



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

CAMPUS ARAGON

23
28

**"DISEÑO DE UN HORNO EXPERIMENTAL
PARA LA COMBUSTION DE CARBON
PULVERIZADO"**

FALLA DE ORIGEN

T E S I S

Que para obtener el Título de:
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

P r e s e n t a :
ALEJANDRO GARCIA BENITEZ

Directores:

Dr. Antonio Diego Marín (IE)

M. en C. Daniel Aldama Avólos (UNAM)

México, D. F.

1995



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 está 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.

***Para Lilia e Isidro,
Padres de espíritu inquebrantable.***

***Para Blanca, Olivia, L. Martín, Israel y Lázaro.
Mucho más que hermanos.***

Para toda mi demás familia.

***A la memoria de
Lázaro García P.
y
Benito Benítez R.***

AGRADECIMIENTOS:

Al Dr. Antonio Diego Marín, por sus valiosos comentarios y gran dedicación en la dirección de este trabajo.

Al M. en C. Daniel Aldama Avalos, por la revisión de este trabajo y sus importantes sugerencias.



Mi más sincero agradecimiento al **Instituto de Investigaciones Eléctricas** por poner a mi alcance sus recursos humanos y materiales, para el logro de este trabajo.

A todas las personas que de una u otra forma colaboraron en el presente trabajo con sus observaciones y además, me brindaron su apoyo durante mi estancia en Cuernavaca, Mor.

Con especial gratitud a la "Comuna" y a los "Mal-osos".

Y sobre todo a Dios, por concedernos la vida y el entendimiento, punto de partida de todo proyecto.

**"DISEÑO DE UN HORNO
EXPERIMENTAL
PARA LA COMBUSTION
DE CARBON PULVERIZADO"**

RESUMEN

Este trabajo se enmarca dentro de la necesidad de comprender mejor el proceso de combustión de carbón pulverizado, específicamente en el área de generación eléctrica, con la finalidad de optimizar metodologías que reduzcan el impacto nocivo al ambiente, como también para un mejor aprovechamiento del carbón. La propuesta concreta de este trabajo es el diseño básico de un horno experimental para realizar estudios fundamentales y caracterizaciones de combustión del carbón.

El diseño básico del horno, se realiza a partir de una serie de criterios y parámetros, que se establecen como resultado de la revisión bibliográfica de diferentes hornos experimentales. Los cálculos parten con el análisis estequiométrico de la combustión del carbón y el rango de tiempos de residencia del mismo. Se emplean balances de calor para poder estimar la temperatura adiabática de flama (de acuerdo al método desarrollado por Weisman y Eckart, [4]) y así, poder llevar a cabo el análisis de transferencia de calor para establecer las dimensiones del horno y las características de los materiales requeridos. Además, se diseñan equipos auxiliares para procesar los gases a la salida del horno como son: un intercambiador de calor y un colector ciclónico de partículas. El intercambiador se diseña empleando la metodología clásica, y el diseño del colector ciclónico se realiza mediante la metodología de Koch y Licht, [31]. Posteriormente se integra funcionalmente un prototipo del horno experimental, junto con los demás sistemas auxiliares, para establecer las características operacionales de cada sistema.

Como resultado del diseño, se obtiene un horno compacto de configuración modular cilíndrica horizontal, compuesto por 8 secciones, con un flujo de combustible de 10 kg/h (una capacidad térmica aproximada de 79 KW_{th}). Cada sección cuenta con una camisa de enfriamiento con agua, con regulación independiente de flujo. El horno tiene un diámetro de 43 cm por una longitud de 212 cm. Tiene un sistema de 8 termopares tipo R con fundas cerámicas, para medir la distribución de temperaturas de pared a lo largo del horno. Cuenta también con una tapa desmontable para ajustes en el quemador del horno e instrumentación, y con 8 puertos de muestreo ubicados sobre el eje del mismo que permiten el empleo de distintos instrumentos, por ejemplo, el pirómetro de succión, el radiómetro elipsoidal, el medidor de transferencia total de calor, etc. para estudios en flama. Además, se establecen los instrumentos experimentales necesarios en las pruebas a realizar y los costos económicos de los mismos (los cuales ascienden a US \$ 115, 314).

Con este horno de construcción sencilla y económica, se pueden caracterizar carbones de importación de diferentes procedencias (Colombia, Estados Unidos, Sudáfrica, etc.) para establecer cual puede dañar en menor escala tanto al ambiente como a los equipos utilizados, y también analizar cual resulta más económico en función de sus características de combustión. Además, con la instrumentación seleccionada se podrán realizar evaluaciones de las propiedades de flama y analizar los gases de combustión en las mismas, resultando éstas, las primeras de su género en México.

INDICE

- RESUMEN.....	I
- INDICE.....	II
- INTRODUCCION.....	VI
. Organización del trabajo.....	VII

CAPITULO 1: "ANTECEDENTES".

1.1 Panorama general del carbón.....	2
1.1.1 Revisión histórica.....	2
1.1.2 Entorno mundial del carbón.....	3
1.1.3 Reservas nacionales de carbón.....	5
1.1.4 Capacidad real de generación eléctrica por tipo de planta.....	5
1.1.5 Justificación del empleo del carbón en la generación de energía eléctrica en México.....	6
1.2 Carbón.....	6
1.2.1 Definición.....	6
1.2.2 Usos del carbón.....	7
1.2.3 Clasificación del carbón.....	7
a) Turba.....	8
b) Lignito.....	9
c) Carbón Subbituminoso.....	9
d) Carbón Bituminoso.....	10
e) Antracita.....	11
1.2.4 Análisis del carbón.....	11
1.2.5 Análisis del carbón sobre diferentes bases.....	11
1.2.6 Propiedades del carbón.....	13
1.3 Combustión.....	16
1.3.1 Definición.....	16
1.3.2 Requisitos básicos para una combustión óptima.....	17
1.4 Proceso de combustión de Carbón Pulverizado (CP).....	18
1.4.1 Descripción del método.....	18
1.4.2 Etapas del proceso de combustión de las partículas de CP.....	19
1.4.3 Tipos de ceniza en un sistema de combustión de CP.....	21

1.4.4	Justificación del empleo del método de combustión de CP para la generación de energía eléctrica.....	22
1.5	Hornos Experimentales.....	23
1.5.1	Concepto del horno experimental de combustión.....	23
1.5.2	Criterio de diseño.....	23
1.5.3	Revisión de hornos experimentales.....	24

CAPITULO 2: "ANALISIS Y DISEÑO BASICO DEL HORNO EXPERIMENTAL".

2.1	Procedimiento para el diseño del horno.....	28
2.2	Selección del carbón de referencia.....	28
2.3	Flujo máximo de carbón pulverizado en el horno.....	29
2.4	Selección de la Geometría del horno.....	29
2.5	Selección del fluido de enfriamiento.....	30
2.6	Consideraciones de diseño.....	30
2.7	Análisis de combustión.....	30
2.7.1	Ecuación química de combustión.....	31
2.7.2	Cálculo de la relación teórica de aire-combustible.....	32
2.7.3	Determinación del exceso de aire de combustión.....	35
2.7.4	Cálculo de la humedad en el aire.....	35
2.7.5	Composición de los gases de combustión.....	36
2.8	Determinación de la temperatura adiabática de flama.....	37
-	Caso no. 1: Con entrada de aire de combustión a temperatura ambiente.....	38
-	Caso no. 2: Con entrada de aire de combustión precalentado.....	39
2.9	Determinación de la cantidad de calor que sale con los gases de combustión.....	40
2.10	Determinación del calor absorbido en el horno.....	40
2.11	Dimensionamiento del horno.....	41
2.11.1	Cálculo de la temperatura promedio de flama.....	44
2.11.2	Efecto de la disociación en la temperatura de flama.....	47
2.11.3	Aislamiento del horno.....	48

2.11.4	Cálculo del flujo de agua de enfriamiento del horno.....	50
2.11.5	Cálculo del coeficiente convectivo de transferencia de calor por el lado del agua de enfriamiento.....	51
2.12	Vistas del horno experimental.....	52

CAPITULO 3: "SELECCION DE EQUIPOS".

3.1	Quegador de CP.....	56
3.2	Equipos auxiliares.....	58
3.2.1	Intercambiador de calor.....	58
3.2.2	Separador ciclónico de partículas.....	59
3.2.3	Selección del Ventilador.....	67
3.3	Descripción del prototipo del Sistema Experimental de Combustión de C.P.....	69
I.-	Sistema de quemado de C.P.....	70
II.-	Sistema de enfriamiento del horno.....	72
III.-	Sistema de descarga de los gases de combustión.....	72
IV.-	Sistema auxiliar de precalentamiento.....	73

CAPITULO 4: "ANALISIS ECONOMICO".

4.1	Selección de equipos de medición experimental.....	76
4.2	Equipos para evaluar las propiedades de flama.....	76
4.2.1	Pirómetro de succión.....	77
4.2.2	Radiómetro elipsoidal.....	78
4.2.3	Sonda de medición del flujo de calor total.....	79
4.2.4	Sonda portátil de medición del flujo de calor total.....	80
4.2.5	Radiómetro de ángulo estrecho.....	81
4.2.6	Pirómetro óptico.....	81
4.2.7	Horno de cuerpo negro.....	82
4.2.8	Sonda pitot de 5 orificios.....	83
4.2.9	Sonda de 2 orificios Hubbard.....	84
4.2.10	Sonda de Prandtl.....	85
4.2.11	Sondas con recubrimiento de cuarzo para muestreo de NO _x	85

4.2.12	Velocímetro láser Doppler (LDV).....	86
4.2.13	Laser para visualización de flujo (LSV) basado en Mie scattering.....	87
4.3.- Equipos para analizar la composición de los gases de combustión.....		
4.3.1	Analizador infrarrojo no dispersivo de gases heteroatómicos.....	88
4.3.2	Analizador de oxígeno (paramagnético).....	89
4.3.3	Analizador de óxidos de nitrógeno (luminiscencia química).....	90
4.3.4	Analizador de hidrocarburos no quemados (ionización de flama).....	91
4.3.5	Muestreador isocinético de partículas.....	92
4.3.6	Medidor de la temperatura de rocío ácida.....	93
4.4 Cotización de los instrumentos para evaluar las propiedades de flama.....		
		93
4.5 Cotización de los equipos para analizar la composición de los gases de combustión.....		
		95
4.6 Resumen.....		
		96

CAPITULO 5: "DISCUSION Y CONCLUSIONES".

5.1	Discusión.....	98
5.1.1.-	Justificación de los hornos experimentales.....	98
5.1.2.-	Discusión de las limitaciones y ventajas del horno diseñado.....	100
5.1.3.-	Discusión de los equipos auxiliares del horno.....	102
5.1.4.-	Discusión de la instrumentación.....	102
5.2	Recomendaciones.....	103
5.3	Conclusiones.....	104
- REFERENCIAS.....		105
- APENDICE A.....		108
- APENDICE B.....		124
- APENDICE C.....		130

INTRODUCCION

La demanda creciente de energía, y la necesidad de minimizar el deterioro ambiental, a nivel mundial, han favorecido el desarrollo de tecnologías de fuentes alternativas de energía (no convencionales). Desafortunadamente, la factibilidad económica de dichas tecnologías las pone en gran desventaja, en comparación, con las fuentes convencionales. No obstante esta situación, se prevé un abatimiento de costos de estas nuevas tecnologías en las décadas futuras [Ref. 9].

De las fuentes convencionales, los combustibles fósiles dominan el panorama actual de la generación de energía. En el aspecto de generación de electricidad en el mundo, el carbón es ampliamente utilizado, principalmente con la metodología de combustión en forma pulverizada. Además, debido a que las reservas mundiales de carbón superan a las de petróleo y gas natural, se pronostica un crecimiento en la demanda de este combustible en los próximos años.

En el panorama nacional, a corto plazo, se vislumbra un incremento en el empleo del carbón en la generación de electricidad, recurriendo a la importación del mismo, ya que las reservas de este energético son escasas y de pobre calidad [Ref.2]. Lo cual hace necesaria la evaluación del comportamiento (en el proceso de combustión) del carbón, para poder optimizar su uso, como también, para poder minimizar el impacto de las emisiones al ambiente. Para poder llevar a cabo esta tarea se requiere del diseño de sistemas experimentales de combustión. En este aspecto es donde se circunscribe el presente trabajo de tesis.

El *objetivo* de esta tesis es realizar el diseño básico de un horno experimental para la combustión de carbón pulverizado. El diseño básico en sí, debe proporcionar información global respecto al sistema, tal como la configuración y dimensiones principales del horno, las características de operación, y las características de la instrumentación y de los equipos auxiliares requeridos.

Para alcanzar este objetivo, se emplea una metodología sencilla partiendo de las cantidades de gases producidos durante la combustión del carbón y del rango práctico del tiempo de residencia del mismo combustible pulverizado. El diseño incluye un análisis de la transferencia de calor que existe en el horno, para poder establecer un sistema de remoción de calor, y poder controlar de esta manera la temperatura de los gases a la salida del horno. En este análisis se incluye el cálculo de la temperatura teórica de flama, para poder comprobar la máxima liberación de calor en el horno. Una vez que se dimensiona el horno, se realiza una configuración operacional con equipos auxiliares, para visualizar el aspecto funcional.

Organización del trabajo.

En el capítulo 1, se presenta un panorama general de la situación del carbón, tanto a nivel mundial como nacional. También se explica la clasificación más común en función de las características constitutivas de este energético. Asimismo se establecen conceptos elementales de la combustión del carbón en forma pulverizada, y finalmente, se revisan los diferentes hornos experimentales.

En el capítulo 2, se realiza propiamente el diseño básico del horno experimental, a partir de un procedimiento bien definido. En éste se destaca el cálculo de la temperatura teórica y el de la temperatura promedio de la flama en el horno, y por supuesto, el dimensionamiento del mismo.

En el capítulo 3, una vez que se ha dimensionado el horno, se lleva a cabo la selección y diseño de los equipos auxiliares, limitándose en el caso del quemador a proporcionar la descripción de sus características más importantes. Posteriormente, se diseñan el intercambiador de calor y el colector ciclónico de partículas, haciendo hincapié en este último, por resultar una aplicación importante y económica, en la colección de partículas en flujos de gases industriales. En la última parte de este capítulo, se integra la información obtenida para dar como resultado un prototipo del sistema.

En el capítulo 4, se hace una revisión de la instrumentación ideal para llevar a cabo las pruebas experimentales en el horno. Para lo cual, dicha revisión se divide en dos grupos: la instrumentación para analizar las propiedades de flama, y la instrumentación para analizar la composición de los gases de combustión. Seguidamente, se presentan los costos de la instrumentación señalada.

Finalmente, en el capítulo 5 se establece la justificación del empleo del horno experimental, discutiendo sus ventajas y desventajas. En la última parte, se comentan las conclusiones a las que se llegó con el desarrollo del presente trabajo.

capítulo 1

"ANTECEDENTES"

Para comprender la importancia que reviste el hecho de realizar pruebas experimentales en torno a la caracterización de la combustión de carbón, es necesario hacer una revisión del panorama general de este combustible, que abarque los diferentes aspectos de relevancia, en cuanto a la situación mundial y nacional del carbón como energético, así como sus características y clasificación práctica.

En el diseño del horno, se requiere establecer un marco de referencia que permita distinguir aquellos aspectos que resultan más significativos en la combustión de carbón pulverizado. Lo anterior se logra al realizar una revisión bibliográfica de algunos hornos experimentales, que se usan en diferentes países para el fin ya enunciado.

A su vez, como resultado de dicha revisión, debe establecerse un criterio práctico que permita orientar el diseño del horno hacia un prototipo compacto, económico y eficiente.

1.1 PANORAMA GENERAL DEL CARBON

1.1.1 REVISION HISTORICA.

A principios del siglo XX, el carbón ocupó un lugar preponderante como fuente de energía (ver las figuras 1.1 y 1.2). Sin embargo, los avances tecnológicos y los cambios industriales asociados demandaron combustibles más apropiados, tales como el gas y el petróleo. Lo anterior relegó al carbón a un plano secundario [Ref. 2].

No obstante, a partir de la década de los 70's, el carbón ha cobrado gran importancia de nueva cuenta, debido a los grandes problemas políticos y económicos generados en el seno del mercado petrolero, además de que sus reservas superan a las de petróleo y gas natural [Ref. 23].

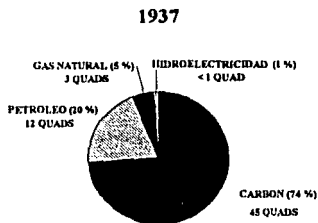


Fig. 1.1.- Consumo Mundial de Energía correspondiente al año de 1937 (se excluye la biomasa), [Ref. 9].
(1 QUAD = 10^{15} BTU).

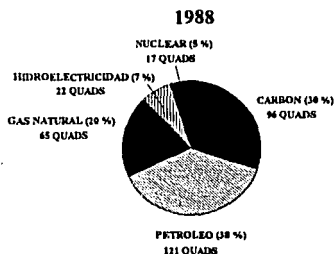


Figura 1.2.- Consumo Mundial de Energía, correspondiente al año de 1988 (se excluye la biomasa), [Ref. 9].

La tecnología de combustión de carbón pulverizado, como tal en aplicaciones de generación de energía eléctrica, apareció en la década de los 20's, de este siglo, y desplazó al método clásico de quemado en parrillas (Stokers), el cual hoy en día prácticamente ha caído en desuso [24].

En México, la explotación de carbón mineral a escala industrial se conoce desde fines del siglo pasado, cuando hacia 1880 se establecieron diversas empresas mineras en la región de Sabinas, Coahuila.

Pese a lo anterior, los antecedentes de la generación carboeléctrica en México, se remontan al año de 1961, cuando se construyó una pequeña carboeléctrica en la población de Nava, Coahuila, como resultado de una evaluación de 12 millones de toneladas de carbón (MTC) de las reservas probadas. Esta planta inició su operación en 1964 con una capacidad instalada de generación de 37.5 MW, para un consumo anual de 140 mil toneladas de carbón [Ref. 2].

Para 1976 se tenían evaluadas 192 MTC como reservas probadas, lo que dió origen a la construcción de la primera gran central carboeléctrica: Central Carboeléctrica de Río Escondido, con una capacidad instalada de 1,200 MW en cuatro unidades de 300 MW cada una y con un consumo anual de 4.2 MTC [Ref. 14].

En 1987, la generación de energía eléctrica de la Central de Río Escondido alcanzó más de 7 mil GWh, participando con el 7.6 % de la generación total del país; en 1988, con 8,035 GWh, equivalente al 7.9 %, y en 1989, con 7,890 GWh, que representaron el 7.2 % . Para 1990 y 1991, estas cifras fueron , respectivamente, 7,774 GWh (6.8 %) y 8,077 GWh (6.8 %). Además esta central ha alcanzado un porcentaje de utilización de planta de alrededor del 75 % [Ref. 2 y 13].

1.1.2 ENTORNO MUNDIAL DEL CARBON.

El carbón es el combustible fósil más abundante en el mundo, y representa cerca del 70 % de las reservas mundiales de combustibles fósiles [Ref. 10].

Cox, et al (1989), establecieron la siguiente distribución de las reservas probadas de combustibles fósiles:

Tabla 1.1.- Reservas probadas de combustibles fósiles [Ref. 23].

COMBUSTIBLE	RESERVAS PROBADAS (10 ⁹ TON)	RELACION RESERVAS/PRODUCCION (AÑOS)
CARBON	1 040	239
PETROLEO	135	43
GAS	124	59

En 1981, las reservas mundiales de carbón se estimaban en 884,000 MTC. Para 1990 se alcanzó el valor de 1,079,107 MTC [Ref. 2]. Esta diferencia se explica por el hecho de que conforme pasa el tiempo se tienen mejores estudios y técnicas para la determinación de las reservas de carbón. Para estimaciones más precisas, hay que descontar el consumo anual a la cantidad antes referida.

Para ilustrar la distribución mundial de las reservas de carbón, en todos sus tipos se cita la tabla 1.2 (posteriormente se establece la clasificación del carbón con más detalle).

En base a estudios y estadísticas disponibles, [Refs. 2, 11 y 23], se puede establecer las siguientes tendencias, concernientes a la situación de la producción y exportación del carbón térmico:

- Entre los principales países productores se tiene, en orden de mayor producción, a China, Estados Unidos, Antigua URSS, Polonia, Sudáfrica, Australia, Canadá y Colombia.
- Entre los principales países exportadores se tiene: Australia, Sudáfrica, Estados Unidos, Polonia, Antigua URSS, China, Canadá y Colombia.
- Los países que se destacan con una elevada relación de exportación a producción son, en orden de importancia: Colombia, Australia y Sudáfrica. Lo anterior implica que la gran mayoría de la producción de carbón térmico de cada uno de esos países, se destina primordialmente, a los mercados internacionales.
- Entre los principales países importadores sobresalen los siguientes: Japón, Corea del Sur, Italia, Taiwan, Bélgica, Francia, Dinamarca, España y Brasil.

Tabla 1.2.- Distribución de la reserva mundial de carbón, Dic-1990, (en millones de toneladas) [Refs. 2 y 11].

PAIS	ANTRACITA Y BITUMINOSO	SUBITUMINOSO Y LIGNITO	TOTAL	%	R/P* (AÑOS)
ESTADOS UNIDOS	129,543	130,752	260,295	24.1	294
ANTIGUA URSS	102,496	136,520	239,016	22.1	352
CHINA	152,831	13,292	166,123	15.4	170
AUSTRALIA	44,893	45,461	90,354	8.4	464
ALEMANIA	23,698	54,964	78,662	7.3	184
INDIA	60,098	1,874	61,972	5.7	305
SUDAFRICA	54,811	-	54,811	5.1	304
POLONIA	28,182	11,487	39,669	3.7	160
COLOMBIA	9,612	-	9,612	0.9	506
CANADA	3,716	3,044	6,760	0.6	96
BRASIL	1,933	2,323	4,256	0.4	506
MEXICO	1,566	663	2,229	0.2	223
RESTO DEL MUNDO	23,657	41,691	65,348	6.1	167
TOTAL	637,036	442,071	1,079,107	100.0	287

* R/P = Reservas/Producción de 1989.

Tabla 1.3.- Reservas probadas de carbón térmico y coquizable [Ref. 2].

CARBON TERMICO:			
RESERVA O CUENCA	ESTADO	RESERVAS PROBADAS (MTC)	AÑO DE EVALUACION
VILLA DE FUENTES-RIO ESCONDIDO	COAHUILA	535.42	1988
COLOMBIA	NUEVO LEON	91.72	1988
CUENCA DE LA MIXTECA	OAXACA	31.00	1989
CUENCA DE LA BARRANCA	SONORA	4.76	1984
TOTAL		662.90	
CARBON COQUIZABLE:			
SABINAS	COAHUILA	1,566.75	1988
TOTAL		2,229.65 MTC	

1.1.3 RESERVAS NACIONALES DE CARBON.

En la Ref. [4] se indica que solamente tres regiones en México tienen reservas económicamente recuperables, las cuales son: la cuenca de la Barranca (en el centro de Sonora), la cuenca de la Mixteca (en Oaxaca) y los depósitos de Sabinas y de Río Escondido (en Coahuila). En la Ref. [2], además de las regiones señaladas, se menciona a la Región de Colombia, en el estado de Nuevo León. La tabla 1.3 muestra la distribución de las reservas de carbón en el territorio nacional.

1.1.4 CAPACIDAD REAL DE GENERACION ELECTRICA POR TIPO DE PLANTA (1993).

Al mes de octubre de 1993, la capacidad instalada total (en México), fue de 28 861 MW [Ref. 27], la cual se distribuye de acuerdo a la siguiente tabla.

Tabla 1.4.- Distribución de la capacidad de generación de electricidad de acuerdo al tipo de planta.

TIPO DE PLANTA	CAPACIDAD DE GENERACION
TERMoeLECTRICAS	57.8 %
CARBOELECTRICAS	9.0 %
HIDROELECTRICAS	28.3 %
GEOTERMoeLECTRICAS	2.6 %
NUCLEOELECTRICAS	2.3 %

1.1.5 JUSTIFICACION DEL EMPLEO DEL CARBON EN LA GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA EN MEXICO.

En la Ref. [2] se expone que en el Programa Nacional de Modernización Energética se contempla la transición de la utilización predominante de los hidrocarburos como fuente primaria de energía, al aprovechamiento de una gama de energéticos más diversificada, ya que la actual dependencia de generación a base de hidrocarburos se sitúa alrededor del 60 %. En este proceso de diversificación, el carbón representa una de las alternativas más atractivas para la CFE, ya que de los combustibles fósiles a nivel mundial, el carbón representa más del 70 % de la reservas probadas hasta ahora, además de que se cuenta con resultados positivos en la operación de la central carboeléctrica de Río Escondido.

El carbón térmico, es la mejor opción actual para sustituir con éxito el uso intensivo de los combustibles derivados del petróleo, en aplicaciones a nivel industrial y específicamente en la generación de energía eléctrica [Ref. 13], debido a que:

- a).- Se abate el precio respecto a la obtención de energía equivalente de otras fuentes.
- b).- El abastecimiento está asegurado durante un tiempo comparativamente más largo, por la cantidad que representan sus reservas.
- c).- Se agregan ventajas a su uso, como el aprovechamiento de las cenizas en las construcciones de carreteras, factibilidad de obtener combustibles derivados, etc.

La importancia que ahora tiene el carbón como energético primario se confirma con ejemplos reales de plantas carboeléctricas que operan en el mundo, como es el caso de los Estados Unidos, donde más del 60 % de la energía eléctrica se obtiene en este tipo de centrales térmicas [Ref. 2].

