento del agua de alimentación de la caldera, etc.) Así que k es un BM que representa el desempeño de la caldera.

El fuel consumido por la caldera lo podemos estimar de la siguiente manera

$$k = \text{fuel_consumido} * \text{precio_fuel} (4.3)$$

Perfil de análisis para un sistema de vapor

- Determinar el costo del fuel suministrado a la caldera (\$/año, \$/mes, \$/temporada)
- Calcular la unidad de costo en base a la energía (\$/MMBTU)
- Comparar la unida de costo del fuel con otros suministros de fuel disponibles
- Determinar la unidad de costo de la electricidad suministrada a la planta (\$/MMBTU)
- Comparar los costos por unidad de fuel y electricidad suministrada a la planta
- Determinar la producción típica de vapor de la planta (lbm/h, lbm/dia)
- Determinar lo costos de la producción de vapor para la planta (\$/10³ pies³)

4.3 OPORTUNIDADES PARA EL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA EN CALDERAS.

- Las pérdidas más significantes asociadas a la operación de las calderas es la energía que sale de la caldera con los gases de chimenea, debido a temperatura, exceso de aire y otros factores de combustión.
- Las purgas son otro factor que afecta la eficiencia.
- Las pérdidas por transferencia de calor a través de las paredes de la caldera.

4.3.1 EFICIENCIA DE LA CALDERA

Es la expresión que relaciona la cantidad de la salida (resultado) de un componente con la entrada requerida. Para calderas ($\eta_{caldera}$) es definida correctamente con la siguiente expresión:

$$\eta_{caldera} = \frac{\text{energía _añadida _al _vapor _en _la _caldera}}{\text{energía _su ministrada _con _el _fuel}} \quad (4.4)$$

También puede ser calculada en base a las propiedades del vapor como:

$$\eta_{caldera} = m_{vapor} \cdot \frac{(h_{vapor} - h_{aguadedimentacion})}{m_{fuel} * HHV} \quad (4.5)$$

m_{vapor} = flujo masico de vapor

m_{fuel} = flujo masico de fuel

h_{vapor} = entalpía del vapor

$h_{\text{agua de alimentación}}$ = entalpía del agua de alimentación

HHV = valor calórico superior del fuel

La ecuación anterior se de la caldera y se basa en la primera ley de la termodinámica y debe ser utilizada para estados cuasiestáticos (operación estable)

Parámetros:

- Flujo de vapor constante.
- Niveles de agua en el tambor constantes.
- Medir presiones y temperaturas del vapor a la salida.
- Medir la presión y temperatura del agua de alimentación.

Para el caso de instalaciones sin equipos para medición de los parámetros del calculo de (η_{caldera}) por le método clásico (termodinámico), se puede determinar la eficiencia en base a las perdidas individuales asociadas a las generación del vapor, llamado también método indirecto.

$$\eta_{caldera} = 100\% - \sum_{perdidas} \lambda(4.6) ; \quad \sum_{perdidas} \lambda = \text{perdidas por chimenea}$$

Perdidas por purgas

Perdidas a través de paredes

Perdidas por Inquemados

Perdidas varias (misceláneas)

Estas perdidas son expresadas en por cientos, de la cantidad total de energía entregada por el fuel. El método clásico y el indirecto son teóricamente idénticos pero en la aplicación practica el error crea la diferencia debido a la omisión de perdidas menores y las condiciones inestables de operación.

Estas posibilidades de ahorro serán tratadas en detalle a través del capitulo.

4.4 ANALISIS DE LA ENERGIA APORTADA POR EL FUEL

$$\text{Energía Aportada} = \dot{E}_{fuel} = \dot{m}_{fuel} * HHV \text{ (Btu/h) (4.7)}$$

Donde:

\dot{m}_{fuel} = flujo masico fuel y HHV= poder calórico superior del mismo

Otro ente útil es el cálculo de la energía entregada al vapor en la caldera que se calcula así:

$$\dot{E}_{vapor} = \dot{m}_{vapor} * (h_{vapor} - h_{fg}) \quad (4.8)$$

Donde:

\dot{m}_{vapor} = flujo masico de vapor.

h_{vapor} = entalpía del vapor.

h_{fg} = entalpía del Vapor saturado.

4.5 ASPECTOS ECONOMICOS DEL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA EN CALDERAS

Los cambios en la operación de la caldera influyen en los costos de estos mismos, por lo cual se recomiendan proyectos para mejorar la eficiencia de la caldera y la evaluación de los aspectos (factores) económicos asociados con la mejora a realizar.

Las siguientes ecuaciones demuestran el método a utilizar para determinar el ahorro potencial asociado al incremento de la eficiencia.

En muchos casos la cantidad de vapor producido no aumenta hasta que se completa el proceso de mejoras, el mayor logro al aplicar medidas para mejorar la eficiencia es la cantidad de fuel necesario para producir cierta cantidad de vapor, por lo cual la energía suministrada al vapor es constante para el análisis, y la energía entregada al vapor se define como:

$\dot{E}_{vapor} = \dot{m}_{vapor} * (h_{vapor} - h_{fg})$ Y la energía entregada por el fuel a la caldera esta relacionada con la energía del vapor mediante la ecuación:

$$\text{Energía Suministrada por el Fuel} = \dot{E}_{fuel} = \left(\frac{\dot{m}_{vapor} * (h_{vapor} - h_{fg})}{\eta_{caldera}} \right) \quad (4.9)$$

\dot{m}_{vapor} = flujo masico de vapor.

h_{vapor} = entalpía del vapor.

h_{fg} = entalpía del Vapor saturado.

$\eta_{caldera}$ = Eficiencia de la caldera.

Cuando se mejora la eficiencia de la caldera reduciendo las pérdidas por chimenea, la energía del vapor continúa constante pero la eficiencia cambia, los análisis en los costos de operación (ahorros σ) son principalmente la diferencia entre los costos iniciales y los costos finales.

$$\sigma = k_{inicial} - k_{final} = \frac{E_{vap}}{\eta_{inicial}} * k_{fuel} - \frac{E_{vap}}{\eta_{final}} * k_{fuel} \quad (4.10)$$

Reorganizando la ecuación tenemos que

$$\sigma = k_{inicial} * \left(1 - \frac{\eta_{inicial}}{\eta_{final}} \right) = k_{inicial} * (1 - \phi) \quad (4.11)$$

La relación $\frac{\eta_{inicial}}{\eta_{final}}$ es llamada factor de reducción de fuel y se denomina ϕ

La variable $k_{inicial}$ es el costo inicial de operación relacionado con el fuel.

4.6 PERDIDAS POR CHIMENEA

Es un parámetro asociado con la operación de la caldera, para calcular esta perdidas se utilizan varios métodos pero su análisis se fundamenta en la combustión, con entrada principal a datos de temperatura de fases de salida, temperatura ambiente y oxígeno en los gases de escape (chimenea). Esto representa la cantidad de energía que sale de la caldera a través de los gases de

chimenea en comparación con la energía entra a la caldera suministrada por el combustible. Comúnmente las pérdidas por chimenea son convertidas a una expresión de eficiencia llamada “eficiencia de la combustión”

$\eta_{combustion}$ y se calcula de la siguiente manera:

$$\eta_{combustion} = 100\% - \lambda_{chimenea} \quad (4.12)$$

Donde:

$\lambda_{chimenea}$ = pérdidas por chimenea

Esta ecuación es muy parecida a la eficiencia calculada por el método indirecto y de hecho representa la mayor parte de los componentes del modo indirecto para calcular eficiencia. (Tabla de pérdidas por chimenea apéndice B)

- O₂ en los gases de chimenea.
- Combustible en los gases de chimenea (inquemados).
- Temperatura de los gases de chimenea.
- Límites de flamabilidad.

4.7 TEMPERATURA DE LOS GASES DE CHIMENEA.

Es una pérdida asociada a la operación de la caldera y ocurre cuando los gases de la combustión abandonan la caldera a altas temperaturas. Se debe medir dicha temperatura ya que es punto esencial para el diagnóstico de la eficiencia de la caldera. Ésta medida deberá ser tomada directamente y registrada respecto a la carga de vapor y las condiciones ambiente en caso de que la caldera tenga un economizador la temperatura de salida de los gases debe ser censada a la salida de éste para tener el valor real de la energía contenida en el vapor debido a los gases de chimenea en relación con la energía intercambiada por el proceso dentro de la caldera.

Los siguientes factores afectan la temperatura de los gases de salida.

- Carga de la caldera.
- Diseño de la caldera.
- Aspecto de la combustión, escoriación de la superficie de transferencia.
- Aspecto del agua, escoriación de la superficie de transferencia.
- Gases de chimenea bypaseando la superficie de transferencia por fallas en los componentes de la caldera.
- Exceso de aire.

4.8 CARGA DE LA CALDERA

La temperatura de los gases de chimenea es afectada por la carga de la caldera (producción de vapor); a medida que la carga aumenta generalmente los gases de salida también. Primordialmente por la cantidad de superficie de transferencia dentro de la caldera es arreglada, la cual permite menos calor transferido por unidad de masa del producto de combustión a medida que la carga aumenta.

La alta temperatura de los gases de chimenea es indicador de grandes pérdida; por lo cual la caldera debe ser operada a carga baja para reducir las pérdidas por chimenea. Sin embargo, así como se disminuye la carga se debe aumentar el exceso de aire para mantener una buena combustión. Como resultado de las calderas comunes no experimentan un aumento significativo en su eficiencia con la disminución en la carga de la misma.

Muchas calderas experimentan un aumento desproporcionado en la temperatura de los gases de chimenea cuando la caldera trabaja por encima del 100% de su carga de diseño, esto resulta en pérdidas significativas y es el aspecto principal en la disminución de la eficiencia para calderas que operan por encima del 100% de su carga total.

4.9 DISEÑO DE LA CALDERA

Debido a que las pérdidas por al temperatura de los gases de chimenea son características esencialmente de diseño con muy poca capacidad de manipulación, la solución mas viable para el aumento de la eficiencia en base a este parámetro es el cambio en el área de transferencia, para lo cual debe tenerse en cuenta factores como la cantidad de energía transferida por los gases de chimenea.

Considerar el aumento del área de transferencia obviamente mejorara la eficiencia (se reducen las pérdidas por gases de chimenea) pero a su vez conlleva consecuencias económicas, a mayor área de transferencia, mayor es el costo adicional. Desde el punto de vista del manejo poco queda por hacer operacionalmente para reducir las componentes del diseño en las pérdidas por chimenea una vez la caldera ha sido instalada. Generalmente para recuperar estas pérdidas se instalan equipos recuperadores de calor tales como: economizadores, precalentadores del aire para combustión, ambos son intercambiadores de calor que extraen la energía de los gases de escape en la chimenea.

Hay límites establecidos acerca de la cantidad de energía que puede ser extraída de estos gases debido a que a ciertas temperaturas los gases de chimenea resultan corrosivos a causa de su composición (sulfuros) que al combinarse con el oxígeno forman H_2SO_4 entre otros.

4.10 ESCORIFICACION DE LA SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA

- Por incombustión.
- Por material disuelto en el agua de alimentación.

4.11 PERDIDAS POR PURGAS

Las purgas en calderas son esenciales para su operación continua, existen dos formas para reducir las pérdidas asociadas a las purgas, la primera es mejorar la calidad del agua de alimentación con el objeto principal de preparar un tratamiento para el agua y reciclar condensado de calidad junto con el tratamiento químico adecuado, la segunda opción se centra en recuperar la energía presente en la purga.

Las purgas generalmente son determinadas por medio de un análisis químico del agua de la caldera y probablemente el mecanismo mas utilizado es la medición de la conductividad del agua, la cual es una gran indicador de la concentración química del agua. Este método es repetible y confiable a menudo se maneja la conductividad del agua regulando la cantidad continuamente del agua extraída por purgas. Este método debe ser respaldado por un análisis químico periódico.

A pesar que el método de la conductividad es muy bueno para controlar la frecuencia de las purgas, no se sabe que cantidad de agua es extraída (flujo de agua) para determinar la magnitud de las perdidas asociadas a las purgas, se debe conocer el flujo másico en cada purga esto es un poco difícil de medir directamente, sin embargo se puede estimar la cantidad de purgas a través de un análisis químico de cloruro, sílica y otro componente cuando se emplean purgas continuamente, el personal que trata el agua generalmente puede proveer el análisis químico requerido para determinar la purga. Las purgas son expresadas como un porcentaje del total del agua de alimentación.

Se debe tener cuidado con la evaluación de calderas usando solo un método intermitente este tipo de purga puede ser muy efectiva para el control y manejo de la composición del agua en calderas de pequeña capacidad y baja presión relativamente. Las purgas intermitentes deben cumplirse de una a tres veces al

día y consiste en liberar agua por solo unos segundos. Esto permite que los componentes químicos del agua se concentren hasta que ocurra la próxima purga, las purgas permiten la reducción de la concentración de los químicos en el agua para que la operación de la caldera sea continua.

Con el método intermitente se libera más agua que con el continuo por lo cual en calderas de mayor capacidad el método continuo es más atractivo económicamente.

Las purgas generalmente son menos del 10% del agua de alimentación, sin embargo 5% sería muy alto para un sistema con agua de alta calidad, la cantidad correcta de purgas para cualquier caldera es una función de la presión de vapor, pureza del agua de alimentación y el programa de tratamiento del agua. El factor principal controlado por las purgas es la concentración de químicos en la caldera, la concentración química límite para el agua de calderas se encuentran en la tabla (5).

Cada instalación debería trabajar con un experto en tratamiento de agua para desarrollar un plan adecuado de tratamiento para el sitio. Tratamientos pobres resultan en grandes daños como formación de espuma, condensado ácido y

perdida de energía. Las pérdidas por purgas pueden ser estimadas de la esta manera:

$$\lambda_{purga} = \frac{\text{energía en el vapor de la purga}}{\text{energía total entregada por el fuel}} \quad (4.13)$$

$$\lambda_{purga} = m_{purga} \cdot \frac{(h_{purga} - h_{makeup})}{m_{fuel} \cdot HHV} * 100\% \quad (4.14)$$

Donde:

m_{purga} = flujo masico de agua de la purga

m_{fuel} = flujo masico de fuel

h_{purga} = entalpía del agua de purga

$h_{\text{agua de tratada}}$ = entalpía del agua Tratada

HHV = valor calórico superior del fuel

Para recuperar la energía que sale en el agua de las purgas se sugiere o existen varios métodos, entre ellos:

Recuperar el vapor que flashea; al liberarse el agua de la purga cierta porción flashea y se convierte en vapor, este es libre de impurezas y es reutilizable, se

pasa a una cámara de presión donde se separa lo líquido de lo gaseoso y el vapor es enviado por tuberías de baja presión al sistema de vapor o al deareador.

