

P. S. J. 1911.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

Comportamiento de un Generador de Vapor al
Utilizar como Combustible Carbón con
Diferentes Contenidos de Ceniza

T E S I S
QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA
P R E S E N T A N
ALBERTO ALVAREZ BARAJAS
GUILLERMO ADRIAN MELENDEZ VARGAS
RAMON SANDOVAL PEÑA

**TESIS DONADA POR
D. G. B. - UNAM**

MEXICO. D. F.

1980



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

I N D I C E

Página

1.-	INTRODUCCION	1
2.-	GENERALIDADES DE LA PLANTA TERMO- ELECTRICA DE RIO ESCONDIDO	6
2.1.-	DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA TERMO- ELECTRICA,	6
3.-	DESCRIPCION DEL GENERADOR DE VAPOR	12
3.1.-	HOGAR	12
3.2.-	DOMO DE VAPOR	13
3.3.-	SOBRECALENTADOR	13
3.3.1.-	SOBRECALENTADOR SECUNDARIO	14
3.3.1.1.-	BANCO DE TUPOS DE TEMPERATURA INTERMEDIA	14
3.3.1.2.-	BANCO DE TUBOS DE ALTA TEMPERATURA	14
3.3.2.-	SOBRECALENTADOR PRIMARIO	15
3.4.-	RECALENTADOR	15
3.4.1 -	RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA	16
3.4.2.-	RECALENTADOR DE BAJA TEMPERATURA	16
3.5 -	ECONOMIZADOR	17

3.6.-	CALENTADOR DE AIRE REGENERATIVO	17
3.7.-	ATEMPERADORES	18
3.8.-	SOPLADORES DE HOLLIN	18
3.9.-	QUEMADORES	19
4.-	SECUENCIA DE CALCULO PARA EL ANALISIS DEL GENERADOR DE VAPOR	21
4.1.-	ANALISIS DE LA COMBUSTION	21
4.1.1.-	GENERALIDADES	22
4.1.2.-	EXCESO DE AIRE	22
4.1.3.-	AIRE PARA LA COMBUSTION	23
4.1.4.-	ANALISIS FISICO DEL CARBON	24
4.1.5.-	QUIMICA DE LA COMBUSTION	25
4.1.6.-	AIRE TEORICO	27
4.1.7.-	PRODUCTOS DE LA COMBUSTION	28
4.1.8.-	FLUJOS	31
4.1.9.-	TEMPERATURA DE LA MEZCLA AIRE COMBUSTIBLE	34
4.1.10.-	TEMPERATURA TEORICA DE LA FLAMA Y LOS GASES PRODUCTO DE LA COMBUSTION	38
4.1.11.-	CALCULO DE LA COMBUSTION PARA UN CARBON CON 37% DE CENIZA.	46

4.1.11.1.-	CALCULOS DE LOS FLUJOS REFERIDOS A LA SECCION 4.1.8	49
4.1.11.2.-	CALCULO DE LA TEMPERATURA DE LA MEZCLA AIRE COMBUSTIBLE REFERIDO A LA SECCION 4.1.9	50
4.1.11.3.-	CALCULO DE LA TEMPERATURA TEORICA DE LA FLAMA Y LOS PRODUCTOS DE LA COMBUSTION, REFERIDO A LA SECCION 4.1.10	52
4.1.12.-	PROGRAMA	59
4.2.-	SECUENCIA DE CALCULO PARA LA EVALUACION DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL GENERADOR DE VAPOR DEL LADO DE GASES	76
4.2.1.-	CONSIDERACIONES PARA EL HOGAR	76
4.2.1.1.-	ZONA DE LA FLAMA	77
4.2.1.2.-	ZONA DE RADIACION	92
4.2.2.-	ANALISIS DEL SOBREALENTADOR SECUNDARIO	97
4.2.3.-	ANALISIS DEL RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA	101
4.2.4.-	ANALISIS DE LA CAVIDAD	101
4.2.5.-	ANALISIS DEL SOBREALENTADOR Y RECALENTADOR PRIMARIO	103
4.2.6.-	ANALISIS DEL ECONOMIZADOR	104
4.2.7.-	PROGRAMA	108
4.2.8.-	CALCULO PARA UN CONTENIDO DE 37% DE CENTZA EN EL COMBUSTIBLE	131

4.3.-	SELECCION DE VENTILADORES	178
4.3.1.-	VENTILADORES DE TIRO FORZADO	181
4.3.2.-	VENTILADORES DE TIRO INDUCIDO	183
4.4.-	SECUENCIA DE CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR REQUERIDA EN EL CALENTADOR DE AIRE REGENERATIVO	187
4.4.1.-	CALCULOS PARA LAS ALTERNATIVAS	190
5.-	TABLAS DE RESULTADOS	195
6.-	ANALISIS ECONOMICO	204
6.1.-	COSTOS DEL GENERADOR DE VAPOR AL UTILIZAR CARBON CON DIFERENTES CONTENIDOS DE CENIZA.	204
6.1.1.-	VIDA UTIL DEL SISTEMA	204
6.1.2.-	FACTOR DE UTILIZACION DE LA PLANTA	204
6.2.-	COSTO DE INVERSION INICIAL	205
6.2.1.-	COSTO DE LOS EQUIPOS	205
6.3.-	COSTO DE CARGA POR POTENCIA INSTALADA	206
6.4.-	CARGOS FIJOS	207
6.4.1.-	TASA DE CARGOS FIJOS	207
6.4.2.-	FACTOR DE VALOR PRESENTE	207
6.5.-	COSTO DE OPERACION Y MANTENIMIENTO	208

6.5.1.-	COSTOS DE OPERACION	208
6.5.1.1.-	COSTO POR CONSUMO DE COMBUSTIBLE	208
6.5.1.2.-	COSTO POR CONSUMO DE ENERGIA	209
6.5.2.-	COSTOS DE MANTENIMIENTO	210
6.7.-	RESUMEN DEL ANALISIS ECONOMICO POR UNIDAD DE LA TERMO-ELECTRICA DE RIO ESCONDIDO	212
6.8.-	TABLA DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA TERMO-ELECTRICA DE RIO ESCONDIDO	213
6.9.-	RESUMEN DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA TERMoeLECTRICA DE RIO ESCONDIDO	217
7.-	CONCLUSIONES	218

BIBLIOGRAFIA

1.- INTRODUCCION:

En el plan de expansión del sector eléctrico al año 2000, la Gerencia General de Estudios e Ingeniería Preliminar (GOEIP) de la C.F.E. estima que la demanda máxima eléctrica nacional en ese año será próxima a 72 GW. Se estableció la necesidad de desarrollar el uso de energéticos alternativos a los hidrocarburos, con objeto de satisfacer el máximo de las demandas futuras de energía eléctrica, se previó la conveniencia de que la potencia instalada al fin del presente siglo, a base de carbón mineral no coquizable, fuese de 8400 MW, o sea el 12% de la potencia nacional instalada.

La energía producida en Río Escondido por un lado, satisfará una parte importante de la demanda de energía eléctrica en el país y por otro, permitirá la familiarización con plantas de este tipo, tanto en diseño y construcción como en operación.

Río Escondido se caracteriza por la necesidad de equipos adicionales ó diversos a los de una planta convencional, como son los siguientes; precipitadores electrostáticos, sistema de manejo de cenizas de fondo y volantes, sistema de manejo de carbón; este último aunque equivale al manejo de combustible de una planta convencional, es de características muy diferentes y bastante complejo.

Para el enfriamiento de agua de circulación, se emplea

un estanque de 300 Ha en lugar de torres de enfriamiento convencionales. El combustible para la Planta Termoeléctrica Río Escondido, proviene del noreste del yacimiento de carbón mineral no coquizable, conocido como Fuentes Río Escondido, aproximadamente paralelo al río Bravo, desde pocos kilómetros al norte de Piedras Negras, Coahuila, hasta las proximidades de Nuevo Laredo.

La C.F.E. efectuó una campaña de exploración, que demostró la existencia de 172 millones de toneladas de reservas probadas explotables, de carbón "in situ", el cual fué clasificado como sub-bituminoso, de flama larga y no coquizable; su poder calorífico promedio es de 18,278.88 Kj/Kg. y su contenido de cenizas de 37%.

Las estimaciones hasta ahora realizadas indican que el consumo anual de carbón, una vez que estén en operación las 4 unidades de 300 MW tendrá un máximo de 4.5 millones de toneladas, equivalentes al 75% de la producción nacional de carbón en 1978. Lo anterior dá una idea del esfuerzo que se requiere para incrementar en corto plazo el volúmen de la producción nacional, ya que para octubre de 1983 estarán en operación las cuatro unidades.

Las exploraciones geológicas que realiza la OGEIP de la C.F.E. continúan, a fines de 1979, las reservas adicionales

les probadas eran del orden de 140 millones de toneladas de carbón "in situ", las cuales están destinadas para abastecer otras plantas similares a Río Escondido, que de acuerdo con el programa de obras e inversiones del Sector Eléctrico, la primera de ellas deberá iniciar su generación en 1985 y se ha denominado Carbón II.

El ritmo de crecimiento de los precios del petróleo, aunado al crecimiento de la demanda de energía eléctrica, ha obligado a la mayoría de los países con recursos carboníferos a examinar las posibilidades actuales y futuras de la sustitución gradual del petróleo en otras fuentes de generación de energía.

Los análisis técnico-económicos realizados favorecen esa sustitución, a pesar de los costos que implica la instalación de equipos especiales anticontaminantes, requeridos en la generación de energía eléctrica a base de carbón.

En el caso de México, se considera que a pesar de que los recursos petroleros son relativamente abundantes, la utilización de carbón del tipo descubierto en el yacimiento de "Fuentes - Río Escondido", ofrece la posibilidad de diversificar el uso de los energéticos primarios al mismo tiempo que permite liberar productos petroleros, cuyo uso

más adecuado se encuentre en la petroquímica y para los que existe una demanda efectiva en el mercado internacional. Por otro lado, el carbón mineral del mencionado yacimiento tiene pocas alternativas de uso diferente a la ya definida; dada su baja calidad, difícilmente podría destinarse a otros usos y menos aún exportarse.

En la reunión sobre la diversificación de energéticos para producir electricidad, realizada en MexicoLI en abril de 1979, se previó la construcción de un mínimo de 5 plantas similares a Río Escondido, en lo que resta del siglo. Como primer paso, con base en las reservas adicionales recién detectadas por la GGEIP, el directorio de la O.F.E. ordenó la adquisición de los terrenos para la construcción de la Planta Termoeléctrica Carbón II.

Se estimó que el contenido promedio de cenizas en el carbón mineral a bocamina será 37%, lo que implica una producción diaria de 4,500 toneladas, de las cuales aproximadamente el 75% es del tipo volátil y el 25% restante de fondo.

Esta ceniza que entra al generador junto con el combustible, además de dificultar la combustión y la transferencia de calor, debe ser colectada en precipitadores electrostáticos y tolvas para evitar que sea tirada a la atmósfera

junto con los gases producto de la combustión,

Esto último involucra que al tener menor cantidad de ceniza en el combustible, la capacidad de los equipos y sistema de manejo de ésta serán menores, de la misma forma el generador se verá afectado, siendo el objetivo del presente estudio, determinar la magnitud de las variaciones que se tengan en el generador de vapor con el fin de obtener un incremento en la eficiencia de la planta para cierto porcentaje de cenizas en el combustible.

Si bien es cierto que habrá reducciones en las capacidades de los equipos y en el generador, también lo es que el costo del carbón al tener menor cantidad de ceniza y más alto poder calorífico será mayor, teniéndose que hacer un estudio para determinar el contenido de cenizas económicamente óptimo.

2.- GENERALIDADES DE LA PLANTA TERMOELECTRICA DE RIO ESCONDIDO.-

La planta termoeléctrica de Río Escondido se encuentra localizada 31 km al suroeste de la ciudad de Piedras Negras, Coahuila, inmediata a la carretera federal No. 57 México-Piedras Negras. Sus coordenadas geográficas son:

latitud 28°28'N

longitud 100°41' W

El sitio es atravesado por la línea truncoal del ferrocarril Monterrey-Monclova-Piedras Negras y el aeropuerto local más cercano se encuentra a 26 km de la planta.

Las condiciones ambientales del lugar son:

- Altitud de la planta sobre el nivel del mar	300 m
- Presión barométrica	733 mm Hg
- Temperatura máxima promedio en verano	45°
- Temperatura mínima promedio en invierno	- 14°C
- Temperatura promedio de bulbo seco	29.4°C
- Temperatura promedio de bulbo húmedo	17.8°C
- Temperatura de agua de enfriamiento	40.6°C
- Temperatura promedio anual	22.5°C
- Humedad relativa promedio	66%
- Coeficiente sísmico	0.1g

2.1 DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA TERMOELECTRICA.-

La termoeléctrica de Río Escondido estará formada por 4

~~unidades de 300 MW cada una, actualmente se tienen en~~
construcción las unidades 1 y 2. El generador de vapor es Babcock and Wilcox Hitachi del tipo radiante, de circulación natural, diseñada para quemar carbón pulverizado.

El Turbo-generador es Mitsubishi, con una capacidad total de 315 MW.

El carbón será proporcionado de las minas adyacentes, por Minera Carbonífera de Río Escondido (MICARE), mediante dos transportadores de banda, con una capacidad de 800 Ton/hr. cada uno, los que formarán una pila de recibo de 25,000 ton. De ahí, el carbón se conducirá para formar dos pilas activas de 22,500 Ton. cada una, por medio de dos transportadores de banda con una capacidad de 2,000 Ton/hr cada una. En el trayecto el carbón pasa por básculas pesadoras con registro digital; los transportadores están equipados con canalones telescópicos, que suben ó bajan automáticamente para mantener una proximidad con la superficie de la pila y así minimizar la producción de polvo. Los transportadores también tienen un sistema de supresión de polvo a base de rociadores de agua.

Además, se cuenta con dos pilas muertas de 450,000 Ton. cada una, localizadas al norte y sur de las pilas activas, y con un equipo móvil para almacenar y recuperar

el carbón de ellas.

En las pilas activas se dispone de carbón para día y medio de operación en cada una y en las pilas sueltas para 30 días también en cada pila, teniéndose en ambos casos las cuatro unidades a plena carga y quemando carbón con 37 por ciento de ceniza.

De las pilas activas el carbón es llevado al edificio de trituración mediante dos transportadores de banda con una capacidad de 1,000 Ton./hr cada uno. La capacidad de las trituradoras es de 750 Ton./hr. cada una y trituran el carbón a 19 x 0 mm. Posteriormente es alimentado a los dos transportadores de banda con una capacidad de 500 Ton/Hr cada uno, que lo llevan a las tolvas de distribución que alimentan a las unidades. Los transportadores tienen un detector de metales para sacar de operación el sistema correspondiente con presencia de metales en la banda.

Para extraer el carbón de las tolvas se dispone de dos alimentadores localizados en la parte inferior de cada tolva y dos transportadores de banda de 500 Ton/hr. cada dos unidades. Así el carbón es llevado a las tolvas de distribución a silos. El carbón se acarrea de éstas tolvas por medio de transportadores tipo cascada, con una capacidad de 500 Ton/hr. cada una, que normalmente

dirigen el carbón al silo más cercano de la tolva de distribución a unidades.

Los silos están equipados con compuertas motorizadas operadas a control remoto, las que permiten que el operario pueda desviar el carbón al siguiente silo, en caso de que un silo se encuentre fuera de operación, o que se necesite alimentar preferentemente a otro.

De los silos el carbón es llevado mediante alimentadores por medio de aire precalentado.

Cada unidad cuenta con cinco silos y cinco pulverizadores, teniéndose en operación únicamente cuatro y uno de reserva. Este sistema de manejo de carbón está diseñado para recibir 1,400 Ton/hr., y tomando en cuenta que la mina operará dos turnos por día y 24 días al mes, se tendrá una disponibilidad de carbón de 537,600 ton/mes

El carbón entra a los pulverizadores (del tipo 10E) a través de una tubería de alimentación, y es llevado a los elementos de molienda mediante una acción centrífuga. Después, al mezclarse, con una corriente de aire, el carbón pulverizado entra a un clasificador rotativo donde sólo pasan las partículas finas mientras que las gruesas son regresadas a la molienda.

Un balero del tipo de balines es lo que constituye los elementos de molienda, donde éstos se encuentran entre dos anillos, uno superior y el otro constituido por el pulverizador, los dos anillos ejercen una presión sobre los balines, la cuál se logra por medio de un sistema neumático.

El generador de vapor es de tiro balanceado, tiene 5 niveles de quemadores, tres niveles en la pared frontal y dos en la pared trasera, con un total de veinticinco quemadores.

El precipitador electrostático frío está diseñado para captar el 99 por ciento de partículas sólidas en los gases y manejar un flujo máximo de gases de 29,972 m³/min.

La descarga de los gases al medio ambiente se realizará por medio de una chimenea de concreto reforzado, revestido interiormente con tabique refractario, la cual tendrá una altura de 120 m.

El agua para condensación del vapor de escape de las unidades, se enfriará en un estanque construido sobre una superficie de 300 hectáreas, con una capacidad total de 18,000,000 m³, con un tirante medio de 6 m y un gasto de agua de circulación de 48 m³/s.

El agua para el estanque de enfriamiento se tomará del Río Bravo y se transportará por medio de un acueducto de 30 km de longitud, de concreto preesforzado con un diámetro interior de 1.5 m, y manejará un gasto máximo de $2.5 \text{ m}^3/\text{s}$ mediante tres estaciones de bombeo. El estanque hará posible, en casos extremos, operar la planta durante varios meses sin agregar agua de repuesto.

La ceniza volátil, que proviene del precipitador y de los calentadores de aire regenerativos, se manejará neumáticamente para llevarla a un silo de almacenamiento, la ceniza de fondo, proveniente del hogar del generador, del economizador y de los rechazos de los pulverizadores, será enviada en forma de lodo a un silo donde se le quitará el agua. La ceniza de fondo y la volátil, se transportará al depósito de ceniza que se encuentra junto al estanque de enfriamiento, por medio de camiones.

3.- DESCRIPCION DEL GENERADOR DE VAPOR.-

El generador de vapor, produce 980,000 Kg/hr de vapor sobre calentado a una presión de 176.5 Kg/cm² y 540.5 °C y 871,290 Kg/hr de vapor recalentado a una presión de 41 Kg/cm² y 540.5 °C.

3.1 HOGAR.-

Esta constituido por un conjunto de tubos verticales que conducen la mezcla agua-vapor, soldados tangencialmente, formando cuatro paredes que a su vez forman el espacio donde se lleva a cabo la combustión.

Las demenciones del hogar son:

- Volúmen	5,715	m ³
- Area	3,415	m ²
- Diámetro de los tubos	0.0635	m
- Ancho	11	m
- Profundidad	14.5	m
- Altura	41.55	m

La altura del hogar se mide desde el nivel 9.75 m a el nivel 51.3 m.

El agua que circula por los tubos en el hogar, realiza el siguiente ciclo: El agua de alimentación proveniente del economizador, se introduce a la parte inferior del domo,

debido a la diferencia de densidades entre el agua saturada y el vapor se forma la circulación del agua dentro de las paredes. El agua baja del domo por medio de tres tubos de 0.762 m de diámetro, a los cuales se interconectan tubos de un diámetro de 0.1652 m, que a su vez se conectan a los cabezales inferiores cuyo diámetro es de 0.2418 m. En la parte superior del hogar, los tubos que conducen la mezcla agua-vapor se interconectan a cabezales y de éstos por medio de tubos al domo. Los cabezales y tubos en ésta zona tienen el mismo diámetro que en la parte inferior.

3.2 DOMO DE VAPOR.

El centro del domo se encuentra a una elevación de 54.9 m, su longitud es de 18.1 m, el diámetro interior de 1.676 m, un espesor de 0.165 m y una capacidad aproximada de 42.4 m³. Está equipado a toda su longitud con separadores de humedad, constituidos por un separador ciclónico y otro de placas corrugadas, los que tienen como función eliminar el paso de agua al sobrecalentador.

3.3 SOBRECALENTADOR.

Está dividido en dos partes, una localizada en la zona de convección y la otra en la zona de radiación. En la zona de convección se encuentra el sobrecalentador primario o de baja temperatura y en la de radiación el sobrecalentador secundario o de alta temperatura.

- Diámetro de los tubos 0.0508 m
- Número de tubos: a lo ancho 24
- a lo profundo 32

Respecto al flujo de gases, se tiene un espaciamiento centro a centro.

- perpendicular 0.4572 m
- paralelo 0.0635 m

3.3.2 SOBRECALENTADOR PRIMARIO.-

Está formado por un banco de tubos en línea, constituye el cuarto paso del flujo de gases y se localiza en la parte superior del economizador.

Sus características son:

- Diámetro de los tubos 0.057 m
- Número de tubos: a lo ancho 60
- a lo profundo 126

Respecto al flujo de gases, se tiene un espaciamiento centro a centro.

- perpendicular 0.1143 m
- paralelo 0.076 m

3.4 RECALENTADOR.-

Está formado por un par de bancos de tubos, los cuales se localizan uno en la zona de radiación que constituye el recalente-

táticos.

Sus principales características son:

- Diámetro de la carcasa exterior (por donde circula el aire secundario)	9.5	m
- Diámetro de la carcasa interior (por donde circula el aire primario)	4.84	m
- Diámetro de los ductos de aire secundario	3.6	m
- Diámetro de los ductos de aire primario	1.8	m
- Diámetro de los ductos de gases	8.0	m
- Altura del estator	2.2	m
- Espesor de las laminillas que forman el estator		
- Laminillas calientes e intermedias	0.000635	m
- Laminillas frías	0.00127	m

3.7 ATEMPERADORES.-

Son del tipo de esprea simple, de atomización mecánica presurizada, el generador de vapor cuenta con cuatro localizados dos de ellos en la línea de vapor sobrecalentado, entre el sobrecalentador primario y el secundario y los otros dos en la del vapor recalentado en la entrada del recalentador de baja temperatura.

3.8 SOPLADORES DE HOLLÍN.-

El equipo de soplado de hollín se controla por medio de un sistema de control, de secuencia automática y es manipulado desde un tablero localizado en el cuarto de control. Cada

soplador puede ser seleccionado independientemente para operar dentro de una secuencia. También pueden ser operados localmente en forma manual. Para controlar la correcta operación de los sopladores de hollín, se cuenta en el tablero de control con una luz que indica cuando se encuentran en operación y cuando se completa el ciclo de soplado. Son fabricados por Babcock & Wilcox Hitachi, en total son setenta y ocho distribuidos en el generador de vapor de la siguiente forma:

<u>LUGAR</u>	<u>CANTIDAD</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>TIPO</u>
Hogar	36	S25C	Semi-retráctil
Sobrecalentador	20	S25C	Retráctil
Recalentador	12	S25C	Retráctil
Economizador	6	S25C	Retráctil
En cada precalentador de aire (2)	2	S25C	Retráctil de cabeza rotatoria.

La cantidad de aire requerido para la operación de los sopladores de hollín es 13,700 Kg/hr a una presión manométrica de 13 Kg/cm².

3.9 QUEMADORES.-

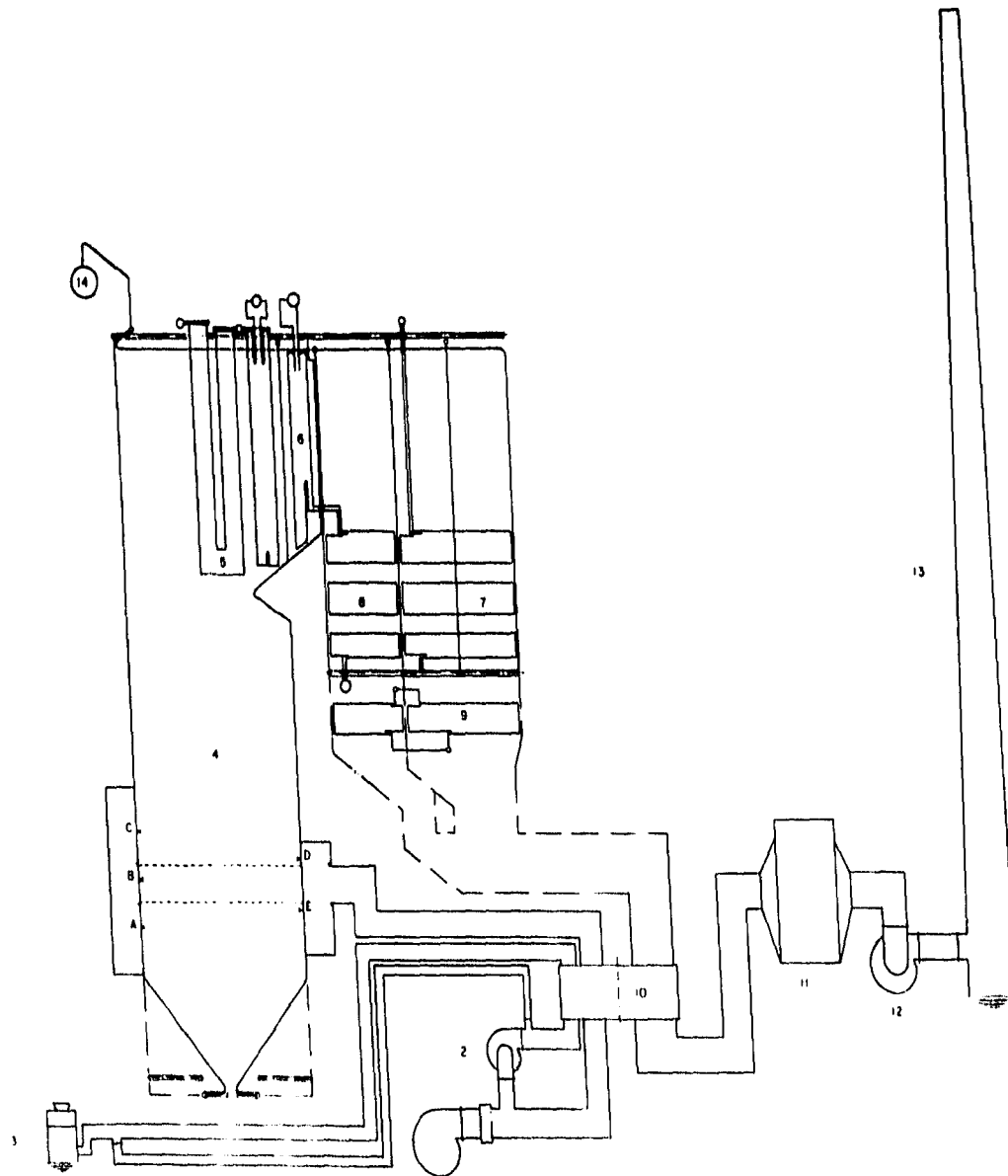
La caldera tiene veinticinco quemadores fabricados por B & W, son del tipo de registro de aire circular, se encuentran localizados en cinco niveles A, B, C, D y E siendo A el inferior, tres niveles se encuentran en la pared frontal y dos

en la trasera, teniendo cada uno cinco quemadores alojados en cajas de aire.

La cantidad de aire requerido por los quemadores es regulada por medio de un ventilador de tiro forzado.

Cada quemador cuenta con un encendedor eléctrico y un piloto de gas para el quemador de combustóleo que inicia la combustión del carbón, operando sólo durante el arranque de cada quemador.

Los pilotos pueden ser controlados desde el tablero de encendido en el tablero de control de la caldera o manualmente en la caja de control local del piloto. Cada caja contiene una unidad de control que detecta la flama en el piloto, una válvula motorizada para la alimentación del combustóleo al piloto, un sistema de encendido y luces indicadoras. En caso de que exista falla de flama en algún piloto, se encenderá la luz correspondiente al mismo y sonará una alarma común.



NOMENCLATURA

- 1 . VENTILADOR DE TIRO FORZADO.
 - 2 . VENTILADOR DE TIRO PRIMARIO.
 - 3 . PULVERIZADOR.
 - 4 . HOGAR.
 - 5 . SOBRECALENTADOR SECUNDARIO.
 - 6 . RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA.
 - 7 . SOBRECALENTADOR PRIMARIO.
 - 8 . RECALENTADOR DE BAJA TEMPERATURA.
 - 9 . ECONOMIZADOR.
 - 10 . CALENTADOR DE AIRE REGENERATIVO.
 - 11 . PRECIPITADOR ELECTROSTATICO.
 - 12 . VENTILADOR DE TIRO INDUCIDO.
 - 13 . CHIMENEA.
 - 14 . DOMO DE VAPOR.
- A . § NIVEL DE QUEMADORES
 B . § NIVEL DE QUEMADORES
 C . § NIVEL DE QUEMADORES
 D . § NIVEL DE QUEMADORES.
 E . § NIVEL DE QUEMADORES

UNAM FACULTAD DE INGENIERIA
 tesis profesional

ARREGLO GENERAL DEL GENERADOR DE VAPOR

E L A B O R O	ACT. SIN
ALBERTO ALVAREZ BARAJAS	ESC. SIN
GUILLENMO A HELENDEZ VARGAS	AGOSTO 80
RAMON SANDOVAL PEÑA	

4. - SECUENCIA DE CALCULO PARA EL ANALISIS DEL GENERADOR DE VAPOR. -

4.1 ANALISIS DE LA COMBUSTION. -

4.1.1 GENERALIDADES. -

Se dispone de la información que proporciona la compañía Minera Carbonífera de Río Escondido (MICARE), sobre los análisis que realiza en las muestras de carbón que extrae, con el fin de conocer su composición elemental expresada en porcentaje volumétrico ó másico.

Entre dos muestras de diferentes barrenos, existe una gran discrepancia en contenido de ceniza, materia volátil, humedad y carbón fijo, no obstante debe tomarse una media de esos valores con el propósito de evaluar los parámetros de diseño del generador de vapor, aproximadamente a lo que se tendrá en la realidad, pues como es sabido, existen infinidad de factores que afectan los parámetros mencionados, siendo en ocasiones, imposible evaluarlos teóricamente, teniendo que recurrirse a la investigación y a la práctica.

Conociendo el análisis del carbón y su poder calorífico, se puede determinar la cantidad de oxígeno que se requiere para oxidar al combustible, obteniendo la relación estequiométrica aire-combustible.

~~Esta relación teórica, tiene que ser aumentada debido~~ a la baja probabilidad de combinación entre los átomos de oxígeno y combustible para lograr su completa oxidación, evitando la formación de monóxido de carbono, lo que indicaría que además de estar expulsando, en los gases de la combustión, combustible sin quemar, se está contaminando la atmósfera con ese gas que es sumamente venenoso.

4.1.2 EXCESO DE AIRE.-

Para lograr la completa oxidación del combustible, es necesario suministrar aire en exceso, teniendo que ser el mínimo posible, porque si bien ayuda para completar la combustión, una cantidad mayor disminuye la eficiencia del generador y baja la temperatura de la flama por estarse calentando y absorbiendo energía que mejor podría utilizarse para generar vapor.

La determinación de la cantidad óptima de exceso para oxidar completamente un combustible, se hace experimentalmente y así es como los fabricantes de calderas recomiendan que para quemar carbón pulverizado, el exceso sea de 15 a 20% dependiendo de la composición y propiedades del combustible cuando se quema, del método de combustión, del arreglo y proporción del horno y de la turbulencia de la mezcla de combustión y gases volátiles.

4.1.3 AIRE PARA LA COMBUSTION.

Puesto que para la combustión se necesita oxígeno y éste se tomará del aire, es conveniente conocer su composición, siendo ésta la siguiente:

<u>AIRE</u>	<u>% VOLUMEN</u>	<u>% MASA</u>
O ₂	20.99	23.15
N ₂	78.03	76.85
Gases Inertes	0.98	-----

Los gases inertes constituyen una fracción muy pequeña, por lo que en los cálculos de combustión se consideran como parte del nitrógeno que también es inerte, tomándose la composición del aire como 21% de oxígeno y 79 % de nitrógeno, lo que basado en la ley de Avogadro, da una relación molar en el aire de:

$$\frac{\text{No. de moles de N}_2}{\text{No. de moles de O}_2} = \frac{79}{21} = 3.76,$$

conteniendo 1.3% de humedad con un peso molecular de 29.

Conociendo lo anterior, puede ahora determinarse la cantidad de aire teórico que se necesita para quemar un combustible.

4.1.4 ANÁLISIS FÍSICO DEL CARBÓN:-

Humedad	- %
Materia Volátil	- %
Ceniza	- %
Carbón fijo	- %

Dentro de los análisis que se hacen a un combustible está la determinación de los porcentajes anteriores de los cuales el que interesa es el carbón fijo.

Otro análisis que se hace es el químico ó elemental en el que se determinan los siguientes componentes:

C	- % C
H ₂	- % H ₂
N ₂	- % N ₂
S	- % S
O ₂	- % O ₂
H ₂ O	- % H ₂ O
Ceniza	- % Ceniza

De los elementos constituyentes de los combustibles únicamente el carbono, el hidrógeno y el azufre son oxidables, siendo los que liberan energía calorífica, los demás elementos permanecen inertes a la combustión absorbiendo calor.

4.1.5 QUÍMICA DE LA COMBUSTIÓN

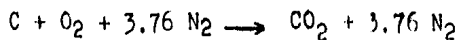
Apoyados en la ley de Avogadro: "Para volúmenes iguales de gases diferentes a la misma presión y temperatura, contienen el mismo número de moléculas", por lo que al conocer el análisis volumétrico, se conoce el molar.

De acuerdo con los fundamentos de la química, la unión de carbono y oxígeno se expresa de la forma siguiente:



Las expresiones anteriores indican que un peso molecular de carbono se combina con uno de oxígeno para producir uno de anhídrido carbónico.