En el caso de México es conveniente respaldar vigorosamente la política de impulsar la apertura de plantas carboeléctricas en función del aspecto económico, pues aunque el combustible se importe es sobrado el ahorro sobre el empleo de combustóleo [Ref. 15], además de las otras ventajas ya descritas.

1.2 CARBON.

1.2.1 DEFINICION.

El carbón es una mezcla compleja de materiales orgánicos y minerales, producida por un proceso natural de crecimiento y descomposición, de acumulación de restos tanto vegetales como minerales, con algo de estratificación y realizado por la acción química, biológica, y metamórfica [Ref. 33].

Estrictamente hablando el carbón se clasifica como una roca sedimentaria de origen fósil, originada de restos vegetales sometidos a largos procesos de presión y temperatura. Este origen lo relaciona con otros combustibles fósiles, como el petróleo y el gas natural y, junto con ellos, constituye la fuente más importante de energía hasta ahora usada por el hombre [Ref. 2].

El carbón tiene rasgos distintivos, es una sustancia fácilmente reconocible, pero no es un compuesto químico bien definido, ni tampoco un material homogéneo [Ref. 5].

1.2.2 USOS DEL CARBON.

El carbón se utiliza principalmente en las cuatro formas siguientes: la *coquización* para uso metalúrgico, la *combustión directa* para plantas termoeléctricas, la *gasificación* para producir gas "sintético", y la *licuefacción* para la producción de gasolina también denominada "sintética"[Ref. 2].

En términos generales, de acuerdo a sus propiedades de combustión, el carbón puede dividirse en *carbón coquizable* y en *carbón térmico*.

El *carbón coquizable*, se caracteriza por que al ser calentado a temperaturas determinadas, libera una gran cantidad de compuestos volátiles, quedando una masa cohesiva, aglutinante y pegajosa, conocida como *coque*, el cual tiene una apariencia porosa como resultado del proceso en el que se forma [Ref. 4]. El quemado de estos carbones es difícil, pero su combustión en forma pulverizada soluciona muchas de estas dificultades [Ref. 3]. La aplicación más importante de este carbón, es en procesos metalúrgicos.

El *carbón térmico* (también conocido como *carbón de quemado libre*) no tiene propiedades de coquización, por lo que su combustión resulta relativamente fácil. Este carbón al ser calentado, bajo condiciones análogas a las que se someten los carbones coquizables, también libera una cantidad considerable de materia volátil, no obstante la materia residual es de consistencia porosa y quebradiza [Ref. 4].

Conviene aclarar que si bien el carbón térmico no puede usarse para la fabricación de coque, el carbón coquizable sí puede emplearse para alimentar plantas que generan energía eléctrica a base de carbón mineral [Ref. 2].

1.2.3 CLASIFICACION DEL CARBON.

Debido a los diferentes factores que intervienen en la formación del carbón, existen diferentes tipos de carbones, los cuales se pueden clasificar de forma cualitativa en base a los componentes principales que lo forman tal como se muestra en la tabla 1.5.

Los rangos designados en la tabla 1.5, indican el grado de alteración progresiva en la transformación del carbón. Las propiedades de las sustancias listadas cambian de manera continua e indican el orden en el cual el rango del carbón se va incrementando, desde la turba hasta la antracita. Los siguientes cambios son evidentes. Con el incremento del rango, también aumenta el contenido de Carbono, los contenidos de humedad y de oxígeno decrecen. El porcentaje de hidrógeno permanece relativamente constante en los carbones de bajo rango y luego decrece en los carbones de más alto rango.

La densidad se incrementa con el rango, después ocurre una disminución pequeña en los carbones bituminosos de volatilidad media con un contenido de carbono de un 85 %. La cantidad de materia volátil, determinada por el calentamiento del carbón después de ser secado, disminuye con el rango del carbón.

El calor liberado en la combustión, llamado Poder Calorífico, se incrementa hasta llegar al máximo con el carbón bituminoso de baja volatilidad y luego decrece en un pequeño porcentaje en la antracita, el carbón de más alto rango. Esta disminución puede ser originada por el decrecimiento de la cantidad de hidrógeno en la composición de la antracita, con respecto a los carbones de menor rango [Ref. 5].

Tabla 1.5. - Propiedades del Carbón y de la Turba [Ref. 5].

RANGO	FORMULA CONDENSADA*	DENSIDAD (g/CC)	MATERIA VOLATIL	CARBONO FIJO (SLMM)**	PODER CALORIFICO (M/KG)	HUMEDAD (%)
TURBA	$C_{100}H_{116}O_{39}$	0.4 (90% HUMEDAD)	50-70 %	25-30 %	9.30-11.60 (90% HUMEDAD)	70-95
LIGNITO	$C_{100}H_{90}O_{25}NS$	1.2	40-70 %	40-60 %	14.65-19.30	30-40
SUBBITUMINOSO	$C_{100}H_{80}O_{15}NS$	1.3	46-52 %	45-60 %	19.30-26.75	10-30
AV-BITUMINOSO	$C_{100}H_{80}O_{10}NS$	1.3	31-46 %	45-65 %	26.75-34.90	1-10
MV-BITUMINOSO	$C_{100}H_{70}O_6NS$	1.4	22-31 %	69-78 %	34.90-36.00	2
BV-BITUMINOSO	$C_{100}H_{60}O_3NS$	1.4	14-22 %	78-86 %	36.00-37.20	2
ANTRACITA	$C_{100}H_{40}O_1NS$	1.7	2-14 %	86-98 %	33.00-35.35	0-5

- * Esta fórmula es una aproximación de carácter ilustrativo, por tal motivo carece de validez práctica; sin embargo, permite observar como cambian las cantidades de los elementos que forman al carbón, conforme aumenta el rango.

** SLMM: Seco, libre de materia mineral.

a).-TURBA.

La turba no es usualmente incluida dentro del rango de los materiales designados como carbón. Esta es un estado preliminar en la formación del carbón, pero es en sí misma un combustible ampliamente usado en donde existen grandes yacimientos [Refs. 4 y 5].

b).- LIGNITO.

Los lignitos son de color café y de estructura laminar en la cual, los vestigios fibrosos de los vegetales originales pueden ser muy visibles, además de que son más densos y de color más obscuro que la turba. El término lignito proviene de la palabra latina *lignum* que significa madera. El lignito se originó a partir de plantas ricas en resinas, las cuales a su vez, tenían contenidos elevados de materia volátil.

El lignito recién extraído es duro, pero una sobre exposición del lignito al aire, hace que pierda humedad rápidamente y se torne quebradizo. El contenido de humedad puede ser elevado, aún cuando tenga en apariencia una superficie muy seca. Debido precisamente a ese gran contenido de humedad, que puede ser hasta de un 30 %, y también de un poder calorífico muy bajo, no resulta económica su explotación para transportarlo a grandes distancias [Refs. 4 y 5].

Grandes cantidades de lignito están disponibles en Europa y Australia, donde es una materia prima para procesos químicos. El proceso de licuefacción para producir combustibles está suficientemente desarrollado en Australia [Ref. 5].

Un material representativo de un estado de transformación intermedio, pero similar en propiedades al lignito es el *carbón marrón*, el cual es menos compacto que el lignito. Los carbones marrones se encuentran generalmente cercanos a la superficie, contienen más del 45 % de humedad y son fácilmente extraídos en minas a cielo abierto [Ref. 4].

Con incrementos en el uso para energía y procesos químicos, el carbón marrón tiene que ser formalmente clasificado para distinguirlo del carbón duro, sobre la base del calor liberado. El poder Calorífico superior esta por debajo de 23.00 MJ/Kg con un contenido de humedad del 30 %. La designación de carbón marrón, mientras que originalmente se aplicaba a los materiales intermedios entre la turba y el lignito, es ahora usado como un término general para carbones crudos [Ref. 5].

c).- CARBON SUBITUMINOSO.

El término subituminoso es usado para el estado de formación más temprano del carbón duro. Estos carbones varían en color desde un negro grisáceo o pardusco a negro brillante. La mayoría son homogéneos y de superficies lisas, con ligeras indicaciones de capas.

El carbón Subituminoso, tiene un elevado contenido de humedad, del 15 al 30 %, aunque en apariencia sean secos. Cuando se exponen al aire pierden parte de esa humedad y se agrietan. Cuando se fracturan se dividen paralelamente a las bandas visibles en el sólido. El poder calorífico de este carbón es bajo, y puede variar de 19.30 a 27.9 MJ/Kg. Son de quemado libre, ya que no son carbones aglomerantes coquizables [Refs. 4 y 5].

d).- CARBON BITUMINOSO.

Estos carbones, cubren el rango de sustancias con características de gran densidad y dureza, tienen un poder calorífico entre 26.75 y 32.56 MJ/Kg. Este tipo de carbones, proporcionan los valores más elevados del poder calorífico superior.

Los carbones bituminosos tienen que ser subdivididos en subgrupos sobre la base de la cantidad de materia volátil que contienen. De esta forma, en la tabla 1.5 se muestra el rango de las propiedades para las subclases de Bituminoso-AV (alto en volátiles), Bituminoso-MV (contenido medio de volátiles) y Bituminoso-BV (bajo en volátiles).

De acuerdo a la Referencia [4], el carbón de tipo bituminoso es el grupo más grande dentro de la clasificación de los carbones. El nombre de carbones *bituminosos* se deriva del hecho de que al ser calentados, éstos se reducen a una masa cohesiva, aglutinante y pegajosa. El contenido de carbono es menor que el de las antracitas, pero contienen mayores cantidades de materia volátil, la cual se comporta de forma más compleja que en el caso de las antracitas.

El poder calorífico de los carbones bituminosos es el más elevado, además su quemado resulta fácil, en especial en forma pulverizada y su alto contenido de volátiles, los hace unos materiales excelentes para producir gas. La naturaleza aglomerante de los carbones bituminosos también los posibilita para ser utilizados en la manufactura de coque, mientras que el nitrógeno que contienen es utilizado en el procesamiento del amoníaco [Ref. 4].

A continuación, de acuerdo con las Referencias [4] y [5], se describen algunas características de los diferentes grupos de carbones bituminosos.

-Los carbones bituminosos **con bajo contenido de volátiles**, tienen un tono negro grisáceo y una estructura marcadamente granular.

-Los carbones bituminosos **con un contenido medio de volátiles**, presentan características mixtas. Muchos tienen una estructura granular, son blandos y fácilmente se desmoronan. Algunos son homogéneos con indicaciones muy borrosas de granos o capas. Otros son marcadamente de estructura laminar, son duros y permanecen estables al manejarlos.

-Los carbones bituminosos **con alto contenido de volátiles (A)**, son en su mayor parte homogéneos sin indicaciones o marcas de granos, no obstante se les distinguen algunas capas. Este tipo de carbones son duros y al manipularlos resultan con pequeñas fracturas. Sus contenidos de humedad, de ceniza y de azufre, son bajos y su poder calorífico es elevado.

-Los carbones bituminosos **con alto contenido de volátiles (B)**, tienen una estructura marcadamente laminar, con capas delgadas de carbón de color negro brillante están alternadas con capas opacas de carbón. Estos carbones son duros y permanecen estables en su manejo. La rotura aparece generalmente en ángulos rectos y paralelos a las capas, de tal forma que los trozos grandes generalmente tienen una forma cúbica.

-Los carbones bituminosos con alto contenido de volátiles (C), presentan una estructura marcadamente laminar, son duros y también permanecen estables en su manejo. Estos carbones generalmente tienen un contenido elevado de humedad, de ceniza y de azufre; además éstos son considerados como de quemado libre.

e).- ANTRACITA.

Es un carbón duro, frágil, denso, homogéneo, de color negro brillante, y representa al producto más evolucionado a partir de la materia vegetal inicial. Este exhibe el contenido más alto de carbono que algún otro de los tipos de carbón ya mencionados, pero su poder calorífico es menor en comparación con el del carbón Bituminoso-BV. Este hecho se asocia a que también la antracita, tiene el menor contenido de materia volátil y por consiguiente de hidrógeno. La antracita no presenta marcas de capas, nada parecido a lo que sucede con los demás carbones de rango inferior [Ref. 4,5 y 7].

1.2.4 ANALISIS DEL CARBON.

Generalmente se usan dos tipos de análisis para caracterizar la composición del carbón: Análisis aproximado y Análisis último, ambos expresan sus resultados en porcentaje por peso.

El Análisis aproximado, proporciona información sobre el comportamiento del carbón cuando este es calentado; ésto es, qué cantidad del carbón se convierte en gases y vapores (materia volátil) y también qué cantidad queda como carbono fijo. El análisis aproximado es sencillo y suministra información útil en la selección del tipo de carbón a emplear. Además de la determinación de los contenidos de materia volátil y carbono fijo, también se determinan los contenidos de ceniza y humedad y el Poder calorífico en BTU/lb o en MJ/Kg. La norma ANSI/ASTM D 3172 describe el método básico para realizar el análisis aproximado del carbón y del coque [Refs. 2, 4 y 7].

El Análisis último, proporciona información sobre los elementos que componen al carbón, los cuales son: Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Oxígeno y Azufre. El contenido de ceniza se determina como parte del total (en porcentaje), y cuando es conveniente se realiza un análisis separado de la ceniza. La norma ASTM D 3176 describe el método estándar para la realización del Análisis último del carbón y del coque [Refs. 2, 4 y 7].

1.2.5 ANALISIS DEL CARBON SOBRE DIFERENTES BASES.

Los análisis anteriores pueden ser proporcionados sobre varias bases, y se acostumbra seleccionar la base que más conviene a la aplicación. De esta forma, para propósitos de clasificación, se tiene: base seca (libre de humedad), base húmeda, base 'libre de materia mineral' y base 'como se recibe'. En cálculos de combustión, y en aplicaciones prácticas, la

base 'como se recibe' se aplica más a menudo, mientras que las bases seca y libre de materia mineral son utilizadas en estudios de carácter científico [Ref. 4].

Base 'como se recibe'.- El análisis sobre una base 'como se recibe' de un combustible, representa las proporciones existentes de los constituyentes en la muestra del combustible tal como se recibe en el laboratorio.

Base 'libre de humedad' (seca).- El contenido de humedad es variable, aún en el mismo carbón, bajo diferentes condiciones de manejo y exposición, por lo que en algunas ocasiones resulta útil manejar esta base, además de tener una mejor referencia para el análisis del carbón.

Base seca, 'libre de materia mineral'.- Debido a que la ceniza no corresponde en porcentaje a la materia mineral en el carbón, se introducen errores; los cuales son significativos en problemas de clasificación de carbones de acuerdo al rango.

Se dispone de fórmulas para efectuar cálculos a partir de una base 'como se recibe', dichas fórmulas son las de Parr y las fórmulas de aproximación [Refs. 2 y 4].

Fórmulas de Parr:

$$CF = \frac{(cf - 0.15S) \times 100}{[100 - (H + 1.08A + 0.55S)]} \quad (1.1)$$

$$MV = 100 - CF \quad (1.2)$$

$$PC = \frac{(pc - 50S) \times 100}{[100 - (1.08A + 0.55S)]} \quad (1.3)$$

Fórmulas de aproximación:

$$CF = \frac{cf \times 100}{[100 - (1.1A + 0.15S)]} \quad (1.1')$$

$$MV = 100 - CF \quad (1.2')$$

$$PC = \frac{pc \times 100}{[100 - (1.1A + 0.15S)]} \quad (1.3')$$

En las expresiones anteriores, se tiene:

- CF* → Porcentaje de carbón fijo, seco, libre de material mineral.
MV → Porcentaje de materia volátil, seca, libre de materia mineral.
PC → Poder calorífico, húmedo, libre de materia mineral (en Btu/lb).
cf → Porcentaje de carbón fijo, base como se recibe.
pc → Poder calorífico, base como se recibe (en Btu/lb).
H → Porcentaje de humedad, base como se recibe.
A → Porcentaje de ceniza, base como se recibe.
S → Porcentaje de azufre, base como se recibe.

1.2.6 PROPIEDADES DEL CARBON.

Existen varias propiedades del carbón que son importantes en aplicaciones de combustión en forma pulverizada, como son: el contenido de azufre, propiedades de combustión, índice de molienda (o facilidad de pulverización), temperaturas de fusibilidad de la ceniza, y el Poder Calorífico.

I.- Contenido de Azufre.

El contenido de azufre se considera importante en la selección del carbón. El azufre es uno de los constituyentes combustibles del carbón que liberan calor al reaccionar con el oxígeno. Sin embargo, el producto de combustión del azufre [Bióxido de azufre (SO_2)], es considerado como uno de los contaminantes atmosféricos más importantes. Además resulta difícil y costosa su remoción de los gases de combustión [Ref. 3].

II.- Índice de molienda.

Algunos carbones son más duros que otros, por lo cual resulta más difícil pulverizarlos. La facilidad con la que se puede pulverizar un carbón se expresa con un índice, conocido como *índice de molienda (G)*, que indica la dureza relativa del mismo, comparada con la de un *carbón estándar*, la cual tiene un valor arbitrario de 100 unidades. Lo anterior significa que si un carbón es más duro, el índice *G* es menor que 100, y si un carbón se pulveriza muy fácilmente, el índice *G* es mayor que 100. La capacidad de un pulverizador esta relacionada con el índice *G* del carbón [Ref. 29].

Un método de prueba para determinar el índice *G* de un carbón, es descrito por la norma ASTM D-409. El método esta basado en la premisa de que "el trabajo empleado en la pulverización es proporcional a la nueva superficie producida". Una cantidad de energía es aplicada para preparar una muestra en un pulverizador en miniatura (Hardgrove Grindability Machine), y la nueva superficie es determinada mediante tamizado [Refs. 3, 4 y 29].

III.- Temperaturas de fusibilidad de la ceniza.

Estas temperaturas se definen de acuerdo a la norma ASTM D 1857 [Ref. 4], basándose en la deformación gradual que experimenta una pirámide elaborada con una muestra de la ceniza en estudio, la cual se calienta a una velocidad establecida, y en una atmósfera reductora u oxidante, dependiendo de la prueba. La figura 1.3 permite una mejor comprensión del concepto de dichas temperaturas.



Figura 1.3.- Referencias visuales de las diferentes temperaturas de la ceniza: 1-estado inicial, TI-temperatura inicial de deformación, TA-temperatura de ablandamiento, TH-temperatura hemisférica y, TF-temperatura de fluidización [Ref. 4].

Las definiciones siguientes de las temperaturas, se basan en las Referencias [4] y [29].

- **Temperatura inicial de deformación (TI).**- Es la temperatura a la cual el pico de la pirámide de ceniza, comienza a mostrar evidencia de deformación.

- **Temperatura de ablandamiento (TA).**-Es la temperatura a la cual la pirámide de ceniza, ha alcanzado una deformación tal, que su altura es igual al ancho de su base ($h = b$). Esta temperatura, obtenida en una atmósfera reductora, frecuentemente es referida como "Temperatura de fusión"

- **Temperatura hemisférica (TH).**- Esta temperatura corresponde al estado de deformación, en el que la muestra se ha fundido y ha adquirido una forma hemisférica, de tal manera que su altura h , es igual a la mitad del ancho de la base ($h = 0.5 b$).

- **Temperatura de fluidización (TF).**- Esta temperatura corresponde al estado en el que la muestra de ceniza se ha fundido, tomando una forma casi plana. Aquí, la altura máxima h (espesor de la muestra fundida) debe ser de $1/16$ de pulgada.

El hecho de poder contar con las anteriores temperaturas, para un tipo de carbón determinado, es de gran utilidad en el diseño de un sistema de combustión de carbón pulverizado [Ref. 3].

IV.- Poder Calorífico.

El Poder Calorífico de un combustible, es el contenido energético potencial por unidad de masa, que puede ser liberado en la combustión. En un carbón, los constituyentes que contribuyen a dicha liberación de energía, cuando reaccionan con el oxígeno, son: Carbono (C), Hidrógeno (H) y Azufre (S).

El Poder Calorífico, se obtiene mediante la combustión de una muestra de carbón de 1 ó 2 gramos en oxígeno a una presión de 25 MPa en una Bomba Calorimétrica, de acuerdo con la Norma ASTM D2015-73 [Ref. 3]. Existen dos tipos de Poderes Caloríficos: el Poder Calorífico Superior (Bruto), y el Poder Calorífico Inferior (Neto). El primero corresponde al valor que se obtiene, cuando el agua en los productos de combustión se condensa, mientras que el segundo corresponde al valor que se obtiene al restar el calor latente del agua que permanece evaporada en los productos de combustión [Ref. 3, 4 y 29].

Varias relaciones empíricas han sido desarrolladas para calcular el Poder calorífico Superior del carbón. Si los resultados del análisis último están disponibles, el Poder calorífico (seco, libre de ceniza) puede calcularse con $\pm 2\%$ de error en la exactitud, mediante el uso de la *Fórmula de Dulong-Berthelot* [Ref. 3]:

$$Q_d = 81.37 C + 345 [H - (O + N + 1)/8] + 22.2 S \quad (1.4)$$

Donde Q_d tiene unidades de cal/g y los elementos están en unidades de porcentaje, por peso. Ambos, Q_d y los componentes de la anterior fórmula deben estar sobre una base seca, libre de ceniza.

En la Referencia [4], se apunta que la fórmula anterior ofrece resultados más aproximados a valores reales para el caso de carbones de elevado rango (tipos antracíticos y bituminosos), mientras que para carbones de bajo rango, los Poderes Caloríficos son muy bajos.

El Poder calorífico sobre una base de como se quema, puede ser calculado a partir de Q_d , con la siguiente expresión:

$$Q_c = Q_d [1 - (M_o + A_s)/100] \quad (1.5)$$

Donde M_o y A_s , son los porcentajes por peso de humedad y ceniza, respectivamente, determinados en el análisis aproximado.

1.3 COMBUSTION.

1.3.1 DEFINICION.

Desde un punto de vista práctico, la combustión se define como una reacción química rápida y exotérmica entre el oxígeno y los elementos comburentes de un combustible. Tanto en el carbón como en el petróleo, existen tres constituyentes químicos de importancia considerable, [Ref. 3], los cuales son: Carbono, Hidrógeno y Azufre. Las ecuaciones químicas básicas para una combustión completa son:



Cuando la cantidad de oxígeno es insuficiente en la ecuación (1.4), el carbono puede quemarse incompletamente con la formación consecuente de monóxido de carbono.



Las *flamas* pueden definirse como reacciones de combustión que se propagan a través del espacio, a velocidad inferior a la del sonido acompañadas normalmente de radiación térmica en el espectro visible. Su característica de propagación en el espacio en condiciones de velocidad limitada, las diferencia claramente de otras reacciones.

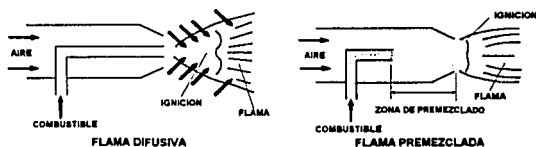


Figura 1.4.- Tipos de flamas [Ref. 4].

Es conveniente distinguir entre flamas premezcladas y difusivas. Una flama puede considerarse *difusiva* cuando el mezclado y la combustión de los reactantes son procesos concurrentes en la formación de la flama. En el caso de una flama *premezclada*, los reactantes se mezclan antes de entrar a la flama [Refs. 18 y 28].

Una de las ventajas de las flamas difusivas, sobre las premezcladas, se aprecia en la figura 1.5.

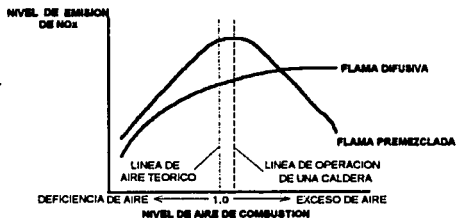


Figura 1.5.- Gráfica de aire de combustión contra el nivel de emisión de NOx, para los casos de flamas premezcladas y difusivas [Ref. 4].

También las flamas se clasifican de acuerdo al régimen del flujo de los reactivos, el cual en función del número de Reynolds (Re) puede ser laminar ($Re < 2500$) ó turbulento ($Re > 2500$). Así, se tienen *flamas laminares* y *flamas turbulentas*.

El quemador de una caldera de aplicación industrial, se diseña para que la combustión se lleve a cabo mediante flamas del tipo difusivo turbulento.

Existen una serie de situaciones básicas que se deben tomar en cuenta al diseñar un quemador [Ref. 18]:

- Si la mezcla destinada a la combustión fluye dentro de un tubo hacia un extremo libre del mismo, en condiciones estables de flujo, la flama puede quedar aparentemente inmóvil en el extremo libre.
- Si la velocidad del gas aumenta superando un límite marcado para la estabilidad, la flama languidece apagándose por completo.
- En el otro caso, si la velocidad de flujo de la mezcla disminuye sensiblemente, puede producirse el llamado "retorno de la flama" dentro del tubo, la cual bajo ciertas condiciones se convierte en una detonación.

1.3.2 REQUISITOS BASICOS PARA UNA COMBUSTION OPTIMA.

Para poder quemar completamente un combustible, es necesario que los requisitos siguientes sean satisfechos [Ref. 3].

- 1.- Una cantidad adecuada de aire (oxígeno) debe ser suministrada al quemador.
- 2.- El aire y el combustible deben mezclarse completamente.

3.- La temperatura de la mezcla aire-combustible tiene que mantenerse por encima de la temperatura de encendido.

4.- El volumen del horno tiene que ser lo suficientemente grande para dar a la mezcla el tiempo adecuado para su combustión completa.

Un quemador de un horno suministra el aire de combustión y el combustible, y produce la mezcla de ambos. Debido a que el mezclado completo del aire y el combustible es virtualmente imposible, es necesario suministrar un exceso de aire para asegurar la combustión completa.