La otra opción es un intercambiador de calor; empleando la transferencia de la energía de la purga al agua de tratamiento, se debe escoger con cuidado el intercambiador ya que las purgas tienen alto potencial de escorificación por esta razón el intercambiador también debe ser limpiable.

4.12 PERDIDAS POR SUPERFICIE

Las pérdidas por la cubierta, son categorizadas como pérdidas por transferencia de calor (radiación y convección) por la superficie externa de la caldera, para determinar las pérdidas por radiación y convección esperadas, se puede recurrir a la Asociación Americana de Constructores de Calderas (ABMA) esta asociación ha entregado datos de las pérdidas por superficie acuatubulares, por medio gráficos generales representan las pérdidas por superficie en calderas acuatubulares. Esta información indica que las pérdidas en calderas tipo acuatubular deberían ser menores al 1.0% relacionadas con el aporte del combustible si la caldera trabaja cerca de su carga máxima. Esta es la pérdida

esperada si no existen problemas con los refractarios o revestimientos de la caldera.

La magnitud (btu/h) de la pérdida por superficie no cambia con respecto a la carga de trabajo, por lo tanto si las pérdidas por superficie se consideran un porcentaje del aporte del combustible en energía, las pérdidas aumentan si se disminuye la carga de la caldera.

Para las calderas pitotubulares las perdidas por superficie son mucho menores comparadas con las acuotubulares, en general porque la superficie externa del tubo en las pirtotubulares normalmente esta en contacto con el agua hirviente (relativamente a baja temperatura) ante los gases de combustión a altas temperaturas, por lo tanto las perdidas de superficies relacionadas a calderas pirotubulares se esperan sean menores que en las acuotubulares con la misma capacidad de producción de vapor.

4.13 PERDIDAS POR INQUEMADOS

el combustible inquemado y el contenido de cenizas en él como perdida es generalmente despreciable para otros combustibles gaseoso y líquidos, pero para las calderas a carbón es significativo, este caso no tiene que ver con la

combustión para fuel donde se forma CO en los gases de chimenea sino en la cantidad de fuel inquemado en forma de ceniza.

La cantidad de ceniza varia ampliamente, desde un 5% hasta mas de un 20% de la masa total del fuel, si una muestra de ceniza es analizada después de quemar el fuel la cantidad de carbono puede ser medido en el laboratorio, una vez conocida la cantidad de carbono en la muestra las perdidas del sistema pueden ser calculadas mediante la siguiente ecuación:

$$\lambda_{fuelinquemado} = \lambda_{fi} = \phi_{fi} * m_f * HHV_{carbono} * T * k_{fuel} \quad (4.15)$$

El factor ϕ_{fi} es la fracción de combustible inquemado determinado en el análisis de laboratorio. Para completar el análisis la cantidad de ceniza debe ser conocida esto también lo dice el análisis de laboratorio la ecuación para ϕ_{fi} es:

$$\phi_{fi} = \frac{m_{uc}}{m_{ash}} * \left(\frac{m_{ash}}{m_{fuel}} \right)$$

Donde m_{uc}/m_{ash} es la cantidad de carbono inquemado en la muestra de ceniza y m_{ash}/m_{fuel} es la cantidad de ceniza en la muestra original de fuel se utiliza el HHV del carbono ya que es el único componente combustible que permanece esencialmente en la ceniza los otros son volátiles.

Se espera que las perdidas por carbono inquemado sean menores al 0.5% de la entrega que este entrega y el contenido de carbono en la ceniza sea menor al 5%.

4.14 CALCULOS DE AHORRO EN CALDERAS (ESTUDIO DE CASO)

Caldera 500 BHP

$$\text{Precio del fuel } k_{fuel} = 9.91\$/ft^3 * \left(\frac{1ft^3}{1000btu} \right) * \left(\frac{10^6btu}{MMbtu} \right) = 9910.89\$/btu$$

$$k_{fuel} = 350\$/mt^3 * \left(\frac{1mt^3}{37505KJ} \right) = 9.43 * 10^{-3}\$/KJ$$

Costo de la producción de vapor

$$k_{vapor} = \left(\frac{fuel_consumido}{vapor_producido} \right) * precio_fuel$$

$$k_{vapor} = \frac{594.65mt^3/h}{6631.5kg/h} * 350\$/mt^3 = 31.38\$/kg$$

Eficiencia de la caldera

$$\eta_{caldera} = \frac{\dot{m}_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{aguadedimentacion})}{\dot{m}_{fuel} \cdot HHV}$$

$$\eta_{caldera} = 6634.5 \text{ kg} / \text{h} * \frac{(2749 - 125.79) \text{ kJ} / \text{kg}}{394.65 \text{ mt}^3 / \text{h} * 37505 \text{ kJ} / \text{mt}^3} * 100 = 77.996 \% \cong 78 \%$$

Energía aportada por le fuel

$$E_{fuel} = \dot{m}_{fuel} \cdot HHV$$

$$= 394.65 \text{ mt}^3 / \text{h} * 37505 \text{ KJ} / \text{Mt}^3 = 22302.39 \text{ MJ/h}$$

Energía absorbida por el vapor

$$E_{vapor} = \dot{m}_{vapor} \cdot (h_{vapor} - h_{fg})$$

$$= 6631.5 \text{ Kg} / \text{h} * (2749 - 125.79) \text{ KJ} / \text{Kg}$$

$$= 17395.81 \text{ MJ} / \text{h}$$

Ahorro de fuel

$$\sigma = k_{inicial} * \left(1 - \frac{\eta_{inicial}}{\eta_{final}}\right) = k_{inicial} * (1 - \phi)$$

$$\sigma = \left(\frac{E_{vapor}}{\eta_{Inicial}}\right) * k_{fuel} * (1 - \phi)$$

$$\sigma = \left(\frac{17395.81 MJ / h}{0.78}\right) * 9.43 \$ / MJ * (1 - .0.951)$$

$$= 10305 \$/h = 90'273.843 \quad \$/Año$$

Se utiliza el mismo procedimiento de cálculo para la caldera de 350 BHP obteniendo los siguientes resultados:

Precio del fuel

$K_{fuel} = 9.43 \$/MJ$ es el mismo este no varia con la capacidad de la caldera

Costos de la producción de vapor

$K_{vapor} = 31.38 \$/Kg$

Eficiencia de la caldera

$$\eta_{\text{caldera}} = 78\%$$

energía aportada por el fuel

$$\dot{E}_{\text{fuel}} = 15611.45 \text{ MJ/h}$$

energía absorbida por el vapor

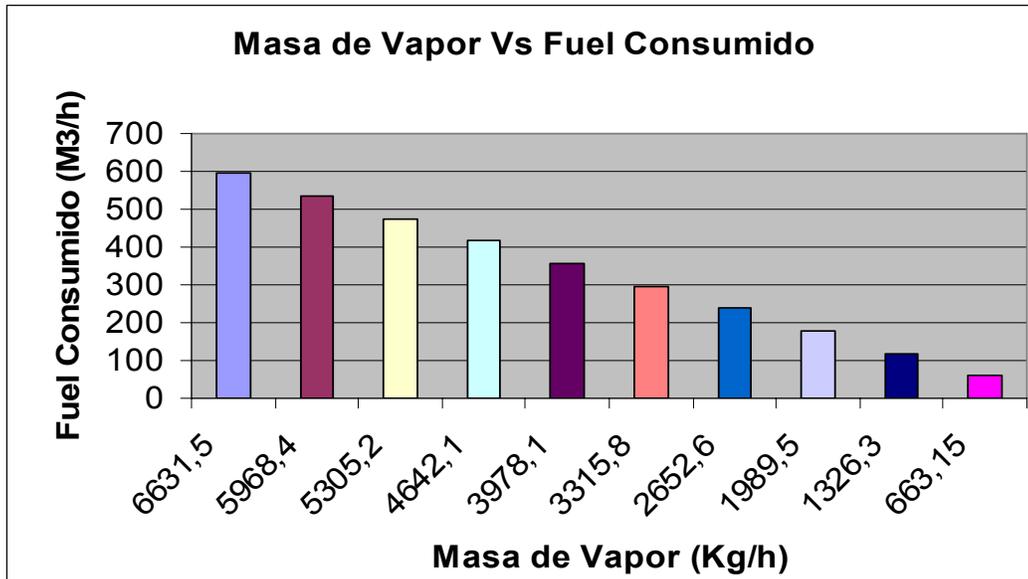
$$\dot{E}_{\text{vapor}} = 12176.91 \text{ MJ/h}$$

Ahorro de Fuel

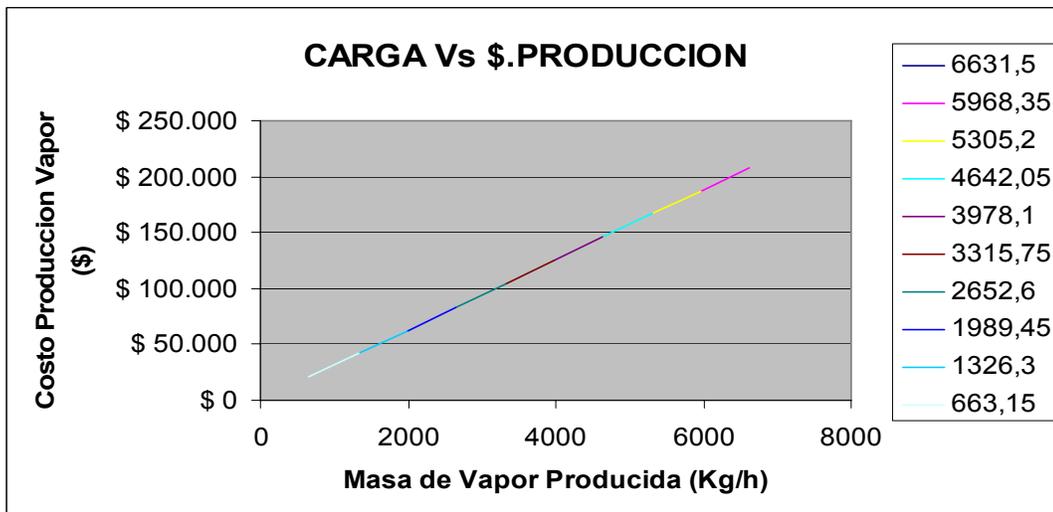
$$\sigma = 9248 \text{ \$/h} = 81'014.082 \text{ \$/Año}$$

Si se disminuye la temperatura de los gases de chimenea, a 130 °C, de igual manera reduce la concentración de CO₂ en estos gases, por lo tanto se puede incrementar la eficiencia a un 82%.

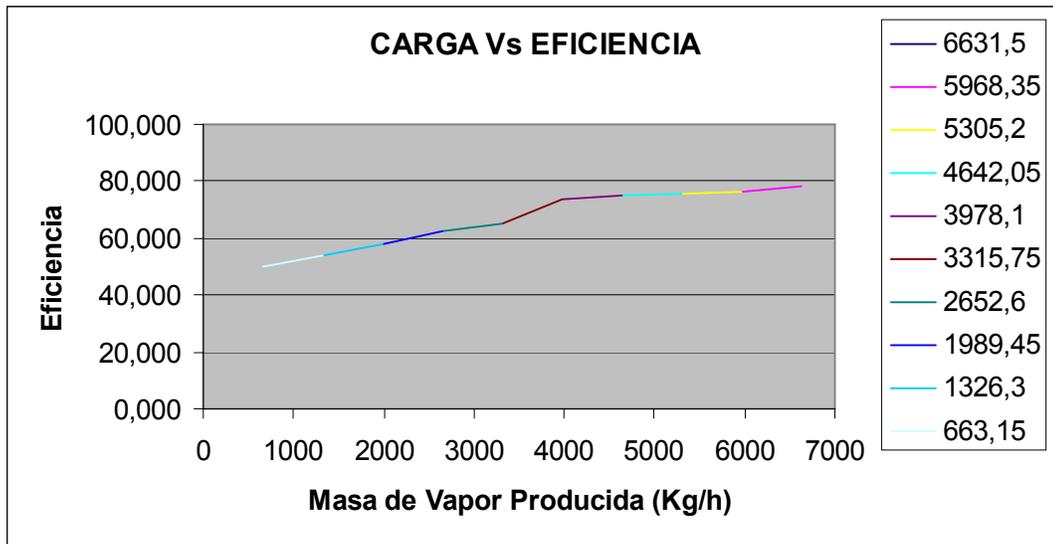
GRAFICOS DEL COMPORTAMIENTO DE LA CALDERA SEGÚN RESULTADOS OBTENIDOS.



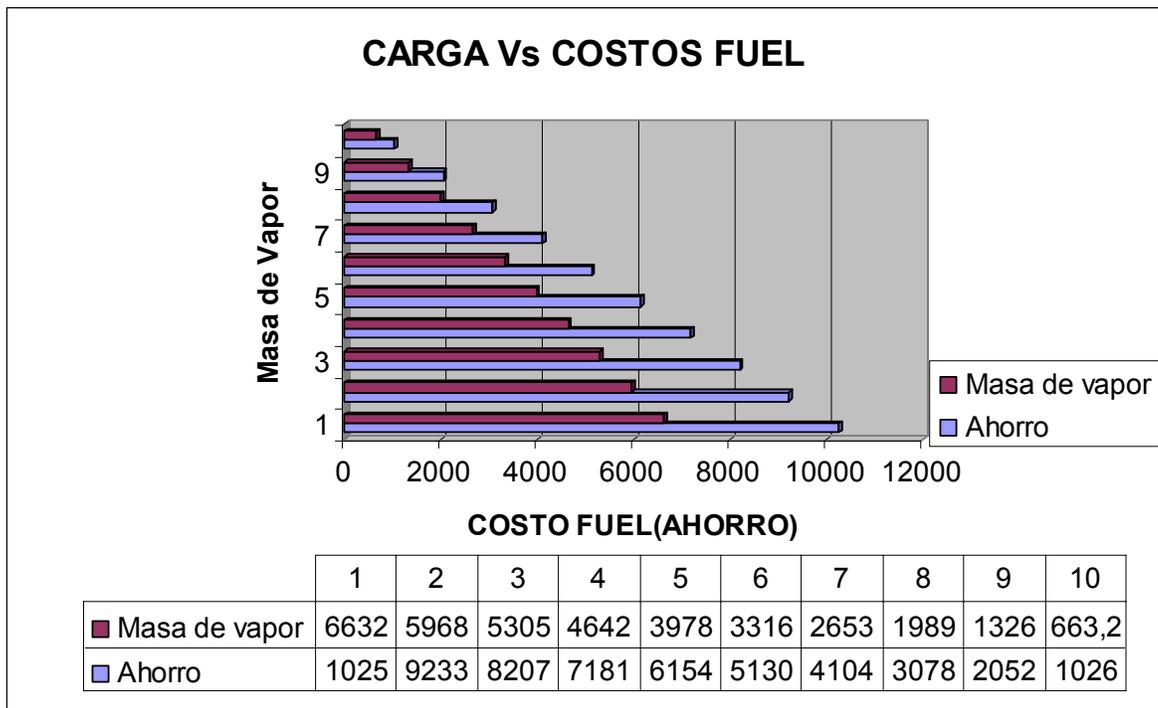
Grafica 4.1 (la grafica muestra el aumento en el consumo de fuel, según la producción de vapor)



Grafica 4.2 (la grafica presenta la variación de los costos de la producción del vapor)



Gráfica 4.3 (en este gráfico se observa la variación de la eficiencia de la caldera en referencia a la carga de la misma)



Gráfica 4.4 (este gráfico muestra el ahorro obtenido según la masa de vapor producido)

5 MANTENIMIENTO Y FALLAS EN CALDERAS.

INTRODUCCIÓN

El tema de mantenimiento y fallas en calderas es primordial en la operación de la misma, debido a realizando una buena rutina de mantenimiento se aminoran algunos costos en la operación tales como: cambios de partes, paros en la producción entre otros y además se contribuye al aumento de la eficiencia de la caldera.