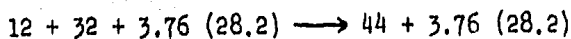
Como se mencionó anteriormente, el oxígeno se tomará del aire el cual tiene una relación molar de 3.76 moles de N_2 por uno de O_2 , por lo tanto la ecuación de combustión del carbono queda como sigue:



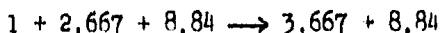
Expresando la ec. en moles:



en función de sus pesos moleculares, se tiene:

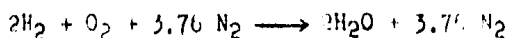


NOTA: El peso molecular del N_2 se tomó 28.2 en lugar de 28 a fin de corregirlo por la cantidad de gases inertes del aire.

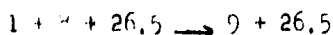
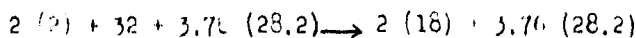


La ecuación anterior expresa que para oxidar 1 Kg. de C se necesitan 2.667 Kg. de O_2 y 8.84 Kg. de N_2 , en otras palabras 11.5 Kg. de aire y de productos se obtienen 3.667 Kg. de CO_2 y 8.84 Kg. de N_2 a cierta temperatura de combustión.

De una forma análoga se oxida el hidrógeno; en moles:



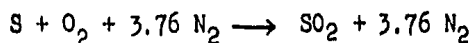
en peso:



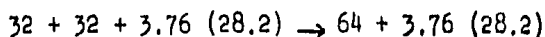
Para oxidar 1 Kg. de H_2 , se requieren 8 de O_2 y 26.5 de N_2 , o sea, 34.5 Kg. de aire, obteniéndose 9 Kg. de

vapor de agua y 26.5 de N_2 a la temperatura de combustión.

Para el azufre se tiene en moles:



en peso:



Por lo tanto, para oxidar 1 Kg. de S se requiere 1 Kg. de O_2 y 3.31 de N_2 o sea 4.31 Kg. de aire de lo que se obtiene 2 Kg. de SO_2 y 3.31 de N_2 .

4.1.6 AIRE TEORICO.-

Habiendo analizado la combustión de los 3 elementos encontrados en los combustibles, el aire teóricamente requerido para la oxidación completa de 1 Kg. de éste, es:

$$A.T = 11.5 C + 34.5 (H_2 - O_2/8) + 4.31 S \text{ Kg. de aire/combustible}$$

donde C, H_2 , O_2 y S son la fracción en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno y azufre respectivamente y el término $O_2/8$ es una corrección, por el hidrógeno ya combinado con el O_2 en el combustible en forma de vapor de agua.

Este aire teórico no considera una reducción que se puede hacer si el combustible contiene algún porcentaje de oxígeno libre, ya que si se calculó estequiométricamente la cantidad de aire, este oxígeno libre en el combustible también ayuda a la combustión. Ahora es cuando para la combustión real debe tomarse un exceso de aire teniendo en cuenta los factores mencionados en la sección 4.1.2.

4.1.7 PRODUCTOS DE LA COMBUSTION. -

Los productos obtenidos teóricamente, son alterados por el exceso de aire, ya que idealmente no se tendría O_2 en los gases producto de la combustión, saliendo únicamente CO_2 , H_2O , SO_2 , N_2 y ceniza.

Anteriormente se determinó la cantidad de productos que se obtienen al quemar 1 Kg. de C, H_2 ó S por separado, pero al tenerlos mezclados en el carbón u otro combustible, si se oxida 1 Kg. de éste, la cantidad de los productos varía proporcionalmente a los porcentajes de C, H_2 y S que se tienen en el combustible.

Así para 1 Kg. de carbón, la cantidad de productos que se obtiene será:

Para el CO_2 se determinó que se obtienen

3.66 Kg. de CO_2 /Kg de carbono

pero si dentro de 1 Kg de combustible se tiene un % C, entonces la cantidad de CO₂ será:

$\% C = \text{Kg. de carbono/Kg. de combustible.}$

$3.667 \times \% C = X \text{ Kg. de CO}_2/\text{Kg. de combustible.}$

siguiendo un procedimiento similar para todos los componentes.

Para el H₂ se determinó que se obtienen,

9 Kg. de H₂O / Kg. de hidrógeno

por lo que en 1 Kg. de carbón se tendrán:

$\% H_2 = \text{Kg. de H}_2 / \text{Kg. de combustible}$

$9 \times \% H_2 = X \text{ Kg. de H}_2\text{O} / \text{Kg. de combustible}$

La cantidad anterior de agua es únicamente la debida a la combustión del hidrógeno libre en el combustible, pero no hay que olvidar que el aire y el combustible contienen humedad, la cual debe ser considerada.

Para saber cuanta humedad entra en el aire, en la relación que se obtuvo en la sección 4.1.6 para el aire teórico, debe sumarse el exceso que se manejará y como se mencionó anteriormente, el aire tiene 1.3% de humedad por lo tanto será:

$0.013 \text{ Kg. de H}_2\text{O} / \text{Kg. de aire}$

A.T. = Kg. aire teórico / Kg. de combustible

E.A. = Kg. exceso de aire / Kg. de combustible

$(A.T. + E.A.) = r \text{ a/c.}$

$r \text{ a/c} = \text{relación aire-combustible}$

$r \text{ a/c} \times 0.013 = \text{Kg. de H}_2\text{O/Kg. de combustible}$

que es la humedad con que contribuye el aire.

Para la humedad del combustible, basta ver en su análisis el % de H_2O .

Total de agua obtenida:

$9 \times \% \text{H}_2 + \% \text{H}_2\text{O} + 0.013 r \text{ a/c} = \text{Kg. de H}_2\text{O/Kg. de comb.}$

La cantidad de SO_2 que se obtiene al oxidar el azufre es:

$2 \text{ Kg. de SO}_2 / \text{Kg. de azufre.}$

de la misma forma que para el C, la cantidad de SO_2 al quemar el combustible será:

$2 \times \% \text{S} = X \text{ Kg. de SO}_2 / \text{Kg. de combustible.}$

La cantidad de oxígeno y nitrógeno en los productos es función del exceso de aire, pues idealmente no se tendría O_2 en los productos; de esto se puede ver que la cantidad de oxígeno que salga, será el exceso suministrado.

Para el N_2 , se determinó anteriormente la composición del aire en masa y como permanece inerte a la combustión; la cantidad en los productos se determina de la relación aire-combustible por el porcentaje en masa de éste dentro del aire más la cantidad que se encuentre en el combustible.

$$r \text{ a/c} \times (0.7685) + \% N_2 \text{ Kg. de } N_2/\text{Kg. de combustible}$$

$$0.7685 = \text{Kg. de } N_2/\text{Kg. de aire}$$

$$\% N_2 = \text{Kg. de } N_2/\text{Kg. de combustible}$$

Haciendo la sumatoria de estos resultados, se tiene el total de gases producto de la combustión al quemar 1 Kg. de combustible,

$$r \text{ g.s/c} = \text{Kg. de g.s./Kg. de combustible}$$

En el caso de un combustible como el carbón, que contiene una cantidad de ceniza, para fines de cálculo, debe considerarse la cantidad de ceniza volátil en los gases de la combustión, debiendo sumar esta relación de ceniza volátil - combustible, ya que el flujo de gases que se tenga dependerá el tamaño del quemador de vapor y sus equipos auxiliares.

4.1.8 FLUJOS,-

Para el diseño de una caldera se parte de conocer la cantidad de vapor por generar y la eficiencia que tendrá, con esto se sabe cuanta energía se requiere libe-

rar en el horno, la cuál se obtiene del poder calorífico del combustible que entrará por unidad de tiempo. El flujo de combustible que entrará, requiere de uno de aire y está en función de la relación aire-combustible determinada como se mencionó en 4.1.7. Al conocer estos flujos al igual que el de gases y la energía que posee este último, se procede al diseño del generador y de sus equipos auxiliares como se verá más adelante.

Es por lo tanto, de suma importancia hacer el análisis de la combustión porque, la fuente de la cual se toma la energía para la generación de vapor, son los gases producto de la combustión y por esto, debe conocerse la energía que poseen, debiendo determinarse, la temperatura a la cual se elevan dichos gases.

Para este análisis se considerarán por separado los 3 elementos combustibles y se determinará la temperatura a la que se elevan sus productos y posteriormente se hará un balance para saber la temperatura de la mezcla.

Es también de suma importancia conocer la producción de ceniza tanto volátil como de fondo que se tendrá para diseñar los sistemas de manejo de ésta.

La determinación de los flujos mencionados es muy sen-

cilla después de realizado el análisis de combustión.

El flujo de carbón a los quemadores:

$$\dot{W}_c = Q/P.C.A$$

\dot{Q} = Calor por liberar en el horno kw.

P.C.A. = Poder calorífico alto del combustible kj/Kg.

\dot{W}_c = Flujo de carbón Kg./s.

El flujo de aire necesario:

Conociendo la relación aire - combustible, real del análisis de combustión se tiene:

$$\dot{W}_a = r_{a/c} \times \dot{W}_c$$

$r_{a/c}$ = Kg. de aire/ Kg. de combustible

\dot{W}_a = Flujo de aire Kga/s

Flujo de gases producidos:

Habiendo determinado la relación gases - combustible en los análisis de combustión se tiene

$$\dot{W}_{g.s} = r_{g.s./c} \times \dot{W}_c$$

$r_{g.s.}$ = Kg. de g.s./Kg. de combustible

Flujo de ceniza producida:

Del análisis del combustible tenemos el % de ceniza en el carbón por lo tanto:

$W_{\text{ceniza}} = \% \text{ ceniza} \times W_c$
 $\% \text{ ceniza} = \text{Kg. de ceniza} / \text{Kg. de comb.}$

Este es el flujo total de ceniza que se tendrá, del cual una parte es volátil y la otra se precipitará en el fondo de la caldera.

4.1.9. TEMPERATURA DE LA MEZCLA AIRE COMBUSTIBLE.-

Para determinar la temperatura de la flama y los gases producto de la combustión, se requiere conocer la temperatura a la que entra la mezcla aire - combustible al quemador, para evaluar la energía que tienen esos gases y saber cuanto aumentó su energía al quemarse. Esta temperatura es afectada por algunos factores de diseño como la temperatura de ignición del combustible y la temperatura de rocío de los gases de la combustión.

El carbón tiene que ser molido y pulverizado, siendo arrastrado por el aire desde el pulverizador hasta el quemador, este aire que viene del calentador regenerativo se llama primario y debe tener una temperatura menor a la de ignición del carbón, regulándose por una mezcla de aire frío a temperatura ambiente o de salida del precalentador de aire - vapor y aire caliente a la salida del calentador regenerativo aire - gases. Es obvio que para diseñar el calentador de aire, deben conocerse las

temperaturas a las que trabajará, ya que debe evitarse bajar la temperatura del gas a la de rocío, lo cual ocasionaría problemas de corrosión.

Así, una vez regulada la temperatura del aire primario al pulverizador, el demás aire llamado secundario, llegará a las cajas de aire, a la temperatura de salida del calentador regenerativo, para mezclarse con el primario y el carbón, ya en el quemador e iniciar la combustión.

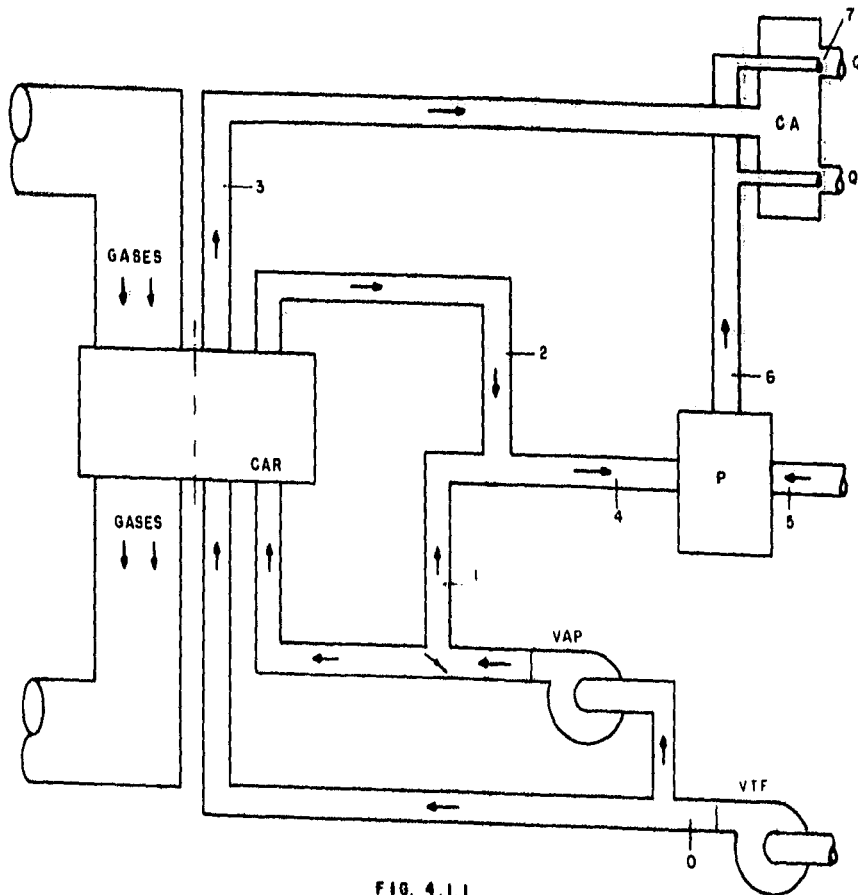
Conociendo los flujos de aire y el de carbón que se requieren, así como la temperatura a la cual se encuentran inicialmente, pueden calcularse sus calores específicos y hacer un balance de energía, para determinar la temperatura de la mezcla aire-combustible en el quemador como se muestra a continuación.

Haciendo referencia a la figura 4.1.1., los datos que se conocen son:

\dot{m}_a , que es el flujo de aire calculado en Kg./s

$T_0 = T_1 = T_5$ que es la temperatura de diseño del medio ambiente en K.

$T_2 = T_3$; que es la temperatura a la cual sale el aire del calentador regenerativo en K.



- CA = CAJAS DE AIRE
- CAR = CALENTADOR DE AIRE REGENERATIVO
- P = PULVERIZADOR
- Q = QUEMADORES
- VAP = VENTILADOR DE AIRE PRIMARIO
- VTF = VENTILADOR DE TIRO FORZADO

FIG. 4.1.1

\dot{m}_4 ; flujo de aire primario al pulverizador Kg/s

\dot{m}_5 ; flujo de carbón al pulverizador en Kg./s

C_{p5} ; calor específico del carbón a temperatura ambiente. KJ/Kg.K

T_4 = Temp. de diseño a la entrada del pulverizador

Balánc e en el punto 4.

$$\dot{m}_1 C_{p1} T_1 + \dot{m}_2 C_{p2} T_2 = \dot{m}_4 C_{p4} T_4$$

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_1 + \dot{m}_2$$

despejando \dot{m}_1 de la segunda ecuación.

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_4 - \dot{m}_2$$

Sustituyendo en la primera y despejando a \dot{m}_2

$$\dot{m}_2 = \frac{\dot{m}_4 (C_{p4} T_4 - C_{p1} T_1)}{(C_{p2} T_2 - C_{p1} T_1)}$$

Los calores específicos en 1, 2, 3 y 4 se calculan a la temperatura correspondiente, en la siguiente ecuación, de la referencia 17, válida en el rango de temperaturas entre 280 y 1500 K

$$C_{p\text{aire}} = (0.219 + 0.616T/10^4 - 0.949T^2/10^8)(4.186) \text{ (KJ/Kg.K)}$$

donde T en K.

Balánc e en el punto 6.

$$\dot{m}_6 C_{p6} T_6 = \dot{m}_5 C_{p5} T_5 + \dot{m}_4 C_{p4} T_4$$

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_5 + \dot{m}_4$$

Para calcular el Cp_6 necesitamos conocer la relación aire - combustible en ese punto.

$$\% \text{ comb} = \dot{m}_5 / \dot{m}_6$$

$$\% \text{ aire} = \dot{m}_4 / \dot{m}_6$$

$$Cp_6 = \% \text{ comb } Cp_5 + \% \text{ aire } Cp_4$$

Despejando la T_6 de la primera ecuación

$$T_6 = \frac{\dot{m}_5 Cp_5 T_5 + \dot{m}_4 Cp_4 T_4}{\dot{m}_6 Cp_6}$$

Balánce en el punto 7.

$$\dot{m}_7 Cp_7 T_7 = \dot{m}_3 Cp_3 T_3 + \dot{m}_6 Cp_6 T_6$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_0 - \dot{m}_4$$

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_3 + \dot{m}_6$$

de la misma forma para el Cp_7 se necesita la relación en que se encuentra cada flujo

$$\% \text{ aire } 3 = \dot{m}_3 / \dot{m}_7$$

$$\% \text{ aire - comb.} = \dot{m}_6 / \dot{m}_7$$

$$Cp_7 = \% \text{ aire } 3 Cp_3 + \% \text{ aire-comb } Cp_6$$

despejando a T_7 de la ecuación

$$T_7 = \frac{\dot{m}_6 Cp_6 T_6 + \dot{m}_3 Cp_3 T_3}{\dot{m}_7 Cp_7}$$

esta última temperatura es la de la mezola que finalmente llega al quemador.

4.1.10 TEMPERATURA TEORICA DE LA FLAMA Y LOS GASES PRODUCTO DE LA COMBUSTION.-

Como se mencionó anteriormente, se analizarán por separado los 3 elementos combustibles que tiene el carbón, determinando la temperatura de los productos del C, del H₂ y del S.

El calor generado por la combustión del carbono en el combustible, se obtiene conociendo su poder calorífico y su peso molecular.

El poder calorífico del carbón, es la energía latente que tienen el C, H₂ y S por lo que, si se conoce el del H₂ y el del S, puede determinarse el del C, restando la parte con la que contribuye cada uno, quedando lo siguiente:

$$PCA_{\text{carbono}} = PCA_{\text{comb.}} (1 - (\%H_2 + \%S))$$

%H₂ = porcentaje de H₂ en el combustible.

%S = porcentaje de S en el combustible.

$$\mu_e = PCA_{\text{carbono}} \times PMc$$

μ_e = Incremento de energía interna de los gases debida a la combustión kJ/mol.

PCA carbono = poder calorífico del C en KJ/kgm.

PMc = peso molecular del C. kgm/mol.

La energía interna de los productos a la temperatura que

se encontraban antes de la combustión, se determina con la T7 referida a la figura 4.1.1 en la tabla 45 de la referencia 13 encontrándose los valores de ésta para los diferentes productos que se tienen, multiplicando por el número de moles de productos, de la ecuación de combustión.

$$\mu_1 = \mu_{CO_2} + 3.76 \mu_{N_2}$$

$$\mu_{CO_2} = \text{energía interna del } CO_2 \text{ evaluada a } T7$$

$$\mu_{N_2} = \text{energía interna del } N_2 \text{ evaluada a } T7$$

$$\mu_1 = \text{energía interna de los productos en kJ/mol}$$

Conociendo estas dos energías de los productos, ahora se supone una temperatura después de la combustión y se evalúa una energía μ_2 de la misma forma que μ_1 iterando si es necesario, hasta que se cumpla la siguiente ecuación:

$$\mu_e = \mu_2 - \mu_1$$

$$\mu_2 = \text{energía de los productos a la temperatura de los gases en kJ/mol}$$

Cuando esta ecuación se cumpla se habrá determinado la temperatura de los gases de la combustión, siendo ésta T_c .

De una manera análoga, para el hidrógeno, se evalúa la

temperatura de los productos de la combustión de este, considerando únicamente que se obtienen 2 moles de H_2O y 3.76 de N_2 , teniendo T_H . Para los productos del azufre se hace de una forma diferente, debido a que no se encuentra tabulada la energía del SO_2 , para éste se determina la entalpía de los productos haciendo un balance de la energía, antes y después de la combustión, quedando la ecuación siguiente;

$$\bar{h}_p = \frac{n_a}{n_p} (\bar{h}_a - \bar{h}_a^\circ) + \frac{n_f q_1^\circ}{n_p} + \bar{h}_p^\circ + \frac{n_f}{n_p} (\bar{h}_f - \bar{h}_f^\circ)$$

donde:

\bar{h}_p = entalpía molar de los productos a la temperatura de flama.

\bar{h}_p° = entalpía molar a la temperatura estandar de 298 K.

\bar{h}_a = entalpía molar del aire a la temperatura que llega el aire al quemador.

\bar{h}_a° = entalpía molar del aire a la temperatura estandar

\bar{h}_f = entalpía molar del combustible a la temperatura que llega al quemador.

\bar{h}_f° = entalpía molar del combustible a la temperatura estandar.

q_1° = Potencia calorífica molar del combustible en kJ/kmol

n_a = número de moles considerando el exceso de aire en la reacción.

n_p = número de moles de los productos con el exceso de aire en la reacción.

n_f = número de moles de combustible en la reacción.

Las entalpías del aire se evalúan de las tablas de aire a bajas presiones, las de los productos, en tablas para 200% y 400% de aire teórico extrapolando para el exceso de aire que se esté manejando, las del combustible se evalúan conociendo el calor específico de éste y la temperatura a la que llega al quemador y la estándar, el número de moles se determina de la ecuación química considerando el exceso de aire, con todo esto, se calcula la entalpía de los productos, con la que se extrapola en las tablas de 200% y 400% de aire teórico para encontrar la temperatura T_b .

Con las 3 temperaturas evaluadas, se hace un balance para saber la temperatura de la mezcla, ya que la humedad, la ceniza, el nitrógeno y el oxígeno en exceso, sólo absorben energía.

Balance:

Esquemáticamente, se representa el quemador:



Fig. 4.1.2.

Al quemador llega una masa de aire y combustible que refiriéndose a la figura 4.1.1 sería:

$$m_7 = m_o + m_5$$

m_o = masa de aire

m_5 = masa de carbón

La masa de carbón, puede expresarse como la sumatoria de las masas de sus componentes, como:

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_C + \dot{m}_{H_2} + \dot{m}_{N_2} + \dot{m}_S + \dot{m}_{O_2} + \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_{\text{ceniza}}$$

y la de aire como:

$$\dot{m}_o = \dot{m}_{N_2} + \dot{m}_{O_2}$$

Conociendo la composición del combustible y la del aire se tiene:

COMBUSTIBLE

AIRE

$$\dot{m}_C = \dot{m}_5 \times \% C$$

$$\dot{m}_{H_2} = \dot{m}_5 \times \% H_2$$

$$\dot{m}_{N_2} = \dot{m}_5 \times \% N_2$$

$$\dot{m}_S = \dot{m}_5 \times \% S$$

$$\dot{m}_{O_2} = \dot{m}_5 \times \% O_2$$

$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_5 \times \% H_2O$$

$$\dot{m}_{\text{ceniza}} = \dot{m}_5 \times \% \text{ ceniza}$$

$$\dot{m}_{N_2} = \dot{m}_o \times \% N_2$$

$$\dot{m}_{O_2} = \dot{m}_o \times \% O_2$$

En la química de la combustión se determinó la cantidad de productos que se obtenían al quemar cada elemento, por lo que se puede escribir lo siguiente:

$$\dot{m}_{CO_2} = \dot{m}_C \times 3.667$$

$$\dot{m}_{N_2} = \dot{m}_C \times 8.84$$

éstos son los productos del carbono, saliendo a la tempe-

temperatura T_0 , evaluada anteriormente, con la cual se calculan los calores específicos de éstos en ecuaciones empíricas de la ref. 17.

$$C_{pCO_2} = (0.368 - 82.45 / T + 0.949 \times 10^4 / T^2) (4.186) \text{ KJ/KgK}$$

$$C_{pN_2} = (0.338 - 68.78 / T + 1.28 \times 10^4 / T^2) (4.186) \text{ KJ/KgK}$$

donde T en K.

$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{H_2} \times 9$$

$$\dot{m}_{N_2} = \dot{m}_{H_2} \times 26.5$$

siendo los productos de la combustión del hidrógeno, a la temperatura T_H calculada con anterioridad y con la cual se calculan los calores específicos de estos.

$$C_{pH_2O} = (1.102 - 24.6 / T^{\frac{1}{2}} + 231/T) (4.186) \text{ KJ/KgK}$$

donde T en K.

Los productos del azufre son:

$$\dot{m}_{SO_2} = \dot{m}_S \times 2$$

$$\dot{m}_{H_2S} = \dot{m}_S \times 3.31$$

elevándose a la temperatura T_s que se determina como se indicó y con la cual se calculan los calores específicos de estos.

$$C_{pSO_2} = (0.1875 + 0.17T/10^4 - 0.4123 \times 10^4 / T^2) (4.186) \text{ KJ/KgK}$$

los demás productos que se obtienen son, la humedad del aire y el combustible, la ceniza de éste, el nitrógeno y el oxígeno en exceso, los cuales entran a la temperatura T_7 calculada y únicamente se calientan al absorber ener-

gía de la combustión,

\dot{m} ceniza = \dot{W} ceniza determinado cuando se habló de flujos.

$$\dot{m} \text{ H}_2\text{O} = \dot{W}_c \times (\% \text{ H}_2\text{O}_c + 0.013 \text{ r a/c})$$

esta humedad es la que tiene el combustible y el aire.

\dot{W}_c = flujo de carbón Kg c/s

$\% \text{H}_2\text{O}$ = Kg. de H₂O / Kg de combustible del análisis del combustible.

r a/c = Kg de aire / Kg. de combustible

La masa de oxígeno, será el exceso que se esté manejando y se determina en la química de la combustión como:

$$\dot{m} \text{O}_2 = r_{\text{O}_2/c} \times \dot{W}_c$$

$r_{\text{O}_2/c}$ = Kg. de O₂ exceso/Kg. de combustible

\dot{W}_c = Flujo de combustible Kgm/S

calor específico:

$$C_{p\text{O}_2} = 0.36 - 4.006/T^{1/2} + 26.6/T \quad T \text{ en K.}$$

La masa de nitrógeno restante será, la diferencia entre \dot{m}_7 y todas las anteriores.

$$\dot{m} \text{N}_2 = \dot{m}_7 - (\dot{m} \text{CO}_2 + \dot{m} \text{N}_2 + \dot{m} \text{H}_2\text{O} + \dot{m} \text{N}_2 \text{H}_2 + \dot{m} \text{SO}_2 + \dot{m} \text{N}_2 + \dot{m} \text{ ceniza, } \dot{m} \text{ H}_2\text{O} + \dot{m} \text{O}_2)$$

Finalmente el balance se expresa como sigue:

$$\begin{aligned} & \dot{m} \text{CO}_2 \text{CpCO}_2 T_c + \dot{m} \text{N}_2 \text{CpN}_2 T_c + \dot{m} \text{H}_2\text{O} \text{CpH}_2\text{O} T_H + \\ & \dot{m} \text{N}_2\text{H}_2 \text{CpN}_2\text{H}_2 T_H + \dot{m} \text{SO}_2 \text{CpSO}_2 T_s + \dot{m} \text{N}_2\text{s} \text{CpN}_2\text{s} T_s + \\ & \dot{m} \text{ceniza} \text{Cp ceniza} T_7 + \dot{m} \text{H}_2\text{O} \text{CpH}_2\text{O} T_7 + \dot{m} \text{O}_2 \text{CpO}_2 \\ & T_7 + \dot{m} \text{N}_2 \text{CpN}_2 T_7 = \dot{m}_7 \text{Cp}_{g.s.} T_{g.s.} \end{aligned}$$

El calor específico de la mezcla se determina como sigue:

$$\text{Cp}_{g.s.} = \sum \dot{m}_i \text{Cp}_i \quad \cdot$$

Ahora se despeja $T_{g.s.}$ de la ecuación del balance que es la temperatura de la flama y de los productos que se están obteniendo en el momento de la combustión teórica.

4.1.11 CALCULO DE LA COMBUSTION PARA UN CARBON CON 37% DE CENIZA

DE CENIZA

Suponiendo combustión completa y referidos a la sección

4.1.4 y 4.1.5.

ANALISIS FISICO DEL COMBUSTIBLE:

- Humedad	6.0 %	
- Materia Volátil	25.8 %	
- Ceniza	37.0 %	
- Carbón fijo	31.2 %	Requerido para la comb. en Kg/Kg de combustible.

<u>ANALISIS ELEMENTAL</u>				<u>O₂</u>	<u>AIRE</u>
C	-	44.69 %	x 2.667 x 11.5	1.1918	5.1393
H ₂	-	3.33 %	x 8 x 34.5	0.2664	1.1480
N ₂	-	0.94 %			
S	-	0.6 %	x 1 x 4.31	0.006	0.02586
O ₂	-	7.44 %			
H ₂ O	-	6.0 %			
Ceniza	-	37 %			
		<u>100.0 %</u>		<u>1.4642</u>	<u>6.31406</u>

Restando el O₂ en el combustible

O ₂	-	0.0744	- 0.0744 (4.32)	<u>-0.0744</u>	<u>-0.3214</u>
				1.3898	5.9926

El factor 4.32 es la relación de masa entre el O₂ y el aire refiriéndose a la sección 4.1.3 Kg. de aire/Kg de O₂ $\frac{100}{23.15} = 4.32$

La diferencia es el aire requerido a 100% de aire total, es decir la relación aire-combustible, teórica necesaria para la combustión.

Considerando que se quema carbón pulverizado, se suministrará 19% de exceso de aire para asegurar que la combustión sea completa de acuerdo a la sección 4.1.2.

Requerido para la combustión en Kg/Kg de combustible a 119 % de aire total.

	<u>O₂</u>	<u>AIRE</u>
O ₂ y Aire x 119/100 total	1.63396	7.131255
exceso de aire	-----	1.13865
exceso de oxígeno	0.264077	-----

La relación aire combustible real es $\frac{a}{c} = 7.131255$ Kga/Kgc.

Productos de la combustión, con referencia en 4.1.7.

		Kg/Kg de combustible a 119% de aire total.
CO ₂	.4469 x 3.667	1.6387
H ₂ O	0.0333x9+0.06+0.013(7.131255)	0.4524
SO ₂	0.006 x 2	0.012
O ₂ (exceso)		0.264077
N ₂	7.131255 x 0.7685 + 0.0094	5.4898
		<hr/> 7.857136

Este último resultado es la cantidad de productos que se obtienen al quemar un Kg, de ese carbón, sin tomar en cuenta

la cantidad de ceniza que sale. Del total de ceniza que entra al horno, aproximadamente el 75% es volátil y el 25% se precipita en el fondo de la caldera, teniendo las siguientes relaciones:

<u>Ceniza volátil</u>	<u>Kg/Kg de combustible</u>
0.37 x 0.75	0.2775

Teniendo una relación de productos por Kg de combustible

7.857136 + 0.2775	8.134636
-------------------	----------

Ceniza Total:

0.37

quedando la relación de productos por Kg de combustible

7.857136 + 0.37	8.227136
-----------------	----------

Cantidad de productos obtenidos como porcentajes, considerando la ceniza volátil y los gases solos.

Sin Ceniza:

% CO ₂	-	0.20857 %
% H ₂ O	-	0.05757 %
% SO ₂	-	0.001527%
% O ₂	-	0.03361 %
% N ₂	-	0.698707%

Ceniza Volátil:

% CO ₂	-	20.1457 %
-------------------	---	-----------

% H ₂ O	-	5.5614%
% SO ₂	-	0.1475%
% NO ₂	-	3.2463%
% N ₂	-	67.4875%
% ceniza	-	3.4113%

4.1.11.1 CALCULO DE LOS FLUJOS REFERIDOS A LA SECCION 4.1.8

Como se determinó en la sección 4.1.8, debe conocerse la cantidad de energía por liberar en el horno, para saber cual será el flujo de carbón. Este calor por liberar se obtiene calculando la energía que entra en la mezcla aire-combustible y restándola del calor disponible requerido, mediante un proceso iterativo, obteniéndose:

$$\dot{Q} = 805\,302.19 \text{ Kw.}$$

$$\dot{Q} = \text{Calor por liberar en la combustión.}$$

el poder calorífico alto del combustible es:

$$\text{P.C.A.} = 18278.88 \text{ Kj/Kg.}$$

Flujo de carbón a quemadores.

$$\dot{W}_c = \frac{805302.19}{18278.88} = 44.05643 \text{ Kg/s}$$

Flujo de aire necesario con 19% de exceso de aire

$$\dot{W}_n = 7.131255 \times 44.05643 = 314.17 \text{ Kg/s.}$$

Flujo de productos de combustión con ceniza volátil

$$\dot{W}_{g.s.} = 8.134636 \times 44.05643 = 358.3830 \text{ Kg/s}$$

Flujo de ceniza total producida.

$$\dot{W}_{\text{ceniza}} = 0.37 \times 44.05643 = 16.3008 \text{ Kg/s}$$

4.1.11.2 CALCULO DE LA TEMPERATURA DE LA MEZCLA AIRE COMBUSTIBLE REFERIDO A LA SECCION 4.1.9.

Los datos que se tienen son:

$$\dot{m}_0 = 314.1777 \text{ Kg/s.}$$

$$T_0 = T_1 = T_5 = 299.666 \text{ K}$$

$$T_2 = T_3 = 565 \text{ K}$$

$$\dot{m}_4 = 81.4166 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{m}_5 = 44.05643 \text{ Kg/s}$$

$$C_{p5} = 1.25604 \text{ KJ/Kg K}$$

$$T_4 = 503 \text{ K}$$

Balance en el punto 4.