La existencia de productos de una combustión completa o incompleta, en los gases de salida, está determinada por el proceso de mezclado y por la cantidad de exceso de aire suministrada. Los productos de una combustión incompleta incluyen partículas inquemadas, y monóxido de carbono. La mayoría de los productos de una combustión incompleta son contaminantes atmosféricos.

1.4 PROCESO DE COMBUSTION DE CARBON PULVERIZADO.

1.4.1 DESCRIPCION DEL METODO.

En este método de quemado, el carbón debe ser pulverizado en partículas suficientemente pequeñas de tal forma que la relación superficie/masa se incremente, con el fin de asegurar una combustión completa. El grado de pulverización requerido varía con el tipo de carbón y el diseño del horno [Ref. 3].

Típicamente, de acuerdo con la Referencias [3] y [6], del 65 al 80 % del carbón pulverizado debe pasar a través de un tamiz de 200 mallas (200 aberturas por pulg. lineal, cada abertura mide aprox. 75 μm), y luego se pasa por otro tamiz para remover las partículas que tienen un tamaño superior a 125 μm . Un análisis típico de tamaño de carbón pulverizado, se presenta en la tabla 1.6.

Tabla 1.6.- Distribución típica de tamaño de carbón pulverizado, obtenida aplicando el método del contador Coulter [Ref. 6].

INTERVALO (μm)	VOLUMEN (%)
0 - 10	9.8
10 - 20	17.2
20 - 40	30.1
40 - 64	24.3
64 - 81	11.4
81 - 128	7.2
> 128	0

En un sistema de combustión de carbón pulverizado (previamente secado), el combustible se transporta al quemador por medio de una corriente de aire primario, y en la salida del mismo, se mezcla con el aire secundario. La velocidad del flujo de la mezcla carbón pulverizado-aire primario, debe ser la adecuada para mantener suspendidas las partículas de carbón en la corriente de aire.

1.4.2 ETAPAS DEL PROCESO DE COMBUSTION DE LAS PARTICULAS DE CARBON PULVERIZADO.

La combustión de las partículas de carbón pulverizado es un proceso bastante complejo, sin embargo, se pueden identificar las siguientes fases: Calentamiento, Ignición, Volatilización y, Combustión de los residuos carbonosos [Ref. 4].

La secuencia de las fases anteriores, está representada en el esquema siguiente.

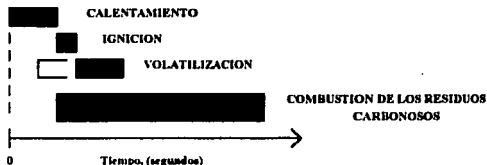


Fig. 1.6.- Cronología de los procesos de combustión [Ref. 4].

La etapa de combustión de los residuos carbonosos ocupa la mayor parte del tiempo requerido para completar la combustión; este paso por lo tanto, constituye un "cuello de botella", el cual dicta la eficiencia total de la combustión de carbón pulverizado. Cada uno de los pasos del proceso son descritos brevemente a continuación, de acuerdo con la información presentada en la Referencias [4] y [5].

a).- Calentamiento.

La mezcla de aire y carbón pulverizado, que entra relativamente fría al horno, se calienta mediante la radiación de la flama y por el mezclado de ésta con los productos de combustión recirculados. Esta fase inicial en el proceso de combustión, produce una pérdida de humedad y una pequeña liberación de materia volátil de las partículas de carbón.

b).- Ignición.

Después de un calentamiento rápido de las partículas de carbón ($10^3 - 10^4$ °C/s) [Ref. 5] se alcanza una condición en la que el calor generado y perdido por las mismas es igual, en este momento se produce su ignición. De aquí que la temperatura de ignición pueda variar dependiendo del diseño del horno y de las condiciones de operación. En la tabla 1.7 se presentan rangos típicos de temperaturas de ignición, para carbones de distintas clases.

Tabla 1.7.- Intervalos de temperaturas típicas de ignición [Ref. 4].

RANGO DEL CARBON	INTERVALO DE TEMPERATURAS DE IGNICION (°C)
ANTRACITA	790 - 950
BITUMINOSO	570 - 680
SUBITUMINOSO	480 - 590
LIGNITO	430 - 570

c).- Volatilización.

La volatilización consiste en una mayor liberación de compuestos ligeros y de su combustión, la cual usualmente requiere del 10 % (aprox.) del tiempo total de combustión [Ref. 4]. La velocidad de liberación de materia volátil, la cantidad total de la misma, así como su composición y Poder Calorífico, juegan un papel muy importante durante las etapas tempranas de la combustión. Por lo tanto, estas características tienen un fuerte impacto en la ignición y estabilidad una flama.

d).- Combustión de los residuos carbonosos.

Finalmente se lleva a cabo el quemado de la materia carbonosa, lo cual consume una gran cantidad de tiempo respecto a las etapas anteriores. La reactividad de la materia carbonosa es afectada por la cantidad y la velocidad de materia volátil liberada, así como también de otras características del combustible, tal como la expansión, la tendencia de aglomeración y el contenido de materia mineral.

La expansión y la tendencia de aglomeración del combustible, afectan la naturaleza de la estructura porosa de la materia carbonosa, lo cual influye en las características de quemado de dicha materia. La materia mineral, dependiendo de su naturaleza química y del grado de dispersión en la matriz de carbón, puede catalizar o inhibir la reactividad química de un tipo de materia carbonosa en particular.

1.4.3 TIPOS DE CENIZA EN UN SISTEMA DE COMBUSTION DE CP.

En general, cuando una mezcla aire-carbón pulverizado se quema en un horno, se producen dos tipos de ceniza:

- *Ceniza de fondo.*
- *Ceniza volante.*

La *ceniza de fondo*, es escoria que se deposita sobre las paredes del horno y de los demás equipos posteriores a éste. Este tipo de ceniza algunas ocasiones, al acumularse en las mencionadas paredes, llega a desprenderse por efecto de su propio peso, pero en otros casos es necesario removerla mediante el empleo de sistemas de sopladores de hollín.

Quando la ceniza contenida en el carbón, tiene temperaturas bajas de fusión, una gran cantidad de ésta puede fundirse y pegarse a las paredes del horno y subsecuentemente caer al fondo del horno, donde es colectada.

La *ceniza volante*, se caracteriza por ser de un tamaño muy fino (ver la distribución del tamaño de partícula correspondiente, en la tabla 1.8), lo cual propicia que sea arrastrada fácilmente fuera del horno, por las corrientes de los gases de combustión. La colección de dicha ceniza, puede efectuarse por medio de separadores mecánicos, o por el uso de precipitadores electrostáticos.

La ceniza del carbón se compone casi en su totalidad, de óxidos de metales. La composición varía sobre un amplio rango, tal como se puede apreciar en la tabla 1.9.

En la Referencia [4], se establece que los generadores de vapor con sistema de quemado de carbón pulverizado, del 20 al 40 % de la ceniza total, se deposita en el fondo del horno (ceniza de fondo), y que del 60 al 80 %, sale del horno como ceniza volante. Además, se destaca que los equipos posteriores al horno (como economizadores y precalentadores de aire), en un generador de vapor industrial, pueden ser diseñados para colectar hasta un 5 % de la ceniza volante, mientras que los precipitadores electrostáticos, los sistemas de filtros de tela ó algún otro equipo, pueden ser diseñados para extraer del 80 al 100 % de la ceniza volante contenida en el flujo de gases de combustión.

Tabla 1.8. - Análisis del tamaño de partícula de la ceniza volante, reportado por Anderson y Hedley en la Referencia [6].

INTERVALO DE TAMAÑO (μm)	PORCENTAJE DEL VOLUMEN (%)
0 - 10	46.3
10 - 20	30.8
20 - 40	20.5
> 40	2.4

Tabla 1.9.- Intervalos de los porcentajes de contenido de óxidos metálicos de la ceniza de carbón [Ref. 4].

OXIDO COMPONENTE	INTERVALO
Si O ₂	10 - 70 %
Al ₂ O ₃	8 - 38 %
Fe ₂ O ₃	2 - 50 %
Ca O	0.5 - 30 %
Mg O	0.3 - 8 %
Na ₂ O	0.1 - 8 %
K ₂ O	0.1 - 3 %
Ti O ₂	0.4 - 3.5 %
SO ₃	0.1 - 30 %

Los sistemas de precipitación electrostática son muy empleados hoy en día en la industria de la generación de energía eléctrica, debido a que son altamente eficientes, ya que cubren un amplio rango de tamaño de partícula que va desde 0.1 hasta 100 µm [Ref. 30].

1.4.4 JUSTIFICACION DEL EMPLEO DEL METODO DE COMBUSTION DE CARBON EN FORMA PULVERIZADA, PARA LA GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA.

Para efectuar la combustión del carbón existen diferentes métodos, y el más empleado en la actualidad es el del quemado de carbón en forma pulverizada. Otros métodos de desarrollo reciente que se encuentran ya en el umbral de la comercialización [Refs. 2, 4 y 9] son:

- Combustión en lecho fluidizado atmosférico,
- Combustión en lecho fluidizado presurizado, y
- Combustión de carbón gasificado.

Estos métodos responden a la necesidad de minimizar el efecto degradante de las emisiones al ambiente. Sin embargo estos métodos modernos, considerados como parte de la llamada "tecnología limpia", tienen las siguientes limitaciones [Ref. 2]:

1.- La "tecnología limpia" para quemar carbón está en las primeras etapas de su desarrollo comercial, por lo que tal vez pasen 10 ó 15 años más para poder considerar que ha llegado a su madurez. Se estima entre 300 y 400 MW la máxima capacidad que estas unidades lleguen a tener a largo plazo.

2.- Solamente la experiencia que se vaya ganando con las unidades de demostración permitirá verificar los beneficios teóricos expuestos por sus investigadores (menor costo y mayor eficiencia).

3.- El sistema de carbón pulverizado se presenta como única opción viable para generar vapor en centrales carboeléctricas modernas. Su madurez tecnológica ha permitido fabricar unidades de más de 1,200 MW y se puede contar ya con equipos anticontaminantes (SO_x y NO_x) que cumplen con las restricciones ambientales existentes en la actualidad.

4.- En el caso de México, todas las plantas duales futuras de CFE recibirán carbón de importación, cuyas características de bajo contenido de azufre y ceniza ($S < 1\%$ y $Ceniza < 12\%$) ubican los generadores de vapor a especificar en el área de la tecnología del carbón pulverizado.

1.5 HORNOS EXPERIMENTALES.

1.5.1 CONCEPTO DEL HORNO EXPERIMENTAL DE COMBUSTION.

Un horno experimental de combustión, se define como el recinto donde se lleva a cabo el proceso de combustión de una mezcla de combustible-comburente, bajo condiciones controladas que permiten evaluar las diferentes variables involucradas en el sistema.

1.5.2 CRITERIO DE DISEÑO DE UN HORNO EXPERIMENTAL.

El criterio principal para el diseño de un horno experimental, de acuerdo con Holliday y Tring (1957) [Ref. 12], puede resumirse en los siguientes puntos:

1).- En el horno, la flama tiene que lograr una alta emisividad luminosa, con el fin de hacer las variaciones de emisividad entre las flamas de los diferentes combustibles estadísticamente significativos. Las radiaciones de longitud de onda corta, en los hornos experimentales de laboratorio, dan lugar a emisividades más bajas que las que ocurren en hornos industriales.

Por lo tanto, es doblemente importante tener en cuenta lo anterior en el diseño, para asegurar que el horno permita un elevado desarrollo de las partículas de carbono en la flama, para incrementar así la emisividad de la misma.

2).- El horno tiene que alcanzar condiciones de estabilidad térmica en un tiempo corto, con la finalidad de disminuir los grandes y desperdiciadores tiempos de precalentamiento que suelen requerirse.

3).- La instalación experimental tiene que ser compacta.

4).- Los materiales a utilizar en la construcción del horno, tienen que ser de amplia disponibilidad y razonablemente baratos.

5).- La operación del horno y las mediciones a realizar, tienen que estar dentro de la capacidad de un solo operador.

1.5.3 REVISIÓN DE HORNOS EXPERIMENTALES.

El presente trabajo se ha basado principalmente, en la información disponible de los diferentes hornos experimentales, que a continuación se describen muy esquemáticamente.

a).- Horno Experimental del "Imperial College".

Este Horno pertenece al Departamento de Ingeniería Mecánica del "Colegio Imperial de Ciencia, Tecnología y Medicina", ubicado en Londres, Inglaterra. Las características más sobresalientes son las que se citan a continuación [Ref. 24].

Combustible de operación: Diseñado para carbón pulverizado y combustóleo.

Geometría del horno: Cilíndrico, con eje vertical (para minimizar los efectos asimétricos causados por la depositación de las partículas y la convección natural). Este horno se compone de 10 secciones con camisas de agua, cada una de 0.6 m de diámetro y 0.3 m de largo.

Dimensiones: Diámetro interno = 0.6 m
Longitud = 3 m
L/D = 5

Rango del flujo de combustible: No se tiene datos precisos, no obstante en la referencia [39] se menciona un gasto de combustible de 11.7 Kg/h (carbón). Pero en la ref. [24] se establece un rango de 8 a 24 Kg/h, para un carbón de bajo Poder calorífico..

b).- Horno Experimental del "Riso National Laboratory".

Este horno se ubica en el Departamento de Investigación de Combustión, del Laboratorio Nacional de Riso, en Roskilde, Dinamarca. De acuerdo con la información presentada en la Ref. [17], las principales características son:

Combustible de operación: Carbón pulverizado.

Geometría del horno: Cilíndrico, con eje horizontal. Este horno se compone de 11 secciones con camisa de agua de enfriamiento, cada una.

Dimensiones: Diámetro interno = 1.2 m
Longitud = 4.47 m
L/D = 3.7

Flujo de combustible: 160 Kg/h

Flujos de aire para una entrada térmica de 1.3 MW (Carbón de origen colombiano con un Poder calorífico de 29.14 MJ/Kg):

- Aire primario = 297 Kg/h
- Aire secundario = 1 474 Kg/h

Relación aire combustible: $r_{y/}$ = 11.45 Kg aire/ Kg comb.

Exceso de aire: 20 %.

c).- Horno Experimental de la "Universidad de Sheffield".

Pertenece al Departamento de Ingeniería Química y de Tecnología de Combustibles de la Universidad de Sheffield, Inglaterra. De las Referencias [6] y [40], se obtuvo la siguiente información:

Combustible de operación: Carbón pulverizado.

Geometría del horno: Rectangular, con eje horizontal, compuesto de 7 secciones, con camisa de agua c/u.

Dimensiones: lado = 0.33 m
longitud = 1.7 m
long/lado = 5.15

Rango de flujo de combustible: 5 - 10 Kg/h.

Rango de tiempos de residencia: 1.5 a 3 segundos.

Rango de exceso aire: 20 - 30 %.

Nota: Este horno es una cámara de combustión modificada con dimensiones originales de lado = 0,38 m y longitud = 2.0 m.

d).- Combustor Piloto del "Centro de Investigación de Thornton".

Este horno pertenece al Centro de Investigación de Thornton, en Chester, Inglaterra. La información siguiente se obtuvo de la Ref. [25].

Combustible de operación: Carbón pulverizado.

Geometría del horno: Rectangular, con eje horizontal.

Dimensiones: No especificadas en la información disponible.

Característica sobresaliente: Cuenta con un banco de tubos de agua, después de la sección de salida de los gases de combustión, simulando un .

Rango de flujo de combustible: 15 - 21 Kg/h.

e).- Cámara de combustión del "IIE".

Esta cámara de combustión pertenece al Departamento de Sistemas de Combustión del IIE, y se ubica en Cuernavaca, Mor. Los datos siguientes se obtuvieron de la Ref. [26].

Combustible de operación: Combustóleo.

Geometría del horno: Cilíndrico, con eje horizontal.

Dimensiones: Diámetro interno = 0.91 m
Longitud = 3.25 m
L/D = 3.5

Flujo máximo de combustible: 40 Kg/h

Característica sobresaliente: Cuenta con un banco de intercambiadores de calor, a la salida de los gases de combustión del horno, los cuales permiten establecer un perfil de temperaturas de los gases de salida, similar al que se tiene en una caldera industrial.

capítulo 2

"ANÁLISIS Y DISEÑO BÁSICO DEL HORNO EXPERIMENTAL"

Para llevar a cabo el diseño básico del horno, es necesario establecer un procedimiento para el análisis de los diferentes parámetros del mismo. La información presentada en la sección 1.5.2 del capítulo anterior, señala los aspectos centrales del diseño, los cuales son retomados en este capítulo. Es importante señalar, que el aspecto aerodinámico del horno no se aborda por considerar, que partiendo de una geometría sencilla del mismo, la aerodinámica del quemador es la que influye notablemente en el proceso de combustión. El diseño del quemador sale de los alcances de este trabajo, sin embargo, en el capítulo 3 se presentan algunas de las características más importantes del mismo.

En el diseño básico del horno, se tomará el criterio de diseñar para condiciones máximas de operación. La finalidad de establecer un proceso ideal de combustión, en el análisis, obedece a la razón de que en este tipo de procesos es donde tiene lugar la máxima liberación de calor por unidad de masa de combustible. Varios de los parámetros de diseño del horno, se establecen a partir de la revisión de hornos experimentales realizada en la sección 1.5.3.

2.1 PROCEDIMIENTO PARA EL DISEÑO DEL HORNO.

Para el diseño del horno en este capítulo se ha establecido la siguiente secuencia.

- 2.2.- Determinar el carbón de referencia para el diseño del horno.
- 2.3.- Establecer el flujo máximo de carbón pulverizado, que se quemará en el horno a diseñar.
- 2.4.- Elegir la configuración geométrica del horno más adecuada, en función de las necesidades específicas de investigación.
- 2.5.- Seleccionar el fluido de enfriamiento del horno.
- 2.6.- Establecer suposiciones teóricas con el fin de eliminar variables para facilitar el diseño básico del horno.
- 2.7.- Realizar un análisis de combustión para determinar la relación teórica aire-combustible, el exceso de aire de combustión requerido, el contenido de humedad en el aire de combustión, y el análisis de los gases de combustión.
- 2.8.- Calcular la temperatura adiabática de flama.
- 2.9.- Calcular el calor que sale con los gases de combustión.
- 2.10.- Calcular el calor que es absorbido por el horno.
- 2.11.- Dimensionar el horno y establecer el aislamiento requerido.
- 2.12.- Realizar un esquema del horno, integrando los resultados obtenidos en los anteriores cálculos.

2.2 SELECCION DEL CARBON DE REFERENCIA.

El factor más importante que se debe considerar en el diseño de un horno, es el tipo y calidad del combustible que se quemará. Para el diseño del horno de este estudio, se utilizará carbón pulverizado de bajo contenido de ceniza y azufre, y alto Poder calorífico.

En la Ref. [2] se presentan los análisis próximo y último del carbón típico de la zona carbonífera de Río Escondido, en los cuales se destaca su elevado contenido de cenizas y consecuentemente un bajo Poder Calorífico por unidad de masa. Debido a ésto, dicho carbón no sería el adecuado para tomarlo como base, para el diseño del horno.

Por otro lado, en la misma referencia se citan a los países que probablemente pudieran suministrar carbón de óptima calidad a las diferentes Centrales duales de CFE, entre los cuales figuran principalmente Estados Unidos, Colombia, China; Sudáfrica, Australia y otros (En el apéndice B se dan las características de los distintos tipos de carbón, provenientes de las minas de dichos países).

Al efectuar una revisión de las características de los carbones de los países citados, en base a los análisis próximo y último, dados en la Ref. [2], se seleccionó al carbón Colombiano, procedente de la mina de Cerrejón del Norte (con clave 18-28, en el apéndice B), debido a que es un carbón representativo para el diseño del horno: bajo en contenido de cenizas y con un elevado Poder Calorífico. El análisis elemental o último de dicho carbón es el que se presenta en la tabla 2.1.

Tabla 2.1.- Análisis último del carbón de la mina de Cerrejón del Norte, Colombia [Ref. 2].

COMPONENTE	PORCENTAJE
HIDROGENO	3.80 %
CARBONO	66.90 %
NITROGENO	1.30 %
OXIGENO	10.80 %
AZUFRE	0.66 %
CLORO	0.04 %
CENIZA	8.30 %
HUMEDAD	8.20 %
PCC	6,777 Kcal/Kg

2.3 FLUJO MAXIMO DE CARBON PULVERIZADO EN EL HORNO.

Para dar inicio al diseño del horno, se establece la capacidad máxima de quemado, la cual corresponde a un flujo de carbón pulverizado de 10 Kg/h ($\dot{m}_f = 10 \text{ Kg/h}$).

2.4 SELECCION DE LA GEOMETRIA DEL HORNO.

Después de efectuar una revisión de los diferentes hornos experimentales (en la sección 1.5, del capítulo 1), se concluyó que la mejor opción para la geometría del horno, era una configuración cilíndrica vertical, por presentar la ventaja de minimizar los efectos asimétricos originados por la depositación de las partículas y la convección natural [Ref. 24].

Sin embargo, debido a la gran importancia que revisten los puertos de observación en el horno, para facilitar la manipulación del equipo de medición, se eligió una configuración cilíndrica horizontal por ser más práctica para tal fin.

2.5 SELECCION DEL FLUIDO DE ENFRIAMIENTO.

Basándose en la premisa de obtener un horno experimental compacto, se seleccionó agua, como medio de enfriamiento del horno. Debido a que ofrece mejores características que el aire (calor específico y densidad mayores).

2.6 CONSIDERACIONES DE DISEÑO.

Para simplificar el diseño del horno experimental, es necesario establecer una serie de suposiciones, con el objeto de que en el diseño intervenga el menor número de variables posible. De esta manera, se establece lo siguiente.

I.- Se supondrá que la transferencia de calor desde la flama a las paredes del horno, se efectúa únicamente por radiación, debido a que la transferencia de calor mediante este mecanismo, se lleva a cabo en un 95 % aproximadamente [Refs. 4 y 18].

II.- La transferencia de calor se realiza solamente en la superficie lateral del horno y en dirección radial (Transferencia de calor unidimensional).

III.- La distribución de temperaturas de los gases en el horno, es homogénea. En consecuencia, la transferencia de calor en las paredes del horno (a lo largo del mismo), también es homogénea.

IV.- Se considera que los gases en el horno se encuentran perfectamente mezclados.

V.- Se supone una alta eficiencia de combustión, de tal manera que el combustible se quema completamente.

VI.- Los puertos de observación y de muestreo, comparativamente, ocupan una fracción pequeña del área lateral total. Por tal motivo, se supondrá que este factor es despreciable en el diseño del horno.

2.7 ANALISIS DE COMBUSTION.

Con la información disponible del análisis último del carbón de referencia, y partiendo del gasto de combustible ya establecido ($\dot{m}_f = 10 \text{ Kg/h}$), se comienza con el diseño del horno, el cual en su primera fase debe contemplar un análisis estequiométrico de las reacciones químicas involucradas en la combustión, con el objeto de determinar la cantidad de aire teórico para poder quemar los 10 Kg/h de carbón.

2.7.1 ECUACION QUIMICA DE COMBUSTION.

Se determinan las fracciones molares de los constituyentes del carbón según la base "sin ceniza", para poder establecer la ecuación química balanceada correspondiente a un mol de carbón "sin ceniza".

Tabla 2.2.- Porcentajes de los componentes del carbón sobre una base 'sin ceniza'.

Componente	Base c/ceniza	Base s/ceniza
CENIZA	8.30 %	0.0 %
HIDROGENO	3.80 %	4.14 %
CARBONO	66.90 %	72.96 %
NITROGENO	1.30 %	1.42 %
OXIGENO	10.80 %	11.78 %
AZUFRE	0.66 %	0.72 %
CLORO	0.04 %	0.044 %
HUMEDAD	8.20 %	8.94 %

Ahora se establece lo siguiente:

x_i → fracción másica del componente i ,

M_i → Peso molecular del componente i ,

Pm_i → Porcentaje del componente i en base húmeda,

y_i → Fracción molar del componente i ,

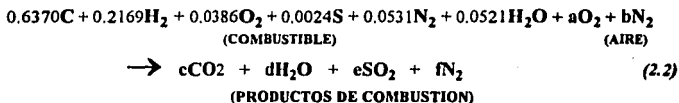
$$y_i = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{M_i}} \quad (2.1)$$

Con lo anterior se elabora la tabla 2.3.

Tabla 2.3.- Análisis de un mol de carbón sin ceniza.