El estudio de caso presente a continuación es hecho en una caldera de tipo acuotubular, dichos equipos pertenecen a la Central de Generación Carlos Manuel Céspedes, ubicada en cuba, y se efectúa un análisis de los costos de las fallas en los tubos de la caldera, cuantificando las perdidas desde diferentes aspectos desarrollados en estudio de caso el para llegar al costo total de la avería.

5.1 FORMACIÓN DE CENIZAS Y DEPÓSITOS, CORROSIÓN.

La formación de depósitos por compuestos del combustible sobre las paredes del horno y de la superficie del sobrecalentador es un problema bastante serio.

Estos depósitos, acompañados de corrosión en los tubos de los sobrecalentadores y recalentadores, son los responsables de la rotura de estos en las calderas con altas temperaturas de vapor.

- Las cenizas aún en pequeñas cantidades son capaces de causar severos problemas de depósitos y corrosión en las calderas.
- Entre los elementos más importantes del combustible que forman parte de un depósito, están los siguientes: Vanadio, Sodio, Azufre, Níquel, Sílice y Aluminio

Los metales y minerales en el combustible reaccionan con el oxígeno durante la combustión para formar óxidos, y otros compuestos tales como sulfatos, vanadatos y silicatos.

El rango de temperatura en una caldera puede variar de 1650 °C en la llama a 150 °C en la chimenea, este amplio rango de temperatura explica el por qué de los cambios en el estafo físico de los componentes del flujo de gas. En resumen:

- Un producto de la combustión que está en la llama en estado gaseoso y permanece como tal, no obstante el enfriamiento, no forma depósito.

Cuando un producto de combustión es convertido en líquido en la llama, puede ocurrir cualquiera de las situaciones siguientes:

- ✓ La gota de líquido se enfría en las áreas de transferencia de calor pasando a estado sólido, se queda en la superficie o continúa con los gases de la combustión a través de la unidad.
- ✓ Si se queda en la superficie, como consecuencia del enfriamiento causa depósitos, que en dependencia del lugar, son difíciles de remover por ser muy densos y duros.
- ✓ El líquido puede permanecer como tal en la superficie debido a que no se enfría lo suficiente para solidificarse. La presencia de líquido puede producir corrosión y contribuye a la retención de las partículas sólidas.

Los sobrecalentadores y recalentadores radiantes están expuestos a los efectos negativos de la corrosión por alta temperatura, en la cual la corrosión de la pared exterior es causada por la deposición de sulfatos de sodio y potasio, los cuales se acumulan gradualmente por condensación. Cuando la temperatura exterior excede los 580°C, estos sulfatos se fundirán y la capa fina fundida de este material altamente corrosivo ataca la capa exterior protectora de Fe_3O_4 y se forman los sulfatos de Fe , Cr , Ni [6]. En las calderas de las plantas generadoras de potencia

que queman fuel oil, se ha llegado a la conclusión de que los compuestos que provocan corrosión a altas temperaturas son los siguientes:

- El Vanadio, el cual puede formar pentóxido de vanadio y vanadatos de bajo punto de fusión.
- La combinación del Sodio (Na) y el Vanadio (Va) es un peligro potencial de corrosión a altas temperaturas. Si el contenido de $\text{Na}_2\text{O} > \text{V}_2\text{O}_5$, existe gran posibilidad de que ocurra la formación de vanadatos de bajo punto de fusión; Si $\text{Na}_2\text{O} < \text{V}_2\text{O}_5$, se puede reducir la posibilidad de corrosión a elevadas temperaturas ya que se forman compuestos con altos puntos de fusión.
- El contenido de Azufre favorece la formación de elementos sulfatados de bajo punto de fusión.
- El contenido de Níquel puede dar origen a la formación de vanadatos de Níquel, con bajo punto de fusión.

El ión Cloruro forma HCL que reacciona con los óxidos de Azufre y el ácido formado ataca el metal, surge el Cloruro de Hierro todo lo cual produce un severo ataque intergranular en la superficie.

5.2 CORROSIÓN A ALTAS TEMPERATURAS

Los compuestos que provocan corrosión a altas temperaturas son los siguientes:

El vanadio, el cual puede formar pentóxido de vanadio y vanadatos de bajo punto de fusión.

- La combinación del Sodio (Na) y el Vanadio (Va) es un peligro potencial de corrosión a altas temperaturas. Si el contenido de $\text{Na}_2\text{O} > \text{V}_2\text{O}_5$ existe gran posibilidad de que ocurra la formación de vanadatos de bajo punto de fusión; Si $\text{Na}_2\text{O} < \text{V}_2\text{O}_5$ se puede reducir la posibilidad de corrosión a elevadas temperaturas ya que se forman compuestos con altos puntos de fusión.
- El contenido de Azufre favorece la formación de elementos sulfatados de bajo punto de fusión.
- El contenido de Níquel puede dar origen a la formación de vanadatos de níquel, con bajo punto de fusión.
- El ión cloruro forma HCL que reacciona con los óxidos de azufre y el ácido formado ataca el metal, surge el cloruro de hierro todo lo cual produce un severo ataque ínter granular en la superficie

5.2.1 CLASIFICACIÓN DEL PETRÓLEO DE ACUERDO A SU CONTENIDO DE VANADIO

Tabla 5.1

CONTENIDO Va, (mg/l)	Problemas Potenciales
50	Contenido bajo; normalmente no causa problemas
50 – 100	Contenido moderado; puede ser el causante de algunos problemas
100 – 200	Contenido alto; usualmente causan problemas del lado del fuego, a menos que las condiciones al quemarlo eviten estas dificultades
200 – 300	Contenido muy alto, normalmente tratar con aditivos
> 300	Contenido muy elevado; requiere de grandes dosis de aditivos

5.2.1.1 CONTENIDO DE VANADIO Y SODIO EN LOS PETROLEOS RESIDUALES.

Tabla 5.2

Proce dencia	Va (mg/ l)	<u>Na</u> (<u>mg /l</u>)	Proce dencia	Va (mg/ l)	<u>Na</u> (<u>mg /l</u>)	Proce denci a	Va (mg/l)	<u>Na</u> (<u>mg /l</u>)
EU 1	13	350	Venez. 1	<u>300</u>	<u>10</u>	<u>URRS</u> <u>1</u>	<u>7</u>	<u>52</u>
EU 2	6	120	<u>Venz.</u> 2	<u>57</u>	<u>72</u>	<u>URRS</u> <u>2</u>	<u>44</u>	<u>29</u>
EU 3	11	88	Venez. 3	<u>3</u>	<u>93</u>	<u>URRS</u> <u>3</u>	<u>53</u>	<u>40</u>
Méx. 1	109	24	<u>M.</u> <u>Orient.</u> <u>1</u>	<u>7</u>	<u>1</u>	<u>Africa</u> <u>1</u>	<u>55</u>	<u>22</u>
Mex. 2	103	10	<u>M</u> <u>Orient.2</u>	<u>173</u>	<u>1</u>	<u>Africa</u> <u>2</u>	<u>7</u>	<u>1</u>
Mex. 3	84	20	<u>M</u> <u>Orient.</u>	<u>17</u>	<u>8</u>			

			<u>3</u>					
<u>Mex. 4</u>	91	20	<u>Crud.</u> <u>Varader</u> <u>o</u>	<u>99</u>	<u>360</u>			

5.2.2 CORROSIÓN POR VANADIO

Cuando la ceniza contiene vanadio y esta se funde y deposita sobre la superficie del tubo, el mecanismo de la corrosión producida se puede desarrollar por tres vías:

1. Ataque alternativo; las escorias fundidas disuelven la capa de óxido protectora exponiendo el metal no pasivo a repetidas reoxidaciones
2. Ataque en zonas localizadas; las sustancias ácidas penetran la capa protectora y producen bajo pH.

3. Ataque superficial; los compuestos de la ceniza funden dentro de la masa metálica distorsionando la estructura cristalina y pueden provocar fallas mecánicas.

Corrosión a Altas Temperaturas

Los complejos de sodio – vanadio, usualmente encontrados en los depósitos de las cenizas del fuel oil, son corrosivos cuando están fundidos. Una medida de la velocidad de corrosión puede ser observada sobre un amplio rango de temperatura del metal y de los gases, en dependencia de la cantidad y composición de los depósitos de ceniza.

El efecto del nivel de cloro en el combustible no es tan preciso debido a que las condiciones de la combustión y el contenido del mismo pueden ser controlados.

EL contenido de sodio, sin embargo, afecta definitivamente el valor de la temperatura mínima a la cual la corrosión es apreciable. En la actualidad se plantea que no existen aleaciones que sean totalmente inmunes a la corrosión de la ceniza del fuel oil. Esta es la principal razón para el uso de aleaciones del tipo 18 Cr 8 Ni en los tubos del sobrecalentador. Alto contenido de cloro, mayor que el 30 %, requiere que se garantice una resistencia a la corrosión adicional pero a expensas de las propiedades mecánicas; el 25 Cr – 20 Ni se ha venido utilizando

como revestimiento de los tubos de acero inoxidable pero aún esta aleación no ha proporcionado una resistencia completa

La presencia del níquel en las aleaciones de alta temperatura es necesario para la resistencia, mientras que las aleaciones con alto contenido de níquel y cromo pueden ser totalmente resistentes al ataque de las cenizas del fuel. El elevado costo de este material se justifica por el alargamiento de la vida útil, aunque esto no es siempre predecible.

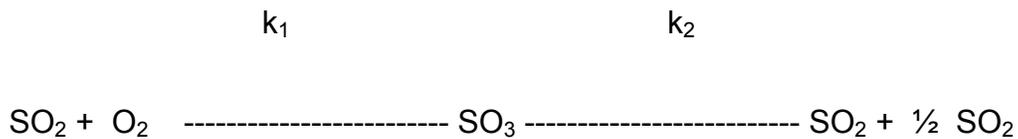
5.3 CODICIONES DE TRABAJO DE LA DE LAS SUPERFICIES DE BAJA TEMPERATURA

5.3.1 Corrosión a baja temperatura

Este tipo de corrosión se refiere a la que ocurre en la superficie de salida (frías) del calentador de aire, la cual se encuentra en la región de temperatura más baja de los gases, así como la también la del medio de trabajo (EL AIRE). Esta determina por la acción de la solución de ácido sulfúrico sobre el metal en presencia de una película de humedad sobre la superficie.

Los factores que intensifican la corrosión a baja temperatura son: la presencia en los gases de vapores de ácido sulfúrico H_2SO_4 y la temperatura de los gases de escape.

Durante la combustión el azufre del combustible SO_2 en el núcleo de la llama el cual se oxida hasta SO_3 presencia de exceso de aire. El SO_3 puede destruirse sólo con elevadas temperaturas. El proceso general de formación y destrucción del SO_3 en la zona de la llama se puede expresar por la siguiente expresión:



Donde:

k_1 y k_2 constantes, de la velocidad de reacción directa e inversa, normalmente $k_1 > k_2$.

En resumen, en la periferia de la llama se forma una concentración notable de SO_3 la cual, después de concluida la reacción hasta la salida del horno, disminuye puesto que en esa zona solo tiene lugar la reacción inversa.

Sobre la superficie de calentamiento que tengan deposiciones que se encuentren a elevadas temperaturas (600 --- 700 ° C) unido a la presencia de exceso de aire

en los gases, puede tener lugar la reoxidación de cierta cantidad de SO₂ hasta SO₃ reforzado con la presencia de catalizadores en las deposiciones como son los sulfatos de hierro y las partículas de hollín.

En la zona donde la temperatura de los gases es menor que 500 ° C comienza la formación de los vapores de ácido sulfúrico, debido a la reacción del SO₃ con el vapor de agua que se encuentra en los gases:



Este proceso se termina a una temperatura alrededor los 260 ° C. De esta forma, la superficie de baja temperatura se encuentra bañada por gases que contienen vapores de ácido sulfúrico, con una concentración no muy alta.

La corrosión puede comenzar bajo las condiciones en las que la temperatura de la pared y la capa se encuentran por debajo de la temperatura de condensación de los v vapores de humedad (agua) o los vapores de ácido sulfúrico, en correspondencia con sus presiones parciales en os gases.

La temperatura a la cual comienza la condensación de la humedad sobre la superficie se llama temperatura termodinámica del punto de rocío (Trocío) o simplemente temperatura de rocío. La temperatura del punto de rocío de los

vapores de agua, a su presión parcial en los productos de la combustión $P_{H_2O} = 0,1 - 0,15 \text{ bar.}$, es del orden de:

$$\text{Trocío} = 45 - 54 \text{ } ^\circ \text{C}$$

Debido a la presencia de vapores de ácido sulfúrico en la corriente de los gases, la temperatura de rocío ácido $T^s \text{ rocío}$, aumenta considerablemente y puede alcanzar

$$T^s \text{ rocío} = 140 - 160^\circ \text{C}$$

Para determinar el valor de la temperatura de rocío ácido se puede utilizar la siguiente expresión:

$$T^s \text{rocío} = \text{Trocío} + 250 \times \sqrt{SxO}$$

Donde:

Trocío.- Temperatura de rocío del vapor de agua, a su presión parcial en los gases.