Los calores específicos del aire a diferentes temperaturas son:

$$\begin{aligned} C_{p1} &= (0.219 + 0.616 (299.666)/10^4 - 0.949 (299.666)^2/10^8)(4.186) \\ &= 0.99042 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{p2,3} &= (0.219 + 0.616(565)/10^4 - 0.949 (565)^2/10^8)(4.186) \\ &= 1.04974 \text{ KJ/Kg.K.} \end{aligned}$$

$$C_{p4} = (0.219 + 0.616(503)/10^4 - 0.949(503)^2/10^8)(4.186) \\ = 1.03638 \text{ KJ/KgK.}$$

la masa en 2.

$$\dot{m}_2 = \frac{81.4166(1.03638(503) - 0.99042(299.666))}{(1.04974(565) - 0.99042(299.666))} \\ = 61.6113 \text{ Kg/s.}$$

la masa en 1

$$\dot{m}_1 = 81.4166 - 61.6113 = 19.8053 \text{ Kg/s.}$$

Balance en el punto 6.

$$\dot{m}_6 = 44.05643 + 81.4166 = 125.4731 \text{ Kg/s}$$

$$C_{p6} = 1.25604(44.05643)/125.4731 + 1.03638(81.4166)/125.4731 \\ = 1.11342 \text{ KJ/KgK}$$

$$T_6 = \frac{44.05643(1.25604)(299.666) + 81.4166(1.03638)(503)}{(125.4731)(1.11342)} \\ = 422.4494 \text{ K.}$$

Balance en el punto 7.

$$\dot{m}_3 = 314.1777 - 81.4166 = 232.76105 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{m}_7 = 232.76105 + 125.4731 = 358.23415 \text{ Kg/s}$$

$$C_{p7} = (232.76105)(1.04974)/358.23415 + 125.4731(1.11342)/ \\ 358.23415 = 1.072048 \text{ KJ/KgK.}$$

$$T_7 = \frac{125.4731(1.11342)(422.4494) + 232.76105(1.04974)(565)}{(358.23415)(1.072048)}$$

$$T_7 = \underline{513.1438 \text{ K}}$$

Esta es la temperatura de la mezcla aire-combustible al llegar al quemador.

4.1.11.3 CALCULO DE LA TEMPERATURA TEORICA DE LA FLAMA Y
LOS PRODUCTOS DE LA COMBUSTION. REFERIDO A LA SEC-
CION 4.1.10

Temperatura de los productos de la combustión del carbono.

Su poder calorífico es:

$$\begin{aligned} \text{PCA carbono} &= 18287.37 (1 - (.0333 + .006)) \\ &= 17563.875 \text{ KJ/Kg.} \end{aligned}$$

El calor generado por combustión es:

$$u_e = 17563.875 \times 12 = 210766.5 \text{ KJ/mol}$$

La energía interna de los productos, se evalúa de la tabla 45 de la referencia 13, teniendo en cuenta que se obtiene 1 mol de CO_2 y 3.76 moles de N_2

$$\text{a } T_7 = 513.14389 \text{ K}$$

$$u_1 = 7377.69 + 3.76 (4707.75) = 25078.858 \text{ KJ/mol.}$$

Suponiendo la temperatura de los productos, de la misma forma se evalúa u_2 .

T supuesta:	1944.5 K	2000 K
1 mol de CO_2 :	74911.971	77816.7
3.76 moles de N_2	<u>153010.13</u>	<u>158768.11</u>

μ_2	227922.1	μ_2	236584.81
- μ_1	<u>25078.858</u>	- μ_1	<u>25078.858</u>
μ_e	202843.25	μ_e	211505.96

Interpolando entre estos dos valores para $\mu_e = 210766.5 \text{ KJ/mol}$ se obtiene la temperatura de los productos del carbono.

$T_0 = 1995.26 \text{ K}$

De una forma análoga para los productos del H_2 se tiene:

Calor generado por combustión del H_2

el poder calorífico del H_2 es:

$PCA_{H_2} = 119891.22 \text{ KJ/Kg}$

$\mu_e = 119891.22 \times 4 = 479564.88 \text{ KJ/mol.}$

energía interna de los productos a $T_7 = 513.14389\text{K}$ en la tabla 45 de la referencia 13.

$\mu_1 = 2 (5851.5969) + 3.76 (4707.758) = 29404.364 \text{ KJ/mol.}$

Suponiendo la temperatura de salida se evalúa μ_2 .

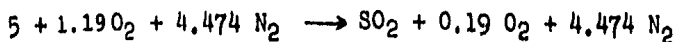
T. supuesta:	3165 K	3222.25 K
2 moles de H_2O	221050.7	226139.93
3.76 moles de N_2	<u>282919.07</u>	<u>288891.54</u>
μ_2	503969.77	μ_2 515031.47
- μ_1	<u>29404.364</u>	- μ_1 <u>29404.364</u>
μ_e	474565.41	μ_e 485627.11

Interpolando entre estos dos valores para

$$\mu_e = 479564.88 \text{ KJ/mol se obtiene } T_H$$

$$T_H = 3190.87 \text{ K}$$

Para los productos de la combustión del azufre según la referencia 17 se tiene:



$$n_a = 5.664 \text{ K moles.}$$

$$n_p = 5.664 \text{ K moles}$$

$$n_f = 1 \text{ K mol.}$$

Calor específico del azufre

$$C_p = 0.4186 \text{ KJ/Kg K}$$

$$\bar{h}_f^{\circ} = 32 \times 0.4166 \times (298 - 273) = 334.88 \text{ KJ/Kmol.}$$

$$\bar{h}_f = 32 \times 0.4186 \times (422.449 - 273) = 2001.9 \text{ KJ/Kmol}$$

$$\bar{q}_f^{\circ} = -\bar{h}_f^{\circ} = 32 \times 9257.014 = 296224.47 \text{ KJ/kmol.}$$

de las tablas A-2 para aire de la referencia 17.

$$h_a^{\circ} = 297.97455 \text{ KJ/Kg.}$$

$$h_a = 569.4048 \text{ KJ/Kg.}$$

extrapolando en las tablas A-8 y A-9 de la ref. 17 se obtiene:

$$h_p^{\circ} = 8806.59 \text{ KJ/kmol.}$$

Sustituyendo todos estos valores en la ecuación se determina:

$$\bar{h}_p = \frac{5.664}{5.664} (29)(569.4048 - 297.97455) + \frac{296224.47}{5.664} + 8806.59 + \frac{(2001.9 - 334.88)}{5.664}$$

$$\bar{h}_p = 69271.9 \text{ kJ/kmol}$$

Extrapolando en tablas de los productos de combustión de la ref.17 para 119% de aire total

$$T_p = 1999 \text{ K}$$

Balance para determinar la temperatura de la flama y la mezcla de productos.

$$\dot{m}_7 = 358.23415 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_8 = 314.1777 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_5 = 44.05643 \text{ Kg/s}$$

Conociendo la composición del carbón y el aire, los flujos por elementos son:

combustible:

$$\dot{m}_c = 44.05643 \times 0.4469 = 19.6888 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{H_2} = 44.05643 \times 0.0333 = 1.46708 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{N_2} = 44.05643 \times 0.0094 = 0.41413 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_S = 44.05643 \times 0.006 = 0.26433 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{O_2} = 44.05643 \times 0.0744 = 3.27779 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{\text{ceniza}} = 44.05643 \times 0.37 = 16.3008 \text{ Kg/s.}$$

AIRE:

$$\dot{m}_{N_2} = 314.1777 \times 0.7685 = 241.4455 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{O_2} = 314.1777 \times 0.2315 = 72.7321 \text{ Kg/s.}$$

Cantidad de productos que se obtienen al quemar cada elemento.

Productos del C. a T_c .

$$\dot{m}_{CO_2} = 19.6888 \times 3.667 = 72.19883 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{N_2O} = 19.6888 \times 8.84 = 174.049 \text{ Kg/s.}$$

calores específicos a T_c .

$$\begin{aligned} C_{pCO_2} &= (0.368 - 82.45/1995.26 + 0.989 \times 10^{-4} / (1995.26)^2) (4.186) \\ &= 1.377869 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{pN_2} &= (0.338 - 68.78/1995.26 + 1.28 \times 10^{-4} / (1995.26)^2) (4.186) \\ &= 1.284028 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

Productos del H₂ a T_H .

$$\dot{m}_{H_2O_{H_2}} = 1.46708 \times 9 = 13.20372 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{m}_{N_2H_2} = 1.46708 \times 26.5 = 38.87762 \text{ Kg/s.}$$

Calores específicos a T_H .

$$\begin{aligned} C_{pH_2O_{H_2}} &= (1.102 - 24.6 / (3190.87)^{1/2} + 231/3190.87) (4.186) \\ &= 3.09304 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{pN_2H_2} &= (0.338 - 68.78/3190.87 + 1.28 \times 10^{-4} / (3190.87)) (4.186) \\ &= 1.3299 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

Productos del S a Ts.

$$\dot{m}_{SO_{2B}} = 0.26433 \times 2 = 0.52866 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{m}_{N_{2B}} = 0.26433 \times 3.31 = 0.87493 \text{ Kg/s.}$$

calores específicos a Ts.

$$\begin{aligned} C_{pSO_{2B}} &= (0.1875 + 0.17 (1999)/10^4 - 0.4123 \times 10^4/(1999)^2) (4.186) \\ &= 0.922808 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{pN_{2B}} &= (0.338 - 68.78/1999 + 1.28 \times 10^4/(1999)^2) (4.186) \\ &= 1.284248 \text{ KJ/KgK.} \end{aligned}$$

La humedad del aire y el combustible, a T₇ en los productos:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2O} &= 44.056435 \times (.06 + 0.013(7.131255)) \\ &= 6.727695 \text{ Kg/s.} \end{aligned}$$

calor específico a T₇.

$$\begin{aligned} C_{pH_2O} &= (1.102 - 24.6/(513.1438)^3 + 231/513.1438) (4.186) \\ &= 1.951521 \text{ KJ/Kg.K.} \end{aligned}$$

Ceniza que se produce; entrando a T₇.

$$\dot{m}_{ceniza} = \dot{w}_{ceniza} = 16.3008 \text{ Kg/s.}$$

su calor específico se conoce de la referencia 2.

$$C_p \text{ ceniza} = 0.93766 \text{ KJ/KgK.}$$

La cantidad de oxígeno libre en los productos es:

$$\dot{m}_{O_2} = 0.264077 \times 44.056435 = 11.63429 \text{ Kg/s.}$$

el calor específico a T_7 .

$$C_{pO_2} = (0.36 - 4.006 / (513.1438)^{1/2} + 26.6 / 513.1438) (4.186) \\ = 0.98368 \text{ KJ/KgK.}$$

La cantidad de nitrógeno en exceso a T_7 , será:

$$m_{N_2} = 358.2341 - (72.19883 + 174.049 + 13.20372 + \\ 38.87762 + 0.52866 + 0.87493 + 6.727695 + \\ 16.3008 + 11.63429) = 23.98746 \text{ Kg/s.}$$

El calor específico de la mezola es:

$$C_p \text{ g.s.} = 1.37786 (0.201457) + (3.09304 + 1.95152) (0.0556148) / 2 + \\ 0.922808 (0.001475) + 0.98368 (0.03246) + (1.284028 + \\ 1.3299 + 1.28424) (0.674875) / 3 + 0.224 (0.034113) \\ = 1.335722 \text{ KJ/KgK.}$$

Sustituyendo en la ecuación del balanceo:

$$(72.19883)(1.37786)(1995.26) + 174.049(1.284028)(1995.26) + \\ 13.20372(3.09304)(3190.87) + 38.87762(1.3299)(3190.87) + \\ 0.52866(0.922808)(1999) + 0.87493(1.28424)(1999) + \\ 16.3008(0.937664)(513.1438) + 6.727695(1.951521)(513.1438) + \\ 11.63429(0.98368)(513.1438) + 23.98746(1.057275)(513.1438) \\ = 358.2341 (1.335722) \text{ Tg.s.}$$

despejando la temperatura de la flama y de los productos, se tiene:

$$T_{g.ii} = 2027.8507 \text{ K.}$$

4.1.12 PROGRAMA. -

De una forma análoga a la sección 4.1.11 se analiza la combustión del carbón, con 20, 25 y 30% de ceniza, habiéndose programado la secuencia de cálculo en la Texas Instruments, 59, pero debido a que deben utilizarse tablas de la energía interna de los productos, el programa se dividió en 2 partes.

La primera, determina la combustión del carbón, los flujos requeridos y la temperatura de la mezcla aire-combustible, con la cual, manualmente se calcula T_c , T_f y T_s , (como se vió en la sección 4.1.10). La segunda parte calcula los calores específicos de cada uno de los gases en los productos y realiza el balance para determinar la temperatura de la flama.

Después del listado de cada parte del programa, se indica en que forma introducir los datos y los resultados que se obtienen, tabulandose aquellos que se utilizarán en el análisis de transferencia de calor.

PROGRAMA PARA DETERMINAR LA COMBUSTION
DEL CARBON, LOS FLUJOS REQUERIDOS Y
LA TEMPERATURA DE LA MEZCLA AIRE-
COMBUSTIBLE

LISTADO DE LA PRIMERA PARTE DEL PROGRAMA

000	43	RCL	050	65	X	100	10	10
001	01	01	051	01	1	101	65	X
002	65	X	052	01	1	102	43	RCL
003	02	2	053	93	.	103	09	09
004	93	.	054	05	5	104	95	=
005	06	6	055	95	=	105	66	PAU
006	06	6	056	66	PAU	106	42	STO
007	07	7	057	42	STO	107	1	11
008	35	=	058	0	1	108	1	11
009	66	PAU	059	43	PAU	109	01	01
010	42	STO	060	02	02	110	55	.
011	00	00	061	65	X	111	03	.
012	43	RCL	062	93	3	112	91	.
013	02	02	063	04	4	113	06	6
014	95	.	064	93	.	114	06	6
015	08	.	065	05	5	115	07	7
016	95	=	066	95	=	116	35	=
017	66	PAU	067	66	PAU	117	11	PAU
018	44	PAU	068	44	PAU	118	42	STO
019	00	00	069	00	00	119	24	24
020	43	RCL	070	42	RCL	120	42	STO
021	01	02	071	01	02	121	12	12
022	66	PAU	072	66	PAU	122	41	41
023	44	PAU	073	44	PAU	123	02	02
024	1	25	074	91	.	124	65	.
025	4	15	075	1	.	125	09	9
026	00	01	076	0	.	126	02	2
027	66	PAU	077	66	PAU	127	41	41
028	35	.	078	45	4	128	41	41
029	43	RCL	079	66	PAU	129	02	02
030	04	14	080	0	00	130	11	11
031	66	PAU	081	0	00	131	0	0
032	66	PAU	082	0	00	132	0	0
033	66	PAU	083	0	00	133	0	0
034	66	PAU	084	0	00	134	0	0
035	66	PAU	085	0	00	135	0	0
036	66	PAU	086	0	00	136	0	0
037	66	PAU	087	0	00	137	0	0
038	66	PAU	088	0	00	138	0	0
039	66	PAU	089	0	00	139	0	0
040	66	PAU	090	0	00	140	0	0
041	66	PAU	091	0	00	141	0	0
042	66	PAU	092	0	00	142	0	0
043	00	00	093	0	00	143	0	0
044	95	.	094	0	00	144	0	0
045	66	PAU	095	0	00	145	0	0
046	42	STO	096	0	00	146	0	0
047	01	01	097	95	.	147	0	0
048	4	RCL	098	66	PAU	148	0	0
049	01	01	099	66	STO	149	42	STO

CONTINUA...

150	26	26		200	69	DP		250	44	SUM
151	44	SUM		201	00	00		251	12	12
152	12	12		202	43	RCL		252	98	ADV
153	43	RCL		203	38	38		253	69	DP
154	00	00		204	69	DP		254	00	00
155	66	PAU		205	02	02		255	43	RCL
156	44	SUM		206	43	RCL		256	37	37
157	12	12		207	37	37		257	69	DP
158	43	RCL		208	69	DP		258	02	02
159	11	11		209	03	03		259	43	RCL
160	65	65		210	69	DP		260	39	39
161	93	93		211	05	05		261	69	DP
162	07	7		212	98	ADV		262	03	03
163	06	6		213	43	RCL		263	69	DP
164	08	8		214	24	24		264	05	05
165	05	5		215	55	-		265	98	ADV
166	85	+		216	43	RCL		266	43	RCL
167	43	RCL		217	12	12		267	24	24
168	06	06		218	95	=		268	55	-
169	95	=		219	99	PRT		269	43	RCL
170	66	PAU		220	43	RCL		270	13	13
171	42	TO		221	25	25		271	45	=
172	27	27		222	55	-		272	99	PRT
173	44	NUM		223	43	RCL		273	43	RCL
174	12	12		224	12	12		274	25	25
175	43	RCL		225	95	=		275	55	-
176	12	12		226	95	PRT		276	43	RCL
177	66	PAU		227	43	RCL		277	13	13
178	43	RCL		228	24	24		278	95	=
179	07	07		229	55	-		279	99	PRT
180	35	35		230	43	RCL		280	43	RCL
181	43	RCL		231	12	12		281	26	26
182	06	6		232	12	12		282	55	-
183	35	35		233	12	12		283	43	RCL
184	12	TO		234	43	RCL		284	13	13
185	27	27		235	43	RCL		285	45	=
186	12	12		236	55	-		286	99	PRT
187	12	12		237	43	RCL		287	43	RCL
188	43	RCL		238	12	12		288	40	00
189	95	95		239	95	-		289	55	-
190	66	PAU		240	43	RCL		290	43	RCL
191	43	RCL		241	43	RCL		291	13	13
192	12	12		242	12	12		292	95	=
193	43	RCL		243	55	-		293	99	PRT
194	07	07		244	43	RCL		294	43	RCL
195	85	+		245	12	12		295	27	27
196	43	RCL		246	95	=		296	55	-
197	12	12		247	99	PRT		297	43	RCL
198	95	=		248	43	RCL		298	13	13
199	66	PAU		249	07	07		299	95	=

CONTINUA...

300	99	PRT	350	95	=	400	43	RCL
301	43	RCL	351	99	PRT	401	23	23
302	28	28	352	42	STD	402	75	-
303	55	-	353	18	18	403	43	RCL
304	43	RCL	354	43	RCL	404	24	24
305	13	13	355	16	16	405	65	X
306	95	=	356	65	X	406	43	RCL
307	99	PRT	357	43	RCL	407	23	23
308	98	ADV	358	13	13	408	54	-
309	69	OP	359	95	=	409	95	=
310	00	00	360	99	PRT	410	42	STD
311	02	2	361	42	STD	411	27	27
312	01	1	362	19	19	412	94	+ -
313	69	OP	363	98	ADV	413	05	+
314	01	01	364	43	RCL	414	43	RCL
315	02	2	365	21	21	415	20	20
316	07	7	366	11	A	416	95	=
317	04	4	367	42	STD	417	42	STD
318	01	1	368	26	26	418	28	28
319	02	2	369	43	RCL	419	43	RCL
320	05	5	370	22	22	420	16	16
321	03	3	371	11	A	421	85	-
322	02	2	372	42	STD	422	43	RCL
323	03	3	373	24	24	423	20	20
324	06	6	374	43	RCL	424	95	=
325	69	OP	375	21	21	425	42	STD
326	01	01	376	11	A	426	21	21
327	69	OP	377	43	STD	427	43	RCL
328	05	05	378	11	21	428	20	20
329	43	RCL	379	11	RCL	429	65	-
330	14	14	380	10	-	430	41	RCL
331	55	-	381	25	-	431	7	15
332	11	RCL	382	51	-	432	55	-
333	15	15	383	43	RCL	433	41	RCL
334	11	=	384	28	28	434	21	29
335	41	PRT	385	89	-	435	85	+
336	42	STD	386	42	RCL	436	-	RCL
337	21	21	387	21	21	437	45	26
338	75	-	388	75	-	438	15	-
339	41	RCL	389	41	RCL	439	11	RCL
340	07	07	390	24	24	440	20	20
341	05	=	391	25	-	441	55	-
342	99	PRT	392	43	RCL	442	11	RCL
343	41	10	393	20	20	443	11	29
344	17	17	394	54	-	444	95	=
345	41	RCL	395	51	-	445	43	STD
346	10	16	396	51	-	446	21	31
347	65	-	397	43	RCL	447	51	-
348	41	RCL	398	25	25	448	41	RCL
349	11	11	399	95	-	449	16	16

DATOS:MEMORIA

- | | | | | |
|----|---|--|---|---------------------------------|
| 01 | - | %C | } | <u>ANALISIS DEL COMBUSTIBLE</u> |
| 02 | - | %H ₂ | | |
| 03 | - | %S | | |
| 04 | - | %O ₂ | | |
| 05 | - | %H ₂ O | | |
| 06 | - | %N ₂ | | |
| 07 | - | % ceniza | | |
| 08 | - | % de ceniza volátil del total de ésta. | | |
| 09 | - | % de aire teórico más el exceso | | |
| 14 | - | Calor por liberar en el horno en KW | | |
| 15 | - | Poder calorífico Alto del combustible en KJ/Kgm. | | |

Con referencia en la sección 4.1.9

- | | | |
|----|---|---|
| 20 | - | m ⁴ , Flujo de aire primario al pulverizador en Kgm/s |
| 21 | - | T ₄ , Temperatura a la entrada al pulverizador en K |
| 22 | - | T ₁ = T ₅ , Temperatura ambiente de diseño en K. |
| 23 | - | T ₂ = T ₃ , Temperatura a la salida del calentador de aire en K |
| 30 | - | Calor específico del carbón en KJ/Kgm.K. |

Datos de impresión:

- | | | |
|----|---|------------|
| 37 | - | 1517314000 |
| 38 | - | 2624314000 |
| 39 | - | 4232271337 |

RESULTADOSMEMORIA

- 00 - relación Kg. de oxígeno en exceso/Kg de combustible.
- 10 - relación Kg. de aire teórico / Kg. de combustible.
- 11 - relación Kg. de aire total / Kg. de combustible.
- 12 - relación Kg. de gases con ceniza total / Kg. de combustible.
- 13 - relación Kg. de gases con ceniza volátil / Kg. de combustible.
- 16 - \dot{m}_5 , flujo de carbón a quemadores en Kgm/s
- 17 - Flujo de ceniza producida en Kgm./s.
- 18 - \dot{m}_0 , flujo de aire requerido en Kgm/s.
- 19 - Flujo de gases con ceniza volátil en Kgm/s.
- 24 - C_{p1}
- 25 - $C_{p2,3}$ en Kj/Kgm.K
- 26 - C_{p4}
- 27 - \dot{m}_2
- 28 - \dot{m}_1 en Kgm/s.
- 29 - \dot{m}_6
- 31 - C_{p6} en Kj/Kgm K
- 32 - T_6 en K.
- 33 - \dot{m}_3 en Kgm./s
- 34 - \dot{m}_7 en Kgm./s
- 35 - C_{p7} en Kj/Kgm.K
- 36 - T_7 en K.

TABLA DE RESULTADOS. (Primera Parte)

CONTENIDO DE CENIZA	20%	25%	30%	37%
% Carbono	60.37	56.96	52.46	44.69
% Hidrógeno	4.42	4.0	3.8	3.33
% Azufre	0.87	0.72	0.68	0.6
% Oxígeno	9.68	9.02	8.89	7.44
% Humedad	3.4	3.2	3.1	6.0
% Nitrógeno	1.26	1.1	1.07	0.94
P.C.A. Kj/Kg	26054.28	24632.34	23701.74	18282.37
% CO ₂	20.6845	20.7442	20.5660	20.1457
% H ₂ O	5.2034	5.0565	5.1435	5.5614
% SO ₂	0.1625	0.1430	0.1453	0.1475
% N ₂	69.2181	68.8802	68.4468	67.4875
% ceniza volátil	1.4015	1.8621	2.4054	3.4113
W _o Kg./s	26.51	29.393	32.394	44.0564
W _{ceniza} Kg/s	5.302	7.348	9.7182	16.3008
W _{aire} Kg/s	255.127	264.847	269.426	314.1777
W _{gases} Kg/s	283.74	295.96	303.01	358.3830
r ^o 2 en exc./o	0.35635	0.3336	0.30799	0.26407
r _{aire/c}	9.62325	9.0104	8.3171	7.13125
r _{prod./c}	10.7525	10.1314	9.4288	8.2271
T ₇ K	518.112	517.116	515.9072	513.1438
% Materia volátil y humedad	36.8	34.3	32.6	31.8

PROGRAMA PARA DETERMINAR EL CALOR ESPE-
CIFICO DE CADA UNO DE LOS GASES EN
LOS PRODUCTOS Y REALIZACION DEL BA-
LANCE PARA DETERMINAR LA TEMPERATURA
DE LA FLAMA.

LISTADO DE LA SEGUNDA PARTE DEL PROGRAMA

000	43	RCL	051	11	11	101	42	STO
001	08	08	052	13	0	102	24	24
002	11	R	053	42	STO	103	43	RCL
003	42	STO	054	23	23	104	15	15
004	15	15	055	44	SUM	105	99	PRT
005	42	STO	056	14	14	106	90	RDV
006	17	17	057	43	RCL	107	43	RCL
007	43	RCL	058	14	14	108	13	13
008	15	04	059	55	-	109	07	-
009	11	R	060	02	2	110	4	RCL
010	42	STO	061	35	=	111	25	25
011	19	19	062	65	-	112	05	X
012	44	SUM	063	43	RCL	113	02	3
013	15	15	064	03	03	114	43	-
014	43	RCL	065	25	-	115	06	6
015	10	10	066	44	SUM	116	06	6
016	11	R	067	15	15	117	07	-
017	42	STO	068	43	RCL	118	35	=
018	21	21	069	10	10	119	42	STO
019	44	SUM	070	14	0	120	35	35
020	15	15	071	42	STO	121	65	X
021	42	RCL	072	30	20	122	43	RCL
022	15	15	073	65	-	123	15	15
023	55	-	074	41	RCL	124	15	-
024	07	-	075	14	04	125	43	RCL
025	25	=	076	1	-	126	07	07
026	07	-	077	43	STO	127	45	=
027	4	RCL	078	15	15	128	42	STO
028	0	06	079	43	RCL	129	42	STO
029	0	-	080	11	-	130	43	RCL
030	1	STO	081	15	-	131	43	RCL
031	1	STO	082	4	10	132	43	RCL
032	1	STO	083	1	-	133	43	RCL
033	1	STO	084	1	-	134	43	RCL
034	1	STO	085	1	-	135	43	RCL
035	4	10	086	1	-	136	43	RCL
036	1	10	087	1	-	137	43	RCL
037	1	10	088	1	-	138	43	RCL
038	1	RCL	089	1	-	139	43	RCL
039	12	02	090	1	-	140	43	RCL
040	25	=	091	1	-	141	43	RCL
041	14	10	092	1	-	142	43	RCL
042	15	15	093	1	-	143	43	RCL
043	4	RCL	094	1	-	144	43	RCL
044	4	09	095	46	-	145	43	RCL
045	1	1	096	44	00	146	43	RCL
046	42	STO	097	15	15	147	4	RCL
047	4	13	098	4	RCL	148	43	RCL
048	42	STO	099	1	11	149	43	RCL
049	14	14	100	11	R	150	4	SUM
050	43	RCL						

CONTINUA...

301	11	11	351	19	19	401	01	1
302	95	=	352	99	PRT	402	08	8
303	44	SUM	353	43	RCL	403	06	6
304	36	36	354	20	20	404	95	=
305	43	RCL	355	99	PRT	405	92	RTH
306	00	00	356	43	RCL	406	76	LBL
307	85	+	357	21	21	407	12	B
308	43	RCL	358	99	PRT	408	42	STO
309	13	13	359	43	RCL	409	11	01
310	95	=	360	22	22	410	96	.
311	42	STO	361	99	PRT	411	03	3
312	34	34	362	43	RCL	412	06	.
313	75	-	363	22	22	413	08	8
314	43	RCL	364	99	PRT	414	75	-
315	35	35	365	43	RCL	415	08	8
316	95	=	366	24	24	416	02	2
317	65	.	367	99	PRT	417	93	.
318	43	RCL	368	91	PRT	418	04	4
319	24	24	369	11	PRT	419	05	.
320	65	X	370	76	LBL	420	55	.
321	43	RCL	371	11	R	421	43	RCL
322	11	11	372	42	STO	422	01	01
323	95	=	373	01	01	423	85	+
324	44	SUM	374	93	.	424	09	9
325	36	36	375	02	2	425	08	8
326	43	RCL	376	03	3	426	09	9
327	34	34	377	08	8	427	06	6
328	65	.	378	75	-	428	55	-
329	43	RCL	379	06	6	429	43	RCL
330	11	15	380	03	3	430	01	01
331	95	=	381	91	PRT	431	02	2
332	35	100	382	11	PRT	432	95	=
333	65	.	383	06	6	433	45	.
334	43	RCL	384	55	.	434	04	4
335	34	36	385	41	PRT	435	02	2
336	95	=	386	01	01	436	01	01
337	42	STO	387	55	.	437	06	6
338	37	37	388	01	1	438	.	.
339	99	PRT	389	02	2	439	.	.
340	36	ADM	390	02	2	440	42	STO
341	43	RCL	391	52	LE	441	09	LBL
342	16	16	392	02	2	442	11	.
343	99	PRT	393	55	.	443	42	STO
344	43	RCL	394	41	RCL	444	01	01
345	17	17	395	01	01	445	01	1
346	34	PRT	396	01	1	446	43	.
347	43	RCL	397	95	=	447	01	1
348	18	18	398	65	.	448	00	0
349	14	PRT	399	04	4	449	02	2
350	43	RCL	400	91	.	450	75	.

CONTINUA...

451 02 2
 452 04 4
 453 93 .
 454 06 6
 455 55 +
 456 43 RCL
 457 01 01
 458 34 FX
 459 85 +
 460 02 2
 461 02 3
 462 01 1
 463 55 -
 464 43 RCL
 465 01 01
 466 35 =
 467 65
 468 04 4
 469 93 .
 470 01 1
 471 06 8
 472 06 6
 473 95 =
 474 92 RTN
 475 76 LBL
 476 14 D
 477 42 STO
 478 01 01
 479 93 .
 480 01 1
 481 93 3
 482 07 .
 483 05 5
 484 01 .
 485 . .
 486 01 .
 487 01 .
 488 01 EE
 489 04 4
 490 01 +
 491 65
 492 43 RCL
 493 01 01
 494 05 .
 495 04 4
 496 01 1
 497 02 2
 498 03 3
 499 55 .
 500 43 RCL

501 01 01
 502 33 X²
 503 95 =
 504 65 .
 505 04 4
 506 93 .
 507 01 1
 508 08 8
 509 06 6
 510 95 =
 511 92 RTN
 512 76 LBL
 513 15 E
 514 42 STO
 515 01 01
 516 93 .
 517 03 3
 518 06 6
 519 75 .
 520 04 4
 521 93 .
 522 00 0
 523 00 0
 524 06 6
 525 55 -
 526 43 RCL
 527 01 01
 528 04 FX
 529 65 +
 530 02 2
 531 06 6
 532 93 .
 533 06 6
 534 05 -
 535 43 RCL
 536 01 01
 537 95 =
 538 05
 539 04 4
 540 93 .
 541 01 1
 542 02 2
 543 06 6
 544 95 =
 545 92 RTN
 546 00 0
 547 01 1
 548 00 0
 549 00 0
 550 00 0

Para ésta segunda parte, el proceso es similar:

DATOS:

Memoria:

- 02 - % CO_2
- 03 - % H_2O
- 04 - % SO_2
- 05 - % O_2
- 06 - % N_2
- 07 - % ceniza volátil en los productos
- 08 - T_c Temperatura de los productos del carbono en K.
- 09 - T_H Temperatura de los productos del hidrógeno en K.
- 10 - T_s Temperatura de los productos del azufre en K.
- 11 - T_7 Temperatura de la mezcla aire-combustible en K.
- 12 - Calor específico promedio de la ceniza en KJ/KgmK.
- 13 - Flujo de carbón a quemadores en Kg/s.
- 00 - Flujo de aire total a quemadores en Kg/s.
- 25 - % C
- 26 - % H_2
- 27 - % N_2
- 28 - % S
- 29 - % O_2
- 30 - % H_2O
- 31 - % ceniza en el carbón
- 32 - relación: %v. de aire total / %v. de combustible

33 - relación: Kg. de oxígeno en exceso/Kg. de combustible.

RESULTADOS:

Memoria.-

- 15 - Calor específico de los productos a la temperatura final.
- 16 - Calor específico del CO_2 a T_c .
- 17 - Calor específico del N_2 a T_c .
- 18 - Calor específico del H_2O a T_H .
- 19 - Calor específico del N_2 a T_H .
- 20 - Calor específico del SO_2 a T_s .
- 21 - Calor específico del N_2 a T_s .
- 22 - Calor específico del O_2 a T_7 .
- 23 - Calor específico del H_2O a T_7 .
- 24 - Calor específico del N_2 a T_7 .
- 37 - Tg.s. - Temperatura de la flama y los productos después de la combustión en K.

NOTA: Todos los calores específicos se obtienen en KJ/Kgm.K.

TABLA DE RESULTADOS (SEGUNDA PARTE)

CONTENIDO DE CENIZA	20%	25%	30%	37%
Temperatura de la flama en K.	2443.45	2366.03	2322.24	2027.84
Calor específico de los gases a la temperatura de la flama Kj/Kgm.K	1.3661	1.3576	1.3513	1.3357

4.2 SECUENCIA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL GENERADOR DE VAPOR DEL LADO DE GASES.

Para realizar un análisis de transferencia de calor en un generador, es importante identificar los fenómenos que ocurren en cada parte del mismo. Existen gran cantidad de factores que intervienen, siendo imposible evaluar todos ellos, lo que impide llegar a una solución exacta. Al aplicar la teoría de transferencia de calor, se evalúan sólo los principales factores como son radiación y convección y mediante un proceso iterativo, se determina el comportamiento en cada elemento del generador y globalmente, en forma aproximada. Para ello se requiere un conocimiento detallado del arreglo general del generador, así como de cada uno de sus elementos.