SÍMBOLO	FRACCION MASICA (x_i)	PESO MOLECULAR (M_i)	(x_i/M_i)	FRACCION MOLAR (y_i)	PORCENTAJE (P_{m_i} %)
H ₂	0.0414	2	0.02070	0.2169	3.80
C	0.7296	12	0.06080	0.6370	66.90
N ₂	0.0142	28	0.00507	0.0531	1.30
O ₂	0.1178	32	0.00368	0.0386	10.80
S	0.0072	32	0.00023	0.0024	0.66
H ₂ O	0.0894	18	0.00497	0.0521	8.20
TOTALES			0.09545	1.001	91.66

Con los resultados de la tabla 2.3, se escribe la ecuación de combustión correspondiente a un mol de carbón sin ceniza:



Realizando el balance indicado, se obtiene:

$$c = 0.637, \quad d = 0.269, \quad e = 0.0024, \quad a = 0.7093, \quad b = 2.667, \quad f = 2.72.$$

2.7.2 CALCULO DE LA RELACION TEORICA AIRE-COMBUSTIBLE.



Si el contenido de Carbono por peso de acuerdo al análisis último es de 66.90 %, entonces:

$$(0.6690 \text{ Kg C/h}) \times 10 \text{ Kg/h} = 6.69 \text{ Kg C/h}$$

$$6.69 \text{ Kg C/h} \times (44 \text{ Kg CO}_2/12 \text{ Kg C}) = 24.53 \text{ Kg CO}_2/\text{h}$$

$$24.53 \text{ Kg CO}_2/\text{h} \times (32 \text{ Kg O}_2/44 \text{ Kg CO}_2) = 17.84 \text{ Kg O}_2/\text{h}.$$

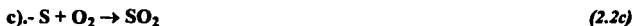


Si el contenido de Hidrógeno es 3.8 % por peso, entonces en 10 Kg de carbón se tendrá:

$$(0.038 \text{ Kg H}_2/\text{Kg carbón}) \times (10 \text{ Kg carbón/h}) = 0.38 \text{ Kg H}_2/\text{h}.$$

$$0.38 \text{ Kg H}_2/\text{h} \times (18 \text{ Kg H}_2\text{O}/2 \text{ Kg H}_2) = 3.42 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{h}$$

$$3.42 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{h} \times (16 \text{ Kg O}_2/18 \text{ Kg H}_2\text{O}) = 3.04 \text{ Kg O}_2/\text{h}$$



El contenido por peso de azufre es de 0.66 %, entonces:

$$(0.0066 \text{ Kg S/Kg carbón}) \times (10 \text{ Kg carbón /h}) = 0.066 \text{ Kg S/h}$$

$$0.066 \text{ Kg S/h} \times (64 \text{ Kg SO}_2/32 \text{ Kg S}) = 0.132 \text{ Kg SO}_2/\text{h}$$

$$0.132 \text{ Kg SO}_2/\text{h} \times (32 \text{ Kg O}_2/64 \text{ Kg SO}_2) = 0.066 \text{ Kg O}_2/\text{h}$$



$$\text{N}_2 = 1.3 \% \quad (0.013 \text{ Kg N}_2/\text{Kg carbón}) \times (10 \text{ kg/h}) = \underline{0.13 \text{ Kg N}_2/\text{h}}$$



$$\text{O}_2 = 10.80 \% \quad (0.108 \text{ Kg O}_2/\text{kg carbón}) \times (10 \text{ Kg carbón}) = 1.08 \text{ Kg O}_2/\text{h}$$



$$\text{H}_2\text{O} = 8.20 \% \quad (0.082 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg carbon}) \times (10 \text{ Kg carbon}) = \underline{0.82 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{h}}$$

Resumiendo los anteriores resultados, se tiene:

a).- $6.69 \text{ Kg C/h} + 17.84 \text{ Kg O}_2/\text{h} \rightarrow 24.53 \text{ Kg CO}_2/\text{h}$

b).- $0.38 \text{ Kg H}_2/\text{h} + 3.04 \text{ Kg O}_2/\text{h} \rightarrow 3.42 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{h}$

c).- $0.066 \text{ Kg S/h} + 0.066 \text{ Kg O}_2/\text{h} \rightarrow 0.132 \text{ Kg SO}_2/\text{h}$

d).- $0.130 \text{ Kg N}_2/\text{h} \rightarrow 0.130 \text{ Kg N}_2/\text{h}$

e).- $1.08 \text{ Kg O}_2/\text{h} - 1.08 \text{ Kg O}_2/\text{h} \rightarrow 0.00$

f).- $0.82 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{h} \rightarrow 0.82 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{h}$

$$\Sigma \quad 9.166 \text{ Kg Comb/h} + 19.866 \text{ Kg O}_2/\text{h} \rightarrow 29.032 \text{ Kg GsComb/h } (^{\text{a}}/\text{N}_2 \text{ del aire})$$

(2.3)

- A continuación se convierten las reacciones anteriores, de Kg/h a unidades de gmol/h.

Aplicando el siguiente procedimiento, por ejemplo para el inciso a), se tiene:

$$6.69 \text{ Kg C/h} \times (1 \text{ Kgmol C}/12 \text{ kg C}) \times (1000 \text{ gmol C}/1 \text{ Kgmol C}) = 557.5 \text{ gmol C/h}$$

$$17.84 \text{ Kg O}_2/\text{h} \times (1 \text{ Kgmol O}_2/32 \text{ Kg O}_2) \times (1000 \text{ gmol O}_2/1 \text{ Kgmol O}_2) = 557.5 \text{ gmol O}_2/\text{h}$$

De igual forma se realizan las conversiones correspondientes para los demás incisos.

Los resultados obtenidos se condensan de manera similar, luego para (gmol/h) se tiene:

$$\begin{array}{llll} \text{a).- } 557.5 \text{ gmol C/h} & + & 557.5 \text{ gmol O}_2/\text{h} & \rightarrow & 557.5 \text{ gmol CO}_2/\text{h} \\ \text{b).- } 190 \text{ gmol H}_2/\text{h} & + & 95 \text{ gmol O}_2/\text{h} & \rightarrow & 190 \text{ gmol H}_2\text{O/h} \\ \text{c).- } 2.0625 \text{ gmol S/h} & + & 2.0625 \text{ O}_2/\text{h} & \rightarrow & 2.0625 \text{ gmol SO}_2/\text{h} \\ \text{d).- } 4.6429 \text{ gmol N}_2/\text{h} & & & \rightarrow & 4.6429 \text{ gmol N}_2/\text{h} \\ \text{e).- } 33.75 \text{ gmol O}_2/\text{h} & - & 33.75 \text{ gmol O}_2/\text{h} & \rightarrow & 0.00 \\ \text{f).- } 45.556 \text{ gmol H}_2\text{O} & & & \rightarrow & 45.556 \text{ gmol H}_2\text{O/h} \end{array}$$

$$\Sigma \quad 833.511 \text{ gmol Comb/h} + 620.8125 \text{ gmol O}_2/\text{h} \rightarrow 799.761 \text{ gmol GsComb/h}$$

(N₂ del aire)

(2.3')

Para poder calcular la relación teórica de aire a combustible, se calcula la cantidad de N₂ presente en el aire ambiente.

Si por cada 100 partes de aire, en volumen, 21 son de oxígeno y 79 de nitrógeno, entonces la cantidad de masa de N₂ presente en el aire correspondiente a una cantidad de O₂ conocida, es:

$$\dot{m}_{\text{N}_2\text{-aire}} = 620.8125 \text{ gmol O}_2/\text{h} \times (79 \text{ gmol N}_2/21 \text{ gmol O}_2) = \underline{2335.4375 \text{ gmol N}_2/\text{h}}$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{\text{N}_2\text{-aire}} &= 2335.4375 \text{ gmol N}_2/\text{h} \times (1 \text{ Kgmol N}_2/1000 \text{ gmol N}_2) \times (28 \text{ Kg N}_2/1 \text{ Kgmol N}_2) \\ &= \underline{65.39225 \text{ Kg N}_2/\text{h}} \end{aligned} \quad (2.4)$$

Con el resultado obtenido, se calcula ahora la masa total del aire estequiométrico de combustión.

$$\dot{m}_{\text{aire-esteq}} = 19.866 \text{ Kg O}_2/\text{h} + 65.39225 \text{ Kg N}_2/\text{h} = \underline{85.258 \text{ Kg aire-esteq/h}} \quad (2.5)$$

Finalmente, se calcula la relación aire/combustible (denotada por r) sobre dos diferentes bases: sin ceniza y con ceniza.

$$\bullet \quad r_{S/ceniza} = \frac{m_{aire-esteq}}{m_{carbón-S/ceniza}} = \underline{9.302 \text{ Kg aire esteq/Kg carbón-S/ceniza}} \quad (2.6)$$

$$\bullet \quad r_{C/ceniza} = \frac{m_{aire-esteq}}{m_{carbón-C/ceniza}} = \underline{8.526 \text{ Kg aire esteq/Kg Carbon-C/ceniza}} \quad (2.7)$$

La relación aire /combustible sobre una base con ceniza, tiene mayor aplicación debido a que expresa las proporciones tal y como se deben de quemar, en una combustión estequiométrica.

2.7.3 DETERMINACION DEL EXCESO DE AIRE DE COMBUSTION.

En la Referencia [6], se establece que el exceso de aire de combustión, en condiciones normales de operación, esta comprendido dentro del rango del 20 al 30 %. Para el caso de este trabajo, el exceso de aire se fija en un 25 %. A continuación, se realizan los cálculos correspondientes.

$$\dot{m}_{aire-exc} = \dot{m}_{aire-esteq} \times 1.25 = 85.258 \text{ Kg aire/h} \times 1.25 = \underline{106.573 \text{ Kg aire/h}} \quad (2.8)$$

$$O_{exc} = 24.833 \text{ Kg/h} \quad (2.8a)$$

$$N_2_{exc} = 81.74 \text{ Kg/h} \quad (2.8b)$$

2.7.4 CALCULO DE LA HUMEDAD EN EL AIRE.

De tablas psicrométricas, a una temperatura de 25°C y a una humedad relativa del 40 %, se tiene de la Ref. [21]:

$$Hu = \text{Humedad presente por Kg de aire} = 0.0063 \text{ Kg H}_2\text{O/kg aire}$$

$$H_{Ta} = \text{Humedad total en el aire de combustion} = \dot{m}_{aire-exc} \times Hu \quad (2.9)$$

$$H_{Ta} = (106.573 \text{ Kg aire/h}) \times (0.0063 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg aire}) = 0.671 \text{ Kg H}_2\text{O/h}$$

$$\dot{m}_{a-seco} = \dot{m}_{aire-exc} - H_{Ta} = \underline{105.901 \text{ Kg aire seco/h}} \quad (2.10)$$

Ahora se corrigen las cantidades de O_2 y N_2 para un flujo de aire seco:

$$O_2 \text{ corr} = 24.833 \times (105.901/106.573) = 24.676 \text{ Kg } O_2/h. \quad (2.10a)$$

$$N_2 \text{ corr} = 81.74 \times (105.901/106.573) = 81.225 \text{ Kg } N_2/h. \quad (2.10b)$$

2.7.5 COMPOSICION DE LOS GASES DE COMBUSTION.

H_{TGC} = Humedad total en el flujo de gases de combustión

$$H_{TGC} = H_{Ta} + H_{u \text{ combustible}} + H_{u \text{ formada}} \quad (2.11)$$

$$H_{TGC} = 0.671 + 0.82 + 3.42 = \underline{4.911 \text{ Kg } H_2O/h}$$

N_{2TGC} = Nitrógeno total en el flujo de gases de combustión

$$N_2 \text{ TGC} = N_2 \text{ corr} + N_{2 \text{ combustible}}$$

$$N_2 \text{ TGC} = 81.225 + 0.130 = \underline{81.355 \text{ Kg } N_2/h.} \quad (2.12)$$

O_{2TGC} = Oxígeno total en el flujo de gases de combustión

$$O_{2TGC} = O_2 \text{ corr} - O_2 \text{ estequiométrico}$$

$$O_{2TGC} = 24.676 - 19.866 = 4.81 \text{ Kg } O_2/h \quad (2.13)$$

La siguiente tabla presenta la composición de los gases de la combustión del carbón, la cual se ha efectuado de modo ideal y con un 25 % de exceso de aire.

Tabla 2.4.- Composición calculada de los gases de combustión.

GASES DE COMBUSTION	PM	Kg/h	% Peso	gmo/h	% vol
CO ₂	44	24.530	21.19	557.50	14.34
H ₂ O	18	4.911	4.24	272.85	7.02
SO ₂	64	0.132	0.11	2.06	0.05
N ₂	28	81.355	70.30	2 905.54	74.72
O ₂	32	4.810	4.16	150.31	3.87
TOTALES		115.738	100.00	3 888.26	100.00

2.8 DETERMINACION DE LA TEMPERATURA ADIABÁTICA DE FLAMA.

Para poder calcular la temperatura adiabática de flama se establecen las siguientes suposiciones:

1.- La temperatura de la flama en el interior del horno es homogénea, desde la zona de entrada de la mezcla aire-combustible hasta la zona de salida de los gases de combustión.

2.- El aislamiento del horno es perfecto, de tal forma que no existen pérdidas de calor en los alrededores (condición adiabática).

De acuerdo con Eckart y Weisman [Ref. 3], la expresión más general para poder aproximar la temperatura promedio real de flama es la siguiente:

$$\sum_j n_j (Q_o)_j = \sum_i \frac{m_i}{M_i} (c_p)_{m,i} (T_s + T_o) + m_w h_{fg} - (c_p)_{m,a} (T_{air} - T_o) \frac{m_a}{M_a} + Q_o m_f \quad (2.14)$$

donde:

Q_o = Calor de combustión por unidad de masa de combustible, (Kcal / Kg).

n_j = Número de moles del componente j en la masa del combustible

M_i = Peso molecular del componente i , presente en los gases de combustión.

M_a = Peso molecular del aire.

$(c_p)_{m,i}$ = Calor específico molar promedio del componente i entre T_o y T_s , (Kcal/Kg mol °C).

$(c_p)_{m,a}$ = Calor específico molar promedio del aire entre T_o y T_{air} , (Kcal/Kg mol °C).

m_i = Masa del componente i presente en los gases de combustión, (Kg).

m_w = Masa del vapor de agua producida por m_f Kg de combustible, (Kg).

m_a = Masa de aire de combustión, (Kg).

m_f = Masa del combustible, (Kg).

T_s = Temperatura de los gases de salida o

Temperatura real promedio de flama, (°C).

T_o = Temperatura ambiente o de referencia, (°C).

T_{air} = Temperatura del aire a la entrada del quemador, (°C).

h_{fg} = Calor de vaporización del agua a T_o , (Kcal/Kg).

Q_i = Calor perdido por unidad de masa de combustible, (Kcal/Kg).

El término Q_{mf} , en la ecuación 2.14, se refiere a las pérdidas del calor que se transfiere a las paredes del horno. Dicho término, si es posible estimarlo, permite evaluar la Temperatura real promedio de flama; de lo contrario solamente se obtendrá la temperatura teórica o Temperatura adiabática de flama. Para los casos siguientes no se toma en cuenta dicho término.

CASO NO. 1:

En este primer caso consideramos que el aire de combustión entra a la cámara a temperatura ambiente ($T_o = T_{aire}$), y $h_{fR}m_w$ es muy pequeño. Entonces la expresión anterior se reduce a la siguiente:

$$\sum_j n_j(Q_o)_j = \sum_i \frac{m_i}{M_i}(c_p)_{mi}(T_i - T_o) \quad (2.15)$$

Para poder valuar los calores específicos de las diferentes especies componentes de los gases de combustión se recurre a las siguientes expresiones en función de la temperatura (en °C), citadas en la Ref. [3].

$$(c_p)_{CO_2, SO_2} = 9.085 + 2.4 \times 10^{-3} T - 2.77 \times 10^{-7} T^2 \quad (\text{Kcal/Kg mol } ^\circ\text{C}) \quad (2.16)$$

$$(c_p)_{H_2O} = 8.361 + 4.92 \times 10^{-4} T + 4.46 \times 10^{-7} T^2 \quad (\text{Kcal/Kg mol } ^\circ\text{C}) \quad (2.17)$$

$$(c_p)_{N_2, O_2, CO} = 6.935 + 3.38 \times 10^{-4} T + 0.43 \times 10^{-7} T^2 \quad (\text{Kcal/Kg mol } ^\circ\text{C}) \quad (2.18)$$

Para establecer la ecuación correspondiente a este primer caso, se tiene que $T = T_s$ (que es la incógnita), $T_{aire} = T_o = 25^\circ\text{C}$ y los valores del término m_i/M_i , para cada especie correspondiente se tienen en la tabla anterior en gmol/h, es por eso que se convierte a Kg mol/h para estar acorde con las unidades de la ec. (2.15). Además:

$$\sum_j n_j(Q_o)_j = \dot{m}_f \times P_C = 10 \text{ kg/h} \times 6,777 \text{ Kcal/Kg} = 67,770 \text{ Kcal/h} \quad (2.19)$$

Sustituyendo valores en la ec. (2.15), y simplificando se tiene la siguiente ecuación:

$$9.809 \times 10^{-8} T_s^3 + 2.508 \times 10^{-3} T_s^2 + 28.494 T_s - 68,483.931 = 0 \quad (2.20)$$

Resolviendo la ec. (2.10), se obtiene:

$$T_s = \underline{2,017.1} \text{ } ^\circ\text{C}.$$

CASO NO. 2:

Se considera ahora el caso en el que el aire de combustión se precalienta hasta una temperatura de 250°C, esto es con el objeto de mostrar el efecto del precalentamiento. Además, se incluye el término $m_w h_{fg}$

$$\sum_j n_j (Q_o)_j = \sum_i \frac{m_i}{M_i} (c_p)_{m,i} (T_s - T_o) - (c_p)_{m,a} (T_{aire} - T_o) \frac{m_a}{M_a} + m_w h_{fg} \quad (2.21)$$

Para evaluar el calor específico molar promedio del aire, se utiliza la expresión (2.18), ya que se compone principalmente de O₂ y N₂, a una temperatura de $T_{aire} = 250$ °C, obteniendo: $(c_p)_{m,a} = 7.022$ Kcal/Kgmol °C.

$$\frac{m_a}{M_a} = \frac{105.901 \text{ Kg}_{\text{aire-sec}}/\text{h}}{28.97 \text{ Kg}/\text{Kgmol}} = 3.655 \text{ Kgmol/h} \quad (2.22)$$

$$(c_p)_{m,a} (T_{aire} - T_o) \frac{m_a}{M_a} = 5,774.87 \text{ Kcal/h} \quad (2.23)$$

Para evaluar el término $m_w h_{fg}$, primero se obtiene de tablas de vapor h_{fg} @ 250 °C en propiedades de vapor saturado, obteniendo: $h_{fg} = 409.907$ Kcal/Kg. La masa del agua se tiene calculada y es igual a $m_w = \text{HTGC} = 4.911$ Kg H₂O/h. Entonces:

$$m_w h_{fg} = 2013.219 \text{ Kcal/h} \quad (2.24)$$

Como los otros términos de la ec. (2.21) se evaluaron en el caso anterior, se sustituye ahora los términos restantes. Realizando las operaciones indicadas, simplificando e igualando a cero, se obtiene la siguiente expresión:

$$9.809 \times 10^{-8} T_s^3 + 2.508 \times 10^{-3} T_s^2 + 28.494 T_s - 72,245.582 = 0 \quad (2.25)$$

Resolviendo dicha ecuación, resulta:

$$\underline{T_s = 2,110.9 \text{ °C.}}$$

Este último resultado es el valor de la **Temperatura adiabática de flama**.

Comparando las temperaturas obtenidas en ambos casos se observa una diferencia cerca del orden de los cien grados centígrados por efecto del precalentamiento del aire de combustión.

2.9 DETERMINACION DE LA CANTIDAD DE CALOR QUE SALE CON LOS GASES DE COMBUSTION.

Tomando en consideración que la mayoría de los componentes de las cenizas tienen una temperatura de fusión superior a 1200 °C [Ref. 4], se fija la temperatura de los gases de combustión a la salida del horno ($T_{s\text{alida}}$) en 1100 °C, la cual es una temperatura similar a la que se tiene en la salida de hornos de calderas para generación de electricidad.

Para poder determinar la mencionada cantidad de calor, se utiliza la expresión que a continuación se presenta:

$$Q_{gc-salida} = \sum_i \frac{m_i}{M_i} (c_p)_{m,i} (T_{salida} - T_o) \quad (2.26)$$

Sustituyendo valores y simplificando:

$$Q_{gc-salida} = 9.809 \times 10^{-8} T_s^3 + 2.508 \times 10^{-3} T_s^2 + 28.494 T_s - 713.931 \quad (2.27)$$

Cuando $T_s = T_{salida} = 1100$ °C, se determina que:

$$Q_{gc-salida} = 33,794.8 \text{ Kcal/h}$$

2.10 DETERMINACION DEL CALOR ABSORBIDO EN EL HORNO.

Para poder estimar dicha cantidad de calor, se parte del siguiente balance de calor:

$$Q_{fa} = Q_f + Q_a = m_f \times P_C + \frac{m_o}{M_a} (c_p)_{m,a} (T_{aire} - T_o) \quad (2.28)$$

donde Q_{fa} es el calor total liberado en el horno, y es la suma del calor liberado en el horno por el combustible (Q_f), más el calor introducido al horno por el aire precalentado (Q_a). Ambos términos han sido evaluados anteriormente, por lo tanto:

$$Q_{fa} = 67,770 + 5,774.87$$

$$Q_{fa} = 73,544.87 \text{ Kcal/h}$$

El calor absorbido en el horno (Q_{ah}) viene dado por la diferencia entre el calor liberado en el mismo y el calor que sale con los gases de combustión, esto es:

$$Q_{ah} = Q_{fa} - Q_{g\text{-salida}} = 73,544.87 - 33,794.8 \quad (2.29)$$

$$Q_{ah} = 39,750.1 \text{ Kcal/h}$$

Los porcentajes correspondientes de Q_{fa} , calor total liberado en el horno, son los siguientes:

$$\%Q_{g\text{-salida}} = 45.95 \% \quad (2.29a)$$

$$\%Q_{ah} = 54.05 \% \quad (2.29b)$$

2.11 DIMENSIONAMIENTO DEL HORNO.

Para poder efectuar el dimensionamiento, se necesita calcular primero el flujo volumétrico de los gases de combustión en el horno. Con el empleo de la ecuación de los gases ideales, se puede calcular la densidad de los gases de combustión.

$$\text{De } PV = n\bar{R}T_h \quad (2.30)$$

$$\text{con } n = \frac{m}{M_o}, \text{ se deduce: } \bar{p}_c = \frac{P\bar{M}_o}{\bar{R}T_h} \quad (2.31)$$

donde:

\bar{p}_c → Densidad promedio de los gases de combustión a T_h , (Kg/m³),

\bar{R} → Constante universal de los gases, y $\bar{R} = 8.3143 \text{ KJ/Kg mol}^\circ\text{K}$,

T_h → Temperatura promedio de los gases de combustión en el horno, ($^\circ\text{C}$),

P → Presión atmosférica, para Cuernavaca $P = 655 \text{ mm Hg} = 87.34 \text{ KPa}$.

\bar{M}_o → Peso molecular promedio de los gases de combustión, el cual se calcula mediante la expresión siguiente:

$$\bar{M}_o = \sum_i f_i M_i \quad (2.32)$$

donde f_i y M_i son respectivamente, la fracción volumétrica y el peso molecular de la especie i , ambos valores para cada especie que componen los gases de combustión (CO_2 , H_2O , SO_2 , N_2 , y O_2) se tienen consignados en la tabla 2.4. Así que al sustituir los valores correspondientes en la ec. (2.32), se obtiene:

$$\bar{M}_o = 29.768 \text{ Kg/Kg mol}$$

T_h es el promedio de la temperatura de los gases de combustión a la salida del horno ($T_{salida} = 1100$ °C) y de la temperatura máxima de flama. Esta última se obtiene de la literatura (para condiciones similares a las manejadas en este análisis), así de la Ref. [17], $T_{máx} = 1500$ °C. Con estos datos, entonces:

$$T_h = 1300 \text{ °C}$$

Al sustituir en la ec.(2.31) los valores encontrados, resulta:

$$\bar{\rho}_{gc} = 0.1869 \text{ Kg/m}^3$$

Si el flujo volumétrico esta dado por: $\dot{V}_{gc} = \frac{\dot{m}_{gc}}{\bar{\rho}_{gc}}$ (2.33)

Donde \dot{m}_{gc} es el flujo másico de los gases de combustión y, en la tabla 2.4, tiene un valor de 115.738 Kg/h. Por lo tanto:

$$\dot{V}_{gc} = 619.251 \text{ m}^3/\text{h}$$

De la literatura se tiene que el rango del tiempo de residencia (t_r), para carbón pulverizado, de acuerdo con Hedley y Anderson [Ref. 6], es de **1.5 a 3 segundos**.

Para poder optimizar el tamaño del horno es necesario calcular el volumen, diámetro y longitud del mismo, tomando en consideración diferentes tiempos de residencia. Así de esta manera, se efectuarán los cálculos tomando incrementos de 0.25 segundos, en el rango de tiempo anteriormente descrito.

Además, se considera que existe una relación lineal entre el flujo másico de combustible y los gases de combustión producidos, lo anterior con el objeto de inferir los tiempos de residencia correspondientes a un flujo másico de combustible de 6 Kg/h, que tendrían lugar en el horno previamente dimensionado. Esto es con la finalidad de poder establecer el rango de flujos másicos de carbón, que se pudieran manejar en el horno, cumpliendo con los tiempos de residencia establecidos.

Para calcular el volumen del horno puede obtenerse una expresión simplificada, aplicando las siguientes ecuaciones:

$$\dot{m} = A \bar{v} \rho_f \quad (2.34)$$

donde:

\dot{m} → Flujo másico de los productos de combustión (Kg/s),

A → Area transversal del horno (m²),

\bar{v} → Velocidad media de los productos de combustión en el horno (m/s),

ρ_f → Densidad promedio de los productos de combustión (Kg/m³),

$$\bar{v} = \frac{l}{t_r} \quad (2.35)$$

donde:

l → Longitud del horno (m),

t_r → Tiempo de residencia (s),

Se obtiene:

$$V_h = \dot{V}_{gc} \times t_r \quad (2.36)$$

donde:

V_h → Volumen del horno (m³),

\dot{V}_{gc} → Flujo volumétrico de los productos de combustión (m³/s).