S.- Sulforabilidad relativa del combustible, $\% \times \text{Kg} / \text{Kj}$

$$S = \frac{Sp}{P.C.I.}$$

Sp.-Azufre en la composición principal del combustible, $\%$

P.C.I. – Poder Calórico Inferior del combustible, Kj / Kg

O₂-Concentración d oxígeno en los gases. %

Conociendo el coeficiente de exceso de aire:

$$O_2 = \frac{21x(\alpha - 1)}{\alpha}$$

Con el aumento del contenido de azufre en el combustible y el coeficiente de exceso de aire. La formación de SO₃ se incrementa lo cual provoca un crecimiento en el valor del punto de rocío.

La velocidad de la corrosión del metal está relacionada con la temperatura de la pared del tubo

La corrosión del metal ocurre por la presencia de una capa de humedad sobre su superficie, la cual contiene H₂SO₄. La velocidad de corrosión es proporcional a la velocidad de condensación del ácido sulfúrico y su intensidad depende del porcentaje de H₂SO₄ que se encuentre en la película condensada sobre la superficie. A medida que la temperatura sea más baja en la capa, aumenta la masa de humedad y disminuye la parte o proporción del ácido sulfúrico.

La velocidad de corrosión del metal en la zona de temperatura más peligrosa 90 - 110 ° C, disminuye considerablemente al reducir el exceso de aire en los

productos de la combustión, lo cual está relacionado con la brusca disminución de la formación de SO₃. Igualmente, si se reduce el contenido de azufre en el combustible disminuye la velocidad de corrosión.

Cuando se quema un combustible sólido en los gases de chimenea existen una cantidad de partículas, de uniones de Calcio y óxidos de vanadio, que tienen propiedades alcalinas. Como resultado de la interacción de las partículas volátiles (VOLANTES) y los vapores del ácido sulfúrico ocurre una absorción parcial del ácido de azufre, disminuyendo su concentración en los gases y por ende su intensidad de corrosión. Por esta razón, para el cálculo de la temperatura de rocío ácido cuando se quema un combustible sólido se emplea la siguiente expresión:

$$T_{Rocio}^5 = T_{Rocio} + \frac{200}{1,23} * \sqrt[3]{Sp}$$

$$T^{srocio} = T^{rocio} + \frac{200}{1,23} \times Sp^{1/3}$$

$$n = a. \text{ volátil} \times A$$

Volátil.-Fracción de ceniza volátil

$$A = \frac{Ap}{P.C.I.}, \% \times \text{Kg} / \text{Mj}$$

Al aumentar el contenido de ceniza en el combustible, incrementa el valor del exponente n, disminuyendo la temperatura de rocío ácido.

Para eliminar la corrosión a baja temperatura, se recomienda que:

$$T_{\text{pared}} = T_{\text{rocío}} + (10 - 15 \text{ } ^\circ \text{C})$$

Esta recomendación es válida desde el punto de vista económico cuando se quema un combustible de bajo contenido de azufre, en los cuales $T^{\text{srocío}} \approx 110 \text{ } ^\circ \text{C}$. Para otros tipos de combustibles, la temperatura de rocío ácido sería muy elevada aumentando apreciablemente las pérdidas de calor con los gases de escape q_2 . Lo más esencial es disminuir la $T^{\text{srocío}}$ reduciendo el coeficiente de exceso de aire y esto requiere una correcta organización de los procesos en el horno.

5.4 CORROSION A BAJA TEMPERATURA

La temperatura de la pared de los tubos del calentador de aire, a partir del balance de calor de las superficies exteriores e interiores, se determina por la fórmula:

$$t_{\text{pared}} = t_{\text{aire}} + \frac{t_{\text{gases}} - t_{\text{aire}}}{1 + \alpha_{\text{aire}} / \alpha_{\text{gases}}}$$

donde:

t_{pared} .- temperatura de la pared del calentador de aire, ° C

t_{gases} .- temperatura de los gases a la salida del calentador de aire, ° C

t_{aire} .- temperatura del aire a la entrada del calentador de aire, ° C

α_{aire} .-coeficiente de intercambio de calor, del lado del aire, $W / m^2 k$

α_{gases} .-coeficiente de intercambio de calor, del lado de los gases, $W / m^2 k$

Del análisis de la ecuación anterior se concluye que para aumentar la temperatura de la pared, con el objetivo de que sea mayor que la del punto de rocío, se pueden hacer dos cosas:

1.-Aumentar la temperatura del aire a la entrada del calentador de aire, t_{aire}

2.-Disminuir el coeficiente pelicular de intercambio de calor del lado del aire, α_{aire}

La disminución del coeficiente pelicular del lado del aire solo se puede lograr reduciendo la velocidad del aire en el calentador, mediante el aumento del área de transferencia de calor, pero a baja velocidad el ensuciamiento es elevado y no se logra el valor deseado de la pared. Por esta razón, en la práctica se prefiere utilizar el método de aumentar la temperatura de la pared lo cual se logra

mediante un calentamiento previo del aire o recirculando una parte del aire caliente hacia la entrada del calentador.

La desventaja del método del calentamiento previo del aire está en que resulta inevitable un aumento de la temperatura de los gases a la salida de la caldera y esto conlleva a pérdidas económicas. El valor del incremento de la temperatura de los gases de escape por aumento de la temperatura del aire a la entrada del calentador se puede determinar por la siguiente expresión:

$$\Delta T_{gs} = (0,5 - 0,7) \times \Delta t_{aire}$$

Durante la explotación se limita el precalentamiento del aire hasta un valor que la corrosión sea débil, con lo cual no se produce una disminución apreciable de la eficiencia de la caldera y la superficie de transferencia puede trabajar por un período de tiempo prolongado.

5.5 COMPORTAMIENTO DE LOS ACEROS A ELEVADAS TEMPERATURAS

A temperaturas que exceden los 343 °C los aceros sufren un gradual decrecimiento de su tenacidad y de su resistencia a la rotura.

La fatiga en el material es función de las tensiones aplicadas, del tiempo que permanece el material en el entorno de trabajo y de la temperatura.

El metal se deformará (Creep) continuamente, incluso para valores de las tensiones mucho menores que la tensión de rotura.

Para el caso específico de los sobrecalentadores de las CTE, las fallas debidas al sobrecalentamiento a corto plazo o corto tiempo, son el resultado de la exposición de los tubos a temperaturas significativamente superiores a la indicada por diseño, o debido a la sucesión de eventos anormales, tales como irregularidad en el flujo de agua o de vapor y se caracterizan por un gran aumento del diámetro, particularmente en el diámetro interior, y por una considerable reducción en el espesor de las paredes, en la zona de la fractura.

Estas condiciones físicas de adelgazamiento y crecimiento diametral proporcionan la forma más fácil y exacta de comprobar el grado de la avería por sobrecalentamiento rápido.

5.6 En el trabajo, "Remnant life assessment of service-exposed pendent superheater tubes" se determinó la variación de las propiedades mecánicas como función de la temperatura

- Al aumentar el valor de la temperatura del tubo desde 15°C hasta 450°C, el valor de la tensión de fluencia decreció desde $\sigma_y = 240$ MPa hasta $\sigma_y = 200$ MPa, lo cual representa un 20% de reducción de la tensión de fluencia.
- Pero, cuando la temperatura crece desde 450°C hasta 550°C, se produce una brusca disminución de la tensión de fluencia desde $\sigma_y = 200$ MPa hasta $\sigma_y = 100$ MPa lo que equivale a un 50% de reducción de la tensión de fluencia.
- Mientras tanto, el % de elongación solo fue un 5% al variar la temperatura desde 15 hasta 450°C.
- Pero, el % de elongación aumentó un 25% en el rango de aumento de temperatura desde 450 a 550°C.

Lo anterior demuestra claramente que mientras la temperatura de la pared se encuentre por debajo de los 450°C las variaciones en las propiedades mecánicas del material de los tubos de las paredes de agua son insignificantes, pero se reducen bruscamente para valores superiores a los 450°C.

Para los valores de temperatura que exceden grandemente los 450°C la mayoría de los aceros sufren un gradual decrecimiento en su resistencia a la tracción así

como del valor de la tensión hasta el punto de la deformación permanente. A estos valores de temperaturas la deformación del material es función no solamente de la tensión aplicada sino que además depende del tiempo de aplicación de la carga y de la magnitud absoluta de la temperatura.

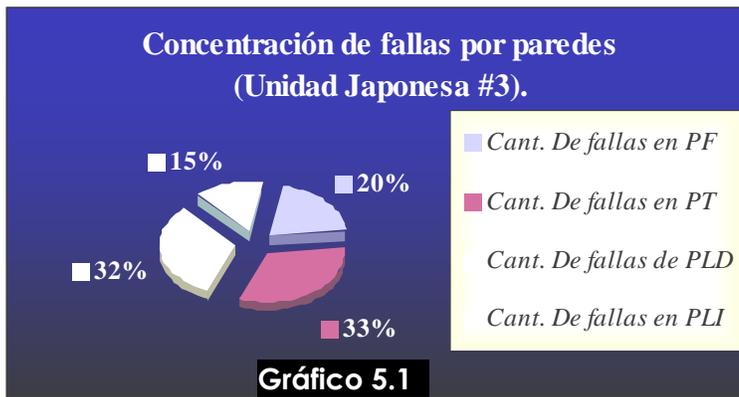
5.7 DIAGNÓSTICO ESTADÍSTICO DE LAS FALLAS EN LOS TUBOS DE LOS HORNOS CMC 3 Y CMC 4.

5.7.1 introducción.

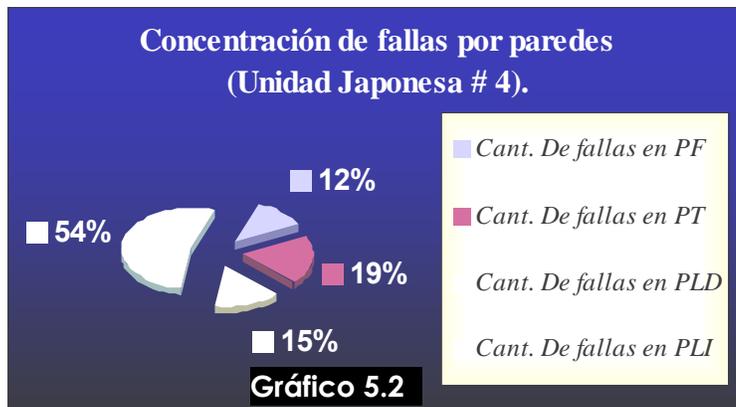
Para poder mostrar una información detallada de las fallas registradas en todo el período de operación de las unidades, se realiza una recopilación de los datos por diferentes áreas de la empresa, consultando además los técnicos, ingenieros y trabajadores del centro. Dicha información se encontraba demasiado fragmentada; en el sentido que para llegar a obtener toda la descripción de una sola falla, es necesario consultar diferentes informes. La descripción de la falla consiste en recopilar los siguientes datos: fecha, pared (cada tabla expresa todas las fallas en una pared), tubo que falló, cota (altura de la falla), material del tubo que falló, dimensiones de dicho tubo y causas o descripción de la falla. Existen averías en las que se imposibilita la descripción total, es decir que la falla carece de cota, causa u otra información.

5.7.2 Concentración de fallas por paredes en las Unidades # 3 y # 4.

Los gráficos que se muestran a continuación se realizan cuantificando la cantidad de fallas por cada pared y definiendo que por ciento representa dicha cantidad del total.



El gráfico 5.1 evidencia como el mayor por ciento de fallas se concentra localizada en la Pared Trasera y Pared Lateral Derecha del horno en la Unidad Japonesa #3.



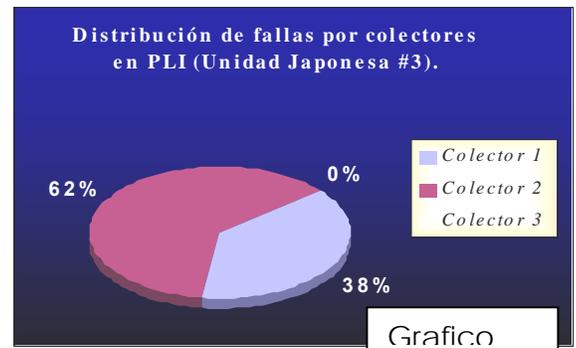
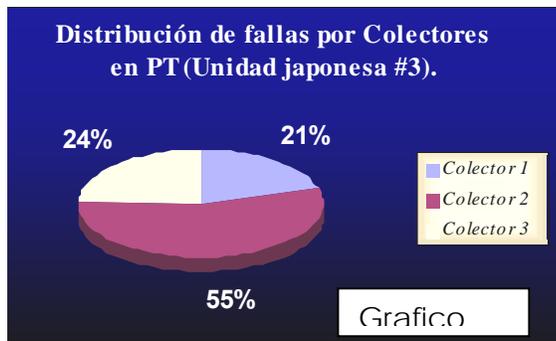
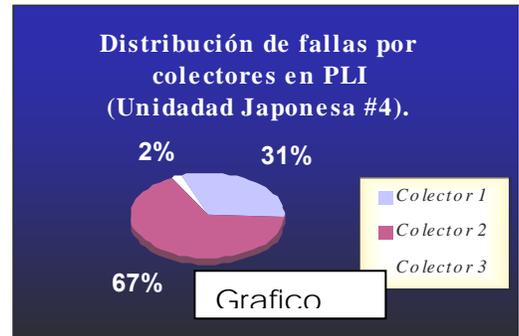
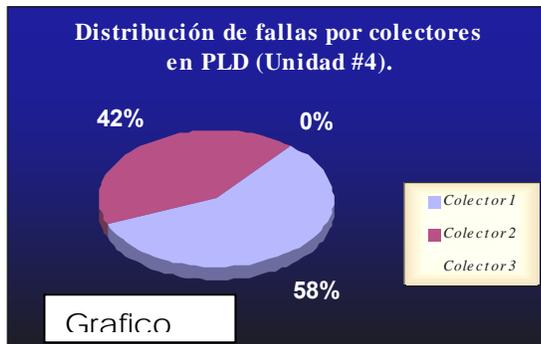
El gráfico 5.2. demuestra que el mayor por ciento de fallas se concentra en la Pared Lateral Izquierda y Pared Trasera del horno en la Unidad Japonesa #4.