4.2.1 CONSIDERACIONES PARA EL HOGAR.-

Para realizar el análisis del hogar, se divide éste en dos zonas: La de flama donde la transferencia de calor se debe a radiación de gases luminosos y la de radiación en la que se debe a la radiación que se fuga de la zona de la flama, a la de gases no luminosos y a la convección.

Se ha de considerar para el análisis, que la flama tiene una forma semejante al hogar para poder evaluar

los factores de forma considerando placas planas paralelas o perpendiculares según el caso.

4.2.1.1 ZONA DE LA FLAMA.-

El tamaño de la flama depende del tamaño del hogar así como de la ubicación de los quemadores. La ubicación de los quemadores en el hogar, para el generador analizado se muestra en el siguiente arreglo.

La altura considerada como zona de la flama se determina como: La altura ocupada por los niveles de quemadores más una vez y media la separación entre ellos, hacia arriba del nivel superior. Para las dimensiones laterales, se considera el 75 por ciento de las del hogar, debido a que la flama nunca debe tener contacto con las paredes. Ref. 12.

Con lo anterior, el dimensionamiento de la flama queda como:

Altura = Distancia del nivel inferior al superior de quemadores. + Una vez y media la separación entre niveles.

Ancho = 75% del ancho del hogar.

Profundidad = 75% de la profundidad del hogar.

Para el análisis en ésta zona, además de conocer la temperatura de la flama, es importante determinar la emisividad de la misma, la emisividad de la superficie y su temperatura, así como los factores de forma entre el plano imaginario que forma la flama y la superficie de calefacción. Con todo lo anterior conocido, es factible calcular el calor transferido por radiación de gases luminosos a las paredes de agua en la zona de la flama mediante la siguiente ecuación:

$$q_{rf} = \sigma \epsilon_f \epsilon_B (T_f^4 - T_B^4) (FPA)$$

donde:

q_{rf} = calor transferido en la zona de la flama por radiación. W

σ = constante de Stefan-Boltzman ($5.6697 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}^4$)

ϵ_f = emisividad de la flama

ϵ_B = emisividad de la superficie

T_f = temperatura de la flama K

T_B = temperatura de la superficie K

F = factor de forma

A = superficie de calefacción m^2

La emisividad de la flama se evalúa con la siguiente ecuación:

$$\epsilon_f = 1 - e^{-x}$$

$$x = 317.7 \frac{L ((1 - V) \rho_b / \rho_l)^{2/3}}{g_b \rho_b D (1.8 (T_f - 273) + 32)}$$
Ref. 7

donde:

L = espesor de la flama. m

V = fracción de materia volátil más humedad en el combustible como quemado.

ρ_0 = densidad del carbón Kg/m³

ρ_1 = densidad de la ceniza Kg/m³

g_b = Kg de combustible / Kg de productos de la combustión

D = diámetro de las partículas de carbón. m

Dado que el hogar no es de sección cuadrada, la L se calcula como el promedio del ancho, la profundidad y la altura de la flama.

La temperatura de la flama se evaluó en el capítulo de combustión. La temperatura de la superficie puede ser evaluada con un análisis de transferencia de calor por el interior de los tubos, para ello se requiere conocer la velocidad de la mezcla agua-vapor, sus propiedades físicas y evaluar los coeficientes de película, este análisis es igual de complejo como el del exterior de los tubos, se estima como un valor aproximado de la temperatura de la superficie en la zona de la flama cincuenta Kelvin por arriba de la temperatura de saturación del agua.

La emisividad de la superficie de calefacción depende

del tipo de material, así como de su temperatura, la emisividad se obtiene de las referencias 6 y 12.

Los factores de forma para placas planas paralelas se determina en función del dimensionamiento de las placas y de la separación entre ellas. Los factores de forma se obtienen de la gráfica 4.2.1 tomada de la referencia 18. Para usar la gráfica, se requiere conocer las siguientes relaciones:

$$\frac{x}{s} = \frac{\text{lado de la flama}}{\text{separación entre placas}}$$

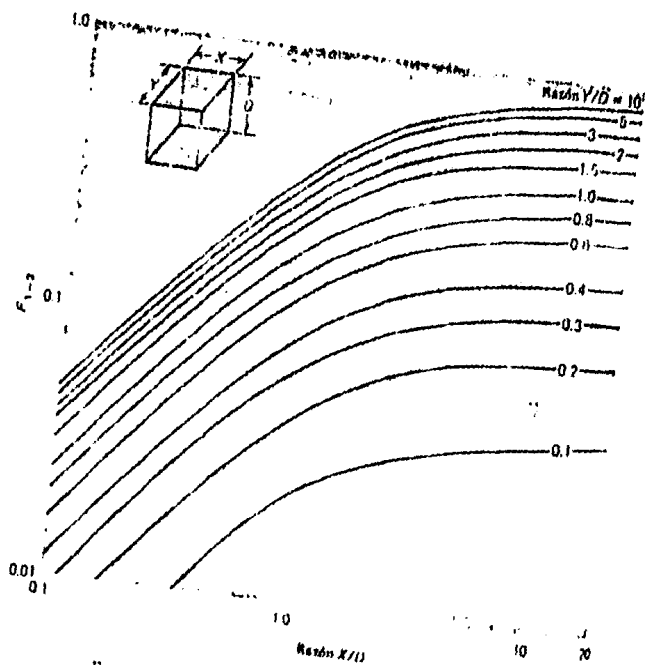
$$\frac{y}{s} = \frac{\text{altura de la flama}}{\text{separación entre placas}}$$

Con las cuales se obtiene el factor de forma entre el plano formado por la flama y el de la superficie y luego calcular el producto $F A$. Se hace lo mismo para las tres caras restantes hasta completar $\Sigma F A$.

La parte superior de la flama se considera como un plano horizontal llamado "colchón de flama" que emite calor a las paredes de la zona de radiación. Esta fracción de calor se evalúa como:

$$q_{rf-r} = \sigma \epsilon_f \epsilon_B (\tau_B T_f^4 - \tau_B T_B^4) \Sigma F A$$

donde:



Factor de forma para radiación entre rectángulos paralelos

GRAFICA 4.2.1.

q_{rf-r} = calor transferido a la zona de radiación desde de la zona de flama. W

τ_g = Transmisividad de los gases evaluado a la temperatura de gases promedio.

τ_s = Transmisividad de los gases evaluada a la temperatura de la superficie promedio.

EFA = Sumatoria de los productos de los factores de forma por el área. m^2

Para determinar la transmisividad de los gases, se requiere evaluar la emisividad de los mismos. Para ello se procede a determinar el espesor de la capa de gases con la siguiente ecuación.

$$L_g = \frac{2}{3} (\text{volúmen})^{1/3}$$

donde:

L_g = espesor de la capa de gases m

Volúmen es el que encierra a los gases m^3

Del análisis de los productos de la combustión, se obtienen los porcentos de los componentes de los gases, de los cuales los que tienen mayor importancia para la

transferencia de calor por radiación de gases no luminosos son el vapor de agua y el bióxido de carbono, debido a que tienen la propiedad de absorber y emitir calor. Esta propiedad depende de la temperatura y del producto $P_i L_g$ siendo P_i la presión parcial del componente.

De las gráficas 4.2.2 y 4.2.3 (Ref. 6 y 12), se obtienen las emisividades del CO_2 y del H_2O a diferentes temperaturas y productos $P_i L_g$. El valor de las emisividades así obtenido se debe corregir con el factor k_c debido a que las longitudes de onda del vapor de agua y de bióxido de carbono se traslapan y al hacer la suma algebraica de las emisividades, se obtiene un valor un poco mayor al real, para corregirlo se debe restar el factor antes mencionado, que se evalúa con la gráfica 4.2.4 (Ref. 6 y 12) en función de la temperatura y de las siguientes relaciones de presiones parciales

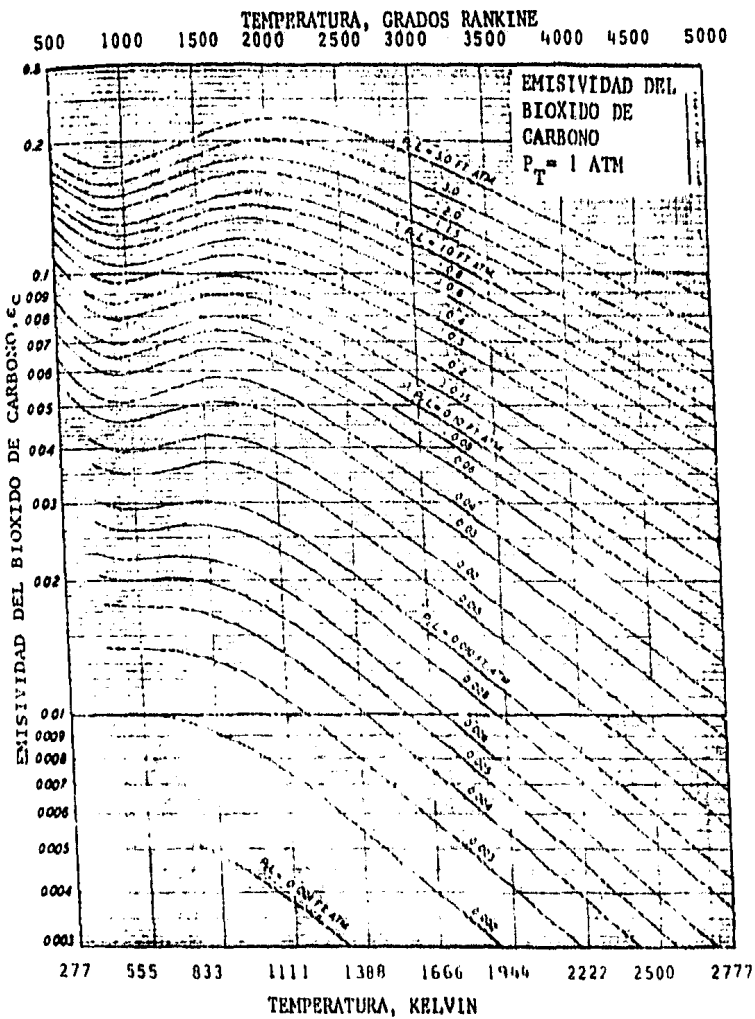
$$\frac{P_w}{P_w + P_c}$$

y

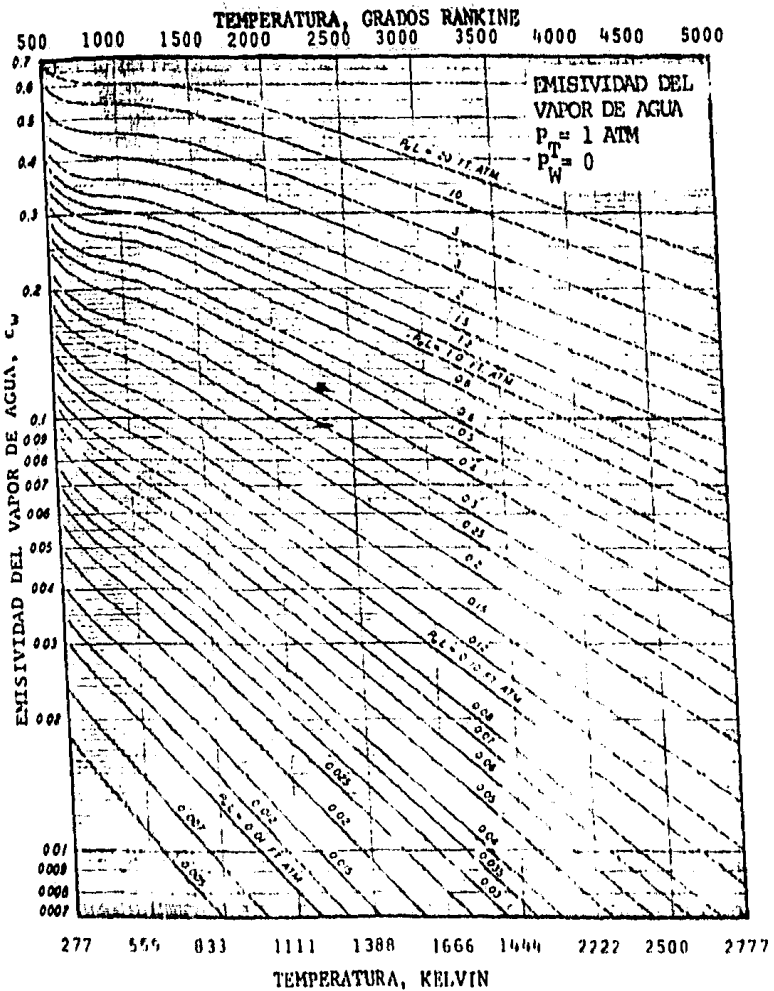
$$P_c L_g + P_w L_g$$

donde:

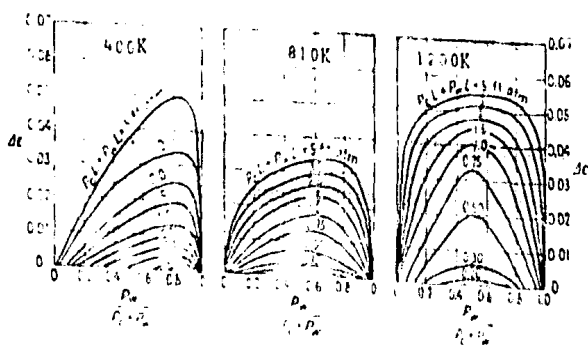
P_w = presión parcial del vapor de agua bar



GRAFICA 4.2.2.



GRAFICA 4.2.3.



Corrección de la emisividad del gas debido al traslape entre la emisividad del vapor de agua y el bióxido de carbono.

GRAFICA 4.2.4.

P_c = Presión parcial del bióxido de carbono bar

Por tanto, la emisividad de los gases evaluada a la temperatura de éstos es:

$$\epsilon_{gg} = \epsilon_c + \epsilon_w - \Delta\epsilon$$

donde:

ϵ_{gg} = emisividad de los gases evaluada a la temperatura de gases promedio.

ϵ_c = emisividad del bióxido de carbono evaluada a la temperatura de los gases promedio.

ϵ_w = emisividad del vapor de agua evaluada a la temperatura del gas promedio.

$\Delta\epsilon$ = factor de corrección evaluado a la temperatura del gas promedio.

y la emisividad de los gases evaluada a la temperatura de la superficie es:

$$\epsilon_{gs} = \epsilon_c + \epsilon_w - \Delta\epsilon$$

donde:

ϵ_{gs} = emisividad de los gases evaluada a la temperatura de la superficie.

ϵ_c = emisividad del bióxido de carbono evaluada a la temperatura de la superficie.

ϵ_w = emisividad del vapor de agua evaluada a la temperatura de la superficie.

Δ_c = factor de corrección evaluado a la temperatura de la superficie.

La transmisividad de los gases se determina en función de la emisividad como se muestra a continuación:

De las propiedades de la radiación, cuando la energía radiante incide sobre un cuerpo, parte de ésta se refleja, parte se absorbe y el restante se transmite, de manera tal que la reflectividad más la absorptividad más la transmisividad es igual a uno.

$$\rho + \alpha + \beta = 1$$

Para el caso en que ese cuerpo sea un gas, la reflectividad es tan pequeña que puede ser despreciada, con lo cual se obtiene:

$$\alpha + \tau = 1$$

Para gases la emisividad es igual a la absorptividad por lo que:

$$\tau = 1 - \epsilon$$

y la transmisividad de los gases a las dos temperaturas es:

$$\tau_{gg} = 1 - \epsilon_{gg}$$

$$\tau_{gs} = 1 - \epsilon_{gs}$$

Los factores de forma para placas perpendiculares se obtienen de la gráfica 4.2,5 (Ref. 18) conociendo las relaciones :

$$\frac{z}{x} = \frac{\text{ancho de la flama}}{\text{profundidad de la flama}}$$

$$\frac{y}{x} = \frac{\text{altura de la superficie}}{\text{profundidad de la flama}}$$

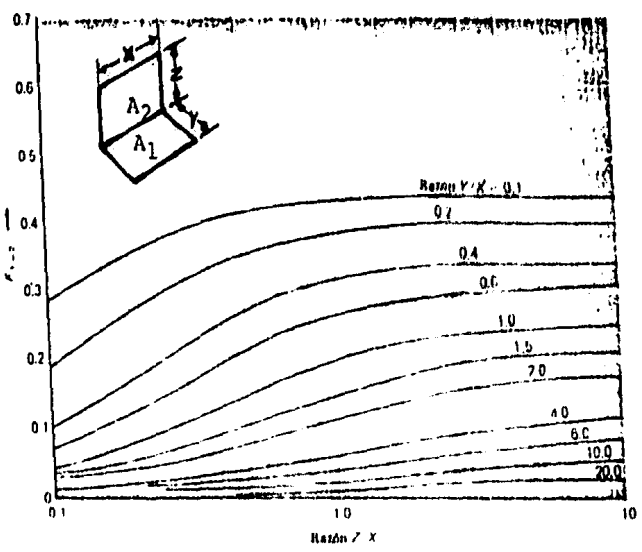
La superficie de calefacción de cada pared es multiplicada por su correspondiente factor de forma y al sumarlos, se obtiene el área total efectiva proyectada.

Para iniciar el cálculo del calor transferido en la zona de radiación, es necesario conocer la temperatura de los gases en la entrada a esta zona, que se considera como la temperatura en la salida de la zona de la flama, y se evalúa mediante el siguiente balance:

$$q_{rf} + q_{rf-r} = G_g C_{p_g} (T_f - T_{gsf})$$

donde:

$$G_g = \text{flujo de gases productos de la combustión } \text{Kg/s}$$



GRAFICA 4.2.5

C_{pg} = calor específico de los gases evaluado a T_{gp} J/K_g K

T_{gp} = temperatura de los gases promedio K

T_{gsf} = temperatura de los gases en la salida de
la flama K

El calor específico de los gases se evalúa con las siguientes relaciones: (Ref. 2 y 17).

$$C_{pg} = C_{pCO_2} \times \% CO_2 + C_{pO_2} \times \% O_2 + C_{pN_2} \times \% N_2 +$$

$$C_{pH_2O} \times \% H_2O + C_p \text{ ceniza} \times \% \text{ ceniza.}$$

donde:

$$C_{pCO_2} = 0.368 - 82.45 / T + 9980 / T^2$$

$$C_{pO_2} = 0.36 - 4.006 / T^{1/2} + 26.6/T$$

$$C_{pN_2} = 0.338 - 68.78/T + 1280/T^2$$

$$C_{pH_2O} = 1.102 - 24.6/T^{1/2} + 231/T$$

$$C_{pSO_2} = 0.1875 - 17 \times 10^{-6} \times T - 4123/T^2$$

$$C_p \text{ ceniza} = 0.224$$

NOTA: Estas ecuaciones se encuentran en sistema métrico, deben ser afectadas por el factor 4186 para transformar a J/Kg K.

La temperatura del gas promedio T_{gp} se determina mediante un proceso iterativo, suponiendo al inicio la temperatura de los gases en la salida de la flama y comparandola con la real calculada con la siguiente ecuación de balance:

$$T_{gsf} = T_f - \frac{q_{rf} + q_{rf-r}}{Q_g C_{pg}}$$

y

$$T_{gp} = \frac{T_f + T_{gsf}}{2}$$

4.2.1.2 ZONA DE RADIACION.-

En esta zona se presentan dos formas de transferencia de calor, la más importante es radiación de gases no luminosos y la otra forma es por convección.

La radiación debida a gases no luminosos se rige por la siguiente ecuación:

$$q_{rg} = A \epsilon_s (\epsilon_{gg} T_{gp}^4 - \epsilon_{gs} T_s^4)$$

donde:

- q_{rg} = calor transferido a las paredes de agua por radiación de gases no luminosos W
- A = superficie de calefacción m^2
- ϵ_s = emisividad de la superficie de calefacción
- ϵ_{gg} = emisividad del gas evaluado a T_{gp}
- ϵ_{gs} = emisividad del gas evaluada a T_{sp}
- T_{gp} = temperatura promedio del gas K
- T_s = temperatura de la superficie de calefacción K

ϵ_s , ϵ_{gg} y ϵ_{gs} se evalúan de la misma forma que se evaluaron en la sección 4.2.1.1.

La temperatura T_{gp} se considera como un promedio de la temperatura de los gases a la entrada y salida de la zona de radiación, para iniciar el cálculo se supone una caída de temperatura de los gases en esta zona.

La temperatura de la superficie en la zona de radiación se estima como veinticinco Kelvin por arriba de la temperatura de saturación del agua.

Por tanto:

$$T_{gp} = (T_g \text{ entrada} + (T_g \text{ entrada} - \Delta T))/2$$

La transferencia de calor por convección en ésta zona

se evalúa considerando un flujo sobre una placa plana, regida por la siguiente ecuación:

$$q_c = hA (T_{gp} - T_s)$$

donde:

q_c = calor transferido por convección W

h = coeficiente de transferencia de calor por convección W/m² K

$$h = \frac{Nu \cdot k_f}{L}$$

Nu = número de Nusselt

k_f = conductividad térmica del gas evaluada a t_f W / m K

t_f = temperatura de película K

$$t_f = \frac{T_{gp} + T_s}{2}$$

L = Longitud característica de la placa m

El número de Nusselt depende del tipo de flujo que se presenta, el cual se determina mediante el número de Reynolds (Re).

$$Re = \frac{GL}{\mu_f}$$

donde:

μ_f = viscosidad dinámica de los gases evaluada a t_f Kg / m s

G = Flujo másico de los gases Kg / s

$$G = \frac{Gg}{A \text{ libbre}} \quad \text{Kg/m}^2 \text{ s}$$

La viscosidad y conductividad se evalúan en las gráficas 4.2.6 y 4.2.7, graficadas con las referencias 05, 10, 18.

Se tiene flujo turbulento cuando $Re > 5 \times 10^6$ y el número de Nusselt se evalúa como:

$$Nul = 0.036 Re^{.8} Pr^{1/3}$$

Se tiene flujo laminar cuando $Re < 8 \times 10^4$ y el número de Nusselt se evalúa como:

$$Nul = 0.664 Re^{.5} Pr^{1/3}$$

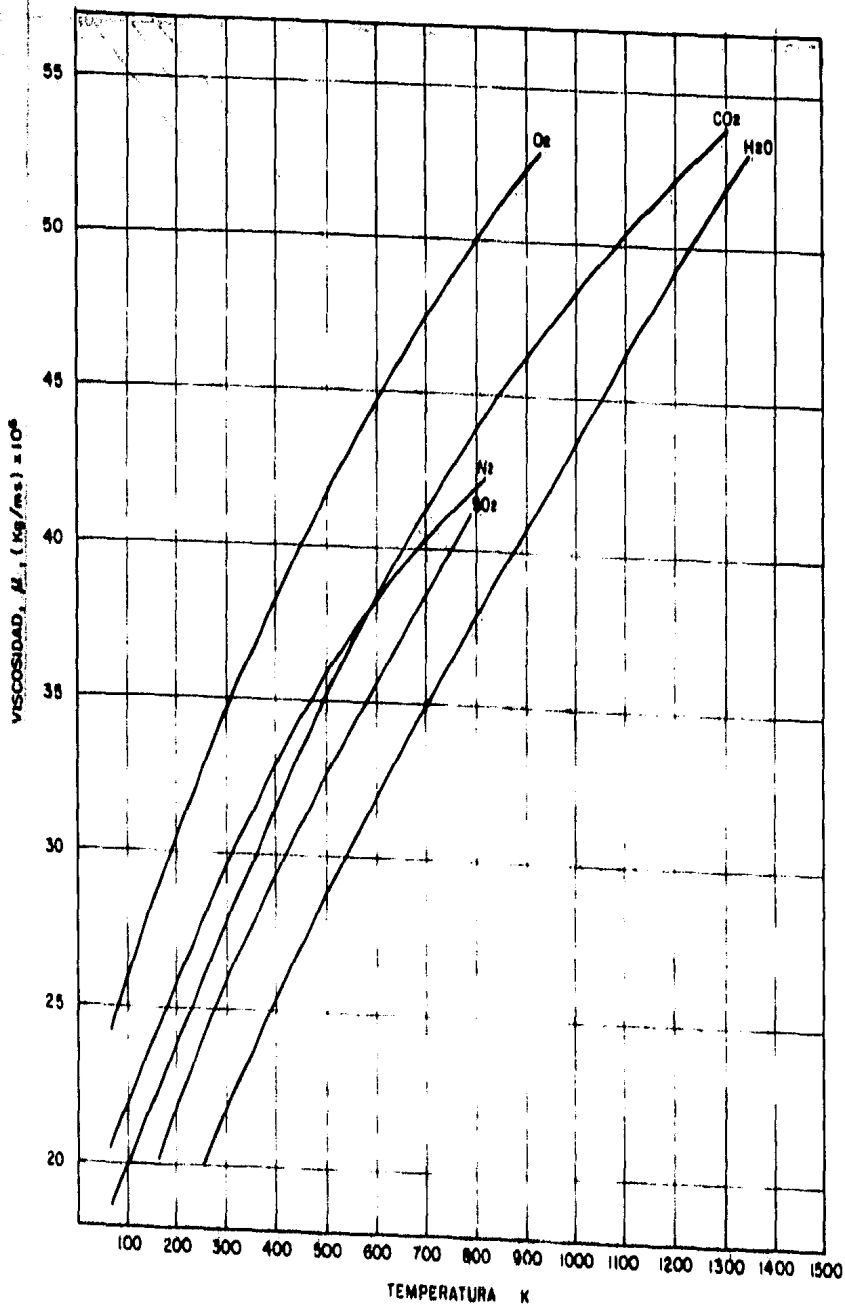
Se tiene flujo transitorio cuando $8 \times 10^4 < Re < 5 \times 10^6$ y el número de Nusselt se evalúa como:

$$Nul = 0.036 (Re^{0.8} - 23200) Pr^{1/3}$$

El número de Prandtl (Pr) se define como $Pr = \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)_f$

evaluados a la temperatura de película. La forma de evaluar las propiedades del gas es mediante la sumatoria de las propiedades de cada elemento del gas por el porcentaje del mismo.

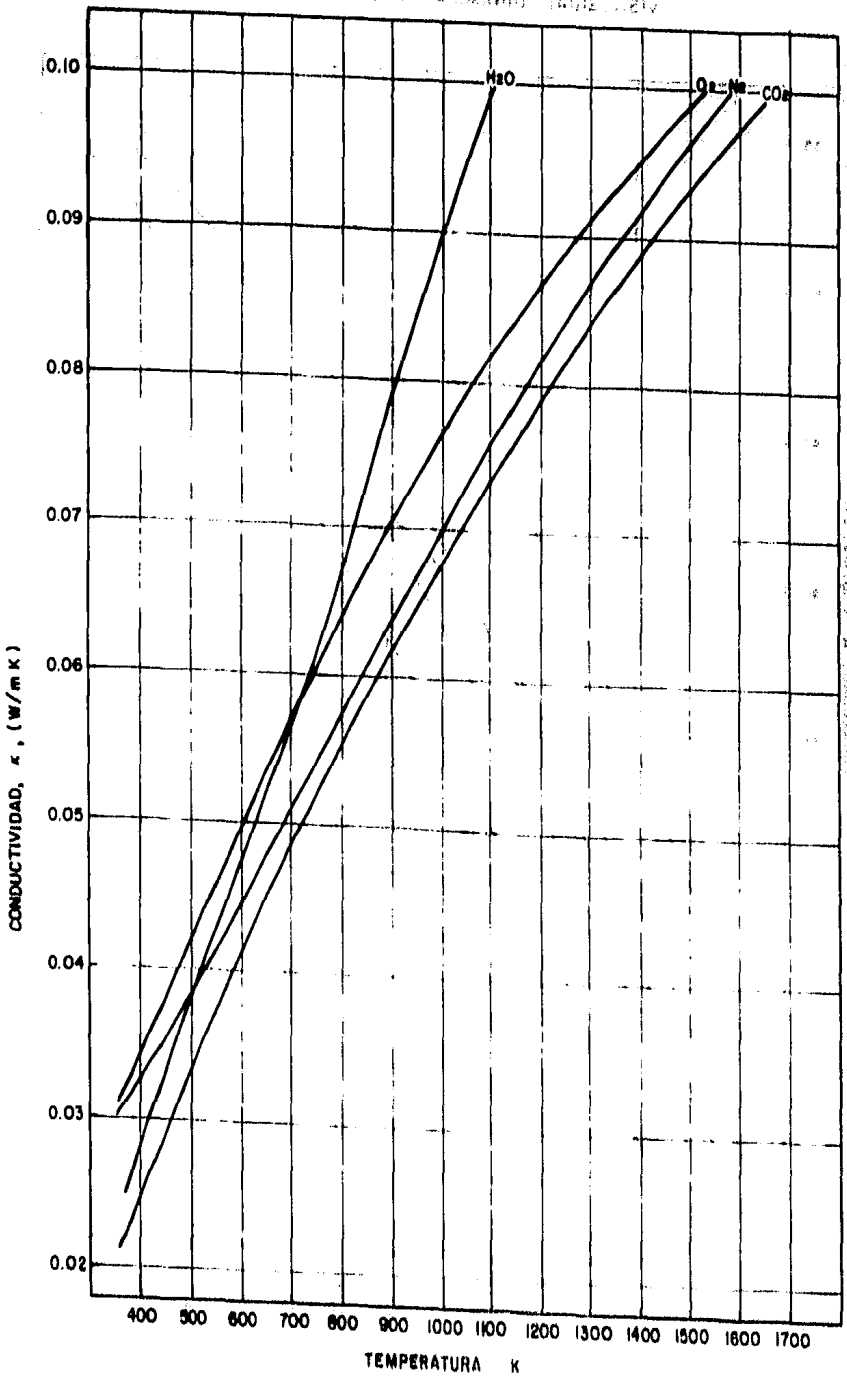
VISCOSIDAD DINAMICA DE LOS GASES



GRAFICA 4.2.6.

CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LOS GASES

PREPARADO POR EL INGENIERO QUIMICO J. M. GARCIA



TEMPERATURA K

GRAFICA 4.2.7.

Con el calor transferido en la zona de radiación debida a la convección y radiación de gases no luminosos, se evalúa la temperatura de los gases a la salida de la zona de radiación, y se verifica la caída de temperatura supuesta al inicio.

$$q_{rg} + q_c = G_g C_{pg} (T_g \text{ entrada} - T_g \text{ salida})$$

$$T_g \text{ salida} = T_g \text{ entrada} - \frac{q_{rg} + q_c}{G_g C_{pg}}$$

En caso de que esta temperatura no corresponda a la supuesta, se supondrá ésta última como la real de los gases a la salida del hogar con la cual se corregirá T_{gp} y se evaluarán las emisividades con ésta temperatura para iniciar un nuevo cálculo.

4.2.2 ANÁLISIS DEL SOBRECALENTADOR SECUNDARIO.

El sobrecalentador secundario está formado por un par de bancos de tubos que constituyen los sobrecalentadores de intermedia y alta temperaturas, ambos están en línea pero difieren en el dimensionamiento. Para el estudio se analizará por separado cada banco.

La transferencia de calor por radiación en un banco de tubos está determinada por la siguiente ecuación:

$$q_r = \sigma A \epsilon_s (\epsilon_{gg} T_{gp}^4 - \epsilon_{gs} T_{sp}^4)$$

donde:

q_r	-	Calor transferido por radiación debido a gases no luminosos a un banco de tubos	W
σ	-	Constante de Stefan-Boltzman	$\frac{W}{m^2 K^4}$
A	-	Superficie de calefacción	m^2
ϵ_s	-	Emisividad de la superficie	
ϵ_{gg}	-	Emisividad de los gases evaluada a T_{gp}	
ϵ_{gs}	-	Emisividad de los gases evaluada a T_{sp}	
T_{gp}	-	Temperatura de los gases promedio	K
T_{sp}	-	Temperatura de la superficie promedio	K

El espesor de la capa de gases (L_g) para bancos de tubos con un espaciado perpendicular al flujo de gases varios mayor que el diámetro de los tubos, se evalúa considerando un par

de serpentines paralelas que encierran a los gases;

Con las condiciones anteriores se tiene que:

$$Lg = 3.5 \frac{V}{A_p} \quad m$$

Ref. 12

donde:

V = Volúmen formado por los dos serpentines. m^3

A_p = Area proyectada por los dos serpentines m^2

Para iniciar el cálculo, se determina la temperatura promedio de los gases suponiendo una caída de temperatura de los gases en el serpentín, la cual se irá corrigiendo, suponiendo como caída de temperatura la calculada en cada iteración, hasta lograr que no haya variación entre la supuesta y la calculada.

$$T_{gp} = \frac{(T_{ge} + (T_{ge} - \Delta T_g))}{2}$$

donde:

T_{ge} - Temperatura del gas en la entrada K

ΔT_g - Caída de temperatura supuesta K

La transferencia de calor por convección a un banco de tubos esta determinada por:

$$q_c = h A (T_{gp} - T_{sp})$$

donde:

- q_c - Calor transferido por convección al banco de tubos W
 h - Coeficiente de transferencia de calor por convección $\frac{W}{m^2K}$

El coeficiente de transferencia de calor por convección para un banco de tubos en línea para el caso en que el espaciamento entre tubos es mayor de tres veces el diámetro, se determina como:

$$h = 0.26 \frac{k_f}{D_o} \left\{ \frac{C_p \times \mu}{\kappa} \right\}_f^{\frac{1}{2}} \left\{ \frac{D_o G_{max}}{\nu_f} \right\}^{0.6}$$

donde:

- h - Coeficiente de transferencia de calor por convección $\frac{W}{m^2 K}$
 C_p - Calor específico de los gases $\frac{J}{kgK}$
 κ - Conductividad térmica de los gases $\frac{W}{mK}$
 ν - Viscosidad dinámica de los gases $\frac{kg}{ms}$
 D_o - Diámetro exterior de los tubos m
 G_{max} - Flujo másico por unidad de área libre $\frac{kg}{cm^2}$

Las propiedades del gas se evalúan a la temperatura de película t_f .

$$t_f = \frac{T_{gd} + T_{sp}}{2}$$

Para un banco de tubos a trebolillo, el coeficiente de transferencia de calor por convección se evalúa de igual forma pero cambiando el factor 0.26 por 0.33.