Como se ha elegido una configuración cilíndrica del horno, el volumen del horno está dado por:

$$V_h = \frac{\pi}{4} D^2 l \quad (2.37)$$

De la revisión de los diferentes hornos experimentales reportados en la bibliografía (sección 1.5), que tienen características análogas a las aquí abordadas, se ha concluido que la relación más recomendable entre la longitud (l) y el diámetro (D) del horno es:

$$\frac{l}{D} = 5 \quad (2.38)$$

Despejando l en (2.38), y sustituyendo en (2.37) para obtener una expresión en función de V_h para poder calcular D . Se tiene:

$$D = \sqrt{\frac{4V_h}{5\pi}} \quad (2.39)$$

Ahora con el rango de tiempo de residencia y con las ecuaciones (2.36), (2.38) y (2.39), se tabula los valores de la tabla 2.5.

Tabla 2.5.- Resultados de los cálculos de las dimensiones del horno, correspondientes a los diferentes tiempos de residencia.

t_r (seg) ($\dot{m}_f = 10$ Kg/h)	V_h (m ³)	D (m)	l (m)	t_r (seg) ($\dot{m}_f = 6$ Kg/h)
1.5	0.258	0.404	2.018	2.500
1.75	0.301	0.425	2.124	2.917
2.00	0.344	0.444	2.221	3.333
2.25	0.387	0.462	2.310	3.750
2.50	0.430	0.478	2.392	4.167
2.75	0.473	0.494	2.469	4.583
3.00	0.516	0.508	2.542	5.000

En el caso de la última columna, el cálculo correspondiente a los tiempos de residencia para un flujo másico de carbón pulverizado (\dot{m}_f) de 6 Kg/h, se realizó aplicando la ec. (2.36), en la cual, el flujo volumétrico de los gases de combustión en el horno ($\dot{V}_{gc}(6 \text{ Kg/h})$), para una misma temperatura promedio, se calculó dividiendo $\dot{V}_{gc}(10 \text{ Kg/h})$ (el cual ya se tenía calculado) entre 10 Kg/h, obteniendo así un flujo volumétrico de gases de combustión por Kg de carbón, el resultado simplemente se multiplicó por el flujo másico correspondiente y se obtuvo $\dot{V}_{gc}(6 \text{ Kg/h})$.

Para la selección de las dimensiones del horno, se recurre a la tabla 2.5. En ella se revisa que los distintos tiempos de residencia ($t_r(10 \text{ Kg/h})$ y $t_r(6 \text{ Kg/h})$), caigan dentro del rango establecido (1.5 seg. $< t_r < 3$ seg.). Como se observa solo dos renglones cumplen la condición enunciada, y así las posibles dimensiones son las ahí señaladas. No obstante, el renglón correspondiente a $t_r(10 \text{ Kg/h}) = 1.5$ seg. se descarta por ser un valor crítico. Así con un cierto margen de seguridad, las dimensiones teóricas del horno seleccionadas son:

$$\underline{D = 0.425 \text{ m}} \quad \underline{l = 2.124 \text{ m}} \quad \underline{V_h = 0.301 \text{ m}^3}$$

Con estas dimensiones es posible manejar un rango de flujo de carbón pulverizado de 6 a 10 Kg/h, con un exceso de aire de combustión del 25 %, además de asegurar que los respectivos tiempos de residencia serán los adecuados.

2.11.1 CALCULO DE LA TEMPERATURA PROMEDIO DE FLAMA.

La ecuación (2.14) permite determinar la temperatura promedio de flama, partiendo de una serie de simplificaciones. En dicha ecuación se han evaluado anteriormente todos los términos, con excepción del término $Q_1 \dot{m}_f$, que se refiere al calor transferido por radiación a las paredes del horno. Para el cálculo de este término se utiliza la ecuación (2.40).

$$Q_{rad-net} = A_T \sigma [(\epsilon_G)_f T_f^4 - (\epsilon_G)_c T_c^4] \quad (2.40)$$

$Q_{rad-net}$ → Calor radiado a las paredes del horno, (W),

A_T → Area lateral del horno, (m²),

σ → Constante de Stefan-Boltzmann, y $\sigma = 5.67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}^4$,

$(\epsilon_G)_f$ → Emisividad de los gases de flama a T_f ,

$(\epsilon_G)_c$ → Emisividad de los gases de flama a T_c ,

T_f → Temperatura absoluta de los gases de flama, (°K),

T_c → Temperatura absoluta de pared, (°K),

Para estimar las emisividades de los gases de flama se utiliza el procedimiento presentado por Weisman y Eckart, en la Ref. [3].

Primero, el área efectiva radiada es el área lateral del horno:

$$A_T = \pi D l = 2.835 \text{ m}^2 \quad (2.41)$$

La longitud promedio de flama (L_m), se calcula con:

$$L_m = 3.52 \frac{V_g}{A_T} \quad (2.42)$$

Donde V_g es el volumen del gas confinado y A_T tiene su significado previo; por tanto, si $V_g = V_h = 0.301 \text{ m}^3$, entonces

$$L_m = 0.3738 \text{ m}$$

Posteriormente, se emplea una gráfica (la cual se presenta en la página 146, de la referencia [3]), dada en los términos, por el lado de las ordenadas, del producto de L_m por la suma de las presiones parciales del CO_2 y del H_2O , y por el lado de las abscisas, del producto de la emisividad por la temperatura absoluta. Esta gráfica simplifica demasiado el cálculo para aproximar las emisividades de la flama.

Para aplicar este método se hace la suposición de que la flama se compone únicamente de CO_2 y H_2O en forma de vapor, (en virtud de que sus emisividades son significativas, junto con las del SO_2 y CO , en comparación con las de otros gases, como el N_2 y el O_2). El SO_2 y el CO , en este cálculo se desprecian, debido a que se presentan en pequeñas cantidades en comparación con el CO_2 y el vapor de agua.

En la gráfica existe una familia de curvas, correspondiendo cada una al parámetro dado por la razón de las presiones parciales citadas ($P_{\text{H}_2\text{O}}/P_{\text{CO}_2}$). En vista de que las presiones parciales del CO_2 y del H_2O corresponden a la fracciones volumétricas molares, se tiene:

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0702 \times P_{\text{atm}} = 0.0613 \text{ Bar} \quad (2.42)$$

En esta expresión $P_{\text{atm}} = 0.8734 \text{ Bar}$

$$P_{\text{CO}_2} = 0.1434 \times P_{\text{atm}} = 0.1252 \text{ Bar} \quad (2.43)$$

Entonces:

$$P_{\text{H}_2\text{O}}/P_{\text{CO}_2} = 0.4896 \approx 0.5$$

El otro término para entrar a la gráfica es: $L_m(P_{\text{CO}_2} + P_{\text{H}_2\text{O}}) = 0.07 \text{ Bar}\cdot\text{m}$.

Entrando a la gráfica con ambos valores, encontramos: $\epsilon_G T = 125 \quad (2.44)$

De esa ecuación despejamos la emisividad: $\epsilon_G = \frac{125}{T}$ (2.45)

La Temperatura de pared del horno, de acuerdo a Hedley y Anderson [Ref.6], para lograr estabilidad en la flama, debe de ser del orden de 1,000 °C. Entonces para este cálculo se toma dicho valor. Pasando esta Temperatura de (°C) a (°K), se tiene:

$$T_c = 1,000 + 273 = 1,273 \text{ °K}$$

La emisividad correspondiente, aplicando la ec. (2.45), es:

$$\text{Para } T_c = 1273 \text{ °K, } \epsilon_G = 0.09819$$

La emisividad correspondiente cuando $T = T_f$, es:

$$\epsilon_G = \frac{125}{T_f} \quad (2.46)$$

Sustituyendo la ecuación (2.46) y todos los valores conocidos, en la ec. (2.40), simplificando y haciendo la conversión de unidades adecuadas, para que las unidades de calor resulten en (Kcal/h) y también para que la temperatura T_f se exprese en (°C). Así, de esta forma, se obtiene la siguiente expresión de tercer orden en función de la temperatura de flama:

$$Q_{rad-net} = 1.727 \times 10^{-5} T_f^3 + 1.415 \times 10^{-2} T_f^2 + 3.8623 T_f - 35,284.641 \quad (2.47)$$

Para poder calcular la temperatura real promedio de flama, se utiliza la ec. (2.14).

Como se había señalado, el termino $Q_1 \dot{m}_f$ corresponde al $Q_{rad-net}$ que ya se ha establecido. Entonces se sustituye la ec. (2.47) en la ec. (2.14), los demás términos de esta última ecuación ya se tienen evaluados; haciendo las simplificaciones respectivas e igualando a cero, resulta la siguiente expresión:

$$1.7372 \times 10^{-5} T_f^3 + 1.6655 \times 10^{-2} T_f^2 + 32.3568 T_f - 107,530.2222 = 0 \quad (2.48)$$

Al resolver la ecuación (2.48), obtenemos la **Temperatura real promedio de los gases de Flama** en el horno:

$$\underline{T_f = 1294.8 \text{ °C}}$$

Sustituyendo esta temperatura en la ec. (2.47), resulta:

$$\text{Para } T_f = 1294.8 \text{ °C, } Q_{rad-net} = 30,933.23 \text{ Kcal/h.}$$

2.11.2 EFECTO DE LA DISOCIACIÓN EN LA TEMPERATURA DE FLAMA.

En los cálculos anteriores se hizo caso omiso del efecto de la disociación química de los gases de combustión en la temperatura de flama. La razón es que el efecto de la disociación adquiere importancia, en temperaturas de flama superiores a los 1,800 °C [Ref. 18].

A continuación se realiza un cálculo para justificar la omisión del efecto de disociación sobre la temperatura promedio de flama. El procedimiento utilizado se basa en los principios expuestos por Sarkar, en la referencia [19].

El calor absorbido (Q_{dis}) en el proceso de disociación química de los gases de combustión, se puede calcular por:

$$Q_{dis} = \dot{m}_{gc} \sum_i \alpha_i \Delta H_i f_i \quad (2.49)$$

donde:

\dot{m}_{gc} → Flujo total de los gases de combustión, en (Kgmol/h),

α_i → Grado de disociación de la especie i , (adim.),

f_i → Fracción volumétrica de la especie i , (adim.),

ΔH_i → Calor específico de disociación de la especie i , (Kcal/Kgmol),

Los calores específicos de disociación del CO_2 y del H_2O , son:

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = + 57,798 \text{ Kcal/kgmol},$$

$$\Delta H_{\text{CO}_2} = + 67,636 \text{ Kcal/Kgmol},$$

En la tabla 7.5 de la Ref. [19], se pueden encontrar los valores respectivos de $\alpha_{\text{H}_2\text{O}}$ y α_{CO_2} , entrando con la temperatura mínima tabulada en la tabla, de 1,400 °C, obteniéndose:

$$\alpha_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0019$$

$$\alpha_{\text{CO}_2} = 0.0039$$

Las fracciones volumétricas del CO_2 y H_2O , las tenemos en la tabla 2.4 y son:

$$f_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0702$$

$$f_{\text{CO}_2} = 0.1434$$

El flujo total de los gases de combustión (\dot{m}_{gc}) se tiene también en la tabla 2.4, y es:

$$\dot{m}_{gc} = 3.88826 \text{ Kgmol/h}$$

Sustituyendo valores en la ec. (2.49), se obtiene:

$$Q_{dis} = 177.05 \text{ Kcal/h}$$

El valor calculado es muy pequeño en comparación con el calor liberado en el horno, no obstante para mostrar el mencionado efecto, agregamos este valor a la ecuación (2.14), simplificamos y resolvemos, resultando una temperatura real promedio de flama de:

$$T_f = 1,293.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Comparando la temperatura obtenida en el apartado anterior (1294.8 $^\circ\text{C}$) con esta última, se observa que su variación es insignificante, pudiendo haber otras fuentes de error más importantes que incidirán directamente en la magnitud de dicha temperatura, por lo tanto, se justifica omitir dicho efecto en el rango manejado en este estudio.

2.11.3 AISLAMIENTO DEL HORNO.

Anteriormente se encontró la cantidad de calor que el horno absorbe (Q_{ah}), esta cantidad, después de alcanzar la temperatura de pared requerida en el horno para las condiciones de estabilidad en el encendido, es la misma que se tiene que remover (Q_{TH}) mediante el sistema de enfriamiento.

$$Q_{ah} = 39,750.1 \text{ Kcal/h}$$

Esta cantidad representa el calor transferido por la flama al horno, mediante los mecanismos de transferencia de calor. A este respecto cabe señalar, que la transferencia de calor en el interior del horno se efectúa casi en su totalidad por radiación (en la Ref. [4] se estima alrededor del 95 %).

Se puede establecer un sistema para la transferencia de calor en el horno, partiendo de las simplificaciones enunciadas al principio del capítulo. Haciendo un corte transversal sobre el eje del horno cilíndrico, como se muestra en el esquema siguiente.

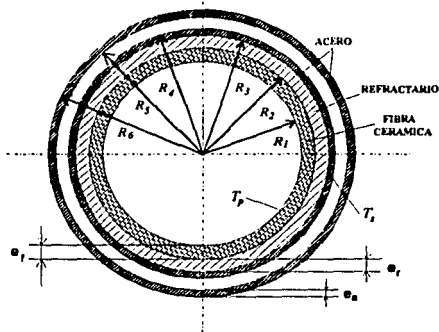


Figura 2.1.- Corte transversal del horno.

En el esquema anterior, las literales representan:

- T_p → Temperatura de la pared del horno ($^{\circ}\text{C}$),
 T_s → Temperatura de la placa de acero, por el lado exterior, ($^{\circ}\text{C}$),
 k_f → Conductividad térmica de la fibra cerámica ($\text{Kcal/h m }^{\circ}\text{C}$),
 k_r → Conductividad térmica del refractario ($\text{Kcal/h m }^{\circ}\text{C}$),
 k_a → Conductividad térmica del acero ($\text{Kcal/h m }^{\circ}\text{C}$),
 e_f → Espesor de la fibra cerámica (m),
 e_r → Espesor del refractario (m),
 e_a → Espesor de la placa de acero (m),
 R_1, R_2, R_3 y R_4 → Radios (m).

La expresión que relaciona los parámetros anteriores es la siguiente:

$$Q_{TH} = \frac{2\pi L(T_p - T_{wa})}{\frac{\ln(R_1/R_4)}{k_f} + \frac{\ln(R_3/R_2)}{k_r} + \frac{\ln(R_4/R_3)}{k_a} + \frac{1}{R_4 h_w}} \quad (2.50)$$

donde:

- T_{wa} → Temperatura promedio del agua de enfriamiento ($^{\circ}\text{C}$),
 h_w → Coeficiente convectivo de transf. de calor por el lado del agua ($\text{Kcal/h }^{\circ}\text{C m}^2$),
 L → Longitud del horno (m),

Estableciendo los siguientes puntos:

- La temperatura de pared del horno tiene un valor de $T_p = 1000$ $^{\circ}\text{C}$.
- El espesor de la placa de acero será el espesor estandar recomendado en la Ref. [20], el cual es $e_a = 0.9525$ cm ($e_a = 3/8$ plg). La conductividad térmica del acero es $k_s = 46.4$ $\text{Kcal/h }^{\circ}\text{C m}^2$.
- El espesor de la fibra cerámica será de 2.54 cm (1 plg), de acuerdo con los datos reportados en la Ref. [6], y con los datos comerciales disponibles. Además en estos últimos, se reporta la conductividad térmica para el tipo comercial de fibra cerámica seleccionada, la cual es $k_f = 0.40$ $\text{Kcal/h m }^{\circ}\text{C}$.
- El espesor del refractario se fijará en 2.54 cm (1 plg), debido a que su conductividad térmica ($k_r = 4.02$ $\text{Kcal/h m }^{\circ}\text{C}$) es muy elevada en comparación con la de la fibra cerámica, lo cual indica que el aislamiento crítico será la fibra cerámica. El espesor fijado permitirá dar consistencia estructural y funcional al aislamiento del horno (resistencia mecánica).

- La temperatura del agua de enfriamiento a la entrada del sistema, es la temperatura ambiente, la cual se supondrá constante de $T_e = 25\text{ }^\circ\text{C}$.
- La temperatura del agua de enfriamiento a la salida del sistema, se fijará en $T_s = 50\text{ }^\circ\text{C}$.

Retomando las dimensiones calculadas del horno, se tiene que $L = l = 2.12\text{ m}$, y $D = 0.43\text{ m}$. Entonces los radios R_i , se calculan así:

$$\begin{aligned} R_1 &= r = D/2 = 0.215\text{ m} \\ R_2 &= r + e_f = 0.2404\text{ m} \\ R_3 &= r + e_r = 0.2658\text{ m} \\ R_4 &= r + e_a = 0.2753\text{ m} \end{aligned}$$

La temperatura promedio del agua de enfriamiento entre $T_e = 25\text{ }^\circ\text{C}$ y $T_s = 50\text{ }^\circ\text{C}$, es $T_{wa} = 37.5\text{ }^\circ\text{C}$. Como ya se han evaluado todos los términos en la ec. (2.50), a excepción del coeficiente convectivo h_w . Despejando h_w de la ec. (2.50), se obtiene la siguiente expresión:

$$h_w = \frac{1}{R_4 \left[\frac{2\pi l (T_p - T_{wa})}{Q_{TH}} - \left(\frac{\ln(R_2 / R_1)}{k_f} + \frac{\ln(R_3 / R_2)}{k_r} + \frac{\ln(R_4 / R_3)}{k_s} \right) \right]} \quad (2.51)$$

Sustituyendo los valores respectivos en la anterior ecuación, se encuentra que:

$$h_w = 206.2\text{ Kcal/h }^\circ\text{C m}^2 \quad (2.51a)$$

2.11.4 CALCULO DEL FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO DEL HORNO.

El resultado obtenido indica el valor que se tiene que alcanzar para poder retirar la cantidad Q_{TH} de calor del horno. Para conocer el flujo másico de agua de enfriamiento se recurre la expresión que a continuación se escribe:

$$Q_{TH} = \dot{m}_w C_{pw} (T_s - T_e) \quad (2.52)$$

$$\text{De aquí: } \dot{m}_w = \frac{Q_{TH}}{C_{pw} (T_s - T_e)} \quad (2.53)$$

El calor específico del agua (C_{pw}) correspondiente a una temperatura promedio de $37.5\text{ }^\circ\text{C}$, es $C_{pw} = 0.9985\text{ Kcal/Kg }^\circ\text{C}$. Sustituyendo valores en la ec. (2.52), se obtiene:

$$\dot{m}_w = 1592.39 \text{ Kg/h}$$

Si la densidad del agua a 37.5 °C es $\rho_{H_2O} = 995 \text{ Kg/m}^3$, se tiene que el flujo volumétrico del agua es:

$$\dot{V}_w = 1.6 \text{ m}^3/\text{h} = 1,600 \text{ lt/h}$$

2.11.5 CALCULO DEL COEFICIENTE CONVECTIVO DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR EL LADO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO (h_w).

Suponiendo un espaciamiento entre los cilindros concéntricos de placa de acero de 2.5 cm, en el cual circulará el agua de enfriamiento del horno, se puede ahora evaluar el coef. convectivo (h_w). El procedimiento utilizado, es el manejado por Kern [Ref. 20]. La fórmula para el cálculo es la siguiente:

$$h_w = \frac{J_H k}{D_{eq}} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/4} \quad (2.54)$$

$$Re_w = \frac{D_{eq} \times G_s}{\mu_s} \quad (2.55)$$

donde:

J_H → Factor de transferencia de calor, (adimensional) y se evalúa con Re_w , en el gráfico de la pág. 943 de la Ref. [20].

k → Conductividad térmica, (Kcal/h m °C)

D_{eq} → Diámetro equivalente (m), y se calcula aplicando:

$$D_{eq} = (D_3^2 - D_1^2) / D_4 \quad (2.56)$$

μ → Viscosidad (Kg/m h),

c → Calor específico (Kcal/Kg °C),

G_s → Masa velocidad (Kg/h m²), y se evalúa mediante:

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{\dot{m}_w}{a_s} \quad (2.57)$$

a_s → Area de flujo (m²), y se calcula con:

$$a_s = \frac{\pi}{4} (D_3^2 - D_1^2) \quad (2.58)$$

Evaluando las propiedades del agua a 37.5 °C, se tiene:

$$\begin{aligned} k_w &= 0.537 \text{ Kcal/h m } ^\circ\text{C} \\ C_{pw} &= 0.9985 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \\ \mu_w &= 2.63 \text{ Kg/m h} \end{aligned}$$

Realizando los cálculos, Con $D_5 = 0.619$ m y $D_4 = 0.569$ m, se tiene: $a_j = 0.0467$ m²,

De (2.55) se obtiene: $D_{eq} = 0.104$ m,

Sustituyendo valores en (2.55): $G_j = 34,132.3$ Kg/h m²,

Evaluando (2.54): $Re_w = 1,355.8$

Con ese valor en la gráfica se obtiene: $J_H = 20$

Sustituyendo los resultados obtenidos, en la ec. (2.54), se encuentra que:

$$h_w = 174.5 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (2.54a)$$

Comparando los valores encontrados para h_w , en (2.51a) y (2.54a), se puede concluir que el espaciamiento seleccionado, entre las placas de los cilindros de acero, es satisfactorio, puesto que el valor encontrado en (2.54a) es inferior al hallado en (2.51a).

2.12 VISTAS DEL HORNO EXPERIMENTAL.

En base en los resultados de los cálculos anteriores, y con las suposiciones establecidas al principio del capítulo, se establecen los siguientes esquemas que permiten observar la configuración del horno diseñado, así como una primera presentación de la disposición de los materiales de construcción.

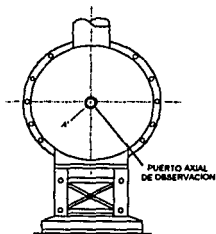


Figura 2.2.- Vista posterior del horno.

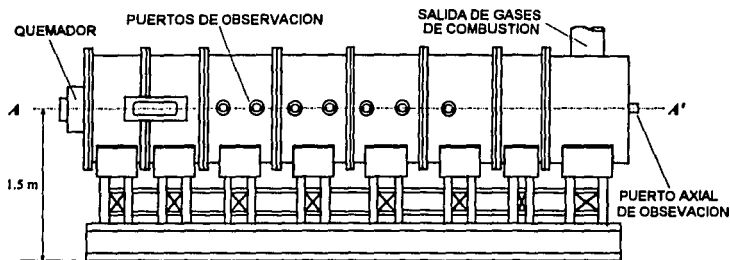


Figura 2.3.- Vista de elevación del horno experimental, mostrando la distribución de las diferentes secciones del horno, así como los puertos de observación. La altura del eje axial del horno, sobre el nivel del piso, es de 1.5 m.

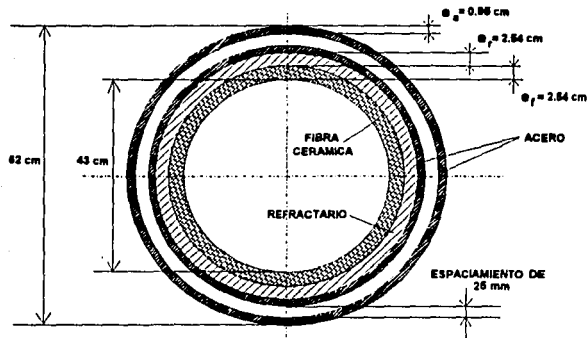
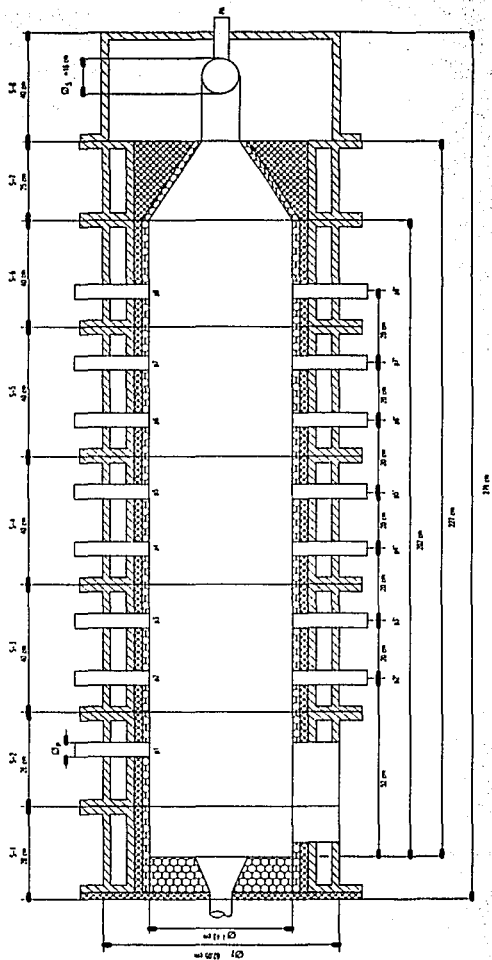


Figura 2.4.- Corte transversal del horno en el que se muestran el arreglo de los materiales y las dimensiones principales del horno.

Figura 2.5.- Vista superior del corte del horno sobre el plano A-A' de la fig. 2.3.



capítulo 3

"SELECCION DE EQUIPOS"

Una vez que se ha establecido el dimensionamiento del horno, se procede a la selección y diseño de los equipos auxiliares para el funcionamiento de éste. Para lo cual, este capítulo se divide en tres partes.

En la primera, siguiendo una ruta lógica en el desarrollo del diseño, se aborda los aspectos básicos del quemador de carbón pulverizado (C.P.).

En la segunda parte, se seleccionan los equipos auxiliares para el tratamiento de los gases de combustión a la salida del horno. En este aspecto, se diseña un intercambiador de calor para el enfriamiento de los gases. Se establece una metodología para el diseño del colector ciclónico de partículas suspendidas en los gases de combustión, y se lleva a cabo su dimensionamiento. Además, se describen algunas de las características fundamentales del sistema de alimentación de combustible y aire de combustión (primario y secundario).