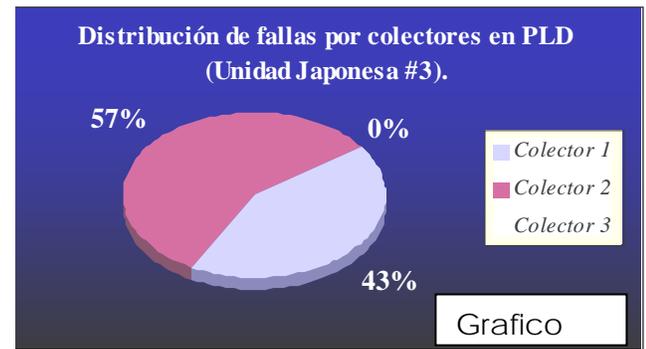
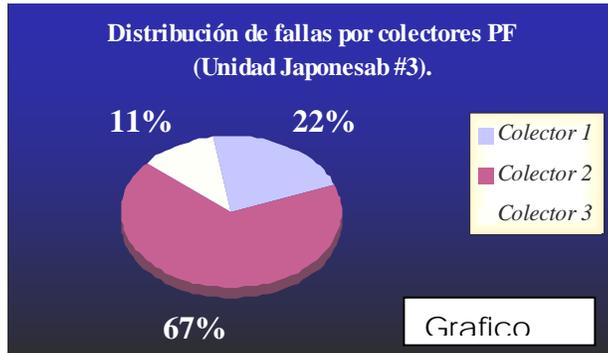
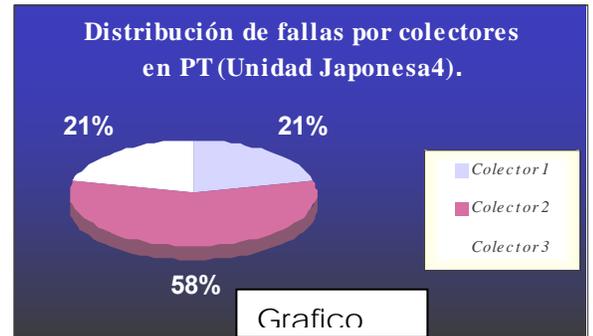
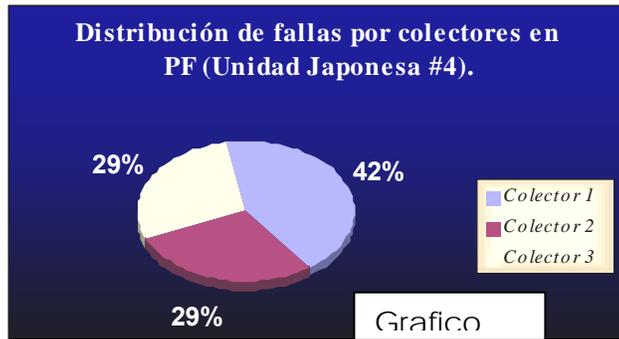
5.7.3 Distribución de Fallas por Colectores.

Este se realiza con el fin de determinar en que colector ocurre el mayor por ciento de las fallas para cada una de las paredes.

Es necesario hacer una breve explicación de la distribución de los tubos en las paredes.

La pared frontal y trasera presenta, tienen cada una un cabezal inferior el cual cumple con la función de alimentar los tubos la pared. Este cabezal se divide en 3 secciones, las cuales se denominan como colectores 1,2 y 3. Igual pasa para las paredes laterales con la diferencia que está últimas presentan 111 tubos, y la frontal y lateral, 119 tubos. El colector 1 para la pared frontal y lateral alimenta los primeros 40 tubos, el colector 2 alimenta los próximos 39 y el colector 3 el resto (40). Para las laterales el colector 1 alimenta los primeros 39 tubos, el colector 2 los próximos 33 y el colector 3, el resto (39). Cabe destacar que los tubos de la pared frontal y trasera se cuentan desde la pared lateral derecha, y en las paredes laterales se cuentan desde la pared frontal.





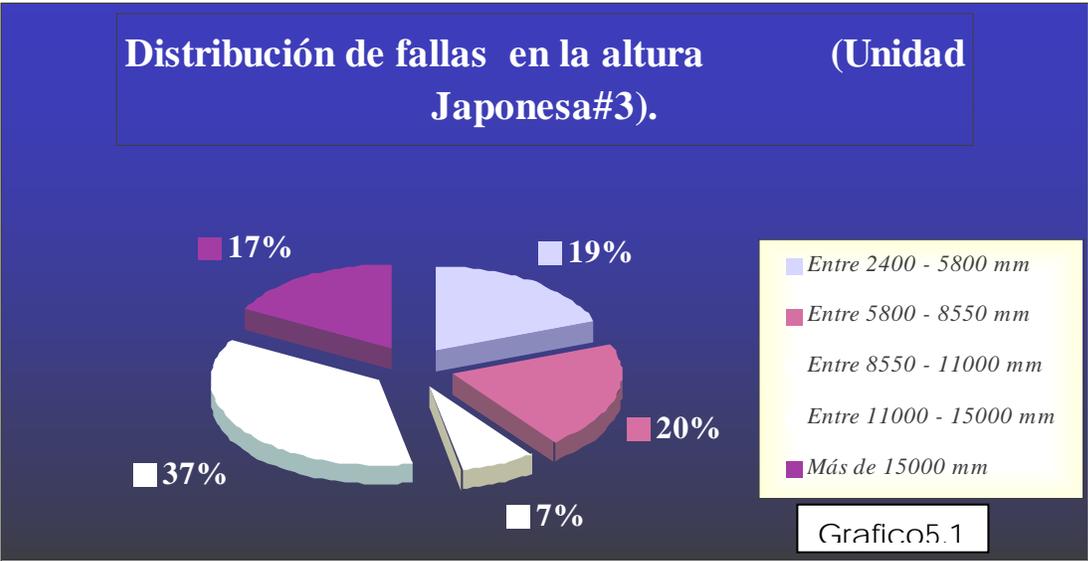
Los gráficos anteriores demuestran que el mayor por ciento de fallas se localiza en los tubos pertenecientes al colector central (2) o central.

5.7.4 Localización del mayor por ciento de Fallas respecto a la altura de las paredes del Horno.

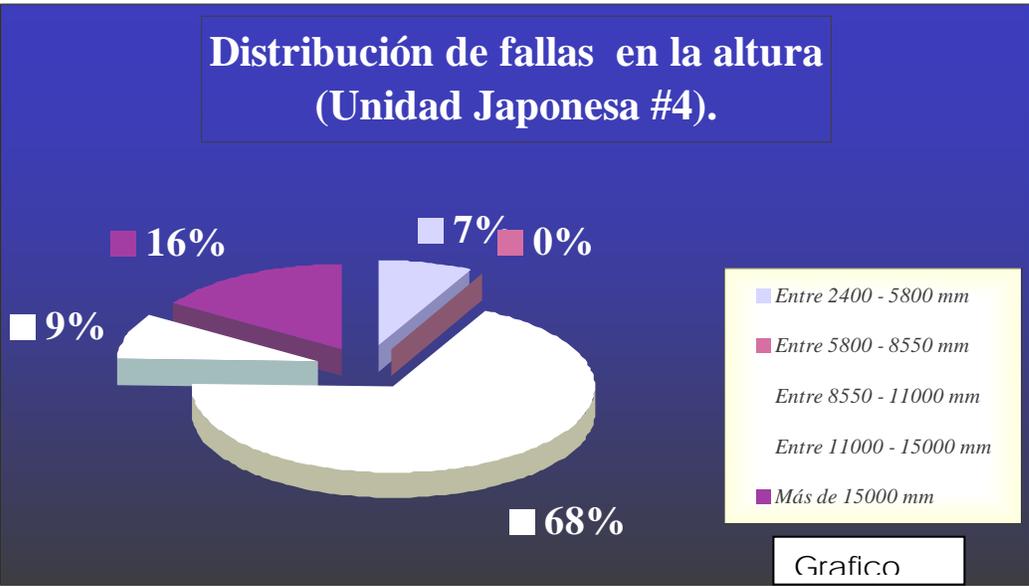
Se hace necesario destacar la siguiente aclaración: tal análisis de fallas se hace en función de las cotas conocidas de dichas fallas, de las que se tienen información; por ejemplo, en la Unidad #3 de 88 fallas se tiene la información “cota” de 83. Atendiendo a las mismas se procede al desarrollo del análisis en cuestión.

Además, los rangos de altura establecidos para definir la zona crítica se relacionan con la altura de los quemadores y se muestran en la figura 30:

- 2400 y 5800 mm (localizado entre los cabezales inferiores y por debajo del 1^{er} nivel de quemadores).
- 5800 y 8550 mm (se localiza en la zona del 1^{er} nivel de quemadores).
- 8550 y 11000 mm (se localiza en la zona del 2^{do} nivel de quemadores).
- 11000 y 15000 *mm* (se localiza en la zona del 3^{er} nivel de quemadores).
- Más de 15000 *mm* (el resto de la caldera {zona superior del horno}).



Como se puede observar, la mayor cantidad de fallas ocurre por debajo de los



15000 mm, es decir, la zona donde se concentra el núcleo de la llama de los quemadores.

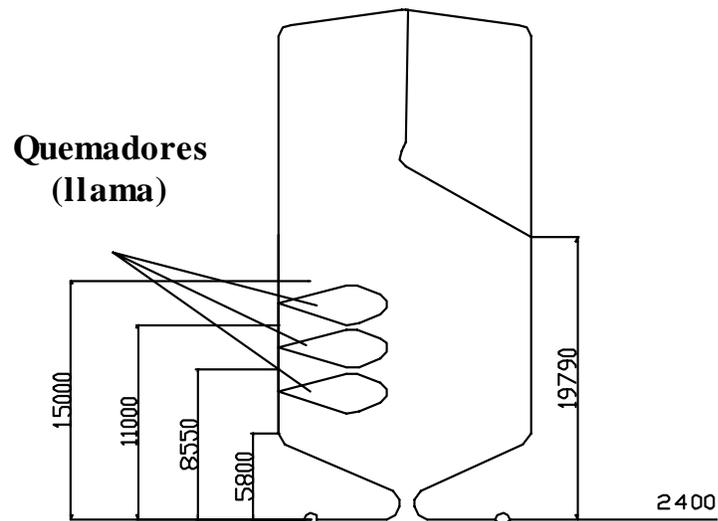


Fig. .5.13 Localización de alturas (cotas) de paredes del horno.

5.7.5. Esfuerzos mecánicos. Comprobación del espesor mínimo de las paredes de los tubos.

5.7.5.1. Metodología de Cálculo Convencional (Babcock & Wilcox).

Tubos de la cámara térmica:

Datos

Presión de cálculo _____ 148 Kg / cm²

Temperatura de cálculo _____ 341^o C

Presión de diseño _____ 146Kg / cm²

Temperatura de diseño _____ 378⁰ C

Diámetro exterior del tubo _____ 63.5mm

Material del tubo _____ STB-42 (SA 210 A-1)

Límite de rotura del tubo _____ 42Kg / cm²

Límite de fluencia del tubo _____ 26Kg / cm²

Tensión Permisible _____ 1060Kg/cm²

5.7.5.1.1 Cálculo para condiciones de diseño (Babcock & Wilcox)

Metodología de 1989.

$$t_{min} = \frac{P \cdot d}{200 \cdot \sigma + 0,8 \cdot P} \quad (2.1)$$

Tensión permisible $\sigma = 10,5Kg / cm^2$

$$\sigma = \frac{42}{4} = 10,5Kg / cm^2 \rightarrow 149,31lb / Pu\ lg \quad (2.2)$$

$$t_{min} = \frac{146 \cdot 63,5}{200 \cdot 10,5 + 0,8 \cdot 146} = 4,18mm \approx 4,2mm$$

Calculando para coeficiente de seguridad $n = 3$

$$\sigma = \frac{42}{3} = 14 \quad (2.3)$$

$$t_{min} = \frac{148 \cdot 63,5}{200 \cdot 14 + 0,8 \cdot 148} = 3,2mm \quad (2.4)$$

- *Cálculo para límite de fluencia, el espesor a que falla el tubo es:*

$$t_{min} = \frac{148 \cdot 63,5}{200 \cdot 26 + 0,8 \cdot 148} = 1,767mm \approx 1,8mm \quad (2.5)$$

5.7.5.1.2. Cálculo para condiciones de diseño (Babcock & Wilcox) Metodología de 1997

$$t = \frac{P \cdot d}{2 \cdot S + P} + 0,005 \cdot d \quad (2.6)$$

$$t = \frac{148 \cdot 63,5}{2 \cdot 1060 + 148} + 0,005 \cdot 63,5 = 4,45mm$$

5.7.5.2. Metodología de Cálculo de la Compañía COMBUSTION. Metodología de 1999.

El espesor mínimo para una pared delgada de conductos en la generación de vapor es:

$$t = \frac{P \cdot R}{SE + (1 - y) \cdot P} + C \quad (2.7)$$

Donde: $C = 1,65$ [26] es una tolerancia adicional para el roscado y la estabilidad de estructuras, y es coeficiente de temperatura, como se muestra en la tabla 3.1.

$$E = 1; 0,85; 0,9 \text{ [26]}$$

Tabla 5.3: Coeficientes de temperatura “ y ” usado en Cálculos de Diseño.

Temperatura	superior	entre	por encima a los
ío.	A 900 °F	901° y 950 °F	950°F
Factor y para			
aceros ferríticos	0,40	0,50	0,70

De la Sección I. Código de Calderas de la ASME. Entre temperaturas listadas, determinadas por interpolación.

Luego sustituyendo en 2.7 se tiene que:

$$t = 5mm$$

CONCLUSIONES PARCIALES:

Según las condiciones de diseño, el espesor de la pared de los tubos utilizados es de 6 *mm* y este es el valor que satisface plenamente el espesor mínimo de la condición de resistencia que es de 4,5 *mm*¹; 5 *mm*². Es decir, para los parámetros de explotación y el tipo de material del tubo no debe ocurrir fallas en las paredes de agua.

Además en la CTE se utiliza un aditivo en el combustible que reduce al mínimo los efectos de la erosión corrosión de los gases de la combustión sobre la pared exterior de los tubos. Los resultados satisfactorios obtenidos al dosificar el aditivo al combustible durante varios años, es una evidencia positiva que no debe existir una disminución significativamente del espesor del tubo por erosión corrosión.

5.8 TEMPERATURA DE LA PARED DE LOS TUBOS DE LOS HORNOS

5.8.1 Variación de la Temperatura al variar la Potencia de la Unidad.

En régimen estacionario de explotación se concibe que la temperatura de la pared sea constante, sin embargo, el comportamiento real se muestra en las tablas y gráficas que prosiguen.

Las tablas se obtienen gracias a la información registrada (**cada 3 segundos**) por termopares; de la temperatura en las paredes de los tubos. Con ayuda de un software especializado se elabora la curva o recta característica por la cual se rige este parámetro, así como la obtención de la ecuación para esta curva (**tabla 3.2**).