Esta forma de evaluar el coeficiente, es válida para rangos de números de Reynolds entre 2,000 y 32,000 y

$$Re = \frac{D_o G_{max}}{\mu_f}$$

Habiendo calculado el calor por radiación y convección transferido al banco de tubos, se calcula la temperatura de los gases en la salida con el siguiente balance:

$$q_r + q_c = G_g C_{p_g} (T_{ge} - T_{gs})$$

donde:

- G_g = Flujo másico de gases $\frac{Kg}{s}$
- C_{p_g} = Calor específico de los gases evaluado a la temperatura promedio del gas $\frac{J}{Kg \cdot K}$
- T_{gs} = Temperatura de los gases en la salida K

despejando:

$$T_{gs} = T_{ge} - \frac{q_r + q_c}{G_g C_{p_g}} \quad K$$

y la temperatura promedio del gas se calcula como:

$$T_{gp} = \frac{T_{ge} + T_{gs}}{2}$$

donde K. ...

Se compara esta temperatura con la anterior supuesta, en caso de que no coincidan, se tomará esta última como supuesta para iniciar una nueva iteración, hasta lograr igualar la temperatura supuesta con la calculada, una vez hecho ésto, se inicia el cálculo en el sobrecalentador de alta temperatura tomando como temperatura de entrada el último valor de temperatura de salida calculada en el sobrecalentador de intermedia.

El análisis para este banco de tubos es igual al anterior.

4.2.3 ANÁLISIS DEL RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA.-

El recalentador de alta temperatura, es un banco de tubos en línea espaciada de una forma parecida al del sobrecalentador de alta. El análisis para evaluar el calor transferido por los gases a este banco se hace igual que para los casos anteriores. La caída de temperatura de los gases que se supone para iniciar el cálculo, se estima dependiendo de la superficie de calefacción así como de la diferencia de temperaturas entre el gas y la superficie.

4.2.4 ANÁLISIS DE LA CAVIDAD.-

La forma de cálculo de la transferencia de calor en cavidades es similar a la expuesta en la zona de radiación del hogar.

El calor por radiación se calcula como:

$$q_r = \sigma A \epsilon_s (\epsilon_{gg} T_{gp}^4 - \epsilon_{gs} T_{sp}^4) \quad W$$

Para este caso el espesor de la capa de gases se calcula como:

$$L_g = 3.5 \frac{V}{A_p}$$

donde:

V = Volúmen que encierra a los gases m^3

A_p = Area proyectada a los gases m^2

El área proyectada se compone de la superficie de las paredes de la cavidad y de la superficie proyectada por el sobrecalentador y recalentador primarios.

Y el calor por convección se calcula como:

$$Q_c = h A (T_{gp} - T_{sp}) \quad W$$

donde:

$$h = \frac{Nu_L R_f}{L}$$

L = Longitud de la superficie tocada por los gases m

Nu_L = Número de Nusselt.

Dependiendo del tipo del flujo determinado por el número de Reynolds se usan tres tipos de ecuación: (referencia 10)

$$Re_L = \frac{G L}{\mu_f}$$

Para un flujo laminar $Re_L < 8 \times 10^4$

$$Nu_L = 0.664 Re_L^{1/2} Pr^{1/3}$$

Para un flujo transitorio $Re_L = 5 \times 10^5$

$$Nu_L = 0.036 (Re_L^{0.8} - 23,200) Pr^{1/3}$$

Para un flujo turbulento $Re_L > 5 \times 10^6$

$$Nu_L = 0.036 Re_L^{0.8} Pr^{1/3}$$

donde:

Pr = Número de Prandlt

$$Pr = \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)_f$$

4.2.5 ANÁLISIS DEL SOBREALENTADOR Y RECALENTADOR PRIMARIO.

Este par de bancos de tubos tienen un espaciamiento centro a centro de los tubos iguales pero difieren en la superficie de calefacción. Los bancos están separados por una membrana que impide la mezcla de gases. El flujo de gases que pasa por cada banco se regula mediante compuertas de manera tal que la temperatura de los gases en la entrada del economizador se iguale en ambos lados.

El calor transferido por radiación se calcula igual como se hizo en los casos anteriores.

El coeficiente de transferencia de calor por convección para un banco de tubos que tienen el espaciometro centro a centro menor ó igual de tres veces el diámetro de los tubos, se calcula como:

$$h = b_2 \frac{k_f}{D_o} \left(\frac{D_o G_{max}}{u_f} \right)^n \quad \frac{W}{m^2K}$$

ref. 6.

Donde b_2 y n son constantes que dependen del espaciamiento de los tubos y se obtienen de la tabla 4.2.6 ref. 6 con las siguientes relaciones.

$$x_L = \frac{S_L}{D_o}$$

$$x_T = \frac{S_T}{D_o}$$

Donde:

S_L = Espaciamiento centro a centro paralelo al flujo m

S_T = Espaciamiento centro a centro perpendicular al flujo. m

D_o = Diámetro exterior de los tubos m

De igual forma también se determina la temperatura de los gases en la salida hasta encontrar la convergencia.

4.2.6 ANÁLISIS DEL ECONOMIZADOR.-

Para iniciar el cálculo se debe considerar que la temperatu-

En el caso de un sistema de tres bobinas, el número de bobinas en el sistema es $n = 3$. El número de bobinas en el sistema es $n = 3$. El número de bobinas en el sistema es $n = 3$.

$x_L = \frac{b_L}{D}$	$x_T = 1.25$		$x_T = 1.5$		$x_T = 2$		$x_T = 3$	
	b_1	n	b_1	n	b_1	n	b_1	n
A tresbolillo								
0.600	0.213	0.636
0.900	0.440	0.571	0.101	0.581
1.000	0.407	0.668
1.125	0.178	0.505	0.518	0.500
1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.510	0.550	0.522	0.502
1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.152	0.508	0.188	0.508
2.000	0.404	0.572	0.410	0.568	0.182	0.560	0.419	0.570
3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.140	0.562	0.121	0.574
En línea								
1.250	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704	0.0634	0.752
1.500	0.307	0.580	0.250	0.620	0.101	0.702	0.0678	0.744
2.000	0.418	0.570	0.200	0.602	0.220	0.632	0.198	0.618
3.000	0.290	0.604	0.357	0.584	0.174	0.584	0.286	0.608

$$x_L = b_L/D, x_T = x_T/D.$$

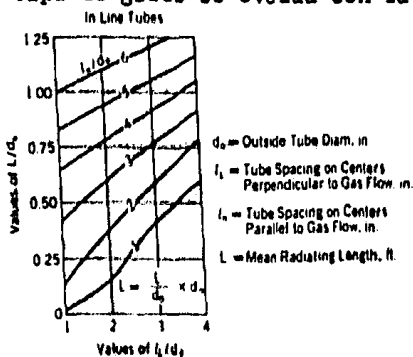
TABLA 4.2.6.

ra de los gases provenientes del sobrecalentador y el re-
calentador son iguales, en caso contrario se debe tomar un
promedio. El banco de tubos tiene un arreglo a tresbolillo,
en este caso el espesor de la capa de gases se evalúa con la
siguiente figura ref. 14

$$\frac{L_1}{D_o} \quad \text{y} \quad \frac{L_2}{D_o}$$

obteniendo:

$$\frac{L}{D_o}$$



y el coeficiente de transferencia de calor por convección
se calcula como:

$$h = b_2 \frac{k_f}{D_o} \left\{ \frac{D_o G_{\max}}{u_f} \right\}^n$$

Evaluando las constantes b_2 y n considerando un arreglo a
tresbolillo.

VARIACION DE LA SUPERFICIE DE CALEFACCION AL VARIAR EL CON- TENIDO DE CENIZA EN EL COMBUSTIBLE.

Al variar el contenido de ceniza en el combustible, el po-
der calorífico cambia así como la temperatura de los gases
producto de la combustión, el calor transferido también cam-
bia debido a que el gradiente de temperaturas entre el gas
y la superficie varia, alterando el calor transferido a ca-
da elemento del generador de vapor.

El calor absorbido en cada parte del generador depende del calor requerido para calentar el agua, evaporarla y sobrecalentar y recalentar el vapor y es constante en todos los casos.

El calor transferido calculado mediante el análisis del generador quemando carbón con 37% de ceniza se aproxima al calor requerido por el fluido de trabajo, para efectos de determinar el comportamiento del generador de vapor al quemar carbón con diferentes contenidos de ceniza, se fijará el calor calculado en el análisis quemando carbón con 37% de ceniza, ésto se logra variando el tamaño de la superficie de calefacción que finalmente indicará el porcentaje de reducción en tamaño del generador.

PROGRAMA PARA EVALUAR LA

TRANSFERENCIA DE CALOR EN

EL HOGAR DE LA

CALDERA

000	76	LBL	050	02	2	100	52	EE
001	16	R*	051	06	6	101	06	6
002	53	(052	93	.	102	94	+/-
003	53	(053	06	6	103	65	x
004	43	RCL	054	55	-	104	43	RCL
005	14	14	055	43	RCL	105	00	00
006	65	.	056	00	00	106	75	-
007	53	.	057	54	.	107	04	4
008	93	.	058	85	+	108	01	1
009	02	3	059	42	RCL	109	02	2
010	06	6	060	16	16	110	03	3
011	08	8	061	65	4	111	55	+
012	75	-	062	53	.	112	43	RCL
013	08	8	063	23	.	113	00	00
014	02	2	064	03	3	114	33	33
015	93	.	065	03	3	115	54	.
016	04	4	066	08	8	116	35	+
017	05	5	067	75	-	117	43	RCL
018	55	-	068	06	6	118	19	18
019	43	RCL	069	08	8	119	65	4
020	00	00	070	93	.	120	52	4
021	35	+	071	07	7	121	01	1
022	09	9	072	08	8	122	33	.
023	09	9	073	55	-	123	01	1
024	08	8	074	42	RCL	124	00	0
025	00	0	075	00	00	125	00	2
026	55	-	076	35	+	126	75	-
027	43	RCL	077	01	1	127	02	2
028	00	00	078	02	2	128	04	4
029	01	1	079	02	8	129	30	.
030	54	+	080	00	0	130	06	6
031	35	+	081	50	0	131	55	-
032	43	RCL	082	55	.	132	4	RCL
033	15	15	083	1	RCL	133	01	00
034	65	.	084	10	00	134	34	RCL
035	00	.	085	12	00	135	35	+
036	93	.	086	54	.	136	02	2
037	04	3	087	25	+	137	00	0
038	04	6	088	4	RCL	138	00	.
039	75	-	089	17	17	139	55	-
040	04	4	090	65	.	140	41	RCL
041	93	.	091	53	.	141	00	00
042	00	0	092	33	.	142	54	+
043	00	0	093	01	1	143	25	.
044	06	6	094	03	3	144	17	RCL
045	55	-	095	07	7	145	14	18
046	43	RCL	096	05	5	146	45	.
047	00	00	097	85	+	147	43	.
048	34	RN	098	01	1	148	12	2
049	35	+	099	01	7	149	02	2

200	55	+							
201	02	2							
202	54)							
203	42	STD							
204	00	00							
205	66	PAU							
206	43	RCL							
207	05	05							
208	22	INV							
209	77	GE							
210	17	B'							
211	18	C'							
212	76	LBL							
213	28	LDG							
214	65	x							
215	43	RCL							
216	07	07							
217	65	x							
218	53	(
219	43	RCL							
220	02	02							
221	75	-							
222	43	RCL							
223	03	03							
224	54								
225	54								
226	92	RTN							
227	00	0							
228	76	LBL							
229	13	C							
230	43	RCL							
231	02	02							
232	43	STD							
233	00	0							
234	53								
235	43	RCL							
236	11	01							
237	75	-							
238	43	RCL							
239	02	02							
240	55	-							
241	02	2							
242	55	-							
243	43	RCL							
244	06	06							
245	55	-							
246	16	A'							
247	54	-							
248	92	RTN							
249	00	0							
150	04	4							
151	54)							
152	65	x							
153	04	4							
154	01	1							
155	08	8							
156	07	7							
157	54)							
158	92	RTN							
159	00	0							
160	76	LBL							
161	11	A							
162	53	(
163	43	RCL							
164	11	11							
165	55	x							
166	43	RCL							
167	07	07							
168	65	x							
169	53	(
170	43	RCL							
171	09	09							
172	65	x							
173	43	RCL							
174	02	02							
175	45	YX							
176	04	4							
177	75	-							
178	43	RCL							
179	10	10							
180	65	-							
181	43	RCL							
182	03	03							
183	45	YX							
184	04	4							
185	54	-							
186	54	-							
187	92	RTN							
188	00	0							
189	76	LBL							
190	12	6							
191	53	-							
192	53	-							
193	53	-							
194	43	RCL							
195	02	02							
196	85	+							
197	43	RCL							
198	03	03							
199	54	-							
250	76	LBL							
251	17	B'							
252	53	(
253	93	.							
254	02	2							
255	06	6							
256	65	x							
257	43	RCL							
258	13	13							
259	55	-							
260	43	RCL							
261	21	21							
262	65	x							
263	53	(
264	16	A'							
265	65	x							
266	43	RCL							
267	12	12							
268	55	-							
269	43	RCL							
270	13	13							
271	54)							
272	22	INV							
273	45	YX							
274	03	3							
275	55	-							
276	53	-							
277	43	RCL							
278	21	21							
279	65	-							
280	43	RCL							
281	76	06							
282	55	-							
283	43	RCL							
284	10	20							
285	55	-							
286	43	RCL							
287	12	12							
288	54	-							
289	45	YX							
290	93	.							
291	06	6							
292	54	-							
293	16	PAU							
294	21	UTO							
295	29	LDG							
296	00	0							
297	76	LBL							
298	18	C'							
299	53	(

300	43	RCL	350	50	IXI	400	98	ADV
301	04	04	351	22	INV	401	98	ADV
302	65	X	352	77	GE	402	99	PRT
303	43	RCL	353	38	SIN	403	11	A
304	13	13	354	76	LBL	404	98	ADV
305	55	+	355	39	COS	405	98	ADV
306	43	RCL	356	13	C	406	99	PRT
307	21	21	357	75	-	407	85	+
308	65	X	358	48	ENC	408	12	B
309	53	Y	359	02	02	409	98	ADV
310	43	RCL	360	45	=	410	98	ADV
311	21	21	361	55	-	411	99	PRT
312	65	X	362	42	RCL	412	95	-
313	43	RCL	363	02	02	413	98	ADV
314	06	06	364	95	=	414	98	ADV
315	55	-	365	50	1 1	415	99	PRT
316	43	RCL	366	55		416	43	RCL
317	20	20	367	00	0	417	02	02
318	55	+	368	01	1	418	42	STO
319	43	RCL	369	00	0	419	00	01
320	12	12	370	95	=	420	43	RCL
321	54	Y	371	77	GE	421	01	01
322	45	Y	372	39	COS	422	32	INC
323	43	RCL	373	43	RCL	423	57	ENG
324	05	05	374	02	02	424	98	ADV
325	54)	375	41	R S	425	92	ADV
326	66	PRU	376	51	GTO	426	99	PRT
327	92	RTH	377	15	L	427	75	-
328	00	0	378	00	0	428	11	RCL
329	76	LBL	379	76	LBL	429	22	22
330	15	E	380	76	SIN	430	55	-
331	11	A	381	54	FLI	431	43	RCL
332	35	+	382	02	02	432	06	06
333	11	B	383	57	ENC	433	75	-
334	45	=	384	93	-	434	15	RT
335	35	+	385	43	RCL	435	41	-
336	43	RCL	386	01	01	436	43	ADV
337	12	02	387	42	STO	437	48	ADV
338	35	=	388	00	00	438	22	INV
339	01	-	389	75	-	439	77	ENG
340	35	0	390	02	2	440	49	PRT
341	45	=	391	07	2	441	1	RCL
342	15	-	392	03	2	442	17	01
343	48	ENC	393	14	Y	443	43	ADV
344	22	22	394	45	-	444	93	ADV
345	35	=	395	43	RCL	445	32	INV
346	55	-	396	06	06	446	57	ENG
347	43	RCL	397	65	X	447	99	PRT
348	22	22	398	16	A'	448	57	ENG
349	95	=	399	95	=	449	91	P S
						450	00	U

PROGRAMA PARA EL CALCULO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL
HOGAR.-

El programa calcula el calor transferido a las paredes de la cavidad partiendo de valores supuestos que son corregidos durante las iteraciones hasta llegar al valor real.

Los datos para iniciar son:

MEMORIA

01	Temperatura de la flama	K
02	Temperatura de gas promedio en la zona de radiación	K
03	Temperatura de la superficie zona de la flama	K
04	Temperatura de la superficie zona de radiación	K
05	Temperatura del gas en la salida de la flama	K
06	Flujo de gases	Kg/s
07	Superficie de calefacción zona de radiación	m ²
08	Emisividad de la flama	--
09	Emisividad del gas evaluada a T _{gp}	--
10	Emisividad del gas evaluada a T _{sp}	--
11	Cosntante E _s	W/m ² K ⁴
12	Viscosidad del gas evaluado a temp. de película	Kg/ms

MEMORIA

- | | | |
|----|---|----------------|
| 13 | Conductividad del gas evaluada a temp. de película | W/mK |
| 14 | Contenido de CO ₂ en los gases | decimal |
| 15 | contenido de O ₂ en los gases | decimal |
| 16 | Contenido de N ₂ en los gases | decimal |
| 17 | Contenido de SO ₂ en los gases | decimal |
| 18 | Contenido de H ₂ O en los gases | decimal |
| 19 | Contenido de ceniza en los gases | decimal |
| 20 | Area libre por donde pasan los gases | m ² |
| 21 | Longitud característica para convección | m |
| 22 | Sumatoria de los factores de forma por las áreas en zona de flama | m ² |
| 23 | Sumatoria de los factores de forma por las áreas de la zona de flama a la zona de radiación | m ² |

MEMORIA MEMORIAS USADAS INTERNAMENTE

- 00 Temperatura a la cual se evalúa
el calor específico
- 24 Almacena el calor cedido en la
zona de la flama
- 25 Almacena el calor cedido en la
zona de radiación

Registro x t determina el grado de aproximación para la
convergencia de cada función condicional, empleada externa-
mente.

PROGRAMA PARA EVALUAR LA

TRANSFERENCIA DE CALOR EN

BANCOS DE TUBOS.

000	76	LBL	050	02	2	100	52	EE
001	16	R'	051	06	6	101	06	6
002	53	(052	93	.	102	24	+ -
003	53	(053	06	6	107	65	x
004	43	RCL	054	55	+	104	43	RCL
005	14	14	055	43	RCL	105	00	00
006	65	x	056	00	0	106	75	-
007	53	(057	54	.	107	04	4
008	93	.	058	85	.	108	01	1
009	07	3	059	43	RCL	109	02	2
010	06	6	060	16	16	110	03	3
011	06	8	061	65	.	111	55	-
012	75	-	062	53	.	112	43	RCL
013	08	8	063	21	.	113	00	00
014	02	2	064	01	1	114	13	13
015	23	.	065	03	3	115	54)
016	04	4	066	03	3	116	95	+
017	05	5	067	15	5	117	43	RCL
018	55	-	068	16	6	118	13	13
019	43	RCL	069	08	8	119	55	.
020	00	00	070	93	.	120	53	.
021	25	+	071	07	7	121	01	1
022	07	3	072	13	3	122	23	.
023	09	4	073	15	5	123	07	.
024	08	8	074	43	RCL	124	00	.
025	00	0	075	17	7	125	02	.
026	55	-	076	23	3	126	75	.
027	43	RCL	077	17	7	127	12	.
028	00	00	078	17	7	128	14	4
029	37	3	079	16	6	129	43	.
030	24	.	080	16	6	130	17	7
031	25	RCL	081	17	7	131	17	7
032	15	15	082	43	RCL	132	17	7
033	5	.	083	17	7	133	17	7
034	17	.	084	17	7	134	17	7
035	17	.	085	17	7	135	17	7
036	17	.	086	17	7	136	17	7
037	17	.	087	17	7	137	17	7
038	17	.	088	17	7	138	17	7
039	17	.	089	17	7	139	17	7
040	17	.	090	17	7	140	17	7
041	17	.	091	17	7	141	17	7
042	17	.	092	17	7	142	17	7
043	17	.	093	17	7	143	17	7
044	06	6	094	01	1	144	54	.
045	57	.	095	33	.	145	35	.
046	17	RCL	096	07	7	146	43	RCL
047	17	00	097	05	5	147	19	19
048	34	17	098	85	.	148	15	.
049	81	.	099	01	1	149	17	7
				07	7	150	17	7

150	04	4					
151	54)					
152	65	x					
153	04	4					
154	01	1					
155	08	8					
156	07	7					
157	54)					
158	92	FTN					
159	76	LBL					
160	11	H					
161	53	/					
162	43	RCL					
163	11	11					
164	57	ENG					
165	65	/					
166	43	RCL					
167	08	08					
168	55	/					
169	43	RCL					
170	22	22					
171	55	/					
172	53	/					
173	43	RCL					
174	01	01					
175	45	/					
176	04	4					
177	75	/					
178	43	RCL					
179	00	00					
180	45	/					
181	04	4					
182	51	/					
183	74	/					
184	50	40					
185	50	40					
186	50	40					
187	50	40					
188	50	40					
189	11	11					
190	51	/					
191	1	RCL					
192	08	08					
193	55	/					
194	43	RCL					
195	5	20					
196	65	/					
197	53	/					
198	53	/					
199	01	1					
200	75	-					
201	43	RCL					
202	09	09					
203	54)					
204	65	x					
205	43	RCL					
206	01	01					
207	45	YX					
208	04	4					
209	75	-					
210	53	/					
211	01	1					
212	75	-					
213	43	RCL					
214	10	10					
215	54	/					
216	65	/					
217	43	RCL					
218	04	04					
219	45	YX					
220	04	4					
221	54	/					
222	54)					
223	92	FTN					
224	76	LBL					
225	13	0					
226	53	/					
227	43	RCL					
228	11	11					
229	75	-					
230	43	RCL					
231	07	07					
232	55	/					
233	73	/					
234	43	RCL					
235	02	02					
236	51	/					
237	4	RCL					
238	12	12					
239	45	/					
240	14	4					
241	75	-					
242	43	RCL					
243	0	10					
244	5	/					
245	43	RCL					
246	04	04					
247	45	/					
248	04	4					
249	54	/					
250	54)					
251	92	RTN					
252	76	LBL					
253	14	D					
254	53	(
255	19	D'					
256	65	x					
257	43	RCL					
258	07	07					
259	65	x					
260	53	(
261	43	RCL					
262	02	02					
263	75	-					
264	43	RCL					
265	04	04					
266	54	/					
267	54)					
268	92	RTN					
269	76	LBL					
270	17	B'					
271	53	(
272	53	/					
273	53	/					
274	43	RCL					
275	01	01					
276	35	+					
277	43	RCL					
278	05	05					
279	54	/					
280	55	-					
281	02	2					
282	4	/					
283	43	TO					
284	00	00					
285	43	RCL					
286	01	01					
287	75	-					
288	43	RCL					
289	24	24					
290	55	-					
291	43	RCL					
292	06	06					
293	55	-					
294	16	H'					
295	54	/					
296	32	RTN					
297	76	LBL					
298	18	C'					
299	43	RCL					

300	02	02							
301	42	STD							
302	00	00							
303	53	(
304	43	RCL							
305	05	05							
306	75	-							
307	43	RCL							
308	25	25							
309	55	-							
310	02	2							
311	55	-							
312	43	RCL							
313	06	06							
314	55	-							
315	16	A'							
316	54	-							
317	92	PTH							
318	76	LBL							
319	19	D'							
320	53	-							
321	53	-							
322	43	RCL							
323	02	02							
324	85	+							
325	43	RCL							
326	04	04							
327	54	-							
328	55	-							
329	02	2							
330	54	-							
331	42	STD							
332	10	10							
333	16	PAU							
334	03	-							
335	20	-							
336	01	-							
337	03	2							
338	06	+							
339	85	-							
340	43	RCL							
341	10	10							
342	05	-							
343	43	RCL							
344	01	01							
345	65	-							
346	53	-							
347	53	-							
348	43	RCL							
349	06	06							
350	55	+							
351	43	RCL							
352	20	20							
353	65	X							
354	43	RCL							
355	21	21							
356	55	-							
357	43	RCL							
358	12	12							
359	54	-							
360	45	-							
361	93	-							
362	08	8							
363	75	-							
364	02	2							
365	03	3							
366	02	2							
367	00	0							
368	00	0							
369	54	-							
370	65	-							
371	53	-							
372	16	A'							
373	65	-							
374	43	RCL							
375	12	12							
376	55	-							
377	43	RCL							
378	10	10							
379	54	-							
380	10	10							
381	45	-							
382	00	0							
383	54	-							
384	02	2							
385	01	1							
386	01	1							
387	01	1							
388	01	1							
389	01	1							
390	45	-							
391	01	1							
392	01	1							
393	01	1							
394	01	1							
395	55	-							
396	43	RCL							
397	24	24							
398	45	-							
399	50	50							
400	22	INV							
401	77	GE							
402	08	SIN							
403	17	B'							
404	42	STD							
405	05	05							
406	76	LBL							
407	30	TAN							
408	13	0							
409	35	-							
410	14	D							
411	95	*							
412	75	-							
413	48	EXP							
414	25	25							
415	35	*							
416	55	-							
417	43	RCL							
418	25	25							
419	95	*							
420	50	INT							
421	22	INV							
422	77	GE							
423	15	E							
424	76	LBL							
425	09	LOG							
426	18	C'							
427	75	-							
428	48	EXP							
429	02	02							
430	35	-							
431	05	-							
432	43	RCL							
433	12	12							
434	45	-							
435	01	1							
436	01	1							
437	01	1							
438	01	1							
439	01	1							
440	01	1							
441	01	1							
442	01	1							
443	01	1							
444	01	1							
445	52	FIX							
446	11	03							
447	57	ENG							
448	50	50							
449	45	RCL							

450	01	01	500	57	ENG
451	42	STD	501	99	PRT
452	00	00	502	75	-
453	75	-	503	43	RCL
454	02	2	504	25	25
455	07	7	505	55	+
456	03	3	506	43	RCL
457	54)	507	06	06
458	65	<	508	55	+
459	43	RCL	509	16	A'
460	06	06	510	95	=
461	65	x	511	22	INV
462	16	A'	512	57	ENG
463	95	=	513	98	ADV
464	98	ADV	514	98	ADV
465	98	ADV	515	99	PRT
466	99	PRT	516	43	RCL
467	11	A	517	22	22
468	98	ADV	518	55	+
469	98	ADV	519	93	.
470	98	ADV	520	07	7
471	99	PRT	521	85	+
472	85	+	522	43	RCL
473	12	B	523	07	07
474	98	ADV	524	95	*
475	98	ADV	525	98	ADV
476	99	PRT	526	98	ADV
477	85	+	527	99	PRT
478	13		528	57	ENG
479	98	ADV	529	91	P.S
480	98	ADV	530	00	0
481	99	PRT	531	00	0
482	85	+	532	00	0
483	14	D	533	00	0
484	9	AD	534	00	0
485	98	ADV	535	00	0
486	99	PRT	536	00	0
487	85	+	537	00	0
488	98	ADV	538	00	0
489	9	AD	539	00	0
490	99	PRT			
491	41	RCL			
492	12	B			
493	42	STD			
494	06	06			
495	43	RCL			
496	05	05			
497	98	ADV			
498	42	ADV			
499	27	INV			

PROGRAMA PARA EL CALCULO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN BAN-
COS DE TUBOS.-

MEMORIA

01	Temperatura del gas en la entrada	K
02	Temperatura del gas promedio	K
03	Temperatura de la superficie promedio	K
04	Constante b2 de convección	-
05	Constante n de convección	-
06	Flujo de gases	Kg/s
07	Superficie de calefacción	m ²
08	Disponible	--
09	Emisividad del gas evalua- do a Tgp	K
10	Emisividad del gas evaluada a Tap	.
11	Constante s	W/m ² K ⁴
12	Viscosidad del gas evalua- da a temp. de película	Kg/ms
13	Conductividad del gas evalua- da a temp. de película	W/mK
14	Contenido de CO ₂ en los ga- ses	decimal
15	Contenido de O ₂ en los ga- ses	decimal

MEMORIA

16	Contenido de N_2 en los gases	decimal
17	Contenido de SO_2 en los gases	decimal
18	Contenido de H_2O en los gases	decimal
19	Contenido de ceniza en los gases	decimal
20	Area libre por donde pasan los gases	m^2
21	Longitud característica para convección	m
00	Temperatura a la cual se evalua el calor específico	K
22	Calor total transferido al banco de tubos	W

Registro α determina el grado de aproximación para la convergencia de cada función condicional y se emplea externamente.

D A T O S

SE ANALIZARAN LAS SIGUIENTES ALTERNATIVAS.