En la tercera parte, se integra la información obtenida mediante la revisión bibliográfica y los cálculos respectivos, para dar como resultado el prototipo del sistema experimental de combustión de carbón pulverizado.

3.1 QUEMADOR DE C.P.

Uno de los dispositivos más importantes dentro del funcionamiento del horno, es el quemador. Como ya se ha mencionado con anterioridad, este equipo se encarga de suministrar y mezclar el carbón pulverizado con el aire de combustión, en las proporciones adecuadas. El diseño del quemador requerido sale de los alcances de este trabajo. No obstante, se presentan las características básicas del mismo.

Existen un gran número de diseños comerciales de quemadores para carbón pulverizado, pero se pueden identificar algunas características comunes a todos éstos. En general, los quemadores tienen un arreglo doblemente concéntrico con un flujo central de la mezcla aire primario-carbón pulverizado, y con aire secundario en el flujo circundante. Además, en la boquilla central tienen un arreglo para la expansión del flujo de la mezcla señalada anteriormente. La geometría del quemador al igual que el nivel de turbulencia, determinan los patrones de flujo y de mezclado, lo cual a su vez determina la ignición del carbón. La figura 3.1 muestra un esquema de un quemador típico de carbón pulverizado.

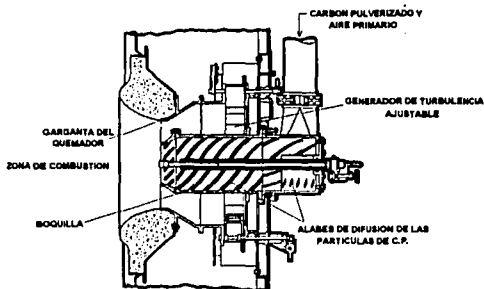


Figura 3.1.- Esquema de un quemador comercial típico de carbón pulverizado [Ref. 4].

Entre las características principales a tomar en cuenta en el diseño de un quemador se tiene a los flujos máxicos de aire primario, aire secundario y carbón pulverizado con los que funcionará, las velocidades que estos flujos deben tener a su paso por los ductos del quemador para poder establecer la velocidad de combustión óptima, la configuración del difusor o concentrador de carbón a emplear, la geometría de la garganta del quemador y la configuración del generador de turbulencia en el flujo de aire secundario.

Es importante hacer notar, que experimentalmente se ha demostrado [Ref. 36] que características cualitativas de la composición del carbón influyen notablemente en la aerodinámica de la flama. Específicamente, en el caso de un carbón bajo en volátiles, se encontró que al quemarse en un quemador producía una flama más larga, en comparación con la obtenida cuando se quemaba en el mismo quemador, un carbón bituminoso alto en volátiles.

Lo anterior conduce a establecer, que la geometría del quemador no es el único factor importante a considerar en el diseño de un sistema de combustión de carbón pulverizado, sino que también es de tenerse presente la calidad del carbón a utilizar.

En las siguientes líneas se describen las principales características de las partes componentes de los quemadores de carbón pulverizado.

Difusores.- Las pruebas realizadas por fabricantes de calderas [Ref. 36] han mostrado que la ignición del se facilita si las partículas de carbón pulverizado son distribuidas como una mezcla densa cerca de las paredes de la boquilla central, o si son deflectadas dentro de la corriente de aire secundario por un difusor. Tales arreglos dan como resultado un mezclado más rápido de los flujos concurrentes. Otro arreglo que también es usual, es el de costillas, el cual concentra el carbón en la periferia de la boquilla y evita que éste se estratifique, al impartirle un movimiento turbulento. Las tres alternativas se presentan en la figura 3.2.



Figura 3.2.- Posibles arreglos para la concentración o difusión del carbón pulverizado en la boquilla del quemador [Ref. 36].

Garganta del quemador (Quart).- La expansión del flujo a la salida del quemador del tipo turbulento (swirl), esta influenciada por la configuración geométrica de la garganta del quemador. Así, éste es usado para controlar la dirección del flujo a la salida del quemador. El rango de ángulos usados va de 25° a 35°.

Generador de turbulencia.- Los principales métodos de generación de turbulencia en quemadores de carbón pulverizado son:

- a).- Generación de turbulencia con entrada tangencial o radial del aire secundario dentro de un ánulo o ducto cilíndrico,
- b).- Generación de turbulencia mediante el uso de álabes gula en un flujo axial.

En la figura 3.3 se muestran estos arreglos.

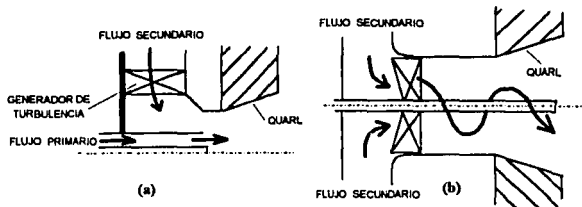


Figura 3.3.- Métodos de generación de turbulencia en el flujo de aire secundario: (a) Generador radial, (b) Generador axial [Ref. 36].

3.2 EQUIPOS AUXILIARES.

3.2.1 INTECAMBIADOR DE CALOR.

El objetivo de este intercambiador es enfriar los gases de combustión a la salida del horno, desde una temperatura de 1,100 °C hasta otra de 250 °C, utilizando como medio refrigerante agua a 25 °C, la cual a la salida del intercambiador, tendrá una temperatura máxima de 50 °C.

Los cálculos del diseño se encuentran en la secc. A-1 del apéndice A. Los resultados de dichos cálculos permitieron diseñar un intercambiador con las siguientes características.

- Arreglo triangular,
- Flujos a contracorriente,
- Flujo del agua, por el lado de la coraza,
- Flujo de gases de combustión, por el lado de los tubos,
- Número de tubos, $N_t = 3$,
- Diámetro interior de la coraza, $ID = 160$ mm,
- Diámetro nominal de los tubos, $d_t = 50.8$ mm,
- Longitud de los tubos, $L = 1000$ mm.
- Espaciamiento entre los tubos, $P_t = 70$ mm,
- Claro entre tubos, $c = 9.4$ mm,
- Espaciamiento entre mamparas, $B = 125$ mm,
- Diámetro de la boquilla, $d_b = 50.8$ mm,
- Caída de presión por el lado de los tubos, $\Delta P_t = 3$ mm-H₂O.
- Caída de presión por el lado de la coraza, $\Delta P_c = 5$ mm-H₂O.

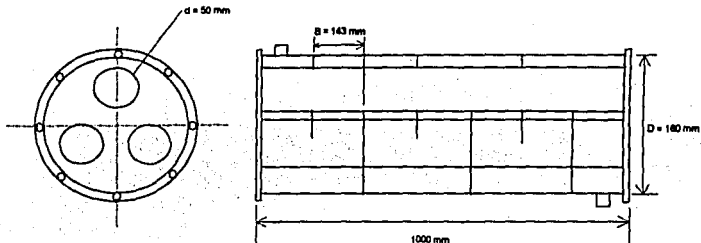


Figura 3.4.- Esquema de la configuración del intercambiador de calor.

3.2.2 SEPARADOR CICLONICO.

Los ciclones se utilizan para separar partículas sólidas pequeñas, de las corrientes de gas, pero su aplicación en general, ha sido restringido en fuentes que emiten partículas grandes (superiores a $10 \mu\text{m}$). Mientras los ciclones no se emplean para la colección de partículas finas (menores a $10 \mu\text{m}$), por otro lado no existe teóricamente límite superior para las eficiencias de colección que se puedan lograr, sin embargo, si existen limitantes de carácter económico.

El colector de partículas de tipo ciclón, es un separador inercial sin partes en movimiento. Un vórtice confinado es el que se forma en el dispositivo, el cual produce fuerzas centrífugas suficientes para llevar las partículas suspendidas a la pared del colector. Aunque este equipo resulta simple, barato y fácil de construir a partir de diferentes materiales, existen pocas aplicaciones donde las eficiencias de colección excedan el 80 o 90 %. Los ciclones con un diámetro del cuerpo, inferior a 9 pulgadas, son diseñados generalmente como ciclones de "alta eficiencia" [Ref. 30].

En una unidad convencional, como la que se muestra en la figura 3.5, las corrientes de gas con partículas suspendidas, entran tangencialmente a la unidad y es forzada dentro de un vórtice en la porción cilíndrica del ciclón.

Es difícil predecir exactamente la eficiencia fraccional de un ciclón a partir de principios básicos. Sin embargo, dada una relación entre la eficiencia fraccional y el tamaño de partícula, para un ciclón de cierta geometría, los efectos de los cambios en las dimensiones del ciclón sobre la eficiencia pueden ser determinados.

El diseño del ciclón puede ser optimizado en términos de la geometría del ciclón, ángulo del cono, etc. Parámetros adicionales sobre el diseño de un ciclón específico (tales como las velocidades de los gases en la entrada y en el interior del mismo) también han sido optimizadas, a través de extensas pruebas de laboratorio. Consecuentemente, las variables que

pueden ser efectivamente manipuladas por el ingeniero de diseño para incrementar la eficiencia del ciclón, son solamente el diámetro del ciclón y la velocidad del flujo de gas.

Para incrementar la eficiencia de colección, se puede incrementar la fuerza centrífuga sobre las partículas haciendo el diámetro del ciclón tan pequeño como sea posible y la velocidad del gas tan alta como se pueda. No obstante, lo anterior también incrementa el costo de la unidad. Una velocidad elevada de entrada provoca una gran caída de presión y, de aquí, también un elevado costo de operación [Ref. 30].

Método de diseño.

Para el diseño del ciclón, aplicando el método de Koch y Lich [Ref. 31], son necesarios los siguientes datos de entrada: el flujo volumétrico de los gases de combustión, la temperatura, densidad y viscosidad de los mismos, el tamaño y densidad de las partículas de ceniza volante a coleccionar, además de establecer un diámetro inicial del ciclón. Dicho método (el cual se describe en el apéndice C) debido al planteamiento de sus ecuaciones, esta estructurado para trabajarse en unidades del Sistema Inglés, por lo tanto, todos los datos de entrada es necesario convertirlos a las unidades respectivas.

Propiedades de los gases de combustión y de la ceniza volante, a la entrada del ciclón.

- La temperatura del flujo de los gases (T_{gs}), a la salida del intercambiador de calor, es de 250 °C (482 °F). Esta es la temperatura a la cual, se supone, entran al ciclón dichos gases.

- La densidad de los gases de combustión ($\bar{\rho}_{gc}$), correspondiente a una temperatura de 250 °C, se puede encontrar con la ec. (3.1):

$$\bar{\rho}_{gc} = \frac{P\bar{M}_o}{\bar{R}T_{gs}} \quad (3.1)$$

donde:

\bar{R} → Constante universal de los gases, y $\bar{R} = 8.3143 \text{ KJ/Kg}\cdot\text{mol}\cdot\text{°K}$,

P → Presión atmosférica, para Cuernavaca $P = 655 \text{ mm Hg} = 87.34 \text{ KPa}$.

\bar{M}_o → Peso molecular promedio de los gases de combustión, $\bar{M}_o = 29.768 \text{ Kg/Kgmol}$.

Sustituyendo, se encuentra que:

$$\bar{\rho}_{gc} = 0.598 \text{ Kg/m}^3 = 0.037 \text{ lb/pie}^3$$

- Con la densidad y con el flujo másico de los gases (\dot{m}_{gc}), se puede calcular el flujo volumétrico:

$$\dot{V}_{gc} = \dot{m}_{gc} / \bar{\rho}_{gc} \quad (3.2)$$

$$\dot{V}_{gc} = 0.0538 \text{ m}^3/\text{s} = 1.899 \text{ pie}^3/\text{s}$$

• La viscosidad promedio de los gases ($\bar{\mu}_{gs}$), correspondiente a la temperatura (T_{gs}), se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$\bar{\mu}_{gs} = \sum_i (f_i \times \mu_i) \quad (3.3)$$

donde:

f_i → Fracción volumétrica de la especie i , y se tiene tabulada para cada componente en la tabla 2.4.

μ_i → Viscosidad dinámica de la especie i , en cP (centipoises).

Como los gases se combustión se componen de CO_2 , SO_2 , H_2O (en forma de vapor), N_2 y O_2 , se debe aproximar la viscosidad $\mu_i @ T_{gs} = 250 \text{ }^\circ\text{C}$, para cada especie.

$$\mu_{\text{CO}_2} = 0.024 \text{ cP}$$

$$f_{\text{CO}_2} = 0.1434$$

$$\mu_{\text{SO}_2} = 0.018 \text{ cP}$$

$$f_{\text{SO}_2} = 0.0702$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 0.020 \text{ cP}$$

$$f_{\text{H}_2\text{O}} = 0.00033$$

$$\mu_{\text{N}_2} = 0.027 \text{ cP}$$

$$f_{\text{N}_2} = 0.7472$$

$$\mu_{\text{O}_2} = 0.030 \text{ cP}$$

$$f_{\text{O}_2} = 0.0386$$

Los valores de las viscosidades ($\mu_i @ T_{gs}$), se obtuvieron de las Referencias [20] y [22].

Entonces, al sustituir los valores encontrados en la expresión (3.3), se obtiene:

$$\bar{\mu}_{gs} = 0.02604 \text{ cP}$$

• El diámetro de las partículas de ceniza volante (suponiendo que tienen una forma esferoidal), que se emplea en este diseño, se toma de la distribución de tamaño de partícula de la tabla 1.8 (Cap. 1).

• La densidad de la ceniza volante (ρ_v), de acuerdo a la Referencia [4], y para efectos del diseño del ciclón, tiene un valor de 881 Kg/m^3 (55 lb/pie^3).

Cabe aclarar, que en la medida de que la ceniza sea más densa, el ciclón será más eficiente debido a que las fuerzas inerciales de las partículas serán mayores. Por tal motivo, el diseño debe realizarse considerando valores de la densidad relativamente bajos.

• Debe suponerse un valor inicial para el diámetro inicial del ciclón (D_{ci}), en el método de Koch y Lich. No obstante, existe una expresión dada por Constantinescu [Ref. 32], que permite aproximar fácilmente, el diámetro del ciclón:

$$D_{ci} = \sqrt{\frac{0.192 \rho_{gs} v^2 (2ab)}{g_c \Delta P}} + 2b \quad (3.4)$$

donde:

ρ_{gs} → Densidad de los gases, (lb/pie³), $\bar{\rho}_{gc} = 0.0373$ lb/pie³

v → Velocidad de los gases a la entrada del ciclón, (ft/s).

a, b → Son la altura y el ancho del ducto rectangular a la entrada del ciclón, respectivamente, (plg.).

ΔP → Caída de presión permisible en el ciclón, (plg. H₂O).

g_c → Gravedad estandar, igual 32.2 pie/s².

Para aplicar la anterior expresión, se parte de valores recomendados por Constantinescu [Ref. 32]. Así, para la caída permisible de presión ΔP , se fija un valor de 3 plg. H₂O, para la velocidad v , se recomienda un valor de 100 ft/s; para a y b , se expresa una relación de $a = 2b$. Los valores de a y b , pueden ser fácilmente encontrados, ya que se conoce

el flujo volumétrico de los gases ($\dot{V}_{gc} = A \times v$, y $A = a \times b = 2 b^2$). Por tanto:

$$a = 2.34 \text{ plg.} \quad b = 1.17 \text{ plg}$$

Sustituyendo los valores en la ec. (3.4), se encuentra lo siguiente:

$$D_{ci} = 4.35 \text{ plg} = 11.1 \text{ cm}$$

Como este valor es inferior a 9 plg., se debe realizar el diseño para un ciclón de alta eficiencia [Ref. 30]. En consecuencia, se debe de aplicar criterios geométricos, ya sea de Stairmand ó de Swift) dados en la tabla 3.1.

Metodología de Koch y Licht para el diseño de ciclones.

Los pasos del método de Koch y Licht se describen en el apéndice C. Aquí, se cita el conjunto de ecuaciones que se utiliza en el diseño.

$$\eta_i = 1 - \exp \left\{ -2 \left[\frac{G r_i Q}{D_c^3} (n+1) \right]^{0.5/(n+1)} \right\} \quad (3.5)$$

$$\tau_l = \rho_p (d_p)^2 / (18\mu) \quad (3.6)$$

$$G = 8 K_c K_a^2 K_b^2 \quad (3.7)$$

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(12D_c)^{0.14}}{2.5} \right] \left[\frac{T + 460}{530} \right]^{0.3} \quad (3.8)$$

$$\eta_T = \sum m_i \eta_i \quad (3.9)$$

$$\frac{v_s}{\omega(N_{gs})^{1/3}} = 5.19b^{0.4} \quad (3.10)$$

$$\omega = [4g\mu(\rho_p - \rho_f)/(3\rho_f^2)]^{1/3} \quad (3.11)$$

$$N_{gs} = v_s^2 / (32.2r) \quad (3.12)$$

$$r = 0.5(D_c - b) \quad (3.13)$$

$$(v_l/v_s)_{corr} = f_T f_p (v_l/v_s) \quad (3.14)$$

$$\Delta P = (\rho_f v_l^2 / 2g)(N_H / \rho_{H_2O}) \quad (3.15)$$

Desarrollo del diseño.

• Si se asume que la distribución del tamaño de partículas de ceniza volante que se presenta en este estudio, es similar a la distribución presentada en la tabla 3.1, entonces se puede proceder al diseño del ciclón.

• Al comparar dicha distribución con las de los aerosoles estándar, presentados en la tabla II, de la Referencia [31], se observa que la ceniza volante presenta una distribución de tamaño más fina, que la que presenta el aerosol clasificado como "superfino", por lo tanto, es de esperarse una eficiencia global del ciclón relativamente baja.

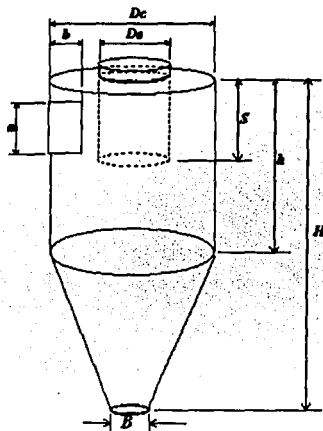


Figura 3.5.- Esquema de la geometría de un ciclón con entrada tangencial [Ref. 31].

- El diámetro inicial del ciclón ($D_{c1} = 11.1 \text{ cm}$, (4.35 plg)) es muy pequeño en comparación con el diámetro del ciclón del horno experimental de Sheffield, reportado en la Referencia [6], el cual es de $D_c = 18 \text{ cm}$, por lo tanto, es conveniente establecer un intervalo de valores iniciales para el diámetro del ciclón, que comprenda ambos valores para evaluar cual puede ser más satisfactorio, en función de la eficiencia y de las caídas de presión ($11.1 \text{ cm} < D_c < 20 \text{ cm}$).

- Para una temperatura del flujo de gases de $250 \text{ }^\circ\text{C}$ y una densidad de la partícula de 0.881 g/cm^3 , los factores de corrección correspondientes se extrapolan (dado que no caen en los rangos contemplados en dicha gráfica) en la fig. 6, [Ref. 31], dando por resultado:

Factor de corrección, por temperatura: $f_T = 0.75$

Factor de corrección, por densidad: $f_p = 1.4$

Tabla 3.1 - Configuraciones geométricas de diseño para ciclones con entrada tangencial [Ref. 31].
(la nomenclatura señalada corresponde a la de la figura 3.5).

NOMENCLATURA		ALTA EFICIENCIA		PROPOSITO GENERAL		
		STAIRMAND	SWIFT	LAPPLE	SWIFT	PETERSON Y WHITBY
D_C	Diámetro del cuerpo	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
a	Altura de la entrada	0.5	0.44	0.5	0.5	0.583
b	Ancho de la entrada	0.2	0.21	0.25	0.25	0.208
S	Longitud de la salida	0.5	0.5	0.625	0.6	0.583
D_e	Diámetro de salida	0.5	0.4	0.5	0.5	0.5
h	Altura del cilindro	1.5	1.4	2.0	1.75	1.33
H	altura total	4.0	3.9	4.0	3.75	3.17
B	Diámetro de salida de descarga	0.375	0.4	0.25	0.4	0.5
l	Longitud natural	2.48	2.04	2.30	2.30	1.8
G	$8Kc/(K_a^2 K_b^2)$	551.3	699.2	402.9	381.8	324.8
N_H	$16ab/D_C$	6.40	9.24	8.0	8.0	7.76
	G/N_H	86.14	75.67	47.7	47.7	41.86

En seguida, se corrige la razón óptima $(v_i/v_s) = 1.25$

$$(v_i/v_s)_{\text{corr}} = f_T f_P (v_i/v_s) \quad (3.16)$$

$$(v_i/v_s)_{\text{corr}} = 1.31$$

• De la figura 12 [Ref. 31], que relaciona a la razón $(v_i/v_s)_{\text{corr}}$ con la velocidad de entrada v_i y con el diámetro del ciclón D_C , para un aerosol "superfino", se observa que para $(v_i/v_s)_{\text{corr}} = 1.31$ y para el intervalo de valores establecido para el diámetro inicial del ciclón, corresponde:

$$\eta_T = 67 \% \text{ (aprox.)}$$

$$v_i = 65 \text{ pie/s.}$$

• Fijamos la caída de presión en $\Delta P = 3 \text{ plg.-H}_2\text{O}$.

• Se elige un tamaño de partícula de $10 \mu\text{m}$, para realizar los cálculos en su primera fase, debido a que este es el tamaño crítico donde comienza a bajar la eficiencia de los separadores mecánicos sensiblemente [Ref. 34]. Ahora, elaborando un programa para el cálculo de los diferentes parámetros del ciclón, basándose en el método de Koch y Licht, y con

los valores del intervalo establecido ($0.36 \text{ pie} < D_c < 0.66 \text{ pie}$), se puede elaborar la siguiente tabla de resultados.

Tabla 3.2.- Resultados del programa de cálculo para el diseño del ciclón.

NO. CAL.	DIAMETRO DE PARTICULA (d_p , μm)	DIAMETRO DEL CICLON (D_c , pie)	CRITERIO GEOMETRICO	V_i (pie/s)	V_s (pie/s)	v_i/v_s	ΔP (plg H ₂ O)	η_i (%)
1	10	0.36	STAIRMAND A-E ¹	146.5	93.5	1.57	15.3	97.7
2	10	0.66	"	43.59	43.4	1.00	1.35	86.4
3	10	0.60	"	52.75	48.9	1.08	1.98	88.9
4	10	0.58	"	56.45	51.1	1.10	2.27	89.7
5	10	0.56	"	60.55	53.41	1.13	2.61	90.5
6	10	0.36	SWIFT A-E ²	158.6	100.9	1.57	25.9	98.4
7	10	0.66	"	47.18	46.8	1.01	2.29	88.5
8	10	0.60	"	57.1	52.83	1.08	3.35	90.8
9	10	0.58	"	61.1	55.15	1.11	3.84	91.5
10	10	0.56	"	65.53	57.65	1.14	4.42	92.3
11	10	0.36	CRIT-MODF ³	203.5	110.6	1.84	21.3	99.2
12	10	0.66	"	60.54	51.34	1.18	1.88	92.2
13	10	0.60	"	73.26	57.93	1.26	2.76	94.0
14	10	0.58	"	78.4	60.47	1.30	3.16	94.6
15	10	0.56	"	84.1	63.22	1.33	3.63	95.2

¹ Criterio de Stairmand (para alta eficiencia),

² Criterio de Swift (para alta eficiencia),

³ Criterio de Stairmand (para alta eficiencia) modificado con: $f(a) = 0.4$,
 $f(b) = 0.18$, $f(S) = 0.5$, $f(De) = 0.5$, $f(h) = 1.5$, $f(H) = 4$, $f(B) = 0.375$.

De la tabla de resultados se puede concluir, que el valor óptimo del diámetro del ciclón se encuentra entre 0.56 y 0.58 pie (17.07 y 17.68 cm). Así, para el diámetro del ciclón, se elige un valor práctico de 17.5 cm.

$$D_c = 0.574 \text{ pie} = 17.5 \text{ cm}$$

Para dicho valor corresponde:

$$v_i = 80 \text{ pie/s} =$$

$$v_s = 61.3 \text{ pie/s}$$

$$v_i/v_s = 1.31$$

$$\Delta P = 3.29 \text{ plg H}_2\text{O}$$

$$\eta_{(10 \mu\text{m})} = 94.8 \%$$

Para poder calcular la eficiencia total del ciclón, se aplica la ecuación (3.9). En tal expresión, se conocen los valores de las fracciones volumétricas (m_i), consignados en la tabla (1.8, Cap.1).

Las eficiencias correspondientes a cada rango de tamaño (η_i) se calculan, partiendo de las siguientes suposiciones, con base en que la distribución de tamaño no está completamente definida en el rango de 0 a 10 μm (ver tabla 1.8). Se supone que la eficiencia representativa del rango de 0 a 10 μm , corresponde a la que se obtiene para un tamaño promedio de 5 μm . De igual forma, para los otros rangos de tamaño, se toma el tamaño promedio de partícula para evaluar la eficiencia respectiva.