Tabla 5.4: Medición de temperatura a diferentes cargas Unidad Japonesa #4.			
Carga	PLD	PT	PLI
42	329,94	329,93	329,03
50,87	329,27	329,89	329,43
80,04	329,964	330,209	329,331
99,864	331,534	331,787	330,504
120,068	332,345	332,349	331,197
139,853	334,171	334,504	333,168
153,35	335,554	335,677	334,489

Tabla 5.5: Medición de temperatura a diferentes cargas Unidad japonesa #3			
Carga	PLD	PT	PLI
41,32	330,3458	330,2841	328,09
51,111	329,5905	330,7586	328,2742
60,04	329,61	330,3682	328,2048
70,035	329,6448	330,2064	327,9518
80,122	329,3224	330,7075	328,081
90,688	329,202	330,5814	328,0697
100,38	329,3023	330,6219	328,0858
110,39	330,85	332,1005	329,52
121,37	330,86	332,0168	329,4061
130,0295	330,91	332,1896	329,555
140,0557	334,3929	335,5572	332,8485
150,0179	333,5729	334,6416	332,2742

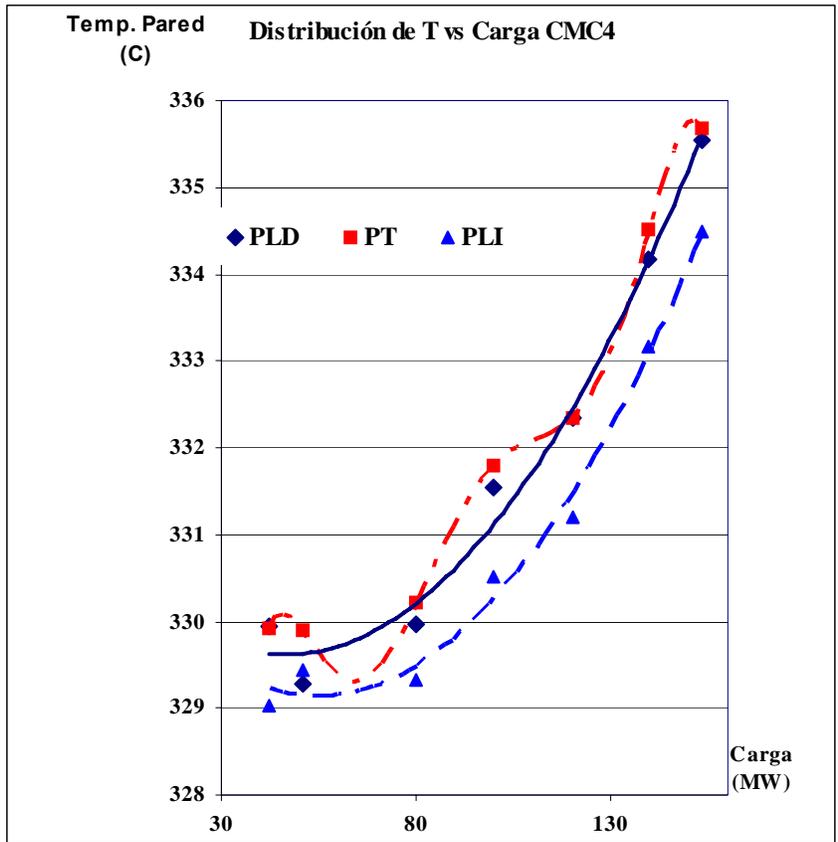


Figura 5.14 Distribución de la Temperatura Vs Carga unidad #4

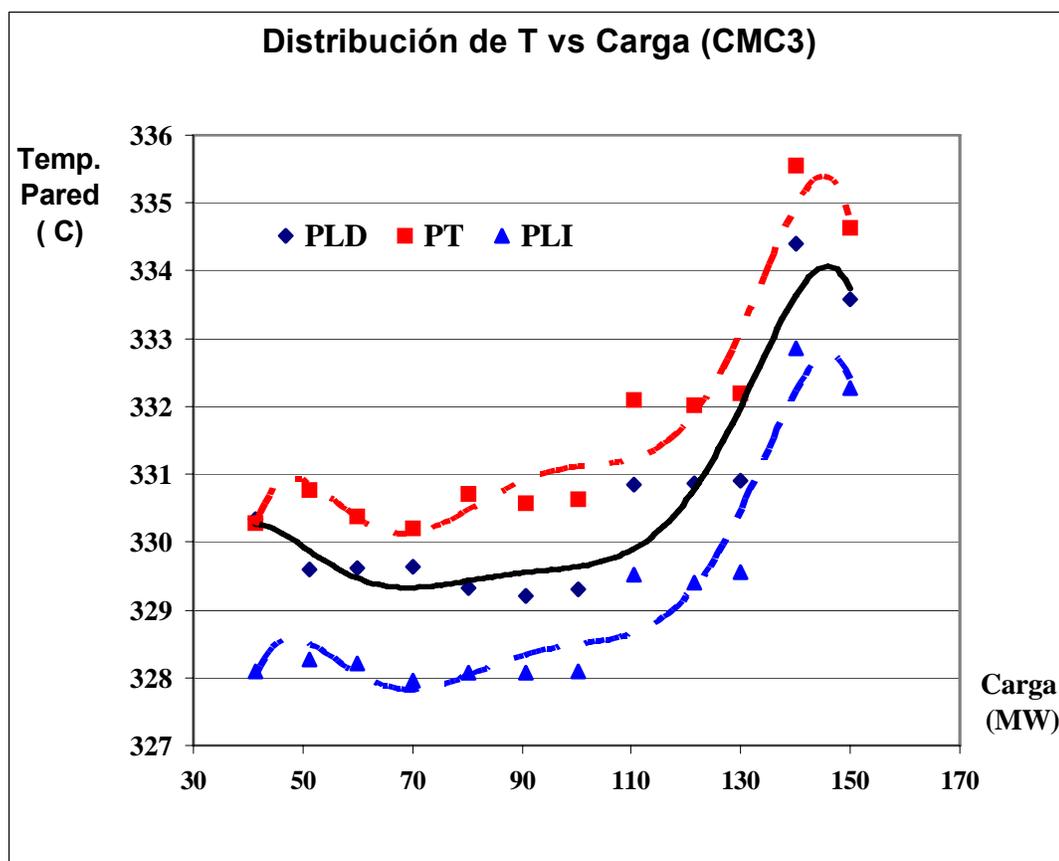


Figura 5.15 Distribución de la Temperatura Vs Carga unidad #3

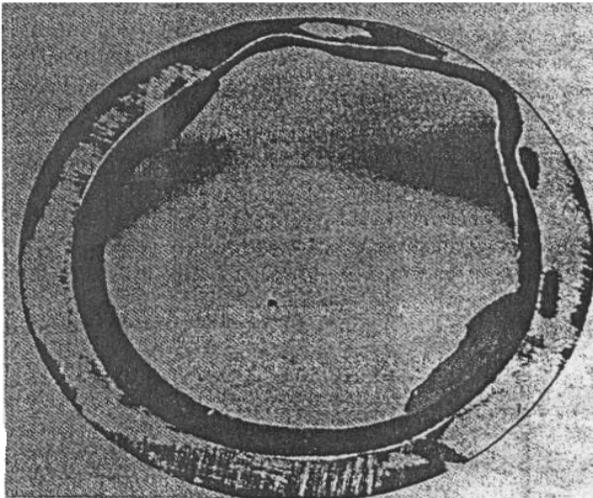
Tabla 5.6: Ecuación de cálculo de la temperatura de la pared del horno en función de la carga.

Pared	Ecuación	
	CMC3	CMC4
PLD	$t = 179,45945 + 1,3551676 \cdot Pot$	$t = 45,992453 + 2,5142317 \cdot Pot$
PT	$t = 189,65958 + 1,3220263 \cdot Pot$	$t = 46,036987 + 2,5155276 \cdot Pot$
PLI	$t = 188,4237 + 1,3103899 \cdot Pot$	$t = 55,705167 + 1,8846895 \cdot Pot$

5.8.2. Incrustaciones Internas de la caldera.

A continuación se presenta un resumen de algunas de las más importantes conclusiones de la Combustión Engineering's sobre las incrustaciones, por su significativa práctica.

1. Cuando la superficie de transferencia de calor están libres de depósitos, la corrosión es improbable que ocurra.
2. La corrosión no podrá ocurrir con tratamiento volátil de agua de caldera pura (menos sólidos que 2 ppm) incluso cuando la superficie de transferencia de calor esta sucia y/o exista condiciones de BNB.
3. La corrosión no ocurrirá cuando el tratamiento de fosfato es empleado, incluso cuando la superficie de transferencia de calor esta sucia y/o existan condiciones de BNB.
4. Bajo la condición 3, el encubrimiento químico de fosfato de sodio ocurrirá si la superficie de transferencia de calor está fuera de lo normalizado y/o existe condiciones de BNB.



5. Allí aparece, sin embargo, estar no relacionado el encubrimiento y la corrosión del metal del tubo.

Las concentraciones de sosa cáustica en el rango de 10-20 ppm en el agua de caldera (con pH de 10,5 a 10,8) puede causar una corrosión seria si la superficie interna esta ensuciada con depósitos. La corrosión es rápida incluso bajo condiciones de

ebullición nucleada, y penetración completa de unos 5-mm en la pared del tubo pueden ocurrir en varios días o menos.

Fig. 5.16. Tubo con depósito.

Deposito Interno.

Unos de los aspectos mas importantes es la demostración de una fuerte correlación entre corrosión y las superficies sucias de tubo Así como, en superficies de tubo limpias, la corrosión en condiciones de ebullición es indiferente. Cuando las superficies llegan a estar sucias con oxido de hierro y deposito de cobre, la aceleración rápida de corrosión puede ser observada, para condiciones especificas de agua de calderas.

La presencia de los depósitos no solamente elevan la temperatura de superficie, sino también restringe la difusión química. Si los constituyentes no volátiles no exceden los limites de solubilidad (encubrimiento), su concentración podrá elevarse hasta la difusión de sales fuera de los depósitos ,igual que el introducido con el agua de caldera.

La máxima concentración obtenible para un constituyente altamente soluble es limitada por la elevación equivalente del punto de ebullición por el ΔT del depósito. La difusión a través de un deposito es mas rápida que a través de películas de vapor así esto es menos probable para alcanzar el equilibrio de no ebullición a menos que la ΔT bastante alto.

El lavado químico periódico es el único método práctico de mantenimiento para la limpieza de las superficies de la caldera. En unidades de alta presión, un lavado frecuente cada tres años es requerido normalmente. Aquellos quienes intentan obtener utilidades por demorar la limpieza demasiado tiempo, a menudo hallan depósitos viejos muy difíciles de quitar, el costo se eleva considerablemente si la unidad es forzada a salir de servicio por limpieza.

5.8.3 Análisis de densidad de incrustaciones en las unidades 3 y 4 de la CTE.

Los estudios realizados por ingenieros de la CTE. " Carlos Manuel de Céspedes " dan origen a las tablas 3.3, 3.4 en las cuales se registran los datos de las densidades de incrustaciones en (g/m^2) en las moquetas de los tubos averiados en las unidades 3 y 4, desde el año 1980, cuando empezaron a ocurrir las averías. En la tabla 3.5 mostramos una tabla donde se resume el promedio de densidad de incrustaciones por paredes antes y después del lavado químico donde se puede apreciar que las incrustaciones en los tubos de las paredes antes del lavado químico están muy por encima de la norma, lo que quiere decir que estos tubos se encontraban trabajando en condiciones extremas en las cuales se pueden provocar averías, por sobrecalentamiento de la pared del tubo.

TABLA 5.7. Resultado de análisis de densidad de incrustaciones en (g/m^2) de moquetas de la Unidades # 3 antes y después del lavado químico.

UNIDAD # 3									
FECHA	ago-81	9-84	9-85	5-89	5-89	nov-92	Ene-96	oct-98	4-01
P.L.D	156	309	161 103	436					
P.L.I	179	208	63		31		57	379 256	
P.T	182	325	138 76	366	94		64	356 299	707 317
P.F	198	356	207 50		60	246	63	414 192	821 238

P. INV		259	259		82	119	95	384 314	
	ANTES	ANTES	DESP.	ANTES	DESP	ANTES	DESP	ANTES	ANTES

TABLA 5.8 Resultado de análisis de densidad de incrustaciones en (g/m^{s}) de mochetas de la Unidades # 4 antes y después del lavado químico.

UNIDAD # 4								
FECHA	ago-82	may-85	1990	1992	1995	mar-97	dic-98	nov-99
P.L.D	96		20		520 317	524 347	520 317	79
P.L.I	96	183				385 171		65
P.T	225	496	25	347		309 153		66
P.F	131	211	55	317		391 133		68
P. INV								
	ANTES	ANTES	DESP.	ANTES	ANTES	ANTES	ANTES	DESP.

TABLA 5.9 Promedio de densidad de incrustaciones.

Promedio de densidad de incrustaciones en (g/m^2) antes y después de lavado químicos.				
Paredes	Unidad # 3		Unidad # 4	
Pared Delantera	274.2	75.66	236.6	61.5
Pared Trasera	348	66.33	306	45.5
Pared Lateral Derecha	307.2	63.66	377.28	49.5

Pared Lateral Izquierda	344.83	73.66	197.5	65
Promedio de la caldera	318	69.82	286.095	55.37
Lavado Químico	Antes	Después	Antes	Después

En general el promedio de incrustaciones por caldera es muy alto, donde las superficies de las paredes de los tubos evaporadores están catalogadas como muy sucias (ver Fig. 5.17). También podemos observar que la programación de lavado químico se realiza muy atrasada cuando ya la densidad de incrustaciones sobrepasa los 250 g/m². En la CTE. " Carlos Manuel de Céspedes " se realiza el lavado químico con una frecuencia promedio de 4,5 año, cuando en realidad se debería de realizar cada 3 años ya que es lo que recomienda la literatura especializada en el temay por otra parte vemos los resultados obtenidos que nos dice que debemos acortar la frecuencia de lavado químico.

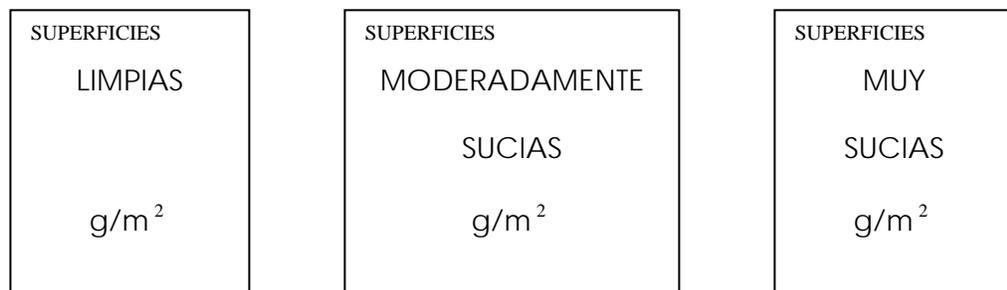


Fig. 5.17. Norma de cantidades límites para los depósitos internos de calderas.