- A 20 % DE CENIZA EN EL COMBUSTIBLE
- B 25 % DE CENIZA EN EL COMBUSTIBLE
- C 50 % DE CENIZA EN EL COMBUSTIBLE
- D 37 % DE CENIZA EN EL COMBUSTIBLE

HOGAR

ALTERNATIVAS

A

B

C

D

MEMORIA

0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	00
1.44345 03	2.26604 03	2.37224 03	2.027 03	01
1.687 03	1.8394094 03	1.60077 03	1.414 03	02
680. 00	680. 00	680. 00	680. 00	03
655. 00	655. 00	655. 00	655. 00	04
1.736 03	6980194 03	1.6001857 03	1.453 03	05
283.74 00	45.96 00	303. 00	58.38 00	06
321.834 00	733.8 00	160.309 00	529.38 00	07
641.03-03	62.89-03	16.6128-03	802.16714-03	08
310.-03	325.5-03	350.-03	363.-03	09
470.-03	460.-03	460.-03	465. 03	10
47.9-09	47.9-09	47.9-09	47.9-09	11
41.060-06	41.060-06	41.060-06	41.45-06	12
75.414-03	75.414-03	75.2-03	75.1-03	13
96.846-03	96.846-03	95.46-03	95.1-03	14
1.29669-03	1.29669-03	1.29669-03	1.29669-03	15
1.1.8135-03	1.1.8135-03	1.1.8135-03	1.1.8135-03	16
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	17
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	18
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	19
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	20
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	21
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	22
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	23
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	24
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	25
1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	1.60573-01	26

SOBRECALENTADOR SECUNDARIO (ALTA TEMPERATURA)

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	MEMORIAS
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	00
	1.637331 03	1.588508 03	1.559308 03	1.374377 03	01
	1.56126 03	1.515964 03	1.488516 03	1.3113 03	02
	753.5 00	753.5 00	753.5 00	735.5 00	03
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	04
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	05
	283.74 00	195.96 00	303. 00	358.38 00	06
	710. 00	860. 00	900. 00	1.24857 03	07
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	08
	220. -03	190. -03	195. -03	230. -03	09
	305. -03	275. -03	282. -03	287. -03	10
	39.3 -09	39.3 -09	39.3 -09	39.251933 -09	11
	42.8859 -06	41.802 06	41.74 -06	40.256 -06	12
	78.7515 -03	75.47 -03	75.08 -03	70.25718 -03	13
	206.846 -03	201.4426 -03	205.66 -03	201.45983 -03	14
	33.29669 -03	31.12796 -03	32.926 -03	32.46376 -03	15
	690.18135 -03	679.8015 -03	684.477 -03	674.87191 -03	16
	1.62578 -03	1.43144 -03	1.453 -03	1.4751916 -03	17
	12.03478 -03	50.56504 -03	51.43 -03	55.615502 -03	18
	14.0154 -03	18.62165 -03	24.054 -03	24.113806 -03	19
	136.413 00	142.388 00	145.673 00	132.9 00	20
	45. -03	45. -03	45. -03	45. -03	21
	50.2524 06	56.913 06	50.200555 06	56.841589 06	22
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	23
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	24
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	25
	0, 00	0, 00	0, 00	0, 00	26

SOBRECALENTADOR SECUNDARIO (TEMPERTARURA INTERMEDIA)

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	MEMORIAS
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	00
	1. 485719 03	1. 443356 03	1. 417733 03	1. 252734 03	01
	1. 133945 03	1. 054414 03	1. 300188 03	1. 1763424 03	02
	801. 00	801. 00	801. 00	800. 00	03
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	04
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	05
	283. 74 00	245. 96 00	303. 00	356. 38 00	06
	1. 7 03	1. 9 03	2. 05 03	2. 003 03	07
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	08
	127. -03	125. -03	113. -03	150. -03	09
	174. -01	162. 03	175. -03	120. -03	10
	20. 6-09	23021. 00	21. 6-09	21. 58-01	11
	42. 74-06	31. 031 00	42. 26-06	21. 221 06	12
	7. 7-03	7. 7-03	7. 4-03	62. 143 01	13
	20. 23-01	21. 2-01	20. 5-01	21. 45-01	14
	7. 7-04-01	7. 7-04-01	7. 7-04-01	7. 7-04-01	15
	642. 12-07	642. 12-07	64. 172-03	642. 12-07	16
	1. 6-03	1. 4-03	1. 5-03	1. 25-03	17
	1. 17-03	1. 5-03	1. 4-03	1. 15-03	18
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	19
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	20
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	21
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	22
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	23
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	24
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	25
	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	1. 15-03	26

754

RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	MEMORIAS
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	00
	1. 312107 03	1. 265503 03	1. 24. 876 00	1. 10. 535 03	01
	1. 257731 03	1. 220615 03	1. 149193 03	1. 052857 03	02
	803. 00	803. 00	803. 00	803. 00	03
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	04
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	05
	283. 74 00	295. 96 00	303. 00	358. 38 00	06
	1. 015 03	1. 14 03	1. 175 03	1. 37 03	07
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	08
	147. -03	144. -03	152. -03	175. -03	09
	131. -03	177. -03	167. -03	170. -03	10
	35. -09	31. 0003-09	39. 6-09	4. 58012-09	11
	10. 204 06	14. 547-06	21. 307-06	21. 13374-06	12
	67. 8 03	68. 3-03	68. -03	62. 436479-03	13
	207. 340 03	207. 4420 03	05. 66-03	01. 45983-03	14
	3. 26664 03	23. 12796 03	10. 426-03	2. 14727-03	15
	18. 70 03	27. 0925-03	14. 477 03	674. 07191-03	16
	1. 42702-03	1. 430144 03	1. 453 03	1. 451916-03	17
	1. 42702-03	50. 56504-03	51. 33-03	55. 615502 03	18
	14. 2154-03	14. 2154-03	14. 254 03	14. 113806-03	19
	12. 732 00	12. 732 00	18. 348 00	14. 51 00	20
	50. 3-03	50. 3 03	50. 3 03	50. 3-03	21
	14. 2154-03	4. 152 06	4. 207 06	4. 271935 06	22
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	23
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	24
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	25
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	26

CAVIDAD

ALTERNATIVAS

A	B	C	D	MEMORIAS
0. 00	0. 00	0. 00		
	0. 00	0. 00	00	00
1.198014 03	1.18436 03	1.14426 03	0. 00	01
0. 00	0. 00	0. 00	191.625 00	02
640. 00	640. 00	640. 00	0. 00	03
1.2093 03	1.175625 03	1.155439 03	640. 00	04
283.74 00	295.96 00	303. 00	1.027 03	05
205. 00	225. 00	250. 00	258.38 00	06
0. 00	0. 00	0. 00	420.4 00	07
430. -03	430. -03	430. -03	0. 00	08
475. -03	475. -03	475. -03	4.4. 03	09
47.7 -09	47.7 -09	47.7 -09	175. -03	10
12.74 -06	12.74 -06	16.94 -06	47.704 -09	11
7. -03	60.9 -03	60.82 -03	5.643 -06	12
208.84 03	1.4426 03	1.5. -03	58.48 03	13
25.29687 -03	1.728 03	1.728 -03	101.45 03	14
40.18125 03	1.728 03	1.728 -03	1.4.26 03	15
1.827 03	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	16
52.04 03	1.728 03	1.728 -03	1.4.5.16 03	17
14.254 -03	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	18
95. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	19
5.7 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	20
0. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	21
0. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	22
0. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	23
0. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	24
0. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	25
0. 00	1.728 03	1.728 -03	1.728 03	26

SOBRECALENTADOR PRIMARIO

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	MEMORIAS
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	00
	1.1867-03	1.154075-03	1.133082-03	1.00825-03	01
	976. 00	952.14 00	934.5025 00	207.75683 00	02
	694.5 00	694.5 00	694.5 00	694.5 00	03
	100.5-03	100.5-03	100.5-03	100.5-03	04
	703.-03	703.-03	703.-03	703.-03	05
	178.75 00	186.45 00	190.89 00	225.7794 00	06
	5.275 03	5.8 03	6.3 03	10.727 03	07
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	08
	165.-03	165.-03	165.-03	165.-03	09
	162.-03	162.-03	162.-03	162.-03	10
	38.9-09	38.9-09	38.9-09	38.9-09	11
	35.33-06	35.17-06	34.967243-06	34.660826 06	12
	57.4-03	57.26-03	56.82113-03	56.-03	13
	206.946-03	207.4426-03	205.66-03	201.15783-03	14
	33.29669-03	33.13796-03	32.926-03	32.43376-03	15
	681.8135-03	688.8025-03	684.477-03	674.87191-03	16
	1.62578-03	1.430144-03	1.453-03	1.4751916-03	17
	50.03408-03	50.56504-03	51.43-03	55.615502-03	18
	14.0154-03	18.21465-03	14.054-03	34.11306-03	19
	45.01 00	47.8 00	48.94 00	56.41 00	20
	57.-03	57.-03	57.-03	57.-03	21
	41.36 06	41.996873 06	41.53683 06	41.025405 06	22
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	23
	0. 00		0. 00	0. 00	24
	0. 00		0. 00	0. 00	25
	0. 00			0. 00	26

RECALENTADOR PRIMARIO

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	MEMORIAS
	0.00	0.00	0.00	0.00	00
	1.147-03	1.154075-03	1.13972-03	1.00825-03	01
	781.03683-00	952.14-00	937.14-00	10.01909-00	02
	703.00	703.00	703.00	703.00	03
	100.5-03	100.5-03	100.5-03	100.5-03	04
	703.-03	703.-03	703.-03	703.-03	05
	104.9933-00	109.9-00	112.11-00	132.6-00	06
	0.00	3.45-03	3.9-03	6.6-03	07
	165.-03	0.00	0.00	0.00	08
	162.-03	165.-03	165.-03	165.-03	09
	38.9-09	162.-03	162.-03	162.-03	10
	35.9-09	38.9-09	38.9-09	38.9-09	11
	57.4-11	57.12-06	34.00243-06	57.20-06	12
	57.26-09	57.26-09	56.2713-09	56.-03	13
	17.4-26-03	17.4-26-03	15.58-07	20.45-03-03	14
	12.12-06-03	12.12-06-03	12.6-07	20.45-06-03	15
	12.31-05-03	12.31-05-03	12.4-07-03	20.45-01-03	16
	12.42-01-03	12.42-01-03	12.53-03	12.45-06-03	17
	12.44-03	12.44-03	12.43-03	50.6155-03-03	18
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-06-03	19
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	20
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	21
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	22
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	23
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	24
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	25
	12.44-03	12.44-03	12.44-03	12.44-03	26

ECONOMIZADOR

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	MEMORIAS
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	00
	775.078 00	757.08 00	740.55 00	671.42 00	01
	722.87 00	706.81 00	691.24 00	629.24 00	02
	543.2 00	543.2 00	543.2 00	543.2 00	03
	501.7-03	501.7-03	501.7-03	501.7-03	04
	557.3-03	557.3-03	557.3-03	557.3-03	05
	235.74 00	295.96 00	303. 00	358.38 00	06
	3.2 03	3.4 03	4.05 03	6.91 03	07
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	08
	32.-03	32. 03	32.-03	32.-03	09
	34.2-03	34.2-03	34.2-03	34.2-03	10
	29.-09	29.9-09	29.3-09	29.3-09	11
	29.1-06	28.-06	28.-06	27.-06	12
	46.-03	46.-03	46.-03	42.-03	13
	206.84 03	207.4428-03	205.66-03	201.45983-03	14
	23.2967-03	23.13796-03	22.926-03	22.46375-03	15
	42.11725 03	42.0025-03	41.477-03	41.37103-03	16
	1.62578 03	1.400144 03	1.453-03	1.415191-03	17
	52.03478 03	50.56504-03	51.43-03	51.15572 03	18
	14.0154 03	14.601675 03	14.054-03	14.10806 03	19
	64.93 00	63.12 00	63.33 00	63.93 00	20
	63.5-01	63.5 03	63.5-03	63.5-03	21
	34.64 06	34.6 06	34.571 06	34.39 06	22
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	23
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	24
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	25
	0. 00	0. 00	0. 00	0. 00	26

4.2.8 CALCULO PARA UN CONTENIDO DE 37% CENIZA EN EL COMBUSTIBLE.

HOGAR.-

DIMENSIONAMIENTO DE LA ZONA DE FLAMA:

Dimensiones físicas del hogar en la zona de flama

Altura: En la cara frontal del hogar se tienen tres niveles de quemadores y en la tracera dos, separados entre sí una distancia de tres metros. Considerando que la altura de la flama depende de los niveles más extremos se tiene:

$$\text{Altura zona de flama} = 3 + 3 + 1.5 \times 3 = 10,5 \text{ m.}$$

Esta altura se inicia en el nivel 18,65 m y llega al nivel 29,15 m

$$\text{Ancho del hogar} = 11 \text{ m}$$

$$\text{Profundidad del hogar} = 14,5 \text{ m}$$

Dimensionamiento de la flama:

$$\text{Altura} = 10,5 \text{ m}$$

$$\text{Ancho} = 0,75 \times (11) = 8,25 \text{ m}$$

$$\text{Profundidad} = 0,75 \times (14,5) = 10,87 \text{ m}$$

TEMPERATURAS.-

TEMPERATURA DE LA FLAMA.-

De la sección de combustión

$$T_F = 2027 \quad K$$

TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE.-

$$P_{sat} = 183.87 \quad \text{bar}$$

$$T_{sat} = 630 \quad K$$

$$T_s = 630 + 50$$

$$= 680 \quad K$$

EMISIVIDAD DE LA SUPERFICIE.-

$$T_s = 680 \quad K$$

$$c_s = 0.844$$

$$\sigma c_s = 5.6697 \times 10^{-8} \quad \frac{W}{m^2 K^4}$$

EVALUACION DE LA EMISIVIDAD DE LA FLAMA.-

$$L = \frac{8.25 + 10.87 + 10.5}{3}$$

$$= 9.87 \quad m$$

Del análisis de combustión se obtiene:

$$V = 35 \quad \%$$

$$\rho_o = 1200 \quad \text{Kg/m}^3$$

$$\rho_1 = 800 \quad \text{Kg/m}^3$$

$$g_B = 0.15 \quad \text{Kgpo/Kgo}$$

$$D_o = 6.1 \times 10^{-5} \quad m$$

$$T_F = 2027 \quad K$$

Con estos datos se obtiene el valor de X

$$X = 317.7 \times 9.87 \times \frac{(1-0.35) \times 1200/800}{8.15 \times 1200 \times 6.1 \times 10^{-5} \times (1.8(2027-273)+32)}^{2/3}$$

$$X = 1.621$$

$$\epsilon_f = 1 - e^{-1.621}$$

$$= 0.8023$$

EVALUACION DE LOS FACTORES DE FORMA, -

Como se mencionó anteriormente, se considerarán la flama y paredes como placas planas paralelas.

Para las caras frontal y tracera se tiene:

Separación entre la flama y las paredes.

$$D = \frac{11 - 8.25}{2} = 1.37 \text{ m}$$

$$\text{dimensión X} = 10.87 \text{ m}$$

$$\text{dimensión Y} = 10.5 \text{ m}$$

$$\frac{X}{D} = \frac{10.87}{1.37} = 7.93$$

$$\frac{Y}{D} = \frac{10.5}{1.37} = 7.66$$

$$F = 0.7$$

Superficie de calefacción.

$$A = (14.5 \times 10.5) \times 2 = 304 \text{ m}^2$$

Para las caras laterales

$$D = \frac{14.5 - 10.87}{2} = 1.8 \text{ m}$$

$$\text{Dimensión } x = 8.25 \text{ m}$$

$$\text{Dimensión } Y = 10.5 \text{ m}$$

$$\frac{X}{D} = \frac{8.25}{1.8} = 4.58$$

$$\frac{Y}{D} = \frac{10.5}{1.8} = 5.83$$

$$F = 0.7$$

$$A = (11 \times 10.5) \times 2 = 231 \text{ m}^2$$

SUMATORIA DE LOS PRODUCTOS DE LOS FACTORES DE FORMA POR
LAS SUPERFICIES DE CALEFACCION.-

$$\begin{aligned} \Sigma FA &= 0.7 \times 304 + 0.7 \times 231 \\ &= 374.5 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

CALOR TRANSFERIDO A LA ZONA DE LA FLAMA.-

$$\begin{aligned} q_{1,r} &= 5.6697 \times 10^{-8} \times 0.8023 \times 0.8447 \times (2027^4 - 680^4) \times 374.5 \\ &= 239.806 \times 10^6 \text{ W.} \end{aligned}$$

CALOR TRANSFERIDO A LA ZONA DE RADIACION DEBIDA A LA FLAMA.

Dimensionamiento de la zona de radiación.

La altura se considerará a partir del nivel 29.15 m y finalizará en el nivel 39.53 m que es la parte interior del sobrecalentador secundario.

$$\text{Altura} = 39.53 - 29.15 = 10.38 \text{ m}$$

$$\text{Ancho} = 11 \text{ m}$$

$$\text{Profundidad} = 14.5 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Sup. calefacción} &= 10.38 \times 11 \times 2 + 10.38 \times 14.5 \times 2 \\ &= 529.38 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

Evaluación de la emisividad de los gases no luminosos.

$$\begin{aligned} L &= \frac{2}{3} \sqrt[3]{10.38 \times 11 \times 14.5} \\ &= 7.886 \text{ m} \end{aligned}$$

Presión parcial del CO_2 y el H_2O :

Del análisis de combustión:

$$\% \text{CO}_2 = 20.146$$

$$\% \text{H}_2\text{O} = 5.561$$

$$\text{Presión atmosférica} = 0.9769 \text{ bar.}$$

$$P_c = 0.20146 \times 0.9769 = 0.1968 \text{ bar}$$

$$P_w = 0.0561 \times 0.9769 = 0.0548 \text{ bar}$$

CARAS FRONTAL Y TRASERA.-

$$\text{Dimensión } x = 10.87 \text{ m}$$

$$\text{Dimensión } y = 10.38 \text{ m}$$

$$\text{Dimensión } z = 8.25 \text{ m}$$

$$\text{Razón } \frac{y}{x} = \frac{10.38}{10.87} = 0.955$$

$$\text{Razón } \frac{z}{x} = \frac{8.25}{10.87} = 0.759$$

$$F1 - 2 = 0.18$$

Superficie de calefacción

$$A = 14.5 \times 10.38 \times 2 \quad \text{m}^2$$

$$= 301 \quad \text{m}^2$$

CARAS LATERALES

$$\text{Dimensión } X = 8.25 \quad \text{m}$$

$$\text{Dimensión } Y = 10.38 \quad \text{m}$$

$$\text{Dimensión } Z = 10.87 \quad \text{m}$$

$$\text{Razón } \frac{y}{x} = \frac{10.38}{8.25} = 1.258$$

$$\text{Razón } \frac{z}{x} = \frac{10.87}{8.25} = 1.318$$

$$F1 - 2 = 0.17$$

Superficie de calefacción

$$A = 11 \times 10.38 \times 2$$

$$= 228.36 \quad \text{m}^2$$

SUMATORIA DE LOS PRODUCTOS DE LOS FACTORES DE FORMA POR LAS SUPERFICIES DE CALEFACCION.-

$$\begin{aligned} SFA &= 0.18 \times 301 + 0.17 \times 228.36 \\ &= 93 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Sustituyendo en la ecuación del calor absorbido en la zona de radiación debido al calor que se fuga de la zona de la flama se tiene:

$$\begin{aligned} q_{rf-1} &= 5.6697 \times 10^{-8} \times 0.8023 \times 0.844 (0.627 \times 2027^4 - \\ &\quad 0.53 \times 655^4) \times 93 \\ &= 37.767 \times 10^6 \text{ W.} \end{aligned}$$

VERIFICACION DEL DECREMENTO DE TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ZONA DE FLAMA.-

Calor cedido por la flama = calor absorbido en la zona de la flama + calor que se fuga a la zona de radiación.

$$\begin{aligned} q_{\text{cedido}} &= 239.806 \times 10^6 + 37.767 \times 10^6 \\ &= 277.573 \times 10^6 \text{ watts.} \end{aligned}$$

temperatura del gas a la salida de la flama.

$$\begin{aligned} T_{\text{raf}} &= 2027 - \frac{277.573 \times 10^6}{358.38 \times 1350} \\ &= 1453.28 \text{ K} \end{aligned}$$

Como se puede ver el valor de la temperatura en la salida de la flama supuesto inicialmente se aproxima al valor calculado, esto se debe a que ese valor se estima después de haber hecho varias iteraciones.

PRODUCTOS $P_i L_g$.

$$P_c L = 0.1968 \times 7.886$$

$$= 1.5519 \text{ m-bar}$$

$$P_w L = 0.0548 \times 7.886$$

$$= 0.4322 \text{ m-bar}$$

$$\frac{P_w}{P_w + P_c} = \frac{0.0548}{0.0548 + 0.1968}$$

$$= 0.2178$$

Como los gases en la zona de la flama están cediendo calor, su temperatura decae 573.5K; Decremento calculado después de iterar varias veces. Por tanto la temperatura a la salida de la zona de flama es:

$$2027 - 573.5 = 1453 \text{ K}$$

y el decremento de temperatura calculada en la zona de radiación es 79.04K. Por tanto la temperatura en la entrada del sobrecalentador secundario es:

$$1453 - 79.04 = 1374.37 \text{ K}$$

y la temperatura promedio de los gases en la zona de radiación es:

$$T_{gp} = \frac{1453 + 1374.37}{2}$$

$$= 1413.6 \text{ K}$$

Con esta temperatura, la temperatura de la superficie y los productos $P_i L_g$ se obtiene en gráficas 4.2.2 , 4.2.3. y 4.2.4. las emisividades.

$$T_{gp} = 1413.6 \quad K$$

$$\epsilon_c = 0.22$$

$$\epsilon_w = 0.205$$

$$\Delta\epsilon = 0.052$$

$$\begin{aligned} \epsilon_{gtg} &= 0.22 + 0.205 - 0.052 \\ &= 0.373 \end{aligned}$$

TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE

$$T_{sat} = 630 \quad K$$

$$\begin{aligned} T_s &= 630 + 25 \\ &= 655 \quad K \end{aligned}$$

$$\epsilon_c = 0.19$$

$$\epsilon_w = 0.31$$

$$\Delta\epsilon = 0.03$$

$$\begin{aligned} \epsilon_{gtg} &= 0.19 + 0.31 - 0.03 \\ &= 0.47 \end{aligned}$$

TRANSMISIVIDAD DE LOS GASES.

$$\begin{aligned} \tau_{gtg} &= 1 - 0.373 \\ &= 0.627 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \tau_{gts} &= 1 - 0.47 \\ &= 0.53 \end{aligned}$$

EVALUACION DE LOS FACTORES DE FORMA.-

En este caso se considerará que la parte superior de la flama forma un colchón \circ plan \circ horizontal, los factores de forma se evalúan para dos placas planas perpendiculares.

CALOR TRANSFERIDO EN LA ZONA DE RADIACION DEBIDO A GASES NO LUMINOSOS. -

Del dimensionamiento de la zona de radiación se tiene:

$$\text{Sup. de calefacción} = 529.38 \text{ m}^2$$

Se supone una caída de temperatura de los gases de la zona de radiación de 79 K.

La temperatura de los gases a la entrada de la zona de radiación es 1453.4 K.

$$\text{Por lo cual } T_{gp} = \frac{1453.4 - (1453.4 - 79)}{2}$$

$$= 1413.9 \text{ K}$$

como se evalúa anteriormente

$$\epsilon_{gtg} = 0.368$$

$$\epsilon_{gts} = 0.465$$

$$\epsilon_s = 0.844$$

y el calor transferido en la zona de radiación debido a gases no luminosos es:

$$\begin{aligned} q_{rg} &= 5.6697 \times 10^{-8} \times 529.38 \times 0.844 \times (0.368 \times 1413.9^4 - 0.465 \times 655^4) \\ &= 35.08 \times 10^6 \text{ W.} \end{aligned}$$

CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION EN LA ZONA DE RADIACION. -

$$Q_g = \frac{M_g}{\text{libre}}$$

$$\rho = \frac{358.38}{11 \times 14.5} = 2.2469 \frac{\text{Kg}}{\text{seg m}^3}$$

$$L = 10.38 \text{ m}$$

$$t_f = \frac{1413.9 + 655}{2} = 1034.45 \text{ K}$$

$$\mu_f = 31.45 \times 10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{ms}}$$

$$k_f = 0.0681 \frac{\text{W}}{\text{mK}}$$

$$c_{p_f} = 1251.28 \frac{\text{J}}{\text{Kg K}}$$

Número de Prandtl

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{1251.28 \times 31.45 \times 10^{-6}}{0.0681} \\ &= 0.5786 \end{aligned}$$

Número de Reynolds

$$\begin{aligned} Re &= \frac{2.2469 \times 10.38}{31.45 \times 15^0} \\ &= 741.5 \times 10^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nu_1 &= 0.036 \times ((741.5 \times 10^3)^{0.8} - 23,200) \times 0.5786^{1/3} \\ &= 793.37 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= \frac{793.7 \times 0.0681}{10.38} \\ &= 5.207 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_0 &= 5.207 \times 529.38 (1413.9 - 655) \\ &= 2.093 \times 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

Calor total cedido por los gases en la zona de radiación:

$$\begin{aligned}
 q_{gr} &= (35.08 + 2.093) \times 10^6 \\
 &= 37.173 \times 10^6 \text{ W}
 \end{aligned}$$

Temperatura de gases a la salida del hogar.

$$\begin{aligned}
 T_{gsh} &= 1453.418 - \frac{37.173 \times 10^6}{358.38 \times 1313.7} \\
 &= 1453.418 - 78.953 \\
 &= 1374.37 \text{ K}
 \end{aligned}$$

SOBRECALENTADOR SECUNDARIO, -

ALTA TEMPERATURA, -

Dimensionamiento:

- No de serpentines	32	
- No. de tubos / serpentín	24	
- Diámetro de los tubos	0.0508	m
- Espaciamiento I al flujo	0.457	m
- Espaciamiento II al flujo	0.0635	m
- Longitud del tubo promedio	24.5	m
- Altura del serpentín	11.9	m
- Ancho del serpentín	1.45	m

SUPERFICIE DE CALEFACCION:

$$A = \pi \times 0.0508 \times 24.5 \times 24 \times 32$$

$$= 3003 \text{ m}^2$$

TEMPERATURAS:

- Temperatura inicial del metal	=	773
- Temperatura final del metal	=	829
- Temperatura promedio del metal	=	$\frac{773 + 829}{2}$
	=	801 K

Los gases tienen una caída de temperatura de 150 K al pasar y ceder calor al sobrecalentador de alta temperatura, por consiguiente la temperatura de gases en la salida es = $1252.34 - 150 = 1102.34 \text{ K}$

$$\begin{aligned} \text{Temperatura de gases promedio} &= \frac{1252.34 + 1102.34}{2} \\ &= 1177.34 \text{ K} \end{aligned}$$

EVALUACION DE EMISIVIDADES.-

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{op} = 801 \text{ K}$ para un material cromo - niquel

$$\epsilon_s = 0.6981$$

Emisividad de los gases

Espesor de la capa de gases:

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 1.45 \times 11.9 \times 0.457 \\ &= 7.88 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area proyectada} &= (0.0508 \times 24.5 \times 24) \times 2 \\ &= 59.74 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_g &= \frac{3.5 \times 7.88}{59.74} \\ &= 0.4616 \text{ m} \end{aligned}$$

Productos $P_i L_g$

$$P_c = 0.1968$$

$$P_w = 0.0548$$

$$\begin{aligned} P_{cL} &= 0.1968 \times 0.4616 \\ &= 0.0908 \text{ bar-m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{wL} &= 0.0548 \times 0.4616 \\ &= 0.0213 \text{ bar - m} \end{aligned}$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.0548}{0.1968 + 0.0548}$$

$$= 0.2178$$

$$P_{cL} + P_{wL} = 0.0908 + 0.2178$$

$$= 0.3086 \text{ bar-m}$$

$$T_{gp} = 1177.34 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.105$$

$$\epsilon_w = 0.05$$

$$\Delta\epsilon = 0.005$$

$$\epsilon_{gtg} = 0.105 + 0.05 - 0.005$$

$$= 0.150$$

$$T_{sp} = 801 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.115$$

$$\epsilon_w = 0.068$$

$$\Delta\epsilon = 0.003$$

$$\epsilon_{rts} = 0.115 + 0.068 - 0.003$$

$$= 0.180$$

CALOR TRANSFERIDO AL SOBRECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA

POR RADIACION.-

$$Q_{Rg} = 5.6697 \times 10^{-8} \times 3003 \times 0.6981 \times (0.15 \times 1177.34^4 - 0.18 \times 801^4)$$

$$Q_{Rg} = 25.45 \times 10^6 \text{ W}$$

CALOR TRANSFERIDO AL SOBRECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA POR

CONVECCION.-

Coefficiente de transferencia de calor.-

$$\begin{aligned}
 \text{Flujo de gases} &= 358.38 \text{ Kg/s} \\
 \text{Area Libre} &= (14.4 \times 11.85 - 0.0508 \times 32 \times \\
 & \quad 11.85) \\
 &= 151.37 \text{ m}^2 \\
 G &= \frac{358.38}{151.37} \\
 &= 2.367 \frac{\text{Kg}}{\text{Sm}^2} \\
 \text{Temperatura de película} &= \frac{1177.4 + 801}{2} \\
 &= 989.2 \text{ K} \\
 C_{pf} &= 1241.6 \frac{\text{J}}{\text{KgK}} \\
 \mu_f &= 37.71 \times 10^{-6} \frac{\text{Kg}}{\text{ms}} \\
 k_f &= 66.17 \times 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{mK}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h &= 0.26 \times \frac{0.06617}{0.0508} \times \left[\frac{1241.6 \times 37.71 \times 10^{-6}}{66.17 \times 10^{-3}} \right]^{1/3} \times \\
 & \quad \left[\frac{0.0508 \times 2.367}{37.71 \times 10^{-6}} \right]^{0.6} \\
 &= 38.182 \text{ W/m}^2\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_0 &= 38.182 \times 3003 \times (1177.4 - 801) \\
 &= 43.168 \times 10^6 \text{ W}
 \end{aligned}$$

COMPROBACION DE LA ΔT SUPUESTA EN EL SOBREALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA. -

$$\begin{aligned}
 T_p \text{ salida} &= 1252.34 - \frac{(25.45 + 43.168) \times 10^6}{358.38 \times 1278.2} \\
 &= 1252.34 - 149.78 \\
 &= 1102.5 \text{ K} \\
 T_g \text{ prom} &= \frac{1252.34 + 1102.5}{2}
 \end{aligned}$$

- 1177.4 K

y la temperatura de los gases en la salida es:

Tgs - 1102.5 K

SOBRECALENTADOR SECUNDARIOTEMPERATURA INTERMEDIADimensionamiento:

- Número de serpentines	16	
- Número de tubos/serpentín	24	
- Diámetro de los tubos	0,045	m
- Espaciamiento I al flujo	0,914	m
- Espaciamiento II al flujo	0,051	m
- Longitud del tubo promedio	23	m
- Altura del serpentín	12,6	m
- Ancho del serpentín	2,5	m

SUPERFICIE DE CALEFACCION.-

- A = π DL $N_{t/s}$ x N_s
 D = Diámetro exterior de los tubos
 L = Longitud de los tubos
 $N_{t/s}$ = Número de tubos / serpentín
 N_s = Número de serpentines

$$A = \pi \times 0,045 \times 23 \times 24 \times 16$$

$$= 1248,57 \text{ m}^2$$

TEMPERATURAS.-

- | | | |
|----------------------------------|---|-----------------------|
| - Temperatura inicial del metal | = | 703 K |
| - Temperatura final del metal | = | 804 K |
| - Temperatura promedio del metal | = | $\frac{804 + 703}{2}$ |
| | = | 753,5 K |

Los gases tienen una caída de temperatura de 122 K al pasar y ceder calor al sobrecalentador de temperatura intermedia, por consiguiente la temperatura de los gases en la salida es $1374.37 - 122 = 1252.37$ K

$$\begin{aligned} \text{Temperatura de los gases promedio} &= \frac{1374.37 + 1252.37}{2} \\ &= 1313.37 \text{ K} \end{aligned}$$

EVALUACION DE LAS EMISIVIDADES.-

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{sp} = 753.5$ K para un material como níquel

$$\epsilon_s = 0.6923$$

EMISIVIDAD DE LOS GASES

Espesor de la capa de gases

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 2.5 \times 12.6 \times 0.914 \\ &= 28.8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area proyectada} &= (0.045 \times 23 \times 24) \times 2 \\ &= 49.7 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_g &= 3.5 \times \frac{28.8}{49.7} \\ &= 2.028 \text{ m} \end{aligned}$$

Productos P Lg.

$$P_c = 0.1968 \text{ bar}$$

$$P_w = 0.0548 \text{ bar}$$

$$P_{cL} = 0.1968 \times 2.028$$

$$= 0.399 \text{ bar} \cdot \text{m}$$

$$P_{wL} = 0.0548 \times 2.028$$

$$= 0.111 \text{ bar} - m$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.0548}{0.1968 + 0.0548}$$

$$= 0.2178$$

$$P_{cL} + P_{wL} = 0.399 + 0.111$$

$$= 0.510 \text{ bar} - m$$

$$T_{TP} = 1313.37 \text{ K}$$

$$\epsilon_0 = 0.155$$

$$\epsilon_w = 0.125$$

$$\Delta\epsilon = 0.05$$

$$\epsilon_{gtg} = 0.155 + 0.125 - 0.05$$

$$= 0.23$$

$$T_{BP} = 753.5 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.145$$

$$\epsilon_w = 0.16$$

$$\Delta\epsilon = 0.018$$

$$\epsilon_{pts} = 0.145 + 0.16 - 0.018$$

$$= 0.287$$

CALOR TRANSFERIDO AL SOBREALENTADOR DE TEMPERATURA INTERMEDIA POR RADIACION. -

$$Q_{irr} = 5.6697 \times 10^{-8} \times 1248.59 \times 0.7023 \times (0.23 \times 1313.37^4 - 0.287 \times 753.5^4)$$

$$= 29.421 \times 10^6 \text{ W}$$

CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION. -

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR:

$$\text{Flujo de gases} = 358.38 \text{ Kg/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Area libre} &= (14.4 \times 12.6 - 0.045 \times 16 \times 12.6) \\ &= 172.3 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G &= \frac{358.38}{172.3} \\ &= 2.08 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ s}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{(1313.37) + (753.5)}{2} \\ &= 1033.43 \text{ K} \end{aligned}$$

$$C_{pf} = 1251 \text{ J/KgK}$$

$$\mu_f = 40.256 \times 10^{-6} \text{ Kg/ms}$$

$$K_f = 70.257 \times 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{K}}$$

$$\begin{aligned} h &= 0.26 \times \frac{0.07025}{0.045} \left\{ \frac{1251 \times 40.256 \times 10^{-6}}{0.07025} \right\}^{1/3} \times \left(\frac{0.045 \times 2.08}{40.256 \times 10^{-6}} \right)^{0.6} \\ &= 38.02 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{o,t} &= 38.02 \times 1248.59 \times (1241.7 - 753.5) \\ &= 26.582 \times 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

Comprobación de la ΔT supuesta en el sobrecalentador de temperatura intermedia.

$$\begin{aligned} T_g \text{ salida} &= 1374.37 - \frac{(29.421 + 26.582) \times 10^6}{358.38 \times 1280} \\ &= 1374.37 - 122.08 \\ &= 1252.28 \end{aligned}$$

$$T_g \text{ prom} = \frac{1374.37 + 1252.28}{2}$$

$$= 1313.3 \text{ K}$$

Esta temperatura se aproxima a la supuesta inicialmente por lo cual se considera como verdadera.

y la temperatura de los gases en la salida es:

$$T_{gs} = 1252.28 \text{ K}$$

RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA.-Dimensionamiento:

- Número de serpentines	62
- Número de tubos/serpentin	18
- Diámetro de los tubos	0.0508
- Espaciamiento I al flujo	0.228
- Espaciamiento al flujo II	0.07
- Longitud del tubo promedio	10.5
- Altura del serpentín	10.5
- Ancho del serpentín	1.2

SUPERFICIE DE CALEFACCION:

$$A = \pi \times 0.0508 \times 10.5 \times 18 \times 62$$

$$= 1870 \text{ m}^2$$

TEMPERATURAS:

Temperatura inicial del metal	= 773
Temperatura final del metal	= 833
Temperatura promedio del metal	= $\frac{773 + 833}{2}$
	= 803 K

Los gases tienen una caída de temperatura de 75 K al pasar por el recalentado de alta temperatura, por consiguiente la temperatura de los gases en la salida es = 1102.5 - 75 = 1027.5 K

$$\begin{aligned} \text{Temperatura de los gases promedio} &= \frac{1102.5 + 1027.5}{2} \\ &= 1065 \text{ K} \end{aligned}$$

EVALUACION DE LAS EMISIVIDADES.-

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{sp} = 803 \text{ K}$ para un metal cromo - níquel.

$$\epsilon_B = 0.6981$$

EMISIVIDAD DE LOS GASES.-

Espesor de la capa de gases

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 1.2 \times 10.5 \times 0.228 \\ &= 2.87 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Área} &= (0.0508 \times 18 \times 10.5) \times 2 \\ &= 19.2 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_g &= \frac{3.5 \times 2.87}{19.2} \\ &= 0.523 \text{ m} \end{aligned}$$

Productos $P_i L_g$

$$P_c = 0.1968 \text{ bar}$$

$$P_w = 0.0548 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} P_{cL} &= 0.1968 \times 0.523 \\ &= 0.1029 \text{ bar} \cdot \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{wL} &= 0.0548 \times 0.523 \\ &= 0.0286 \text{ bar} \cdot \text{m} \end{aligned}$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.0548}{0.1968 + 0.0548} = 0.2178$$

$$P_{cL} + P_{wL} = 0.1029 + 0.0286 = 0.1315 \text{ bar} - m$$

$$T_{gp} = 1065 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.12$$

$$\epsilon_w = 0.055$$

$$\Delta\epsilon = 0.0$$

$$\begin{aligned} \epsilon_{gtg} &= 0.12 + 0.055 - 0.0 \\ &= 0.175 \end{aligned}$$

$$T_{sp} = 803 \text{ K}$$

$$\epsilon_o = 0.1$$

$$\epsilon_w = 0.07$$

$$\Delta\epsilon = 0.0$$

$$\begin{aligned} \epsilon_{gts} &= 0.1 + 0.07 - 0.0 \\ &= 0.17 \end{aligned}$$

CALOR TRANSFERIDO AL RECALENTADOR DE ALTA POR RADIACION

$$\begin{aligned} Q_{Rg} &= 5.6697 \times 10^{-8} \times 1870 \times 0.6981 \times (0.175 \times 1065^4 - 0.17 \times 803^4) \\ &= 11.44 \times 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

CALOR TRANSFERIDO AL RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA POR CONVECCION. -

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR. -

Flujo de gases	=	358.38 Kg/s
A en libre	=	(0.228 - 0.07) \times 63 \times 10.5
	=	104.51 m ²

$$G = \frac{358.38}{104.51}$$

$$= 3.43 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

$$\text{TEMPERATURA DE PELICULA} = \frac{1065 + 803}{2}$$

$$= 934 \text{ K}$$

$$C_{pg} = 1229.0 \text{ J/Kg K}$$

$$\mu_f = 37.133 \times 10^{-6} \text{ Kg/ms}$$

$$K_f = 62.436 \times 10^{-3} \text{ W/mK}$$

$$h = 0.26 \times \frac{0.062436}{0.0508} \times \left[\frac{1129 \times 37.133 \times 10^{-6}}{62.436 \times 10^{-3}} \right]^{1/3} \times \left[\frac{0.0508 \times 3.43}{37.133 \times 10^{-6}} \right]^{0.6}$$

$$= 45.9 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$Q_c = 45.9 \times 1870 \times (1065 - 803)$$

$$= 22.5 \times 10^6 \text{ W}$$

Comprobación de la ΔT supuesta en el recalentador de alta temperatura a.-

$$T_x \text{ salida} = 1102.5 - \frac{(11.44 + 22.5)}{358.38 \times 1257.4} \times 10^6$$

$$= 1102.5 - 75.31$$

$$= 1027.1 \text{ K}$$

$$T_g \text{ prom} = \frac{1102.5 + 1027.1}{2}$$

$$= 1064.8 \text{ K}$$

La variación de la temperatura supuesta y la calculada es mínima por lo cual se puede considerar como verdadera.

y la temperatura del gas en la salida es:

$$T_{gs} = 1027.1 \text{ K}$$

CAVIDAD.-**Localización:**

La cavidad se localiza entre el recalentador de alta y el sobrecalentador y recalentador de baja temperatura y esta formado por paredes de agua.