De esta manera, se tienen los siguientes tamaños de partícula: 5, 15, 30 y 40 μm . Entonces, se calcula la eficiencia correspondiente a cada tamaño y se obtiene:

$$\begin{array}{ll} \eta_{(5 \mu\text{m})} = 83.80 \% & f_{(5 \mu\text{m})} = 46.3 \% \\ \eta_{(15 \mu\text{m})} = 98.00 \% & f_{(15 \mu\text{m})} = 30.8 \% \\ \eta_{(30 \mu\text{m})} = 99.80 \% & f_{(30 \mu\text{m})} = 20.5 \% \\ \eta_{(40 \mu\text{m})} = 99.96 \% & f_{(40 \mu\text{m})} = 2.4 \% \end{array}$$

Al sustituir en la ec. (3.9), se obtiene:

$$\eta_T = 91.84 \%$$

Para encontrar las dimensiones que debe de tener el ciclón, simplemente multiplicamos el diámetro del ciclón ($D_c = 17.5 \text{ cm}$), por los factores correspondientes del criterio geométrico utilizado. Así, se tiene que:

$$\begin{array}{l} a = 7 \text{ cm} \\ b = 3.2 \text{ cm} \\ S = 8.8 \text{ cm} \\ D_e = 8.8 \text{ cm} \\ h = 26.3 \text{ cm} \\ H = 70 \text{ cm} \\ B = 6.6 \text{ cm} \end{array}$$

3.2.3 .- SELECCION DEL VENTILADOR

Para seleccionar adecuadamente el ventilador, se necesita: elegir el tipo de diseño del ventilador, calcular la caída de presión del sistema, y calcular la potencia hidráulica requerida en el ventilador.

El tipo de ventilador más usual en este tipo de aplicaciones, es el ventilador de tipo centrífugo. En este trabajo se opta por un ventilador de estas características.

La potencia neta que tiene que suministrar el ventilador, se calcula con la siguiente fórmula:

$$P_H = \dot{Q} \Delta P_T = \dot{Q} \rho g H_T \quad (3.17)$$

donde:

P_H → Potencia hidráulica neta que debe suministrar el ventilador (W).

\dot{Q} → Flujo Volumétrico (m^3/s)

ΔP_T → Caída de presión total en el sistema (Pa)

ρ → Densidad del agua, ($1000 \text{ Kg}/m^3$)

H_T → Caída de presión en altura de columna de agua (m).

Primeramente, se efectúa el cálculo de las caídas de presión. La figura 3.6 muestra la configuración del sistema, y su división en secciones para cálculos parciales de la caída de presión. El detalle de dichos cálculos se presenta en la secc. A-2 del apéndice A.

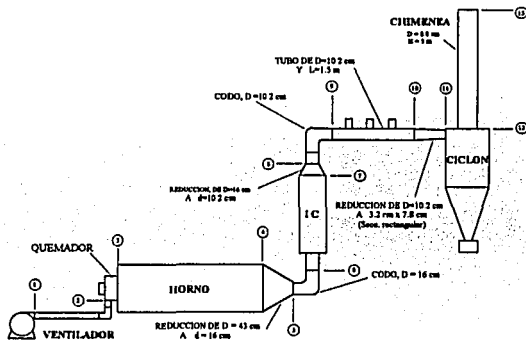


Figura 3.6.- Esquema de la configuración del sistema.

Los cálculos respectivos dan como resultado una caída de presión total del sistema de:

$$H_T = 149 \text{ mm-H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_T = 1461.2 \text{ Pa}$$

Aplicando un factor de corrección por densidad a la caída de presión, debido al cambio de densidades que se involucra en las diferentes secciones del sistema, se tiene:

$$F_C = \rho_d / \rho_{gc} = (1.02 \text{ Kg}/m^3) / (0.3298 \text{ Kg}/m^3) = 3.1$$

El término ρ_a es la densidad del aire a temperatura ambiente, mientras que ρ_{gc} es la densidad promedio de los gases de combustión evaluada a una temperatura promedio de 675°C (cálculo realizado en la sección del diseño del intercambiador de calor, ver secc. A-1, apén. A).

El flujo volumetrico del aire secundario se puede calcular a partir de los siguientes datos:

- El flujo másico total requerido de aire de combustión (\dot{m}_a) es de 106.57 Kg/h.
- Un porcentaje del 80 % del aire total de combustión corresponde al aire secundario (f_{as}) [Ref. 35].
- La densidad del aire (ρ_a) a temperatura ambiente (25°C) es de 1.17 Kg/m³.

$$\dot{Q} = f_{as} \frac{\dot{m}_a}{\rho_a} \quad (3.18)$$

Sustituyendo:

$$\dot{Q} = 0.8 \times (106.57 \text{ Kg/h}) / (1.17 \text{ Kg/m}^3) = 72.87 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$P_H = (72.87 \text{ m}^3/\text{h}) \times (1461.2 \text{ Pa}) \times (1\text{h}/3600\text{s}) = 29.58 \text{ W}$$

Ahora, la potencia neta corregida por el factor de corrección de densidad es:

$$P_{HC} = F_C \dot{Q} \Delta P_T = F_C P_H \quad (3.19)$$

$$P_{HC} = 3.1 \times 29.58 \text{ W}$$

$$P_{HC} = 91.7 \text{ W}$$

3.3 DESCRIPCION DEL PROTOTIPO DEL SISTEMA EXPERIMENTAL DE COMBUSTION DE C.P.

Los resultados de los diferentes cálculos del horno y de los equipos, y la revisión bibliográfica respectiva, permiten integrar el siguiente prototipo básico para el Sistema Experimental de Combustión de Carbón Pulverizado. En esta sección se desarrolla la parte operacional del sistema, y en el capítulo 4 se presenta la instrumentación necesaria para poder llevar a cabo la experimentación específica en el proceso de combustión y en los gases producidos.

Para una mejor comprensión del equipo, es conveniente dividir su descripción en 4 sistemas operacionales, como son:

- I.- Sistema de Quemado de Carbón Pulverizado.
- II.- Sistema de Enfriamiento del Horno.
- III.- Sistema de descarga de los Gases de Combustión.
- IV.- Sistema auxiliar de Pre calentamiento del Horno.

I.- Sistema de Quemado de Carbón Pulverizado.

Este sistema realiza la combustión del carbón pulverizado en el recinto diseñado para tal fin. Se compone de los siguientes módulos:

- Módulo de Alimentación de Carbón Pulverizado.
- Módulo de suministro del Aire secundario de combustión.
- Módulo de Quemado.

a).- Módulo de Alimentación de Carbón Pulverizado.

Este módulo se compone de una unidad de almacenaje de carbón pulverizado, una unidad de dosificación de carbón pulverizado y de una línea de suministro de aire comprimido.

La unidad de almacenaje de carbón pulverizado tiene una capacidad proyectada en volumen de 125 lt, equivalente a 100 Kg de carbón de densidad relativa de 0,8, lo cual a un flujo máximo de Carbón Pulverizado de 10 Kg/h, permitiría trabajar 10 horas continuas. La unidad de almacenaje (su configuración se muestra en la figura 3.7) debe tener las siguientes dimensiones:

$$\begin{aligned} D &= 0.5 \text{ m} \\ L &= 0.5 \text{ m} \\ H &= 0.85 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d &= 0.08 \text{ m} \\ l &= 0.35 \end{aligned}$$

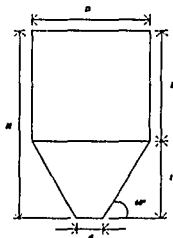


Figura 3.7.- Esquema de la tolva de alimentación de carbón pulverizado, mostrando los detalles de configuración.

La unidad de dosificación de carbón pulverizado se compone de una bomba volumétrica de tipo sinfín y un dispositivo de arrastre. Esta unidad para su adecuado funcionamiento requiere de un suministro de aire comprimido a 4 bar.

La bomba regula el flujo de carbón pulverizado en función del número de revoluciones del motor eléctrico. A la salida de la bomba se encuentra el dispositivo de arrastre, el cual es

un arreglo en "Y" que permite el transporte de las partículas de carbón por el aire comprimido. Así, la mezcla obtenida es conducida al quemador del horno.

Para mantener en estado fluidizado al carbón pulverizado a la salida de la tolva de almacenamiento, se recomienda inyectar aire comprimido alrededor de la salida, como se muestra en la figura 3.8.

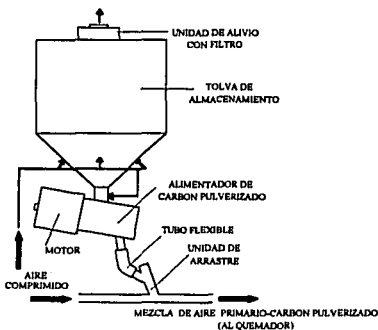


Figura 3.8.- Esquema del módulo de alimentación de carbón pulverizado.

Para poder medir el flujo de combustible, sería recomendable montar la tolva sobre una báscula y en función del tiempo, establecer el flujo promedio. No obstante, se requiere de una calibración cuidadosa de esta parte del sistema, en función del número de revoluciones de la bomba y manteniendo una presión constante en la línea de aire comprimido. Cabe recordar que la repetitibilidad del sistema, depende en gran medida del funcionamiento eficiente de este módulo, por lo cual su diseño a detalle es crítico.

b).- Módulo de suministro de Aire secundario de combustión.

Este módulo está formado por el ventilador centrífugo especificado en la sección 3.2.3. Debido a que el flujo de aire secundario requerido para condiciones máximas de operación, es muy pequeño, se tendrá que implementar un sistema de control de flujo en función de las revoluciones del motor del ventilador para poder tener un control más preciso del exceso de aire de combustión. Para tal fin se aconseja la implementación de un variador de frecuencias de tipo electrónico.

c).- *Módulo de Quemado.*

Dicho módulo lo componen el horno y el quemador de carbón pulverizado. Las características del horno se definen en el capítulo 2. Algunos aspectos básicos del quemador se establecieron en la sección 3.1.

II.- Sistema de Enfriamiento del Horno.

El sistema de enfriamiento del Horno, se ha proyectado que cuente con 8 secciones de enfriamiento (camisas de agua), distribuidas a lo largo del horno. Las dimensiones sugeridas, como su distribución, se pueden ver en la figura 2.5.

El fluido refrigerante será agua, el cual entrará al sistema a temperatura ambiente (25 °C), y saldrá a una temperatura de 50 °C. El flujo de agua requerido para el enfriamiento es relativamente pequeño (1600 l/h), por lo cual el suministro puede efectuarse de una línea comercial de agua y puede emplearse una pequeña torre de enfriamiento que se tiene disponible en el laboratorio de combustión, con el objeto de enfriar el agua.

Este sistema ofrecerá la posibilidad de que el enfriamiento del horno pueda variarse a través de cada sección, debido a que cada una contará con una válvula de paso y un rotámetro para poder regular el flujo de agua, según se requiera. Además, el sistema contará con termopares para medir la temperatura del agua, tanto a la entrada, como a la salida.

III.- Sistema de Descarga de los Gases de Combustión.

Después de que los gases de combustión salen del horno, es necesario antes de descargarlos al ambiente, bajar su temperatura así como también el contenido de ceniza volante (suspendida en el flujo de Gases de Combustión). Para tal efecto, este sistema comprende tres módulos:

- a).- *Módulo de Enfriamiento de los Gases de Combustión.*
- b).- *Módulo de Colección de Ceniza Volante.*
- c).- *Módulo de descarga.*

a).- *Módulo de Enfriamiento de los Gases de Combustión.*

El módulo se compone del Intercambiador de Calor diseñado en 3.2.1, el cual usará agua como medio de enfriamiento, con una temperatura a la entrada de 25 °C, y a la salida 50 °C, y con un gasto de 1100 l/h. Las temperaturas en el intercambiador, coinciden con las que se manejan en el Sistema de Enfriamiento del Horno, éste es en orden de manejar una fuente común de suministro.

b). *Módulo de Colección de Ceniza Volante.*

Este módulo solamente lo conforma el separador de partículas de tipo ciclónico de entrada tangencial. En el apartado 3.22, se describe el diseño del ciclón, y las características de los gases de combustión en esa zona. En el fondo de dicho dispositivo se encontrará un contenedor, que se retirará periódicamente para sacar la ceniza colectada.

c).- *Módulo de descarga.*

Este módulo es propiamente la chimenea, la cual comienza inmediatamente después del ciclón, y se emplea con la finalidad de descargar los productos de combustión al ambiente, fuera del entorno de trabajo.

IV.- Sistema auxiliar de Precalentamiento del Horno.

Debido a las condiciones que se tienen que alcanzar para la ignición del carbón pulverizado, es necesario precalentar el horno. Dicho precalentamiento se llevará a cabo mediante el quemado de un combustible ligero (de fácil quemado), como puede ser gas ó diesel. Para el presente estudio, se considera que el combustible auxiliar será diesel, por razones de economía, además de que se cuenta con unidades de almacenamiento de diesel de mediana capacidad en el área del Laboratorio de Combustión del IIE.

En general, el funcionamiento del Sistema de Precalentamiento termina, cuando se ha alcanzado la temperatura de pared requerida (alrededor de 1000 °C). Este sistema se compone de los siguientes módulos:

- a).- *Módulo de ignición.*
- b).- *Módulo de Suministro de Diesel.*
- c).- *Módulo del Quemado.*
- d).- *Módulo de medición de temperatura de pared.*

a).- *Módulo de Ignición.*

Este mecanismo produce una flama piloto, a partir de un pequeño flujo de gas-aire y de la chispa producida por un electrodo (bujía) conectado a una fuente de alta tensión.

b).- *Módulo de Suministro de Diesel.*

El suministro de diesel se lleva a cabo mediante la ayuda de una bomba. La capacidad de la bomba requerida para esta función, es relativamente pequeña para las capacidades especificadas comercialmente, por lo cual se debe encontrar el arreglo más conveniente para poder regular el flujo.

c).- *Módulo de Quemado.*

Este módulo se compone del horno a precalentar, y del quemador de diesel. El quemador de diesel funcionaría con el principio de atomización. Es deseable que dicho quemador, estuviera integrado al de carbón pulverizado, para evitar demoras de tiempo, al realizar los cambios de quemador.

d).- *Módulo de medición de temperatura de pared.*

Este módulo lo componen 8 termopares del tipo R (Pt-Pt 13% Rd) con fundas cerámicas y distribuidos en cada una de las secciones del horno para poder determinar en que momento se ha alcanzado la condición de temperatura de pared del horno. También permite establecer la distribución de temperaturas de pared, a lo largo del mismo.

capítulo 4

"ANALISIS ECONOMICO"

Ya que se han obtenido las características del sistema experimental, conviene establecer la selección de la instrumentación que se requiere para realizar las mediciones de los parámetros de interés. De esta forma, se parte de dos grupos específicos de instrumentos: Equipos para evaluar las propiedades de flama, y Equipos para analizar los gases de combustión.

Las cualidades de los instrumentos de cada grupo se describen en función de sus principios básicos de operación, y de sus costos. En este aspecto, gran parte de la información proviene de diversas empresas e instituciones, como son: Land Combustion, Fisher-Rosemount, Monitor Labs, y IFRF (International Flame Research Foundation).

Al final del capítulo se presenta un resumen de los costos globales de la instrumentación, considerando diferentes alternativas de compra.

4.1 SELECCION DE EQUIPOS DE MEDICION EXPERIMENTAL.

La definición y selección de instrumentos se realizó en base a las características de las pruebas experimentales que se realizarán. Como el horno se utilizará fundamentalmente para realizar caracterizaciones de combustión, entonces los instrumentos experimentales se deben seleccionar para tal fin.

Los trabajos experimentales se realizarán para investigar las propiedades de flama y analizar los productos de combustión, para diferentes carbones y para diferentes condiciones de operación del horno.

Para la selección de los equipos, se tomó en cuenta cuales equipos han sido utilizados en investigaciones análogas (en otros centros de investigación). También se tomó en cuenta las características físicas del horno experimental, como diámetro interno y sus temperaturas de operación. Además se consideró el costo de los instrumentos experimentales, su exactitud, precisión, materiales de construcción, etc.

Entre los equipos experimentales que se han considerado, para las pruebas a realizar en el horno, se destacan dos grupos:

I.- Equipos para evaluar las propiedades de flama.

II.- Equipos para analizar la composición de los gases de combustión.

4.2 EQUIPOS PARA EVALUAR LAS PROPIEDADES DE FLAMA.

Los equipos seleccionados para medir las diferentes propiedades de flama, son los siguientes:

- 4.2.1 Pirómetro de succión (1.0 m).
- 4.2.2 Radiómetro elipsoidal (1.0 m).
- 4.2.3 Sonda de flujo de calor total (1.0 m).
- 4.2.4 Sonda portátil de flujo de calor total (0.4 m).
- 4.2.5 Radiómetro de ángulo estrecho.
- 4.2.6 Pirómetro óptico.
- 4.2.7 Horno de cuerpo negro.
- 4.2.8 Sonda pitot de 5 orificios (1.0 m).
- 4.2.9 Sonda de 2 orificios Hubbard (1.0 m)
- 4.2.10 Sonda Prandtl (1.0 m).

- 4.2.11 Sondas refrigeradas para muestreo de NO_x (1.0 m).
- 4.2.12 Velocímetro láser Doppler (LDV).
- 4.2.13 Laser para visualización de flujo (LSV) basado en Mie scattering.

A continuación, se describen las características operacionales de cada equipo, basándose en la información del IFRF y Land Combustión [Refs. 43, 48 y 49].

4.2.1 PIROMETRO DE SUCCION.

En los pirómetros de succión el termopar Pt-Rh, protegido del ataque químico por una funda de alumina sinterizada, está rodeado por dos escudos concéntricos para minimizar los efectos de la radiación. Los gases se succionan entre la funda y el escudo, (ver la fig. 4.2) a alta velocidad (mín. 150 m/s), así la temperatura de equilibrio del termopar es cercana a la de los gases, sin necesidad de corregirla.

Pirómetros de Succión con termopares de Pt-Pt Rh 10 % (ANSI, tipo S) y con fundas de Silimanita, son recomendados para un rango de temperaturas de 0 a 1450 °C. Otros, con termopares de PtRh 30 % (ANSI, tipo B) y con fundas de alumina, son aptos para más altas temperaturas, de 0 a 1700 °C; aunque este arreglo, puede ser usado en temperaturas de 1650 a 1800 °C.

El tiempo de respuesta depende principalmente del tamaño de las fundas, y de la velocidad de succión. En ambientes a 1600 °C y con una velocidad de succión de 250 m/s, el tiempo para alcanzar el equilibrio es del orden de 3 minutos, y para cambios subsecuentes de temperatura de 100 °C, cerca de 1 minuto.

El pirómetro de succión requiere de un suministro de agua de enfriamiento de 1 m³/h, por cada metro de la longitud del pirómetro que se inserta en el ambiente de alta temperatura.

Este equipo, para producir la succión requerida, utiliza un eyector. El cual requiere de un suministro de aire comprimido o vapor, a una presión mayor de 3 Bar (para unos diseños se especifica una presión de 6 bar). En la figura 4.1 se muestra el arreglo de un eyector con un pirómetro de succión.

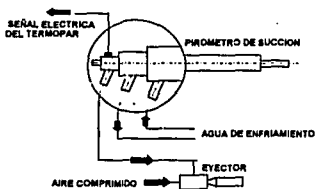


Figura 4.1.- Arreglo de un pirómetro de succión con un eyector.

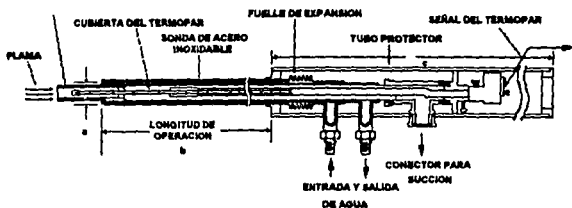


Figura 4.2.- Pirómetro de succión [Ref. Land Combustion].

4.2.2 RADIOMETRO ELIPSOIDAL.

El radiómetro elipsoidal es un instrumento que se utiliza para medir el flujo de calor radiante, que incide sobre una superficie. Este instrumento consiste de una sonda enfriada con agua y una cavidad elipsoidal en el extremo de detección, esta última se muestra en la figura 4.3.

La cavidad elipsoidal tiene una abertura en un foco, y una termopila en el otro. Esta, tiene la propiedad óptica de concentrar en la termopila, toda la energía radiante que entra por la abertura. La termopila es un cilindro de acero inoxidable, con dos alambres de Constantan soldados en sus extremos; los cuales producen una fuerza electromotriz, proporcional a la energía recibida en el foco de la elipse.

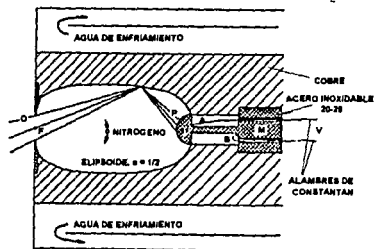


Figura 4.3.- Detalle de la sonda del radiómetro elipsoidal.

El interior de la cavidad elipsoidal se cubre con una capa de oro de 0.5 mm de espesor. Lo anterior con el fin de minimizar las pérdidas de calor por absorción en la superficie de la elipse, ya que este material tiene un coeficiente de reflexión muy cercano a la unidad.

Para eliminar la transferencia de calor por convección hacia la termopila, y así de este modo asegurar que solamente se mide el flujo de calor radiante, la cavidad elipsoidal se purga con un flujo continuo de nitrógeno. Este flujo también evita la condensación y deposición de partículas sólidas y líquidas, en la cavidad elipsoidal, las cuales pueden afectar la exactitud de este instrumento.

Este equipo, debe calibrarse periódicamente, ya que a pesar de la inyección de nitrógeno, algunas gotas o partículas llegan a depositarse en las superficies de la termopila o de la cavidad elipsoidal. También los elementos sensores de temperatura pueden "envejecer" con el uso del equipo. La calibración del radiómetro elipsoidal se realiza en un Horno de Cuerpo Negro (ver secc. 4.2.7).

La exactitud de las mediciones realizadas con un radiómetro elipsoidal dependen del cuidado que se tuvo en su calibración, en el control del flujo de nitrógeno, y en la dificultad de las mediciones. Mediciones repetidas en las mismas condiciones, pueden alcanzar una exactitud de $\pm 5\%$, con un tiempo de respuesta de 2 a 3 minutos.

El diámetro de la sonda del radiómetro elipsoidal manufacturado por el IFRF, es de 43 mm, y la longitud de trabajo de la sonda es de 1 m. Este equipo requiere de un suministro de agua de enfriamiento a 1 Bar, y de un flujo de nitrógeno de 50 l/h. Para las mediciones, se necesita un voltímetro digital.

4.2.3 SONDA DE MEDICIÓN DEL FLUJO TOTAL DE CALOR.

Este instrumento se utiliza para medir el flujo de calor total, conducción + convección + radiación. Debido a que en procesos de combustión la transferencia de calor por conducción es despreciable, en comparación con las de convección y de radiación, las mediciones con esta sonda pueden servir para complementar la información obtenida usando el radiómetro elipsoidal.

El principio de funcionamiento de este dispositivo, se basa en la medición del gradiente de temperatura de un bloque cilíndrico de un material de conductividad térmica conocida, el cual se encuentra montado en el extremo de una sonda refrigerada, como se puede observar en la figura 4.4. La superficie del bloque cilíndrico que enfrenta el ambiente, es corrugada y de color negro para así lograr un elevado coeficiente de absorción. La parte posterior del bloque cilíndrico se enfría con agua.

El flujo de calor radial es despreciable, ya que el elemento detector está aislado por anillos concéntricos, para minimizar así las pérdidas de calor. En el bloque cilíndrico se instalan dos termopares del tipo Ni-NiCr, a una distancia determinada uno del otro. Cuando el

elemento sensor se expone a un flujo térmico, éste se calienta y se establece un gradiente de temperatura a través de él. Los termopares se conectan diferencialmente, para proporcionar una señal que es función del flujo de calor total incidente sobre el instrumento.

El tiempo de respuesta de la sonda, depende del material del elemento sensor y de sus dimensiones. En el caso de sensores de acero inoxidable, el tiempo de respuesta es de alrededor de 10 minutos. Las mediciones se indican en milivots y se convierten a KWm^{-2} por medio de una curva de calibración, obtenida en un horno de cuerpo negro. La exactitud de los resultados obtenidos están dentro del rango de $\pm 5\%$.

El diámetro de la sonda de este instrumento, en la versión que fabrica el IFRF, es de 43 mm, y la longitud de trabajo seleccionada es de 1 m. Este instrumento requiere de agua de enfriamiento a 1 Bar de presión. Para las mediciones se necesita un voltímetro digital.

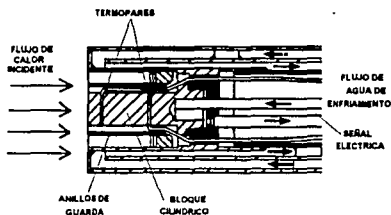


Figura 4.4.- Sonda de medición del flujo total de calor.

4.2.4 SONDA PORTÁTIL DE MEDICIÓN DEL FLUJO DE CALOR TOTAL.

Esta sonda funciona bajo el mismo principio que la anteriormente descrita, salvo que la característica distintiva de ésta es que es portátil. Por consiguiente, sus dimensiones resultan pequeñas y su peso ligero (del orden de 3.5 Kg). Además no necesita de agua de enfriamiento, ya que cuenta con un sistema de aletas de disipación de calor, mediante el aire del ambiente.

El tiempo de respuesta de este instrumento es menor a 30 segundos. El coeficiente de absorción de la superficie del bloque sensor es de 0.9. El diámetro del detector de la sonda es de 11.5 mm. La exactitud es de $\pm 5\%$ del valor indicado. El rango de medición de flujos de calor que comprende es de 200 a 600 KW/m^2 .

El suministro de energía para el funcionamiento de la sonda, lo proporcionan un juego de pilas alcalinas. El valor de las mediciones las presenta en una pantalla digital, de acuerdo al modelo fabricado por la empresa Land Combustion.