PROGRAMACIÓN DE LAVADO

250 g/m²

EJECUCIÓN DE LAVADO

300 g/m²

TABLA 5.10 . Algunos resultados de la composición de la incrustación de las moquetas.

UNIDAD # 3					
FECHA	sep-84	18-abr	18-abr	sep-84	sep-84
	P. LAT DER	P. LAT IZQ	P. TRASERA	P. FRONTAL	P. INVERT
%SiO ₂	0	8,41	7,49	0	0
%Fe	34	-	-	43	58
%Fe ₂ O ₃	49	83,95	57,99	62	83
%Cu	2,25	-	-	1,6	10
%CaO	4,3	2,07	1,89	4,4	2,37
%MgO	3	5,99	5,74	3	1,8
%PO ₄	8,1	-	-	9,9	2,9
%SO ₃	-	0,66	0,1	-	-
%CuO	-	6,12	4,32	-	-
UNIDAD # 4					
FECHA	AÑO 1992				

	P. LAT DER	P. LAT IZQ	P.TRASERA	P. FRONTAL	P. INVERT
%SiO ₂		3,54		4,55	
%Fe		77,45		78,2	
%Fe ₂ O ₃		-		-	
%Cu		4		6,43	
%CaO		0,82		0,74	
%MgO		2,76		1,71	
%PO ₄		7,48		5,51	
%SO ₄		0		-	
%CuO		-		-	

En la tabla 5.10 se tienen algunos resultados de la composición de las incrustaciones, en moquetas de las unidades 3 y 4, de diferentes años donde se puede apreciar el alta por ciento de oxido de hierro (Fe₂O₃) que aparecen en los análisis químicos el cual tiene una conductividad de k =1.16 w/m°C muy baja y una densidad de 1750 Kg/m³. Por lo que a la hora de realizar el lavado químico hay que hacerlo fundamentalmente para combatir al oxido de hierro

5.9 VALORACIÓN ECONÓMICA DE LAS FALLAS DE UN TUBO DE LAS PAREDES DE AGUA.

FACTORES EN EL CALCULO DEL COSTO DE LA AVERIA

- **Sobreconsumo o gasto de agua desmineralizada**, producto de: la operación con el **salidero**, el **enfriamiento** de la caldera, la realización de las **pruebas hidráulicas** y el **arranque** de la unidad.
- **El incremento del consumo de combustible en el SEN** por la generación con unidades cuyo **consumo específico bruto es mayor** al de la unidad que está fuera de servicio.
- **El consumo de energía eléctrica del SEN** para el enfriamiento de la caldera, la realización de las pruebas hidráulicas y el arranque de la unidad.
- El consumo de combustible para el arranque de la unidad.
- El costo de los materiales para la realización de la reparación de la avería.
- Mano de obra utilizada en la reparación.

SOBRE CONSUMO DE AGUA DESMINERALIZADA (SCAD)

A partir del día 11 de Mayo de 2003

se detecta que existe **un incremento del consumo de agua de reposición** en CMC-4 el cual va incrementándose con el transcurso de los días **hasta que el día 19 se produce la falla**

Tabla 5.11 Sobreconsumo de agua desmineralizada

Día	Consumo m3	Consumo Plan m3	Diferencia m3	Valor \$/ m3	Costo (\$)
11	199	130	69	0.43 MN 0.36 USD	29.67 24.84
12	223	130	93	0.43 MN 0.36 USD	39.99 33.48
13	252	130	122	0.43 MN 0.36 USD	52.46 43.92
14	289	130	159	0.43 MN 0.36 USD	68.37 57.24
15	352	130	222	0.43 MN 0.36 USD	95.46 79.92
16	608	130	478	0.43 MN 0.36 USD	205.54 172.08
17	643	130	513	0.43 MN 0.36 USD	220.59 184.68
18	676	130	546	0.43 MN	234.78

				0.36 USD	196.56
19	616	130	486	0.43 MN	208.98
				0.36 USD	174.96
20 ~ 22	1163	---	1163	0.43 MN	500.09
				0.36 USD	418.68
Costo Total Preliminar					1655.93 \$ MN
					1386.36 \$ USD

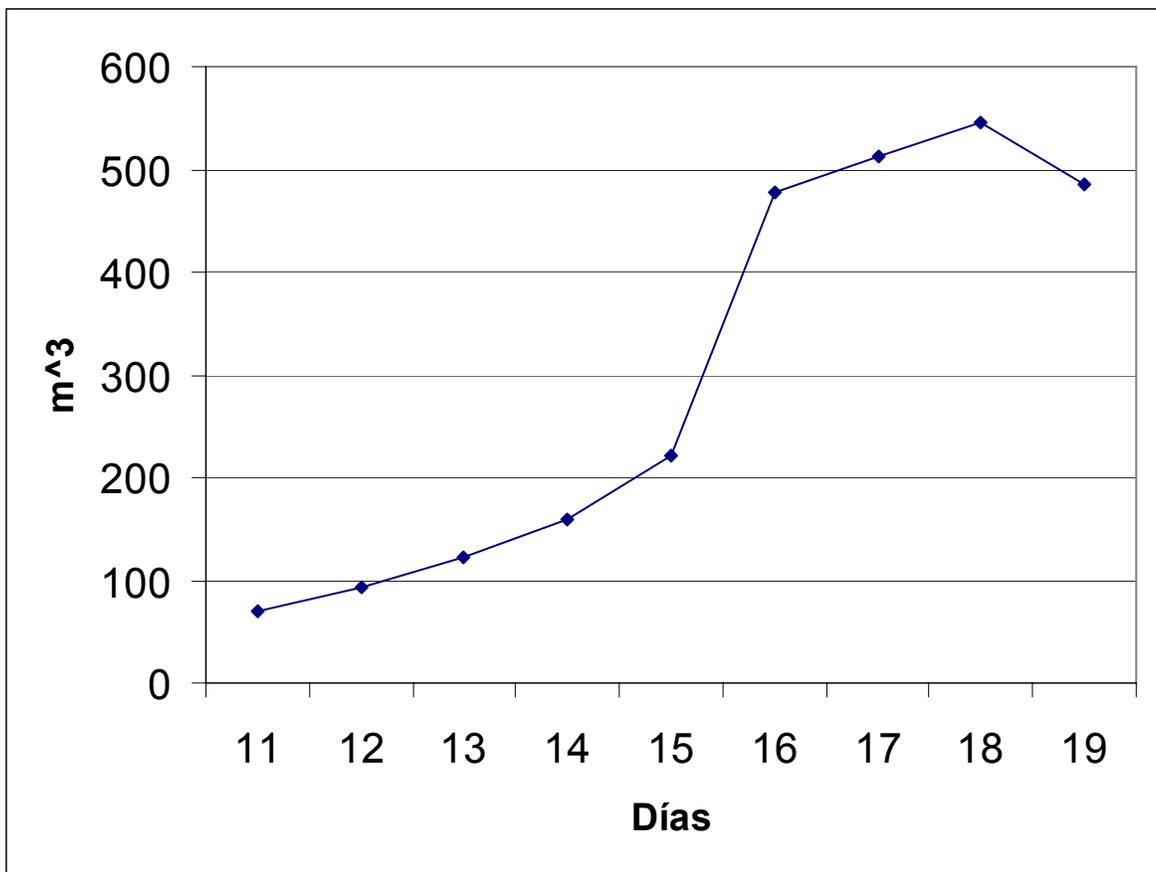


Fig. 5.18 Incremento del sobreconsumo de Agua Desmineralizada

a partir de quinto día se produce un **salto brusco en el sobreconsumo de agua desmineralizada**, lo cual es un **indicativo del desarrollo de la perforación, o avería** hasta tal magnitud que resulta obligatorio parar la unidad y proceder a la reparación de la avería.

Incremento del consumo de combustible en el SEN (Iceb)

- unidad estuvo fuera de servicio durante 59.82 horas
- carga promedio de dicha unidad fue de 128.8 MWh
- el SEN tuvo que asumir una generación de 7705 MW, con un CEB de 281.4 g/kWh
- significa un incremento de 35.43 g/kWh generado debido a que el CEB era de 245.97 g/kWh.
- Lo anteriormente nos da que el sobreconsumo de 272.99 teq de combustible,
- que son 275.77 ton de crudo de acuerdo que al precio del mismo **representa un gasto de 30116.84 USD.**
- para este cálculo se tomó que el valor de la tonelada de crudo es de 109.21 USD /ton

Consumo de energía eléctrica del SEN. (Cee).

- La energía eléctrica que se consume del SEN durante la avería de una unidad es la que se utiliza para:
 - **El proceso de enfriamiento.**
 - **Las pruebas hidráulicas.**
 - **Para el arranque de la unidad.**

El consumo para la avería fue de la siguiente forma:

- Proceso de enfriamiento: el consumo de energía eléctrica para el enfriamiento de la caldera fue de 45.7 MWh.
- Pruebas Hidráulicas: en este aspecto el consumo de energía del SEN fue de 50.9 MWh.
- Arranque de la unidad: durante el proceso de arranque de la unidad se consumieron un total de 32.4 MWh.

- El consumo total de energía eléctrica del SEN para la avería ocurrida el día 19 de Mayo de 2003 fue de 129 MWh
- **la generación de esta energía eléctrica le cuesta al país \$ 4292.08 USD.**

Consumo de Diesel en el arranque (Darr)

- Durante el proceso de arranque de la unidad se consumieron un total de 17.94 toneladas de diesel, teniendo en cuenta que el precio de este combustible se encuentra en \$ 363.00 la tonelada, el costo por este concepto fue de **\$ 6512.22 USD.**

Tabla 5.12 Costo de materiales (Cmat).

Materiales	Tipo	Valor	Cantidad (U)	Peso	Costo (\$)
Electrodos	E7018	5.05 \$/kg	-	3 kg.	15,15 \$ USD
Tubo (mocheta)	STB-42	0.14 \$/kg	3 m	26.73 kg	3.74 \$ USD
Oxígeno		0.23 \$/m3 MN			0.0345 \$ MN
6.6 m3/balón		2.95 \$/m3 USD	0.15 m3	-	0.4425 \$ USD
Acetileno		0.03 \$/m3 MN			0.0039 \$ MN
5.67 m3/balón		0.52 \$/m3 USD	0.13 m3	-	0.0676 \$ USD
Costo Total Preliminar					0.0384 \$ MN
					19.40 \$ USD

Tabla 5.13 Costo por mano de obra (Cmo)

Mano de obra	Tarifa por hora (th)	Tiempo total (tt)	Costo (P)
Soldador A	\$ 1.48	30.5	\$ 45.14
Soldador B	\$ 1.33	30.5	\$ 40.57
Soldador C	\$ 1.20	30.5	\$ 36.60
Pailero A	\$ 1.80	30.5	\$ 54.90
Mecánico C	\$ 1.33	30.5	\$ 40.57
Insulador A	\$ 1.07	30.5	\$ 32.64
Insulador C	\$ 1.48	30.5	\$ 45.14
J' Brigada Soldadura	\$ 1.95	30.5	\$ 59.48
Costo Total Preliminar			\$ 355.04

COSTO TOTAL DE LA AVERÍA:

El costo total de la avería en moneda nacional va a ser:

$$C_{total} (USD) = C_{Scad} + C_{Iceb} + C_{Darr} + C_{mat} + C_{ee}$$

donde:

- C_{Scad} es el costo por sobreconsumo de agua desmineralizada.
- C_{Iceb} es el costo por el incremento del consumo específico bruto del SEN.
- C_{Darr} es el costo por el diesel consumido durante el arranque.
- C_{mat} es el costo de los materiales.

- Cee es el costo al país de la generación de la energía eléctrica insumida por la planta.

$$\mathbf{C_{total} (USD) = 1386.36 + 30116.84 + 6512.22 + 19.40 + 4292.08}$$

$$\mathbf{C_{total} (USD) = 42326.90}$$

Este costo total igual a 42326.90 USD corresponde a un solo tubo, que es el caso analizado

Sin embargo en muchas ocasiones se produce la falla de varios tubos, puesto que por lo general y como mínimo el chorro del salidero de un tubo al impactar sobre la superficie del tubo adyacente termina con la avería de este último.

Gastos equivalentes a un periodo de tiempo

Total de tubos Ponchados (1980-2000) = 111 (Valor promedio) [Unidad # 3 = 109
Unidad # 4 = 113]

El costo unitario de las fallas oscila entre \$ 8465.38 y \$14108.97 USD.

Es decir, en cada unidad, desde el año 1980 hasta el año 2000, las averías ocurridas ascienden económicamente al millón de dólares (entre 939657.18 y 1566095.67 USD).

7 CONCLUSIONES.

El análisis de eficiencia energética de las calderas se convierte en una herramienta vital para toma de decisiones, acerca de los pasos a seguir con el objetivo de mayor aprovechamiento de los recursos energéticos (gas natural, vapor de alta presión).

El método empleado para el estudio de la eficiencia demuestra que básicamente la mala operación de la caldera es la causa fundamental de la mayor parte de las pérdidas como:

- La alta temperatura de los gases de chimenea.
- El exceso de oxígeno en los gases de chimenea producto de un alto exceso de aire.
- Excesivo caudal de purgas.
- Elevadas temperaturas en las paredes por desgaste en el aislamiento.
- El combustible inquemado.
- Operación de la caldera fuera de su rango óptimo de carga.

Entre los cuáles la alta temperatura de los gases de chimenea el exceso de oxígeno en los gases y el combustible inquemados, representan los mayores porcentajes de dichas pérdidas. De igual manera revela que si hay oportunidades

de ahorro, y se pueden lograr mejoras en la combustión de la misma, lo cual se ve reflejado en el aumento de la eficiencia de la caldera.

En referencia a los costos de producción de vapor se evidencio que es un factor sujeto a muchas variables, como:

- El precio del combustible.
- El precio del agua (suministro y tratamiento).
- Operación de la caldera (porcentaje de carga).

Estos factores son los que básicamente determinan su costo y que en el caso del combustible y el agua una vez negociados sus precios, estos no ocasionarían variaciones en los costos de producción, de otro lado el control de los rangos operación de la caldera es crucial, ya que fuera de la zona denominada como optima para la producción, la caldera se vuelve ineficiente y el consumo de combustible no va acorde con la cantidad de vapor producido.