DIMENSIONAMIENTO:SUPERFICIES:

Caras Laterales	2 x 7.93 x 10.06	= 159.55 m ²
Techo	14.5 x 10.06	= 145.87 m ²
Cara trasera	14.5 x 7.93	= 114.98 m ²
Area total de la cavidad		= 420.4 m ²

TEMPERATURAS:

$$\text{Temperatura del metal} = 630 + 10 = 640 \text{ K}$$

Los gases tienen una caída de temperatura de 19 K al pasar por la cavidad, por consiguiente la temperatura de los gases en la entrada de la zona de baja temperatura es:

$$T_{ge} = 1027.1 - 19 = 1008.1 \text{ K}$$

y la temperatura de los gases promedio en esta zona es:

$$t_{gp} = \frac{1027.1 + 1008.1}{2}$$

$$= 1017.6 \text{ K}$$

Evaluación de las emisividades.-

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{sp} = 640 \text{ K}$ para un material acero comercial es = 0.8114.

Emisividad de los gases.-

Espesor de la capa de gases

$$\begin{aligned} \text{Area proyectada} &= 420.4 + 126 \times 0.057 \times (4.876 + 7.925) \\ &= 420.4 + 91.93 \\ &= 512.33 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 7.93 \times 10.06 \times 14.5 \\ &= 1156 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$L = \frac{3.5 \times 1156}{512.33}$$

$$L = 7.9 \text{ m}$$

PRODUCTOS P/Lg.

$$P_c = 0.1968 \text{ bar}$$

$$P_w = 0.054 \text{ bar}$$

$$P_{cL} = 0.1968 \times 7.9$$

$$= 1.55 \text{ bar-m}$$

$$P_{wL} = 0.054 \times 7.9$$

$$= 0.426 \text{ bar-m}$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.054}{0.1968 + 0.054}$$

$$= 0.2178$$

$$P_{cL} + P_{wL} = 1.97 \text{ bar-m}$$

$$\text{con } T_{gp} = 1017.5 \text{ K.}$$

$$\epsilon_c = 0.22$$

$$\epsilon_w = 0.27$$

$$\Delta\epsilon = 0.026$$

$$\epsilon_{gtg} = 0.22 + 0.27 - 0.026$$

$$= 0.464$$

$$T_{sp} = 640 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.18$$

$$\epsilon_w = 0.32$$

$$\Delta\epsilon = 0.025$$

$$\epsilon_{gtb} = 0.18 + 0.32 - 0.025$$

$$= 0.475$$

CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION A LA CAVIDAD.-

$$Q_R = 5.6697 \times 10^{-8} \times 420.4 \times 0.8414 \times (0.464 \times 1017.5^4 - 0.475 \times 640^4)$$

$$= 8.34 \times 10^6 \text{ W}$$

CALOR TRANSFERIDO AL HUECO POR CONVECCION:COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

$$\text{Area libre} = 14.5 \times 7.93 = 115 \text{ m}^2$$

$$Q = \frac{358.38}{115}$$

$$= 3.11 \frac{\text{Kg}}{\text{5m}^2}$$

$$\text{Longitud característica} = \frac{14.5 + 10.06 + 7.93}{5}$$

$$= 10.8 \text{ m}$$

$$T_f = \frac{1017.5 + 640}{2}$$

$$= 828.75 \text{ K}$$

$$C_{pf} = 1202 \text{ J/KgK}$$

$$\mu_f = 35.36 \times 10^{-6} \text{ Kg/ms}$$

$$K_f = 0.05646 \frac{\text{W}}{\text{mK}}$$

$$\text{Número de Reynolds} = \frac{3.11 \times 10.8}{35.36 \times 10^{-6}}$$

$$= 949.88 \times 10^3$$

Flujo transitorio.

$$h = \frac{0.036 \times 0.05646}{10.8} \times \left[\left(\frac{3.11 \times 10.8}{35.36 \times 10^{-6}} \right)^{.8} - 23,200 \right] \times$$

$$\left(\frac{1202 \times 35.36 \times 10^{-6}}{0.05646} \right)^{1/3}$$

$$= 6.39 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= 6.39 \times 420.4 \times (1017.5 - 640) \\
 &= 1.014 \times 10^6 \text{ W}
 \end{aligned}$$

Comprobación de la caída de temperatura supuesta de 19.5 K en la cavidad.

$$\begin{aligned}
 T_g \text{ salida} &= 1027.1 - \frac{(8.34 + 1.014) \times 10^6}{358.38 \times 1248} \\
 &= 1027 - 19.5 \\
 &= 1007.5 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Que es muy cercana al valor supuesto.

SOBRECALENTADOR DE BAJA TEMPERATURADIMENSIONAMIENTO, -

- Número de serpentines	126	
- Número de tubos/serpentín	60	
- Diámetro de los tubos	0.057	m
- Espaciamiento I al flujo	0.114	m
- Espaciamiento II al flujo	0.076	m
- Longitud del tubo promedio	7.924	m
- Altura del Serpentín	6.35	m
- Ancho del serpentín	7.924	m

Superficie de calefacción:

$$A = \pi \times 0.057 \times 7.924 \times 60 \times 126$$

$$= 10727 \text{ m}^2$$

TEMPERATURAS:

- Temperatura inicial del metal	=	651 K
- Temperatura final del metal	=	138 K
- Temperatura promedio del metal	=	$\frac{651+138}{2}$
	=	694.5 K

Los gases en la salida del sobrecalentador de baja tienen una temperatura de 666 K por consiguiente ΔT es:

$$\Delta T = 1008 - 666 = 342 \text{ K}$$

$$\text{La temperatura de los gases promedio} = \frac{1008 + 666}{2}$$

$$= 837 \text{ K}$$

Evaluación de las emisividades.-

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{sp} = 694K$ para un metal cromo-niquel.

$$\epsilon_s = 0.6862$$

EMISIVIDAD DE LOS GASES.-

Espesor de la capa de gases:

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 7.924 \times 0.114 \times 6.35 \\ &= 5.73 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area} &= (0.0507 \times 60 \times 7.924) \times 2 \\ &= 48.2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_g &= \frac{3.5 \times 5.73}{48.2} \\ &= 0.4164 \text{ m} \end{aligned}$$

PRODUCTOS $P_i L_g$

$$P_c = 0.1968 \quad \text{bar}$$

$$P_w = 0.0548 \quad \text{bar}$$

$$\begin{aligned} P_c L &= 0.1968 \times 0.4164 \\ &= 0.0819 \text{ bar-m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_w L &= 0.0548 \times 0.4164 \\ &= 0.0228 \text{ bar-m} \end{aligned}$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.0548}{0.1968 + 0.0548}$$

$$= 0.2178$$

$$P_{oL} + P_{wL} = 0,0819 + 0,0228$$

$$= 0,1047 \quad \text{bar} - \text{m}$$

$$T_{gp} = 837 \text{ K}$$

$$\epsilon_o = 0,105$$

$$\epsilon_w = 0,063$$

$$\Delta\epsilon = 0,003$$

$$\epsilon_{gtg} = 0,105 + 0,063 - 0,003$$

$$= 0,165$$

$$T_{sp} = 694,5$$

$$\epsilon_o = 0,095$$

$$\epsilon_w = 0,07$$

$$\Delta\epsilon = 0,003$$

$$\epsilon_{gts} = 0,095 + 0,07 - 0,003$$

$$= 0,162$$

CALOR TRANSFERIDO AL SOBRECALENTADOR DE BAJA POR RADIACION

$$Q_{Rg} = 5,6697 \times 10^{-8} \times 10727 \times 0,6862 \times (0,165 \times 837^4 -$$

$$0,162 \times 694,5^4)$$

$$= 18,10 \times 10^6 \text{ W.}$$

CALOR TRANSFERIDO AL SOBRECALENTADOR DE BAJA POR CONVECCION

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR. -

El porcentaje del flujo de gases que pasa por el sobrecalentador de baja es el 63% del total para igualar la temperatura del gas en la entrada del economizador del lado del recalentador.

Por lo tanto:

$$\begin{aligned}\text{Flujo de gases} &= 0.63 \times 358.38 \\ &= 225.77 \text{ Kg/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area libre} &= (0.114 - 0.057) \times 126 \times 7.924 \\ &= 56.91 \text{ m}^2 \\ &= \frac{225.77}{56.91}\end{aligned}$$

$$= 3.96 \frac{\text{Kg}}{\text{sm}^2}$$

$$\text{Temperatura de película} = \frac{837 + 694.5}{2}$$

$$= 765.7 \text{ K}$$

$$\text{Cpf} = \text{No requiere}$$

$$\mu_f = 33.36 \times 10^{-6} \text{ Kg/ms}$$

$$K_f = 0.056 \text{ W/mk}$$

Evaluación de las constantes b_2 y n

Arreglo en línea

$$S_T = 0.075$$

$$S_t = 0.114 \text{ m}$$

$$D_o = 0.057 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}X_L &= \frac{S_L}{D_o} = \frac{0.076}{0.057} \\ &= 1.333\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}X_T &= \frac{S_t}{D_o} = \frac{0.114}{0.057} \\ &= 2.0\end{aligned}$$

Interpolando en la tabla 4.2.6.

$$b_2 = 0.1005$$

$$n = 0.703$$

$$h = 0.1005 \times \frac{0.056}{0.057} \times \left[\frac{0.057 \times 3.96}{33.36 \times 10^{-6}} \right]^{0.703}$$

$$= 48.66 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

$$Q = 48.66 \times 10727 \times (837 - 694.5)$$

$$= 74.38 \times 10^6 \text{ W}$$

Comprobación de la temperatura del gas en la salida del sobrecalentador de baja supuesta.

$$T_{\text{g salida}} = 1008 - \frac{(18.1 + 74.38) \times 10^6}{225.77 \times 1204}$$

$$= 1008 - 340.1$$

$$= 667.88 \text{ } ^\circ$$

RECALENTADOR DE BAJA TEMPERATURA.

DIMENSIONAMIENTO

- Número de serpentines	126
- Número de tubos/serpentín	60
- Diámetro de los tubos	0.057
- Espaciamiento I al flujo	0.114
- Espaciamiento II al flujo	0.076
- Longitud del tubo promedio	4.876 x 60
- Altura del serpentín	6.35
- Ancho del serpentín	4.876

SUPERFICIE DE CALEFACCION.-

$$A = \pi \times 0.057 \times 4.876 \times 60 \times 126$$

$$= 6600 \text{ m}^2$$

TEMPERATURAS:

- Temperatura inicial del metal	=	633 K
- Temperatura final del metal	=	773 K
- Temperatura promedio del metal	=	$\frac{633 + 773}{2}$
	=	703 K

Los gases en la salida del recalentador de baja tienen una temperatura de 670 K , por consiguiente la ΔT es

$$\Delta T = 1008 - 670 = 338 \text{ K}$$

$$\text{La temperatura de los gases promedio} = \frac{1008 + 670}{2}$$

$$= 839 \text{ K}$$

Evaluación de las emisividades.-

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{sp} = 703 \text{ K}$ para un metal cromo - níquel

$$\epsilon_s = 0.6862$$

EMISIVIDAD DE LOS GASES.-

Espesor de la capa de gases.

$$\begin{aligned} \text{Volúmen} &= 4.876 \times 0.114 \times 6.35 \\ &= 3.53 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area} &= (0.057 \times 60 \times 4.876) \times 2 \\ &= 33.35 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_g &= \frac{3.5 \times 3.53}{33.35} \\ &= 0.37 \text{ m} \end{aligned}$$

Productos $P \cdot L_g$

$$P_c = 0.1968 \text{ bar}$$

$$P_w = 0.0548 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} P_c L &= 0.1968 \times 0.37 \\ &= 0.0728 \text{ bar} \cdot \text{m} \end{aligned}$$

$$P_w L = 0.0548 \times 0.37$$

$$= 0.02027 \text{ bar} \cdot \text{m}$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.0548}{0.1968 + 0.0548}$$

$$= 0.2178$$

$$P_{oL} + P_{wL} = 0.0728 + 0.02027$$

$$= 0.09307 \text{ bar} \cdot \text{m}$$

$$T_{gp} = 839 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.10$$

$$\epsilon_w = 0.07$$

$$\Delta\epsilon = 0.005$$

$$\epsilon_{r_{tg}} = 0.1 + 0.07 - 0.005$$

$$= 0.165$$

$$T_{sp} = 703 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.097$$

$$\epsilon_w = 0.070$$

$$\Delta\epsilon = 0.005$$

$$\epsilon_{r_{ts}} = 0.097 + 0.07 - 0.005$$

$$= 0.162$$

CALOR TRANSFERIDO AL RECALENTADOR DE BAJA POR RADIACION.-

$$Q = 5.6697 \times 10^{-8} \times 6600 \times 0.6862 \times (0.165 \times 839^4 - 0.162 \times 703^4)$$

$$= 10.83 \times 10^6 \text{ W}$$

CALOR TRANSFERIDO AL RECALENTADOR DE BAJA POR CONVECCION.

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Por medio de compuertas se regula el paso de gases por el sobrecalentador y recalentador para obtener la misma temperatura en ambos lados en la entrada del economizador, ésto se logra haciendo pasar el 63% de los gases por el sobrecalentador y el 37% por el recalentador

$$\begin{aligned}\text{Flujo de gases} &= 0.37 \times 358.38 \\ &= 132.6 \text{ Kg/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area libre} &= (0.114 - 0.057) \times 126 \times 4.876 \\ &= 35 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}G &= \frac{132.6}{35} \\ &= 3.788 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2\text{s}}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_f &= \frac{839 + 703}{2} \\ &= 771 \text{ K}\end{aligned}$$

$$C_{of} = \text{No requiere}$$

$$\mu_f = 33.36 \times 10^{-6} \text{ Kg/ms}$$

$$K_f = 0.056 \text{ w/mK}$$

En esta zona la separación entre tubos es pequeña, es factible usar la siguiente ecuación:

$$h = b_2 \frac{K}{D_o} \left(\frac{D_o G_{max}}{f} \right)^n$$

Evaluación de las constantes b_2 y n

$$S_l = 0.076 \text{ m}$$

$$S_t = 0.114 \text{ m}$$

$$D_o = 0.057 \text{ m}$$

$$X_1 = \frac{S_l}{D_o} = \frac{0.076}{0.057}$$

$$X_1 = 1333$$

$$X_T = \frac{St}{Do} = \frac{0.114}{0.057}$$

$$= 2.0$$

Interpolando en la tabla 10.5 ref. 4

$$b_2 = 0.1005$$

$$n = 0.703$$

$$h = 0.1005 \times \frac{0.056}{0.057} \times \left\{ \frac{0.057 \times 3.788}{33.36 \times 10^{-6}} \right\}^{0.703}$$

$$= 47.16 \frac{W}{m^2 K}$$

$$Q_c = 47.16 \times 6600 \times (839 - 703)$$

$$= 42.33 \times 10^6 \text{ W}$$

COMPROBACION DE LA ΔT SUPUESTA EN EL RECALENTADOR DE BAJA TEMPERATURA.-

$$T_g \text{ salida} = 1008 - \frac{(10.83 + 42.33) \times 10^6}{132.6 \times 1205}$$

$$= 1008 - 332.7$$

$$= 675.2 \text{ K}$$

ECONOMIZADOR, -CALCULO PARA UN CONTENIDO DE CENIZA DE 37%Dimensionamiento:

-	Número de serpentines	126	
-	Número de tubos / serpentín	19	
-	Diámetro de los tubos	0.0635	m
-	Espaciamiento I al flujo	0.1143	m
-	Espaciamiento II al flujo	0.083	m
-	Longitud del tubo total	104/171	m
-	Altura del serpentín	1.4	m No se requiere.
-	Ancho del serpentín	4.876/7.925	m

Superficie de calefacción.-

$$A = \pi \times 0.0635 \times (104 + 171) \times 126$$

$$= 6910 \text{ m}^2$$

TEMPERATURAS:

Temperatura inicial del metal	=	526.4 K
Temperatura final del metal	=	560 K
Temperatura promedio del metal	=	$\frac{526.4 + 560}{2}$
	=	543.2 K
Temperatura de gases en la entrada	=	$\frac{667.8 + 675.7}{2}$
	=	671.4 K

Los gases en la salida del economizador tienen una temperatura de 587 por consiguiente la ΔT es:

$$\Delta T = 671.4 - 587 = 84.4 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{La temperatura de gases promedio es} &= \frac{671.4 + 587}{2} \\ &= 629.2 \text{ K} \end{aligned}$$

Evaluación de las emisividades

Emisividad de la superficie evaluada a $T_{sp} = 543.2 \text{ K}$ para un metal acero comercial.

$$\epsilon_s = 0.528$$

Emisividad de los gases

Este banco de tubos está arreglado tresbolillo, por lo cual la capa de gases se evalúa con los siguientes parámetros

$$\frac{S_L}{D_o} = \frac{0.083}{0.035}$$

$$= 1.3$$

$$\frac{S_L}{D_o} = \frac{0.1143}{0.0635}$$

$$= 1.8$$

$$\frac{L}{d_o} = 0.2$$

$$L_F = 0.2 \times 0.0635$$

$$= 0.0127 \text{ m}$$

Productos P.Lg

$$P_c = 0.1968 \text{ bar}$$

$$P_w = 0.0548 \text{ bar}$$

$$P_{cL} = 0.1968 \times 0.0127$$

$$= 0.0025 \text{ bar} \cdot \text{m}$$

$$P_w L = 0.0548 \times 0.0127$$

$$= 0.0007 \text{ bar} \cdot \text{m}$$

$$\frac{P_w}{P_c + P_w} = \frac{0.0548}{0.1968 + 0.0548}$$

$$= 0.2178$$

$$P_{cL} + P_{wL} = 0.0025 + 0.0007$$

$$= 0.0032 \text{ bar} \cdot \text{m}$$

$$T_{gp} = 629.2 \text{ K}$$

$$\epsilon_c = 0.026$$

$$\epsilon_w = 0.006$$

$$\Delta \epsilon = 0$$

$$\epsilon_{gtp} = 0.026 + 0.006 - 0$$

$$= 0.032$$

$$T_{gr} = 543.2$$

$$\epsilon_c = 0.026$$

$$\epsilon_w = 0.0082$$

$$\Delta \epsilon = 0$$

$$\epsilon_{gr} = 0.026 + 0.0082 - 0$$

$$= 0.0342$$

CALOR TRANSFERIDO AL ECONOMIZADOR POR RADIACION, -

$$\begin{aligned}
 Q &= 5.6697 \times 10^{-8} \times 6912 \times 0.528 \times (0.032 \times 629.2^4 - \\
 &\quad 0.0342 \times 543.2^4) \\
 &= 421.65 \times 10^{-3} \text{ W}
 \end{aligned}$$

CALOR TRANSFERIDO AL ECONOMIZADOR POR CONVECCION, -

$$\text{Flujo de gases} = 358.38 \text{ Kg/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area libre} &= (0.1143 - 0.0635) \times (4.876 + 7.925) \times 126 \\
 &= 81.93 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G &= \frac{358.38}{81.93} \\
 &= 4.37 \frac{\text{Kg}}{\text{sm}^2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_f &= \frac{629.2 + 543.2}{2} \\
 &= 586.2 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$C_{pf} = \text{No requiere}$$

$$\mu_f = 27 \times 10^{-6} \text{ Kg/ms}$$

$$K_f = 0.042 \text{ w/mK}$$

Evaluación de las constantes b2 y n

Arreglo a tresbolillo

$$S_L = 0.083 \text{ m}$$

$$S_t = 0.1143 \text{ m}$$

$$D_o = 0.0635 \text{ m}$$

$$X_1 = \frac{S}{Do} = \frac{0.083}{0.0635}$$

$$= 1.3$$

$$X_t = \frac{St}{Do} = \frac{0.1143}{0.0635}$$

$$= 1.8$$

Interpolando en la tabla 4.2.6.

$$b_2 = 0.5017$$

$$n = 0.5573$$

Coefficiente de transferencia de calor

$$h = 0.5017 \times \frac{0.042}{0.0636} \times \left(\frac{0.0635 \times 4.37}{27 \times 10^{-6}} \right)^{0.5573}$$

$$= 57.11$$

$$Q = 57.11 \times 6912 \times (629.2 - 543.2)$$

$$= 33.94 \times 10^6 \text{ W}$$

4.3 SELECCION DE VENTILADORES:

Conociendo los flujos de aire y de gases que manejarán los ventiladores de tiro forzado e inducido respectivamente, la selección de ellos se hace, en función de dichos flujos y de la presión total por vencer, teniéndose las siguientes expresiones de la referencia 13, para determinar la potencia entregada al aire.

$$\text{Aire Kw} = 0,0098039216 \dot{V} P$$

Aire Kw = Potencia entregada al aire Kw

P = Presión total de aire en Kgf./m^2

\dot{V} = Flujo volumétrico en m^3/s

y la eficiencia del ventilador.

$$n_v = \frac{\text{Aire Kw.}}{b \text{ Kw.}}$$

n_v = eficiencia del ventilador

bKw = Potencia al freno del ventilador en Kw.

De las leyes de los ventiladores, se pueden determinar las variaciones que estos tendrán, al analizar las diferentes alternativas de contenido de ceniza en el combustible, con solo conocer el comportamiento de estos al manejar un cierto flujo.

De los análisis de combustión para las alternativas estudiadas se tienen los flujos de aire y gases por manejar.

Los flujos volumétricos se obtienen como sigue:

$$\dot{V} = W/\rho$$

$$\dot{V} = \text{Flujo volumétrico } m^3/s$$

$$\dot{W} = \text{Flujo másico Kgm./s}$$

$$\rho = \text{densidad Kgm./m}^3$$

En los ventiladores de tiro forzado, los cuales manejan aire; se considera como un gas ideal obteniendo su densidad de la ecuación de los gases perfectos.

$$\rho = \frac{P_b}{R T}$$

$$P_b = \text{Presión barométrica del lugar Kgf/m}^2.$$

$$R = \text{Constante del aire } \frac{\text{Kgf.-m}}{\text{Kgm.-K}}$$

$$T = \text{Temperatura del aire en K.}$$

De las leyes de los ventiladores, se tiene la siguiente ecuación, cuando se varía el flujo a revoluciones constantes.

$$\frac{\dot{V}_2}{\dot{V}_1} = \left\{ \frac{P_2}{P_1} \right\}^{3/2}$$

$$P = \text{Presión total de descarga para cada flujo.}$$

Obteniendo la nueva presión total de descarga para determinar la potencia al freno requerida en la flecha del ventilador.

En los ventiladores de tiro inducido, los cuales manejan gases de la combustión, tomándolos de una presión menor a la

atmosférica, la densidad de la mezcla debe determinarse de la siguiente forma:

$$\rho_m = \sum \rho_i$$

ρ_i = densidad de cada gas en la mezcla a la presión parcial.

ρ_m = densidad de la mezcla Kgm./m³

Para determinar la densidad de cada gas, se consideran como perfectos por estar a baja presión y alta temperatura.

$$\rho_i = \frac{P_{pi} \cdot PM_i}{R_u \cdot T}$$

P_{pi} = Presión Parcial de cada gas en Kgf./m²

PM_i = Peso molecular de cada gas en Kgm/Kmol.

R_u = constante universal de los gases Kgf.-m/Kmol. K.

T = Temperatura de la mezcla en K

Las presiones parciales se determina, conociendo la total de la mezcla y el porcentaje de cada gas que la forman, la cual ya no contiene ceniza volátil. Presión a la entrada del ventilador de tiro inducido.

Se tiene una presión menor que la atmosférica, por lo que:

$$P_{abs} = P_{atm} - P_{man.}$$

Presiones parciales,

$$P_{O_2} = P_{abs} \times \% CO_2$$

$$\begin{aligned}
 P_p \text{ H}_2\text{O} &= P_{\text{abs.}} \times \% \text{ H}_2\text{O} \\
 P_p \text{ SO}_2 &= P_{\text{abs.}} \times \% \text{ SO}_2 \\
 P_p \text{ O}_2 &= P_{\text{abs.}} \times \% \text{ O}_2 \\
 P_p \text{ N}_2 &= P_{\text{abs.}} \times \% \text{ N}_2
 \end{aligned}$$

Con estas presiones parciales se determinan las densidades de cada gas y se suman para tener la de la mezcla, posteriormente se determinan los flujos volumétricos para las diferentes alternativas, al igual que con el ventilador de tiro forzado:

$$\dot{V} = \dot{W} / \rho \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Con las leyes de los ventiladores; conociendo el funcionamiento del ventilador a un cierto flujo y presión, se determinan las variaciones para las otras alternativas, obteniendo las nuevas presiones a fin de poder determinar la potencia requerida en la flecha del ventilador para cada caso.

4.3.1 VENTILADORES DE TIRO FORZADO.

Flujos máxicos de aire para las diferentes alternativas.

$\dot{W}_{20\%}$	=	255.127	Kg/s
$\dot{W}_{25\%}$	=	264.847	Kg/s
$\dot{W}_{30\%}$	=	269.426	Kg/s
$\dot{W}_{37\%}$	=	314.1777149	Kg/s

Densidad del aire:

La presión barométrica del lugar es:

$$P_b = 73.5'' \text{ de Hg.}$$

$$= (73.5 \times .49) / (2.54 \times 14.22) = 9971.26 \text{ Kgf./m}^2$$

La temperatura de diseño del aire:

$$T = 300 \text{ K}$$

y la constante del aire vale:

$$R = 29.269 \frac{\text{Kgf. m}}{\text{Kgm. K}}$$

$$\rho = \frac{9971.26}{(29.269)(300)} = 1.135586 \text{ Kgm./m}^3$$

Flujos volumétricos por ventilador

$$\dot{V}_{20\%} = 255.127 / (1.135586)(2) = 112.332 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{25\%} = 264.847 / (1.135586)(2) = 116.612 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{30\%} = 269.426 / (1.135586)(2) = 118.628 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{37\%} = 314.1777149 / (1.135586)(2) = 138.332 \text{ m}^3/\text{s}$$

De las leyes de los ventiladores:

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{3/2} \quad P_2 = \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)^{2/3} P_1$$

El ventilador que se tiene, es capaz de manejar un flujo de $152.81 \text{ m}^3/\text{s}$ y descargar a una presión total de 334.17 kgf/m^2 a 885 rpm con una eficiencia de 70.3% .

Presiones de descarga:

$$P_{20\%} = (112.332 / 152.81)^{2/3} (334.17) = 272.187 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{25\%} = (116.612 / 152.81)^{2/3} (334.17) = 279.058 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{30\%} = (118.628/152.81)^{2/3} (334.17) = 282.265 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{37\%} = (138.332/152.81)^{2/3} (334.17) = 312.714 \text{ Kgf./m}^2$$

Potencia entregada al aire:

$$\text{Aire Kw } 20\% = 0.0098039216 (272.187)(112.332) = 299.757 \text{ Kw.}$$

$$\text{Aire Kw } 25\% = 0.0098039216 (279.058)(116.612) = 319.034 \text{ Kw.}$$

$$\text{Aire Kw } 30\% = 0.0098039216 (282.265)(118.628) = 328.280 \text{ Kw.}$$

$$\text{Aire Kw } 37\% = 0.0098039216 (312.71)(138.332) = 424.096 \text{ Kw.}$$

Potencia al freno en la flecha considerando una eficiencia de 70.3%

$$b \text{ Kw } 20\% = 299.757/0.703 = 426.398 \text{ Kw.}$$

$$b \text{ Kw } 25\% = 319.034/0.703 = 453.818 \text{ Kw.}$$

$$b \text{ Kw } 30\% = 328.280/0.703 = 466.970 \text{ Kw.}$$

$$b \text{ Kw } 37\% = 424.096/0.703 = 603.266 \text{ Kw.}$$

4.3.2 VENTILADORES DE TIRO INDUCIDO.-

Los flujos máxicos sin ceniza que éstos manejan, se determinan con la relación de gases-combustible.

$$W_{g.s.} \text{ } 20\% = 10.5525 \times 26.510 = 279.746 \text{ Kg/s.}$$

$$W_{g.s.} \text{ } 25\% = 9.881417 \times 29.393 = 290.444 \text{ Kg/s.}$$

$$W_{g.s.} \text{ } 30\% = 9.12881 \times 32.394 = 295.718 \text{ Kg/s.}$$

$$W_{g.s.} \text{ } 37\% = 7.857136 \times 44.0564355 = 346.157 \text{ Kg/s.}$$

Densidad de los gases:

Presión a la entrada del ventilador de tiro inducido.

$$P = 11.02'' \text{ de } H_2O \text{ man}$$

$$= (11.02 \times .49)/(14.22 \times 13.6) = 279.215 \text{ Kgf/m}^2 \text{ man.}$$

$$P_{atm} = 9971.26 \text{ Kgf/m}^2$$

$$P_{abs} = 9971.26 - 279.215 = 9692.045 \text{ Kgf/m}^2$$

Presiones medias, parciales

$$P_{pCO_2} = 0.2101131 \times 9692.045 = 2036.4256 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{pH_2O} = 0.053645 \times 9692.045 = 519.9307 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{pSO_2} = 0.00153079 \times 9692.045 = 14.8364 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{pO_2} = 0.0337212 \times 9692.045 = 326.8273 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{pN_2} = 0.70098 \times 9692.045 = 6793.9626 \text{ Kgf./m}^2$$

La temperatura de los gases a la entrada del ventilador debe ser mayor que la de rocío, siendo:

$$T = 394 \text{ K.}$$

La constante universal de los gases:

$$P_u = 847.827 \text{ Kgf. m/Kmol K}$$

Densidades:

$$\rho_{CO_2} = \frac{(2036.4256)(44)}{(847.827)(394)} = 0.263236 \text{ Kgm./m}^3$$

$$\rho_{H_2O} = \frac{(519.9307)(18)}{(847.827)(394)} = 0.0280165 \text{ Kgm./m}^3$$

$$\rho_{SO_2} = \frac{(14.8364)(64)}{(847.827)(394)} = 0.00284252 \text{ Kgm./m}^3$$

$$\rho_{O_2} = \frac{(326.8273)(32)}{(847.827)(394)} = 0.0313086 \text{ Kgm./m}^3$$

$$\rho_{N_2} = \frac{(6793,9626)(28)}{(847,827)(394)} = 0,569479 \text{ Kg./m}^3$$

Densidad de la mezcla:

$$\rho_m = 0,89988 \text{ Kg./m}^3$$

Flujos volumétricos por ventilador,

$$\dot{V}_{20\%} = 279,746 / (0,89988) (2) = 155,435 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{25\%} = 290,444 / (0,89988) (2) = 161,379 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{30\%} = 295,718 / (0,89988) (2) = 164,309 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\dot{V}_{37\%} = 346,157 / (0,89988) (2) = 192,335 \text{ m}^3/\text{s}$$

El ventilador que se tiene para velocidad constante puede operar con un flujo de $216,9542 \text{ m}^3/\text{s}$ descargando a una presión de $319,248 \text{ kgf./m}^2$ a 585 rpm y con una eficiencia de 53% .