Se evidencio que la mala operación y la falta de ejecución de mantenimiento ya sea predictivo o preventivo acorde a las necesidades, resultan en costos extras por la aparición de averías como:

- Sobreconsumo o gasto de agua desmineralizada
- El incremento del consumo de combustible
- El consumo de energía eléctrica
- El costo de los materiales para la realización de la reparación de la avería.

- Mano de obra utilizada en la reparación

Además de representar pérdidas económicas ya que una vez se presenta la falla se detiene el equipo y por lo tanto la producción.

8. RECOMENDACIONES

En base a los análisis y cálculos hechos a lo largo de nuestro estudio sugerimos reevaluar los conceptos de operación que han venido manejando durante la explotación de las calderas y damos como pautas los siguientes consejos para lograr mejoras en la operación de la caldera y la producción de vapor:

Controlar

- Alta temperatura de los gases de escape.
- Inquemados del combustible.
- Elevado porcentaje de oxígeno en los gases, producto de un alto exceso de aire.
- Elevada temperatura de las paredes.
- Baja calidad del vapor por arrastre de agua.
- Excesivo caudal de purgas o purgas muy continuas.
- Temperatura de entrada de agua de alimentación a la caldera.
- Temperatura del aire de la mezcla para combustión.
- Fugas de vapor.
- Operaciones fluctuantes con demandas muy variables de vapor.

9. BIBLIOGRAFIA

Borman, G.L., Ragland, K.W., "Combustion engineering", McGraw-Hill, 1998.

Márquez, M., "Combustión y quemadores", Marcombo, 1989.

ASME PTC 4.1, Steam Generating Units, The American Society of Mechanical Engineers.

Woodruff, Lammers, and Lammers. *Steam Plant Operation*, 5th Edition, McGraw-Hill 1984

Perry, J., Editor; *Chemical Engineers' Handbook*, 4^{ta} Edición; McGraw-Hill Book Company; 1963

Oil & Gas Journal Special; *Several Technologies Available to Cut Refinery NO_x*; D. Fusselman y D. Lipsher; Noviembre 2, 1992

North American Mfg. Co.; *North American Combustion Handbook*, 2^{da} Edición; Cleveland, Ohio, EE.UU.; 1983

American Petroleum Institute; *API Technical Data Book*, Washington, DC, EE.UU.

Chemical Engineering; *Improving Fuel Efficiency with Statistics*; T. Mort e I. Verhappen; Junio 1991

ANEXO

A1 - Análisis último del gas natural

TABLE 27-8 Analysis of Natural Gas*

	Range†	
	Low	High
Composition, vol %		
Methane	86.3	95.2
Ethane	2.5	8.1
Propane	0.6	2.8
Butanes	0.13	0.66
Pentanes	0	0.44
Hexanes plus	0	0.09
CO ₂	0	1.1
N ₂	0.31	2.47
He	0.01	0.06
Heating value MJ/m ³ (Btu/ft ³)	38.15(1024)	40.72(1093)
Specific gravity Ref.: Air at 288 K (60°F)	0.586	0.641

*Adapted from *Gas Engineers Handbook*, American Gas Association, Industrial Press, New York, 1965.

†Ranges are the high and low values of annual averages reported by 13 utilities (1954 data).

A2 - Análisis Volumétrico Gas Natural

Sustancia	%								
	Guajira	Apiay	Cusiana	Opón	Payoa	Güepajé	Neiva 540	Montañuelo	Cerrito1
Metano	97.76	78.46	76.55	91.86	95.68	96.94	91.78	96.17	93.98
Etano	0.38	14.06	10.86	5.52	4.20	0.55	2.77	0.70	0.63
Propano	0.20	1.96	5.36	1.32	0.12	0.15	2.28	0.24	0.02
i-Butano	0.00	0.48	0.68	0.12	0.00	0.07	0.54	0.05	0.01
n-Butano	0.00	0.45	0.78	0.05	0.00	0.03	0.90	0.00	0.00
i-Pentano	0.00	0.41	0.13	0.00	0.00	0.02	0.45	0.00	0.00
n-Pentano	0.00	0.09	0.08	0.00	0.00	0.01	0.21	0.00	0.00
Hexano	0.00	0.00	0.05	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00
Heptano	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.07	0.20	0.00	0.00
Nitrógeno	1.29	1.69	0.44	0.15	0.00	2.12	0.63	0.42	0.18
Dióxido de Carbono	0.37	2.40	5.07	0.96	0.00	0.03	0.24	2.42	5.18
Agua	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00



Características de los combustibles: sólidos, líquidos y gaseosos



A3 - PCI y PCS de algunos combustibles

Substance	Molecular Symbol	Higher Heating Values, ^a MJ/kg	Lower Heating Values, ^a MJ/kg	Density, ^b kg/m ³ ^b
Carbon (to CO)	C	9.188	9.188	
Carbon (to CO ₂)	C	32.780	32.780	
Carbon Monoxide	CO	10.111	10.111	1.187
Hydrogen	H ₂	142.107	118.680	0.085
Methane	CH ₄	55.533	49.997	0.679
Ethane	C ₂ H ₆	51.923	47.492	1.28
Propane	C ₃ H ₈	50.402	46.373	1.92
Butane	C ₄ H ₁₀	49.593	45.771	2.53
Ethylene	C ₂ H ₄	50.325	47.160	
Propylene	C ₃ H ₆	48.958	45.792	1.78
Acetylene	C ₂ H ₂	50.028	48.309	1.120
Sulfur (to SO ₂)	S	2.957	9.257	
Sulfur (to SO ₃)	S	13.816	13.816	
Hydrogen Sulfide	H ₂ S	16.508	15.205	1.456

A4 - Reacciones de combustión los componentes comunes de los combustibles

Constituent	Molecular Symbol	Combustion Reactions	Stoichiometric Oxygen and Air Requirements			
			kg/kg Fuel ^a		m ³ /m ³ Fuel	
			O ₂	Air	O ₂	Air
Carbon (to CO)	C	$C + 0.5\alpha_2 \rightarrow CO$	1.33	5.75	—	—
Carbon (to CO ₂)	C	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	2.66	11.51	—	—
Carbon Monoxide	CO	$CO + 0.5\alpha_2 \rightarrow CO_2$	0.57	2.47	0.50	2.39
Hydrogen	H ₂	$H_2 + 0.5\alpha_2 \rightarrow H_2O$	7.94	34.28	0.50	2.39
Methane	CH ₄	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	3.99	17.24	2.00	9.57
Ethane	C ₂ H ₆	$C_2H_6 + 3.5O_2 \rightarrow 2CO_2 + 3H_2O$	3.72	16.09	3.50	16.75
Propane	C ₃ H ₈	$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$	3.63	15.68	5.00	23.95
Butane	C ₄ H ₁₀	$C_4H_{10} + 6.5O_2 \rightarrow 4CO_2 + 5H_2O$	3.58	15.47	6.50	31.14
—	C _n H _{2n+2}	$C_nH_{2n+2} + (1.5n+0.5)O_2 \rightarrow nCO_2 + (n+1)H_2O$	—	—	1.5n+0.5	7.18n+2.39
Ethylene	C ₂ H ₄	$C_2H_4 + 3O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$	3.42	14.78	3.00	14.38
Propylene	C ₃ H ₆	$C_3H_6 + 4.5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 3H_2O$	3.42	14.78	4.50	21.53
—	C _n H _{2n}	$C_nH_{2n} + 1.5nO_2 \rightarrow nCO_2 + nH_2O$	3.42	14.78	1.50n	7.18n
Acetylene	C ₂ H ₂	$C_2H_2 + 2.5\alpha_2 \rightarrow 2CO_2 + H_2O$	3.07	13.27	2.50	11.96
—	C _n H _{2m}	$C_nH_{2m} + (n+0.5m)O_2 \rightarrow nCO_2 + mH_2O$	—	—	n+0.5m	4.78n+2.39m
Sulfur (to SO ₂)	S	$S + O_2 \rightarrow SO_2$	1.00	4.31	—	—
Sulfur (to SO ₃)	S	$S + 1.5O_2 \rightarrow SO_3$	1.50	6.47	—	—
Hydrogen Sulfide	H ₂ S	$H_2S + 1.5O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$	1.41	6.08	1.50	7.18

^a Atomic masses: H = 1.008; C = 12.01; O = 16.00; S = 32.06.

A5 - Requerimientos de aire aproximado para la combustión estequiometrica de combustible

Type of Fuel	Air Required for Stoichiometric Combustion		Approx. Precision, %	Exceptions
	kg/kg Fuel	m ³ /Unit Fuel ^a		
Solid	MJ/kg × 0.314	MJ/kg × 0.26	3	Fuels containing more than 30% wat
Liquid	MJ/kg × 0.305	MJ/kg × 0.35	3	Results low for gasoline and kerosene
Gas	MJ/kg × 0.288	kJ/L × 0.24	5	Cases of 11.2 kJ/L less

A6 - Cantidad de Aire teórico requerido para la combustión de algunos combustibles

Type of Fuel	Theoretical Air Required for Combustion
Solid fuels	kg/kg fuel
Anthracite	9.6
Semibituminous	11.2
Bituminous	10.3
Lignite	6.2
Coke	11.2
Liquid fuels	kg/kg fuel
No. 1 fuel oil	12.34
No. 2 fuel oil	12.70
No. 5 fuel oil	13.42
No. 6 fuel oil	13.66
Gaseous fuels	m³/m³ fuel
Natural gas	9.6
Butane	31.1
Propane	24.0

A7 - Propiedades de algunos gases combustibles

TABLE 3.1
Properties of Various Gases

Gas Composition	Molecular Weight	Density (lb/scf)	Ratio of Specific Heat*	LHV** (BTU/scf)	HHV*** (BTU/scf)
Methane (CH ₄)	16.043	0.04238	1.31	909.40	1010.00
Ethane (C ₂ H ₆)	30.070	0.07943	1.19	1618.70	1769.60
Propane (C ₃ H ₈)	44.097	0.11648	1.13	2314.90	2516.10
n-Butane (C ₄ H ₁₀)	58.123	0.15352	1.10	3010.80	3262.30
Pentane (C ₅ H ₁₂)	72.150	0.19057	1.08	3706.90	4008.90
n-Hexane (C ₆ H ₁₄)	86.177	0.22762	1.06	4403.80	4755.90
Cyclopentane (C ₅ H ₁₀)	70.134	0.18525	1.12	3512.10	3763.70
Cyclohexane (C ₆ H ₁₂)	84.161	0.22230	1.09	4179.70	4481.70
Ethylene (C ₂ H ₄)	28.054	0.07410	1.25	1498.50	1599.80
Propene (C ₃ H ₆)	42.081	0.11115	1.15	2181.80	2332.70
Butene (C ₄ H ₈)	56.108	0.14820	1.11	2878.70	3079.90
Pentene (C ₅ H ₁₀)	70.134	0.18525	1.08	3575.00	3826.50
Butadiene (C ₄ H ₆)	54.092	0.14288	1.12	2789.00	2939.90
Carbon Dioxide (CO ₂)	44.010	0.11625	1.29	0.00	0.00
Water (H ₂ O)	18.015	0.04758	1.33	0.00	0.00
Oxygen (O ₂)	31.999	0.08452	1.40	0.00	0.00
Nitrogen (N ₂)	28.013	0.07399	1.40	0.00	0.00
Sulfur Dioxide (SO ₂)	64.060	0.16920	1.27	0.00	0.00
Hydrogen Sulfide (H ₂ S)	34.080	0.09002	1.32	586.80	637.10
Carbon Monoxide (CO)	28.010	0.07398	1.40	320.50	320.50
Ammonia (NH ₃)	17.031	0.04498	1.31	359.00	434.40
Hydrogen (H ₂)	2.016	0.00532	1.41	273.80	324.20
Argon (Ar)	39.944	0.10551	1.67	0.00	0.00
Acetylene (C ₂ H ₂)	26.038	0.06878	1.24	1423.20	1473.50
Benzene (C ₆ H ₆)	78.144	0.20633	1.12	3590.90	3741.80

*At 59°F (standard temperature)

**LHV (Lower Heating Value) at 59°F and 14.696 psia

***HHV (Higher Heating Value) at 59°F and 14.696 psia

A8 - Propiedades típicas del Fuel

Table 1. Typical fuel properties

Fuel	Typical sales unit	Example price (\$/sales unit)	Energy content (Btu/sales unit)	Energy content (Btu/lb _m)	Unit price (\$/10 ⁶ Btu)	Fuel "density" (lb _m /sales unit)
Natural gas	10 ³ standard ft ³	7.00	987,124	23,000	7.09	42.92
No. 1 fuel oil	Gallon	1.18	134,510	19,810	8.77	6.79
No. 2 fuel oil	Gallon	1.00	139,874	19,400	7.15	7.21
No. 4 fuel oil	Gallon	0.76	146,731	18,860	5.18	7.78
No. 5 fuel oil	Gallon	0.60	146,891	18,760	4.08	7.83
No. 6 fuel oil	Gallon	0.51	145,485	18,300	3.51	7.95
Coal	Ton	50.00	27,000,000	13,500	1.85	2,000.00

A9 - Límites químicos del agua de calderas

Table 5. Boiler water chemical limits

Parameters	Boiler pressure (psig)					
	150	300	600	900	1,200	1,500
	Chemical concentration (mg/L)					
TDS (maximum)	4,000	3,500	3,000	2,000	500	300
Phosphate (as PO ₄)	30–60	30–60	20–40	15–20	10–15	5–10
Hydroxide (as CaCO ₃)	300–400	250–300	150–200	120–150	100–120	80–100
Sulfite	30–60	30–40	20–30	15–20	10–15	5–10
Silica (as SiO ₂)	100	50	30	10	5	3
Total iron (as Fe)	10	5	3	2	2	1
Organics	70–100	70–100	70–100	50–70	50–70	50–70

A10 - Viscosidad de los gases comunes

Table 1.2 Viscosities of Common Gases

Gas	Viscosity (cP)
Methane	0.0107
Ethane	0.0089
Propane	0.0075
i-Butane	0.0071
n-Butane	0.0073
i-Pentane	0.0066
n-Pentane	0.0066
Hexane	0.0063
Heptane	0.0059
Octane	0.0050
Nonane	0.0048
Decane	0.0045
Ethylene	0.0098
Carbon Monoxide	0.0184
Carbon Dioxide	0.0147
Hydrogen Sulphide	0.0122
Air	0.0178
Nitrogen	0.0173
Helium	0.0193