Aplicando las leyes de los ventiladores,

Presiones de descarga:

$$P_{20\%} = (155,435/216,9542)^{2/3} (319,248) = 255,613 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{25\%} = (161,379/216,9542)^{2/3} (319,248) = 262,088 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{30\%} = (164,309/216,9542)^{2/3} (319,248) = 265,250 \text{ Kgf./m}^2$$

$$P_{37\%} = (192,335/216,9542)^{2/3} (319,248) = 294,615 \text{ Kgf./m}^2$$

Potencia entregada al aire:

$$\text{Aire Kw } 20\% = 0,0098039216 (255,613)(155,435) = 389,521 \text{ Kw.}$$

$$\text{Aire Kw } 25\% = 0.0098039216 (262.088)(161.379) = 414.661 \text{ Kw.}$$

$$\text{Aire Kw } 30\% = 0.0098039216 (265.250)(164.309) = 427.283 \text{ Kw.}$$

$$\text{Aire Kw } 37\% = 0.0098039216 (294.6159)(192.3353) = 555.5394 \text{ Kw.}$$

Potencia al freno en la flecha del ventilador, considerando una eficiencia de 53%.

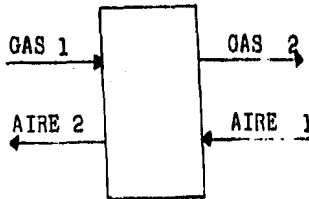
$$\text{bKw } 20\% = 389.521/.53 = 734.946 \text{ Kw.}$$

$$\text{bKw } 25\% = 414.661/.53 = 782.380 \text{ Kw.}$$

$$\text{bKw } 30\% = 427.283/.53 = 806.196 \text{ Kw.}$$

$$\text{bKw } 37\% = 555.5394/.53 = 1048.1876 \text{ Kw.}$$

4.4 SECUENCIA DE CÁLCULO DEL ÁREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR REQUERIDA EN EL CALENTADOR DE AIRE REGENERATIVO.



En el calentador de aire regenerativo, conociendo los flujos y las temperaturas del gas a las que debe trabajar, puede calcularse el área requerida para la transmisión del calor, ya que la temperatura del gas a la entrada está determinada por la cantidad de calor que se absorbe en el generador y la de salida limitada por su temperatura de rocío. Existe una fuga de aire hacia los gases que debe ser considerada, siendo el 6% del total que entra.

Para la determinación del área mencionada se analizará el lado del aire, conociendo el calor que éste debe absorber.

Calor absorbido por el aire

$$\dot{Q} = M_2 C_{p2} \Delta T_2 - M_2 C_{p1} \Delta T_1$$

$$M_2 = M_1 - 0.06M_1$$

\dot{Q} = Flujo de calor en W

M_1 = Masa de aire que entra Kg./s

M_2 = Masa de aire que sale Kg./s

ΔT_1 = Temperatura a la entrada en K - 273 K

ΔT_2 = Temperatura a la salida en K - 273 K

C_p = Calor específico Kj/Kgm.K.

Como este calor es el que absorbe el aire primario y secundario, se tiene que determinar la cantidad que se lleva cada uno, conociendo dichos flujos a la salida del calentador. (como se vió en la sección 4.1.9).

Para determinar el coeficiente de transferencia por convección forzada, es necesario conocer el área por donde circula el aire primario y secundario, sus velocidades, los flujos volumétricos y su densidad, por lo que:

Densidad:

$$\rho_{\text{aire}} = \frac{\bar{P}}{RT}$$

\bar{P} = Presión media en el calentador de aire Kgf/m^2

R = Cte. del aire = $29.269 \frac{\text{Kgf.m}}{\text{Kgm.K}}$

\bar{T} = Temperatura media en K

Flujos volumétricos:

$$\dot{V} = \dot{W} / \rho$$

\dot{W} = Flujos mássicos Kgm./s

ρ = Densidad Kgm./m^3

\dot{V} = Flujos volumétricos m^3/s

Velocidades:

$$v = \dot{V} / A$$

A = Área por donde circula el aire en m^2

v = velocidad del flujo m/s

El número de Reynolds.

$$Re = \frac{vL}{\nu}$$

L = Longitud de las placas donde tiene contacto el flujo
en m.

ν = viscosidad cinemática del fluido en m^2/s evaluada a \bar{T}

El número de Nusselt depende del régimen del flujo, (como se vió en la sección 4.2.1.2) y con éste, podrá determinarse el coeficiente de transferencia por convección forzada:

$$h = \frac{Nu \cdot Ka}{L}$$

Nu = Número de Nusselt.

Ka = Conductividad del aire en W/mK evaluada a \bar{T}

L = Longitud de las placas en m.

h = coeficiente de transferencia por convección forzada
en W/m^2K .

Con este coeficiente, se determina el área de transferencia de calor sabiendo que:

$$\dot{Q} = A h \Delta T$$

Por lo tanto:

$$A = \frac{\dot{Q}}{h \Delta T}$$

\dot{Q} = Flujo de calor en W

ΔT = cambio de temperatura del flujo en K.

A = Area de transferencia de calor en m^2 .

4.4.1 CALCULOS PARA LAS DIFERENTES ALTERNATIVAS.-

Para 37% de ceniza

Calor absorbido por el aire

$$M1 = 294.3724 \text{ Kg/s} \quad T1 = 299.6 \text{ K}$$

$$M2 = 276.71 \text{ Kg/s} \quad T2 = 565 \text{ K}$$

Calores específicos (de la sección 4.1.9)

$$\begin{aligned} C_{p1} &= (0.219 + 0.616(299.6)/10^4 - 0.949(299.6)^2/10^8)(4.186) \\ &= 0.99042 \text{ Kj/KgK.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{p2} &= (0.219 + 0.616(565)/10^4 - 0.949(565)^2/10^8)(4.186) \\ &= 1.04974 \text{ Kj/KgK.} \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_t &= 276.71 (1.04974)(565-273) - 276.71(0.99042)(299.6-273) \\ &= 77528306 \text{ W.} \end{aligned}$$

Calor que se lleva el aire primario:

Flujo de aire primario

$$\dot{W}_p = 61.611364 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{Q}_p = 77528306 (61.611364)/294.3724$$

$$\dot{Q}_p = 16226468 \text{ W}$$

Flujo de aire secundario:

$$\dot{W}_a = 232.76105 \text{ Kg/s.}$$

$$\dot{Q}_a = 77528306 (232.76105)/294.3724$$

$$\dot{Q}_a = 61301837 \text{ W}$$

Densidad:

La presión a la entrada del calentador de aire es:

$$P_e = 262 \text{ mm de H}_2\text{O man.}$$

$$= 262 \times 0.997525 = 261.3516 \text{ Kgf/m}^2 \text{ man.}$$

la presión barométrica es:

$$P_b = 9996 \text{ mm de H}_2\text{O}$$

$$= 9996 \times 0.997525 = 9971.2615 \text{ Kgf/m}^2$$

por lo que:

$$P_e = 9971.2615 + 261.3516 = 10232.6131 \text{ Kgf/m}^2 \text{ A.}$$

Presión a la salida:

$$P_s = 165 \text{ mm de H}_2\text{O}$$

$$= 165 \times 0.997525 = 164.5916 \text{ Kgf/m}^2 \text{ man.}$$

$$P_s = 9971.2615 + 164.5916 = 10135.8531 \text{ Kgf/m}^2 \text{ A.}$$

presión promedio en el calentador de aire:

$$\bar{P} = \frac{10232.6131 + 10135.8531}{2} = 10184.2331 \text{ Kgf./m}^2 \text{ A.}$$

La temperatura promedio.

$$\bar{T} = \frac{565 + 299.6}{2} = 432.3 \text{ K}$$

así:

$$\rho = \frac{10184,2331}{(29,269)(432,3)} = 0,80488 \text{ Kg.}/\text{m}^3$$

Flujo volumétrico:

$$V_n = 76,54654 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_s = 289,184 \text{ m}^3/\text{s}$$

La sección transversal por donde circula el aire en el calentador regenerativo, es aproximadamente el 58% de la sección circular debido al espesor de las laminillas, teniendo-se:

Area del aire primario:

$$A_n = .58 \left\{ \frac{(31416)(4,84)^2}{4} \right\} = 10,7 \text{ m}^2$$

Area del aire secundario:

$$A_s = .58 \left\{ \frac{(3,1416)(9,5)^2}{4} \right\} - 10,7 = 30,6 \text{ m}^2$$

Velocidad de los gases:

$$v_p = 76,54654/10,7 = 7,13228 \text{ m/s.}$$

$$v_s = 289,1845/30,6 = 9,445662 \text{ m/s}$$

Cálculo del número de Reynolds.

Para esto, se requiere conocer las propiedades del aire a la temperatura promedio.

De tablas de la referencia 5.

$$\text{con } T = 432,3 \text{ K}$$

$$v = 27,8121 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Pr = 0,68512$$

$$K = 0,035859 \text{ W/mK}$$

$$Re_p = \frac{(7,13228)(2,2)}{27,8121 \times 10^{-6}} = 5,6417 \times 10^5 \text{ (flujo transitorio)}$$

$$Re_s = \frac{(9,44566)(2,2)}{27,8121 \times 10^{-6}} = 7,47173 \times 10^5 \text{ (flujo transitorio)}$$

Número de Nusselt.

Para Flujo transitorio.

$$Nu_1 = 0,036 (Re^{0,8} - 23200) Pr^{1/3}$$

Por lo tanto:

$$Nu_p = 0,036 ((5,6417 \times 10^5)^{0,8} - 23200) (0,68512)^{1/3}$$

$$= 530,4683$$

$$Nu_s = 0,036 (7,47173 \times 10^5)^{0,8} - 23200) (0,68512)^{1/3}$$

$$= 849,683$$

Coefficientes de convección forzada.

$$h_p = \frac{(530,4683)(0,035859)}{(2,2)} = 8,64639 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$h_s = \frac{(849,683)(0,035859)}{(2,2)} = 13,8494 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Áreas de transferencia de calor.

$$A_p = \frac{16226468}{(8,64639)(265,4)} = 7071,12 \text{ m}^2$$

$$A_s = \frac{61301837}{(13,8494)(265,4)} = 16677,909 \text{ m}^2$$

Area total:

$$A_t = 23749 \text{ m}^2$$

De una manera análoga se determina el área requerida para las demás alternativas, manteniendo constante la velocidad de los gases.

% GENIZA	AREA TOTAL M ²
20	18802.62
25	19612.5
30	20079.0
37	23749.0

Para el análisis por el lado de los gases, se procede de una forma similar, únicamente que la evaluación de la densidad, viscosidad, número de Prandtl y la conductividad, se hace conociendo la composición de la mezcla y el porcentaje de cada uno de los gases que la constituyen.

5, TABLAS DE RESULTADOS

(ANALISIS DE TRANSFERENCIA DE CALOR)

H.O.G.A.R.

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR LIBERADO EN EL HOGAR	863.733 06	863.696 06	863.688 06	863.728 06	W
CALOR TRANSFERIDO EN LA:					
ZONA DE FLAMA DEBIDO A GASES LUMINOSOS	236.261 06	236.878 06	236.369 06	239.806 06	W
ZONA DE RADIACION DEBIDO A GASES LUMINOSOS	40.564 06	39.762 06	38.234 06	37.767 06	W
ZONA DE RADIACION DEBIDO A GASES NO LUMINOSOS	36.212 06	36.783 06	39.102 06	35.126 06	W
ZONA DE RADIACION DEBIDO A CONVECCION	1.703 06	1.694 06	7.853 06	2.093 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO EN EL HOGAR	314.746 06	315.117 06	321.558 06	314.792 06	W
TEMPERATURA DE GASES SALIENDO DE LA ZONA DE LA FLAMA	1750.000	1688.019	1660.186	1453.000	K
TEMPERATURA DE GASES SALIENDO DEL HOGAR	1636.650	1590.884	1559.308	1373.961	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	626.977	681.200	724.443	1064.380	M ²

SOBRECALENTADOR SECUNDARIO (ALTA TEMPERATURA)

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
VALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	519.363 06	518.998 06	518.033 06	516.472 06	W
VALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	33.730 06	30.920 06	30.614 06	29.415 06	W
VALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	26.294 06	26.013 06	26.084 06	27.422 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	57.024 06	56.933 06	56.698 06	56.837 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	1637, 111	1588, 508	1559, 308	1574, 377	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	1485, 719	1443, 357	1417, 690	1450, 157	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	710, 000	860, 000	900, 000	1248, 570	M ²

SOBRECALENTADOR SECUNDARIO (TEMPERATURA INTERMEDIA)

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	455.749 06	455.823 06	455.092 06	452.968 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	27.449 06	26.431 06	25.178 06	25.332 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	40.919 06	42.104 06	43.772 06	43.041 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	68.367 06	68.536 06	68.949 06	68.374 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	1485.719	1443.356	1417.733	1252.340	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	1302.109	1265.529	1242.899	1191.724	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	1700.000	1900.000	2050.000	3000.000	M ²

RECALENTADOR DE ALTA TEMPERATURA

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	379,503 06	379,246 06	378,197 06	376,000 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	11,667 06	11,024 06	11,395 06	11,449 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	22,387 06	22,418 06	23,494 06	22,520 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	34,953 06	33,442 06	34,889 06	33,970 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	1202,107	1265,530	1242,476	1102,335	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	1173,777	1175,653	1155,439	1027,379	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	1015,000	1140,000	1175,000	1870,000	M ²

CAVIDAD

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	341.383 06	340.964 06	340.186 06	337.705 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	7.882 06	7.642 06	7.840 06	7.399 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	338.951 03	495.170 03	764.910 03	946.799 03	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	8.221 06	8.137 06	8.605 06	8.346 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	1209.300	1175.625	1155.439	1027.000	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	1186.722	1154.071	1133.083	1008.251	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	205.000	225.000	250.000	420.400	M ²

SOBRECALENTADOR PRIMARIO

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	209.248 06	209.053 06	208.229 06	206.805 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	22.989 06	22.093 06	21.603 06	18.188 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	70.385 06	70.888 06	71.468 06	74.879 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	93.374 06	92.981 06	93.071 06	93.067 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	1186.700	1174.075	1163.082	1008.250	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	765.368	749.111	755.748	666.203	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	5275.000	5800.000	6300.000	10727.000	M ²

RECALENTADOR PRIMARIO

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	122.896 06	122.779 06	122.294 06	121.456 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	13.663 06	12.889 06	12.939 06	10.934 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	39.972 06	39.883 06	41.092 06	42.659 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	53.815 06	52.772 06	54.031 06	53.594 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	1186.700	1154.075	1133.082	1008.250	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	775.015	759.486	740.552	672.334	K
SUPERFICIE DE CALIFACCION	3100.000	3450.000	3800.000	6600.000	M ²

ECONOMIZADOR

ALTERNATIVAS	A	B	C	D	UNIDADES
PARAMETROS					
CALOR DISPONIBLE EN LA ENTRADA	169.101 06	168.938 06	166.308 06	164.701 06	W
CALOR TRANSFERIDO POR RADIACION	534.526 03	509.214 03	524.120 03	421.291 03	W
CALOR TRANSFERIDO POR CONVECCION	34.494 06	34.101 06	36.754 06	33.975 06	W
CALOR TOTAL ABSORBIDO	35.029 06	34.510 06	37.279 06	34.396 06	W
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA ENTRADA	775.073	757.060	740.560	671.420	K
TEMPERATURA DE LOS GASES EN LA SALIDA	670.791	656.554	647.071	587.125	K
SUPERFICIE DE CALEFACCION	3200.000	3400.000	4050.000	6910.000	m ²

6.- ANALISIS ECONOMICO.-

Para realizar el análisis económico se involucrarán la inversión inicial, costo de carga por potencia instalada, cargos fijos, costo de operación y mantenimiento durante la vida útil del sistema, lo cual se llevará a cabo para 37, 30, 25 y 20% de ceniza en el combustible.

6.1 Costos del generador de vapor al utilizar carbón con diferentes contenidos de ceniza.

6.1.1 Vida útil del sistema.-

La Comisión Federal de Electricidad ha considerado conveniente tomar, para efecto de estudios económicos, una vida útil de 30 años para las unidades de generación de energía a base de vapor.

6.1.2 Factor de utilización de la planta.-

Para efectos de evaluación de la termoeléctrica de Río Escondido, la Comisión Federal de Electricidad ha establecido un factor de utilización de 0.685 el cual se determina por medio de la siguiente ecuación:

$$F.U. = \frac{5 \times 100\% + 13 \times 75\% + 6 \times 50\%}{26 \times 100\%} = 0.685$$

donde:

F.U. = Factor de utilización de la planta.

5 x 100% = Cuatro quincenas de operación del equipo a 100%
de carga.

13 x 75% = Doce quincenas de operación del equipo a 75% de
carga.

6 x 50% = Once quincenas de operación del equipo a 50% de
carga.

26 = Quincenas consideradas por año.

6.2 Costo de inversión inicial. -

Para obtener el costo de inversión inicial del sistema, se
estimaré el costo de los equipos requeridos ya instalados.

6.2,1 Costo de los equipos. -

Sistema de control del generador de vapor.	\$ 18,607,000.00
Sistema de control de pulverizadores y quemadores.	\$ 11,558,000.00
Sistema de televisión del generador de vapor	\$ 1,640,000.00
Aislamiento térmico y acústico	\$ 164,000.00
Silos de almacenamiento de carbón	\$ 13,320,000.00
Economizador	\$ 18,213,000.00
Paredes de agua	\$ 41,260,000.00
Sobrecalentador	\$ 81,051,000.00

Recalentador	\$ 19,980,000.00
Domo de vapor	\$ 27,000,000.00
Calentadores regenerativos	\$ 60,000,000.00
Ventiladores de tiro forzado	\$ 5,860,000.00
Ventiladores de tiro inducido	\$ 11,572,000.00
Ventiladores de aire primario	\$ 3,320,000.00
Estructura	\$103,858,000.00
Transporte	\$ 52,241,000.00
Costo equipo	\$469,644,000.00
Equipo eléctrico	\$ 46,964,400.00
Montaje	\$129,152,100.00
Ingeniería	\$ 64,576,050.00
Obra civil	\$ 51,660,840.00
	<hr/>
COSTO DE INVERSION INICIAL	<u>\$761,997,000.00</u>

6.3 Costo de carga por potencia instalada. -

El costo de carga por KW es evaluado actualmente por la Comisión Federal de Electricidad a razón de \$11,654.00 KW.

Ventilador de tiro inducido = 1099.93 Kw/ventilador.

Ventilador de tiro forzado = 1589.73 Kw/ventilador.

Ventilador de aire primario = 708.4 Kw/ventilador

Calentador regenerativo = 14.9 Kw/calentador

Pulverizador = 495 Kw/pulverizador

Kw instalados = $1099.93 \times 2 + 1569.73 \times 2 + 708.4 \times 2 + 14.9 \times 2 + 495 \times 5$

= 9260.95

Costo de carga por potencia instalada = \$ 11,654.00/KW x

9260.95 Kw.

= \$107,927,111.3

6.4 Cargos fijos.-

Los cargos fijos se evalúan de la siguiente forma:

Cargos fijos = $\frac{\text{Costo de inversión inicial}}{\text{factor de valor presente}} \times \text{tasa de cargos fijos.}$

6.4.1 Tasa de cargos fijos.

Regreso de capital	12.0 %
Reserva de depreciación	0.41%
Impuestos Federales y Estatales	4.0 %
Gastos Generales y de administración	1.0 %
Seguros	0.2 %
	<hr/>
TASA DE CARGOS FIJOS	17.61%

6.4.2 Factor de valor presente.-

Para una serie anual uniforme de gastos para un término de

30 años con un interés del 12% anual, el factor de valor

presente es 8.055.

$$\begin{aligned} \text{Cargos fijos} &= \$761,997,000.00 \times 8.055 \times 0.1761 \\ &= \underline{\underline{\$1,080,881,696.00}} \end{aligned}$$

6.5 Costos de operación y mantenimiento.-

6.5.1 Costos de operación.-

Estos están basados en el costo por consumo de combustible y de energía.

6.5.1.1. Costo por consumo de combustible.-

Este costo se evalúa de la siguiente forma:

$$C_{cc} = \frac{W_c \times 8760 \times F.U. \times C_c \times F.V.P.}{n_{pp}}$$

donde:

C_{cc} = Costo por consumo de combustible (\$)

W_c = Consumo de combustible (Kg/h)

8760 = horas por año

F.U. = Factor de utilización de la planta.

C_c = Costo del combustible (\$/Kg)

F.V.P. = Factor de valor presente.

n_{pp} = rendimiento promedio pesado del generador de vapor,
el cual está dado por:

$$n_{pp} = \frac{5 \times 100\% + 13 \times 75\% + 6 \times 50\%}{26 \times 100}$$

$$\eta_{100\% \text{ de carga}} = 90.14\%$$

$$\eta_{75\% \text{ de carga}} = 90.51\%$$

$$\eta_{50\% \text{ de carga}} = 90.65\%$$

Substituyendo

$$\eta_{pp} = \frac{5 \times 90.14 + 13 \times 90.51 + 6 \times 90.65}{26 \times 100} = 0.84$$

$$\begin{aligned} C_{cc} &= \frac{158601.6 \times 8760 \times 0.685 \times 0.45 \times 8.055}{0.84} \\ &= \$ 4,106,775,991.00 \end{aligned}$$

6.5.1.2 Costo por consumo de energía. -

El costo por consumo de energía se estima también para una vida útil de 30 años y el factor de utilización de la planta. Por tanto este costo estará dado por:

$$C_{ce} = F.U. \times C_e \times K_{wc}$$

Donde:

C_{ce} = costo de consumo de energía a 30 años

F.U. = Factor de utilización de la planta.

C_e = Costo del Kwh a 30 años = 8,886.00/Kw-h

K_{wc} = consumo de energía, el cual es como sigue;

- Ventilador de tiro inducido = 1233.18 Kw-h/ventilador
- Ventilador de tiro forzado = 709.92 Kw-h/ventilador
- Ventilador de aire primario = 514.21 Kw-h/ventilador
- Calentador regenerativo = 8.38 Kw-h/ventilador
- Pulverizador = 295 kw-h/pulverizador

$$\begin{aligned} \text{Kw-h} &= 1233,18 \times 2 + 709,92 \times 2 + 514,21 \times 2 + 8,38 \times 2 + 295 \times 4 \\ &= 6111,38 \text{ Kw-h} \end{aligned}$$

Substituyendo:

$$\begin{aligned} \text{Coe} &= 0,685 \times \$8,886,00/\text{Kw-h} \times 6111,38 \text{ Kw-h} \\ &= 37,199,420,00 \end{aligned}$$

COSTO DE OPERACION \$4,143,975,411,00

6.5.2 Costos de mantenimiento. -

Si se considera el mantenimiento mayor y menor como un porcentaje estadístico de la depreciación, ésta se calculará de la siguiente manera:

$$D = \frac{V_i}{V_f}$$

donde:

D = depreciación

V_i = valor inicial

V_f = vida útil del equipo

$$D = \frac{\$761,997,000,00}{30 \times 365 \times 24} = \$ 2,899.53/\text{h}$$

Aplicando el coeficiente estadístico de 0,80 para mantenimiento a generadores de vapor.

Mantenimiento por los 30 años = 0,80xDx8760xP.V.P.

Substituyendo:

Mantenimiento por los 30 años = $0.80 \times 2899.53 \times 8760 \times 8.055$
= \$163,676,956.00

COSTO TOTAL POR UNIDAD DE LA = \$ 6,258,500,000.00
PLANTA OPERANDO 30 AÑOS

6.7 RESUMEN DEL ANALISIS ECONOMICO POR UNIDAD DE
LA TERMOELECTRICA DE RIO ESCONDIDO

Contenido de ceniza en el combustible	37%	30%	25%	20%
INVERSION INICIAL	761,997,000	577,180,000	951,740,000	524,690,000
COSTO DE CARGA POR POTENCIA INSTALADA	107,927,111	97,846,080	86,391,888	86,391,888
CARGOS FIJOS	1,080,881,696	818,700,000	782,630,000	744,270,000
COSTOS DE OPERACION	4,143,975,411	5,172,200,000	4,847,900,000	4,896,700,000
COSTOS DE MANTENIMIENTO	163,676,956	123,980,000	118,510,000	112,700,000
T O T A L	6,258,500,000	6,789,906,000	6,387,171,000	6,364,751,000

6.8 TABLA DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA TERMOC-TRICA DE RIO ESCONDIDO

CONTENIDO DE CENIZAS EN EL COMBUS- TIBLE,	37%	30%	25%	20%
<u>C O S T O S</u>				
Sistema de control del generador de vapor	74,428,000.00	74,428,000.00	74,428,000.00	74,428,000.00
Sistema de control de pulverizadores y quemadores	46,232,000.00	46,232,000.00	46,232,000.00	46,232,000.00
Sistema de televisión del generador de vapor	6,560,000.00	6,560,000.00	6,560,000.00	6,560,000.00
Aislamiento térmico y acústico	656,000.00	656,000.00	656,000.00	656,000.00
Silos de almacenamiento de carbón	53,280,000.00	53,280,000.00	53,280,000.00	53,280,000.00
Economizador	72,852,000.00	42,700,000.00	35,844,000.00	33,736,000.00
Paredes de agua	165,040,000.00	108,310,000.00	100,732,000.00	92,480,000.00
Sobrecalentador	324,204,000.00	200,212,000.00	185,276,000.00	166,336,000.00
Recalentador	79,920,000.00	46,944,000.00	43,312,000.00	38,828,000.00
Domos de vapor	108,000,000.00	108,000,000.00	108,000,000.00	108,000,000.00
Calentadores regenerativos	240,000,000.00	202,912,000.00	198,200,000.00	190,000,000.00

CONTENIDO DE
CENIZA EN EL
COMBUSTIBLE

	37%	30%	25%	20%
Ventiladores de tiro forzado	23,440,000.00	21,280,000.00	21,280,000.00	21,280,000.00
Ventiladores de tiro inducido	46,288,000.00	42,880,000.00	40,480,000.00	40,480,000.00
Ventiladores de aire primario	13,280,000	13,280,000	13,280,000	13,280,000
Estructura	415,432,000	308,680,000	294,404,000	278,816,000
Transporte	208,960,000	146,596,000	138,256,000	124,148,000
Costo equipo	1,873,572,000	1,422,950,000	1,360,220,000	1,293,540,000
Equipo Eléctrico	187,857,200	142,295,000	136,022,000	129,354,000
Montaje	516,607,300	391,311,250	374,060,500	355,723,500
Ingeniería	258,303,650	195,655,630	187,030,250	177,861,750
Obra civil	206,692,920	156,524,500	149,624,200	142,289,400
COSTO DE INVERSION INICIAL	3,047,983,100	2,308,736,400	2,206,957,000	2,098,768,700

POTENCIA
INSTALADA

Ventiladores de tiro forzado Kw	8799.4	7457.12	7457.12	7457.12
Ventiladores de tiro inducido Kw	12557.8	10439.97	8948.55	8948.55

**CONTENIDO DE
CENIZA EN EL
COMBUSTIBLE**

37%

30%

25%

20%

**Ventiladores
de aire pri-
mario Kw**

5667.4

5667.4

5667.4

5667.4

**Calentadores
reenerativos
Kw.**

119.2

119.2

119.2

119.2

**Pulverizadores
KW**

9900

9900

7460

7460

**Potencia ins-
talada Kw.**

37043.8

33583.69

29652.27

29652.27

**Costos por Kw
instalado**

11,654

11,654

11,654

11,564

**COSTO DE CARGA
POR POTENCIA
INSTALADA**

431,708,540

391,384,320

345,567,550

345,567,550

**Tasa de cargos
fijos %**

17.61

17.61

17.61

17.61

**Factor de va-
lor presente**

8.055

8.055

8.055

8.055

**CARGOS
FIJOS**

4,323,519,800

3,274,909,100

3,130,536,400

2,977,072,900

**Consumo de
combustible
Kg/h**

634,406.4

466,473.6

423,259.2

381,758.4

**Costo del com-
bustible por
Kg**

0.45

0.76632

0.79139

0.8866

**Rendimiento
promedio pe-
sado del ge-
nerador de
vapor**

0.84

0.84

0.84

0.84

**COSTO POR
CONSUMO DE
COMBUSTIBLE**

16,427,104,000

20,569,236,000

19,274,268,000

19,475,888,000

CONTENIDO DE
CENIZA EN EL
COMBUSTIBLE

	37%	30%	25%	20%
Costo del Kw-h a 30 años	8,886	8,886	8,886	8,886
Potencia consumida por los ventiladores de tiro forzado Kw-h	5679.34	4396.72	4271.44	4008.95
Potencia consumida por los ventiladores de tiro inducido Kw-h	9865.47	7588.37	7361.67	6920.21
Potencia consumida por los ventiladores de aire primario Kw-h	4113.71	4113.71	4113.71	4113.71
Potencia consumida por los calentadores regenerativos kw-h	67	56	56	52
Potencia consumida por los pulverizadores Kw-h	4720	3472	3488	3152
Potencia consumida Kw-h	24455.52	19626.8	19290.82	18246.9
COSTO POR CONSUMO DE ENERGIA	148,858,550	119,466,570	117,421,490	11,067,240
COSTOS DE OPERACION	16,575,962,000	20,688,702,000	19,391,690,000	19,586,955,000
Depreciación por hora	11598.11	8785.15	8397.86	7986.18
Coefficiente estadístico	0.8	0.8	0.8	0.8
COSTOS DE MANTENIMIENTO	654,706,760	495,916,570	474,054,350	450,815,510

6.9. RESUMEN DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA TERMOCENTRALICA DE RIO ESCONDIDO

Contenido de ceniza en el combustible	37%	30%	25%	20%
INVERSION INICIAL	3,047,983,100	2,308,736,400	2,206,957,000	2,098,768,700
COSTO DE CARGA POR POTENCIA INSTALADA	431,708,540	391,384,320	345,567,550	345,567,550
CARGOS FIJOS	4,323,519,800	3,274,909,100	3,130,536,400	2,977,072,900
COSTOS DE OPERACION	16,575,962,000	20,688,702,000	19,391,690,000	19,586,955,000
COSTOS DE MANTENIMIENTO	654,706,760	495,916,570	474,054,350	450,815,510
T O T A L	25,033,881,000	27,158,649,000	25,548,805,000	24,058,362,000

7.- CONCLUSIONES.-

Como se puede observar en los resultados del estudio, la inversión inicial de capital del generador de vapor se reduce al disminuir el contenido de ceniza en el combustible, pero el costo de éste se incrementa proporcionalmente al nivel de preparación. Sin embargo, los aumentos en la confiabilidad y eficiencia de la misma podrían justificar el incremento total de la inversión, si consideramos que al tener una unidad fuera de servicio por un solo día, el costo por concepto de energía que se deja de generar ascendería a varios millones de pesos.

Antes de tomar una decisión, se hace indispensable efectuar un análisis técnico-económico que involucre todos los sistemas afectados por el contenido de ceniza en el carbón de la central, como son: sistemas de manejo de carbón y ceniza, precipitadores electrostáticos y chimeneas, así como la eficiencia y confiabilidad global de la misma. De los resultados que se obtuvieron en el presente estudio, parece ser más conveniente preparar el carbón a un nivel de 25% de contenido de ceniza, ya que el incremento en el costo debido a la preparación del carbón, se podría justificar ampliamente.

BIBLIOGRAFIA.

BIBLIOGRAFIA

1. BOILERS

Carl D. Shields

Mc. Graw Hill 1961

2. CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK

Robert H. Perry y Cecil H. Chilton

5ª Edición, 1973

Mc. Graw Hill Kogakusha, LTD.

3. APUNTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Dr. Jose Luis Fernández Zayas

Fac. Ingeniería

U.N.A.M.

4. APUNTES DE PLANTAS TERMICAS Y NUCLEARES

Ing. Rafael Fernández de la Garza

Fac. Ingeniería

U.N.A.M.

5. HANDBOOK OF THERMODYNAMIC TABLES AND CHARTS

Kuzman Raznjevic

Mc. Graw Hill, 1976

6. HEAT TRANSMISSION

William H. Mc. Adams

3ª Edición, 1954

Mc. Graw Hill

7. INTRODUCTION TO HEAT TRANSFER

Brown and Marco

3ª Edición, 1958

Mc. Graw Hill

8. PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS
Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus
2ª Edición, 1968
Mc. Graw Hill
9. POWER STATION ENGINEERING AND ECONOMY
Bernhardt G.A. Skrotzky y William A. Vopart
2ª Edición, 1960
Mc. Graw Hill
10. PRINCIPIOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
Frank Kreith
1ª Edición en Español, 1970
Herrero Hermanos
11. PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
Donald Q. Kern
Mc. Graw Hill, 1972
12. RADIATIVE TRANSFER
Hoyt C. Hottel
Mc. Graw Hill, 1967
13. STANDAR HANDBOOK FOR MECHANICAL ENGINEERS
Theodore Baumeister y Lionel S. Marks
7ª Edición, 1967
Mc. Graw Hill
14. STEAM ITS GENERATION AND USE
Babcock and Wilcox Co
39ª Edición, 1978 U.S.A.
15. STEAM PLANT OPERATION
Evertt B. Woodruff y Herbert B. Lammers
4ª Edición, 1977
Mc. Graw Hill

16. STEAM TABLES
Joseph H. Keenan y Frederick G. Keyes
John Wiley and Sons Inc. 1969

17. TERMODINAMICA
Virgil Moring Faires
2ª Edición en Español, 1973
U.T.E.A.

18. TRANSFERENCIA DE CALOR
J.P. Holman
1ª Edición en Español, 1977
C.E.C.S.A.