4.2.5 RADIOMETRO DE ANGULO ESTRECHO.

Este instrumento es usado para medir la intensidad de radiación total proveniente en una dirección, y limitada dentro de un pequeño ángulo de visión.

Con este instrumento, se puede obtener información básica sobre las características de la radiación térmica de flamas. Las mediciones de intensidad total de radiación, son llevadas a cabo en varias posiciones a través de la flama.

La sonda consiste de un tubo recto de 35 mm de diámetro interno, con una longitud mínima requerida de 1 m, el cual tiene una camisa de agua de enfriamiento. La sonda es introducida dentro del horno y dirigida hacia la flama durante las mediciones. Una purga de nitrógeno se aplica en orden de prevenir la contaminación de la sonda.

La unidad de recibimiento está localizada en el otro extremo de la sonda, fuera del horno. Su temperatura es controlada por un circuito de agua de enfriamiento separado. La unidad se compone de un espejo concavo-esférico, plateado con Rodio, de 60 mm de diámetro, el cual enfoca la radiación que pasa a través del orificio de entrada en el tubo, a un disco receptor pequeño montado sobre una celda de un termistor (ver fig. 4.5).

En orden de eliminar el efecto de la temperatura del entorno sobre la señal eléctrica, un segundo termistor se coloca cerca del otro, con la diferencia de que no es expuesto a la radiación enfocada. Ambos termistores forman parte de un circuito de Puente de Whetstone. A su vez, los termistores están protegidos contra la convección natural en el gran volumen de la unidad recibidora, por medio de una ventana pequeña, la cual absorbe mínimamente la radiación térmica que pasa a través de ella.

El radiómetro de ángulo estrecho debe ser calibrado usando un horno de cuerpo negro. La calibración del punto de referencia (cero) puede hacerse por medio de un obturador montado dentro de la unidad de recibimiento, el cual obstruye el paso de la radiación.

El diámetro exterior de la sonda del radiómetro, en la versión del IFRF, es de 43 mm. Además, este equipo requiere de agua de enfriamiento a 4 Bar y de un suministro de nitrógeno.

4.2.6 PIROMETRO OPTICO.

El pirómetro óptico aquí descrito es un pirómetro de hilo desvanecido, que consiste principalmente de lentes ópticos, un filtro de absorción, una lámpara de tungsteno de brillantez variable, un filtro de luz roja y un lente ocular.

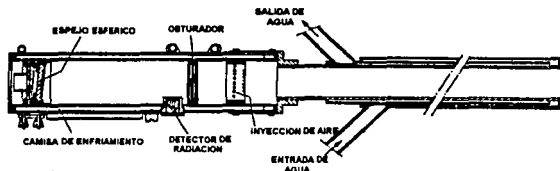


Figura 4.6 .- Radiómetro de ángulo estrecho.

El pirómetro óptico se utiliza para medir temperaturas superiores a 700 °C. El objeto caliente y la lámpara de tungsteno se observan simultáneamente a través del lente ocular. Así, la brillantez del objeto caliente y del filamento de la lámpara se comparan en condiciones monocromáticas, solamente en una banda angosta y con una longitud de onda de 0.65 micras. La brillantez de la lámpara de tungsteno se ajusta manualmente hasta que el filamento parece que desaparece. Esto ocurre cuando el objeto caliente y el filamento están a la misma temperatura [Ref. 45].

El pirómetro indicará la temperatura verdadera solamente cuando "vea" un cuerpo negro. De otra manera pueden ocurrir errores, debidos a la emisividad de las flamas, a la reflexión de la radiación, etc. Estos errores solamente pueden evaluarse, si los efectos se conocen exactamente.

En un horno, cuando las temperaturas de sus superficies son uniformes, las condiciones se aproximan a las de un cuerpo negro. Pero bajo otras condiciones, la temperatura observada de un objeto caliente con el pirómetro de hilo desvanecido, será mayor o menor, de acuerdo a la situación en la que el objeto este más caliente o frío que las paredes.

4.2.7 HORNO DE CUERPO NEGRO.

A pesar de que los diferentes tipos de radiómetros y de sondas de medición de flujo de calor total, se venden con sus respectivas curvas de calibración, es necesario calibrarlos periódicamente, debido a que partículas en el ambiente o el aceite en las líneas de suministro, pueden contaminar las superficies ópticas y degradar el desempeño de estos instrumentos. El horno de cuerpo negro permite llevar a cabo dicha calibración. Existen principalmente dos configuraciones geométricas para este horno: configuración esférica y configuración cilíndrica.

Por definición, un cuerpo negro es aquel que absorbe completamente la radiación que incide sobre él, y la cantidad de energía que emite por radiación es una función solamente de su temperatura. Su emisividad vale uno.

En la práctica, el cuerpo negro se aproxima mediante una superficie cerrada con una abertura. Dicha superficie cerrada es comparativamente más grande que el área que ocupa la abertura, de tal forma que la radiación emitida por la superficie caliente en el interior del horno, no puede salir al exterior por esta limitante. Si algo de radiación llega a salir por dicha abertura, después de varias reflexiones en el interior, es una cantidad mínima, ya que en este proceso desempeña un papel muy importante el coeficiente de absorción de la superficie interna.

Básicamente el horno de cuerpo negro se compone, en sus dos configuraciones, de un recinto geométrico formado por material refractario de características establecidas (emisividad y tamaño de grano) con una abertura por donde entra la sonda a calibrar, de resistencias eléctricas que calientan la superficie del horno, de un termopar para medir la temperatura de equilibrio ó de la superficie del horno (según sea la configuración), y de un potenciómetro (Variac) que permite el control de la temperatura del horno.

Las diferentes geometrías ofrecen ventajas y desventajas respectivamente, resultando más delicada la operación y cuidados del horno esférico que los del cilíndrico. Además, la configuración cilíndrica puede alcanzar temperaturas más elevadas (1600 °C) con consumos eléctricos más bajos (3 KW), que los esféricos (1200 °C a 5 KW). En la figura 4.7, se puede observar un horno de cuerpo negro de geometría esférica.

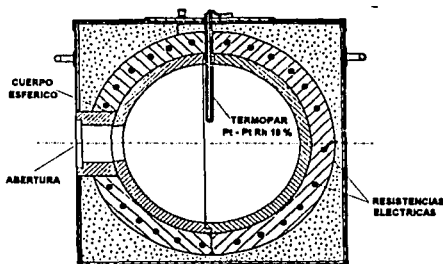


Figura 4.7. - Horno de cuerpo negro de geometría esférica.

4.2.8 SONDA PITOT DE 5 ORIFICIOS.

Esta sonda es conveniente para mediciones de velocidad en un campo de flujo multidireccional. La presión total es medida con el orificio central de la sonda y la presión estática con los cuatro orificios restantes, los cuales se encuentran sobre la punta hemisférica de la sonda a 45° con respecto al eje.

Proporcionando la temperatura local y la composición conocida del flujo (conociendo la densidad), la velocidad es determinada directamente a partir de la ecuación de Bernulli y de la constante de calibración, la cual es muy cercana a la unidad.

La versión de este instrumento que fabrica el IFRF, tiene un rango de velocidades de 5 a 50 m/s, y se inserta en un portasondas universal enfriado con agua. Los orificios de la sonda se limpian con un flujo de aire comprimido. La figura siguiente muestra esquemáticamente este instrumento.

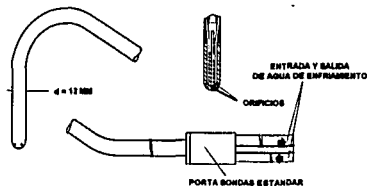


Figura 4.8.- Configuración de la sonda de Pitot de 5 orificios.

4.2.9 SONDA HUBBARD DE 2 ORIFICIOS.

Esta sonda se usa para determinar las fronteras del patrón de flujo en la primera parte de la flama. El método consiste en la medición de la presión diferencial ΔP , entre dos orificios hechos en la superficie lateral de la sonda. La disposición de los orificios puede observarse en la figura 4.9, nótese que uno queda de frente al flujo y el otro en la parte trasera. La sonda se mueve lateralmente en el horno y solamente el valor de ΔP es de interés: ΔP es positiva en el flujo frontal de la flama, y negativa en las zonas de recirculación.

Esta sonda se inserta en un portasondas universal, enfriado con un flujo de agua, para mediciones en flama. La sonda se limpia con un flujo de aire comprimido.

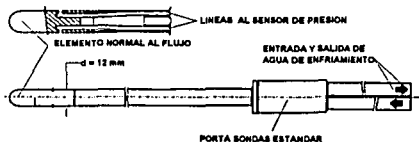


Figura 4.9.- Sonda Hubbard de 2 orificios.

4.2.10 SONDA DE PRANDTL.

La sonda de Prandtl es conveniente para mediciones de velocidad en un campo de flujo unidireccional. La presión total es medida con un orificio central sobre el hemisferio frontal de la sonda, y la presión estática a través de cuatro orificios perpendiculares al flujo, con un error de $\pm 2\%$ para una desviación máxima de $\pm 10^\circ$ en la orientación del instrumento. A partir de la diferencial de presión medida, se puede encontrar la presión dinámica y así, aplicando el principio de Bernulli y la respectiva constante de calibración, se establece la velocidad del flujo en ese punto de muestreo.

La sonda para su utilización en flujos de combustión, tiene que ser enfriada con un flujo de agua. El rango de velocidades que cubre este instrumento, es de 5 a 50 m/s, con $\pm 5\%$ de error. El modelo que fabrica el IFRF puede observarse en la figura 4.10.

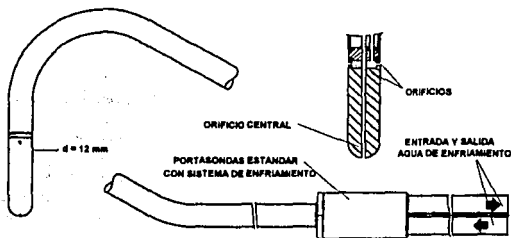


Figura 4.10 .- Sonda de Prandtl.

4.2.11 SONDA CON RECUBRIMIENTO DE CUARZO PARA MUESTREO DE NO_x .

Esta sonda tiene interiormente un recubrimiento de cuarzo, debido a que este material permanece inerte al NO_x a altas temperaturas y a bajos tiempos de residencia de los gases, el cual no es el caso del acero inoxidable. La función específica de la sonda es la colección de la muestra de gases únicamente.

En el esquema de la figura siguiente puede apreciarse la configuración de la sonda, la cual es enfriada con agua a lo largo de su longitud de trabajo, y también requiere de aire comprimido para su limpieza.



Figura 4.11 .- Sonda con recubrimiento de cuarzo para muestreo de NOx.

4.2.12 VELOCIMETRO LASER LDV.

Este equipo permite medir la distribución de velocidades de un flujo de gases, en un determinado volumen. El LDV consta fundamentalmente de tres componentes, como son: la parte de emisión del rayo láser, la parte receptora del mismo y la parte de procesamiento.

El empleo de cable de fibra óptica permite que la fuente de rayo láser, la parte óptica receptora y la parte electrónica de procesamiento, se encuentren en un compartimiento cercano al horno, con atmósfera controlada. De esta manera, lo único que está en contacto con el ambiente del horno son las sondas y los cables de fibra óptica.

El principio de funcionamiento del LDV, se basa en la difracción del rayo láser debida a las partículas que intercepta cuando viaja a través de un flujo de gases calientes. La difracción que sufre el haz, junto con otros parámetros de referencia y procesamiento de los mismos, permiten establecer el campo de velocidades asociado.

Las sondas de emisión y recepción, requieren de dos suministros de agua de enfriamiento: uno para enfriar en sí el cuerpo de la sonda, y otro para retirar el calor proveniente de la radiación de la flama incidente sobre la fuente óptica, la cual es protegida por un arreglo de dos cristales de cuarzo colocados al frente de la sonda y a través de los cuales fluye el agua de enfriamiento referida. Además, se requiere también de un suministro de nitrógeno de 100 l/h, para el purgado de los frentes ópticos, esto es con la finalidad de evitar la depositación de partículas sobre tales frentes.

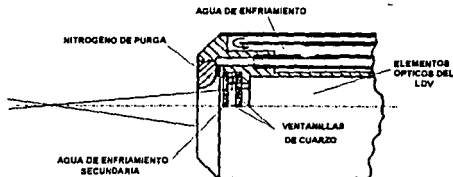


Figura 4.12 .- Detalle de la sonda del LDV.

4.2.13 LASER PARA VISUALIZACION DE FLUJO (LSV) BASADO EN MIE SCATTERING.

El LSV basado en la técnica de dispersión de Mie, se usa para caracterizar los patrones de mezclado sobre áreas de flujos de hasta 1 m^2 . Este equipo esta formado por un emisor de laser, una cámara CCD y un módulo de procesamiento. El emisor de laser se coloca de tal forma que quede en posición frontal al quemador (ver esquema), la cámara puede colocarse en los diferentes puertos de muestreo, tomando una vista planar perpendicular al laser emitido.

El principio del LSV en flamas de gas natural, consiste en la iluminación de una sección del flujo con una capa delgada de laser, la cual hace visible la corriente de gas natural cuando esta es sembrada con partículas pequeñas (del orden de micrones). La región de interés es grabada con una cámara CCD en blanco y negro, con un tiempo mínimo de resolución de $1 \mu\text{s}$, sincronizado a los pulsos de un laser tipo Nd:YAG.

El corto tiempo de resolución, suprime la radiación de la flama, aún de la flama más luminosa, y solamente permite la grabación (o registro) de la luz dispersada del laser. La resolución espacial por pixel está determinada por la capa de laser de mayor espesor y la ampliación de la cámara, ésta es típicamente del orden de 1 mm^3 . El Software de análisis a partir de los ensambles instantáneos de imagenes, permite la extracción de varios parámetros promediados en el tiempo, principalmente campos escalares asociados en el proceso de mezclado.

La aplicación a flamas de combustóleo y carbón, ha demostrado que la técnica es limitada por el elevado contenido de partículas en las flamas de dichos combustibles. No obstante, la visualización con laser ha sido usada con éxito para proporcionar información cualitativa sobre el mezclado del flujo de combustible con el aire secundario y la interacción entre el flujo principal y las zonas de recirculación de los gases.

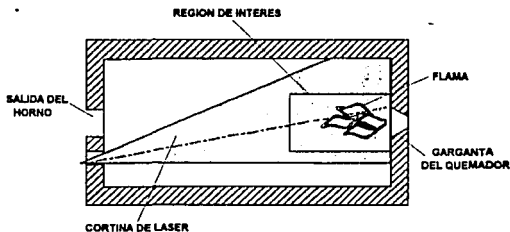


Figura 4.13.- Configuración del visualizador laser (LSV).

4.3 EQUIPOS PARA ANALIZAR LA COMPOSICIÓN DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN.

Para seleccionar los equipos que se utilizarán para analizar los productos de combustión, se tomó en consideración que se puedan utilizar tanto en zonas de alta como de baja temperatura. Para el primer caso, los gases deben enfriarse y acondicionarse para que los equipos no sufran ningún daño. Para el segundo caso, los gases solo deberán acondicionarse, es decir libres de partículas y secos. Los equipos seleccionados son los siguientes:

- 4.3.1 Analizador infrarrojo no dispersivo de gases heteroatómicos.
- 4.3.2 Analizador de oxígeno (paramagnético).
- 4.3.3 Analizador de óxidos de nitrógeno (luminiscencia química).
- 4.3.4 Analizador de hidrocarburos no quemados (ionización de flama).
- 4.3.5 Muestreador isocinético de partículas.
- 4.3.6 Medidor de la temperatura de rocío ácida.

A continuación se describen las características operacionales principales de cada equipo, tomando como base, la información proporcionada en los catálogos de las empresas Fisher-Rosemount y Andersen Combustion [Refs. 46 y 47].

4.3.1 ANALIZADOR INFRARROJO NO DISPERSIVO DE GASES HETEROATÓMICOS.

Este equipo está diseñado para mediciones continuas de gases heteroatómicos (CO , CO_2 , SO_2 , NO_2 y NH_3).

En el interior del analizador, dos haces idénticos de luz infrarroja son dirigidos a través de dos células ópticas paralelas: una para la muestra y otra para el gas de referencia. En la célula de referencia, el gas puede permanecer estacionario o puede fluir continuamente. La radiación infrarroja es interrumpida por un cortador de frecuencia de 5 Hz. Dependiendo de la aplicación. La radiación posteriormente puede ser filtrada ópticamente, para reducir interferencias provenientes de otros componentes que también absorben la radiación infrarroja.

Durante el análisis, una porción de la radiación es absorbida por la componente de interés en la muestra. La cantidad de radiación infrarroja que es absorbida, es proporcional a la concentración de la componente.

El detector es un "micrófono de gas", basado en el principio de Luft. Este convierte la diferencia de energía, entre la muestra y las células de referencia a un cambio capacitivo. Este cambio se relaciona con la concentración de la componente, y es procesado como la variable

primaria sobre el sistema. En la figura 4.14 se esquematiza el principio de operación de este equipo.

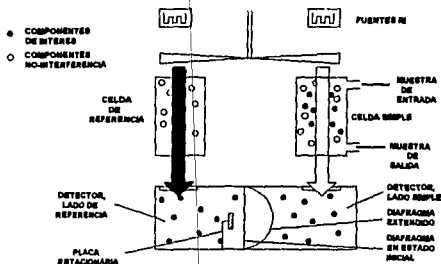


Figura 4.14. - Principio de operación del analizador infrarrojo, no dispersivo.

La versión modular de este instrumento de la empresa Fisher-Rosemount, ofrece un tiempo de respuesta de 0.5 a 30 segundos y permite integrarse a un sistema digitalizado, para el procesamiento de las mediciones.

4.3.2 ANALIZADOR DE OXIGENO (PARAMAGNETICO).

Este analizador se utiliza para establecer los contenidos de oxígeno en flujo de gases de combustión. El principio de funcionamiento de este instrumento, parte de que el oxígeno comparado con otros gases, es fuertemente paramagnético exhibiendo una atracción magnética positiva.

El módulo del analizador paramagnético utiliza esta propiedad del oxígeno. El volumen de la susceptibilidad magnética del flujo de gases muestreado es medido mediante un detector magnético, el cual tiene la configuración mostrada en la figura 4.15.

Debido al efecto de flotabilidad magnética causada por la presencia del O_2 , las esferas del cuerpo de prueba son sujetas a fuerzas de desplazamiento, dichas fuerzas son proporcionales al volumen de la susceptibilidad magnética del gas que rodea al cuerpo de prueba. La medición es realizada por un sistema de balance nulo, donde el torque de desplazamiento es contrarrestado por un torque restaurador, de igual magnitud pero de sentido contrario.

El torque restaurativo es provocado por fuerzas electromagnéticas sobre las esferas, a partir de una corriente de retroalimentación. La magnitud de la corriente requerida para

compensar el torque actuante sobre el cuerpo de prueba, es una medida de la concentración de O_2 en la célula. En la figura 4.15 se muestra el principio de operación de este equipo.

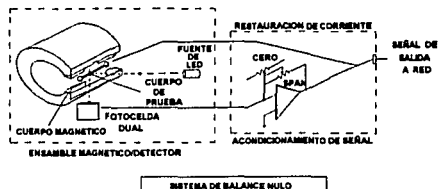
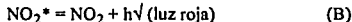
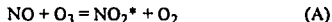


Figura 4.15.- Principio de operación del analizador paramagnético.

Al igual que el anterior equipo, la empresa Fisher-Rosemount ofrece una versión modular de este equipo, para integrarse a un sistema digital de procesamiento, con un tiempo de respuesta de 20 segundos.

4.3.3 ANALIZADOR DE OXIDOS DE NITROGENO (QUÍMICO-LUMINISCENTE).

La técnica químico-luminiscente es utilizada para determinar la presencia de óxidos de nitrógeno en una muestra de gas. La medición de NO , mediante esta técnica, involucra las siguientes reacciones:



En la reacción (A), el óxido nítrico (NO) y el ozono (O_3) reaccionan fácilmente para formar dióxido de nitrógeno en un estado electrónicamente excitado (NO_2^*).

En la reacción (B), el NO_2^* inmediatamente después se revierte a un estado de más baja energía, emitiendo fotones (esencialmente luz roja). La luz emitida es medida por medio de un fotodiodo. Estas reacciones dependen de la concentración y tipo de moléculas presentes. Si estos factores son constantes y la cantidad de O_3 presente es grande, la intensidad de la químico-luminiscencia es directamente proporcional a la concentración de NO .

La técnica para la medición de NO_x es idéntica a la descrita anteriormente, salvo que antes la muestra de gas es expuesta a un flujo de ozono. Algo de NO_2 en la muestra es reducido a NO , por ser continuamente circulada por una cama caliente de carbón vitreo. Algo de NO inicialmente presente en la muestra, pasa a través de este convertidor sin cambiar de estado antes de ser enviado a la cámara de reacción. En el esquema siguiente (fig. 4.16) se puede apreciar el principio de operación de este equipo.

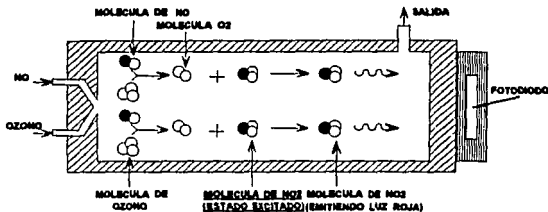


Figura 4.16.- Principio de operación del analizador mediante quimico-luminiscencia.

La firma Fisher-Rosemount ofrece una versión modular de este equipo, con un tiempo rápido de respuesta (del orden de 1 a 3 segundos).

4.3.4 ANALIZADOR DE HIDROCARBUROS (IONIZACION DE FLAMA).

Este instrumento emplea el método de ionización de flama. El sensor es un quemador en el cual, una corriente regulada de la muestra de gases de combustión pasa a través de una flama producida por la quema de un flujo de gas combustible (hidrógeno o hidrógeno diluido) y aire.

Dentro de la flama, los componentes hidrocarbónicos de la muestra experimentan una ionización compleja, que produce electrones e iones positivos, los cuales son colectados mediante un electrodo provocando un flujo de corriente a través de un circuito de medición, al que se encuentra conectado el electrodo (ver el esquema de la figura 4.17).

La corriente de ionización, es proporcional a la velocidad a la cual los átomos de carbono entran al quemador, y por lo tanto, es una medida de la concentración de hidrocarburos en los gases de muestra.

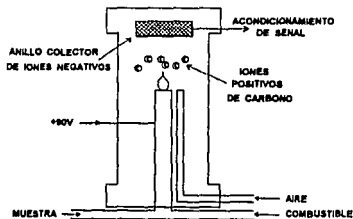


Figura 4.17.- Principio de operación del analizador de hidrocarburos mediante el método de ionización de flama.

El tiempo de respuesta de este equipo, en la versión de la firma Fisher-Rosemount, es del orden de 1 segundo. También tiene la característica de modularidad para poder funcionar dentro de un sistema de procesamiento.

4.3.5 MUESTREADOR ISOCINETICO DE PARTICULAS.

Básicamente, el principio de funcionamiento de este equipo consiste en extraer una muestra, proveniente de un flujo de gases, para que entre a la sonda a una velocidad igual a la velocidad del flujo de gases en la chimenea. Esto se logra midiendo la velocidad en la chimenea con un tubo de Pitot y ajustando la tasa de flujo de muestreo hasta que se produzca una velocidad igual en la sonda de muestreo.

El muestreador isocinético de partículas que ofrece la firma Andersen Instruments, Inc., está formado por cinco componentes principales: sonda de muestreo, caja caliente de muestreo, caja fría de condensación, cordón umbilical y unidad de control.

La colección de partículas se efectúa mediante un filtro (normalmente de fibra de vidrio) que se encuentra en la caja caliente y que captura partículas hasta de $0.3 \mu\text{m}$ de diámetro. Los gases que pasan a través del filtro, en seguida son conducidos a la caja fría (por contener hielo en su interior, el cual rodea a unos contenedores de vidrio, en los que se encuentran los impactores) donde el vapor de agua contenido en los gases es condensado y los gases secos pasan por un medidor del volumen del gas, en condiciones normalizadas. La determinación del contenido de partículas por unidad de volumen normalizado de gases de combustión, se efectúa en el laboratorio al pesar el filtro.

Los métodos empleados para realizar el muestreo son los que establecen las normas EPA (Environmental Protection Agency).

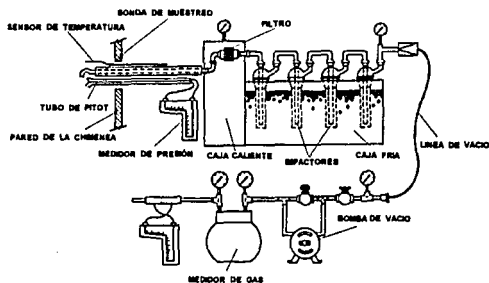


Figura 4.18 .- Esquema del Muestreador isocinético de partículas.

4.3.6 MEDIDOR DEL PUNTO DE ROCIO ACIDO.

La temperatura a la cual el ácido sulfúrico se condensa, es una función de su concentración en el flujo de gases de combustión.

La temperatura del punto de rocío ácido, es de considerable significado práctico en la operación de calderas, ya que la corrosión y la formación de depósitos no ocurrirán si la temperatura de los gases es mayor que la del punto de rocío.

La película ácida que se forma cuando la temperatura de la superficie es menor que la del punto de rocío, tiene cierta conductividad eléctrica. Un medidor del punto de rocío, determina esta temperatura midiendo la conductividad de la película que se forma sobre un elemento detector refrigerado. La velocidad de la depositación ácida se determina a partir del incremento de la conductividad eléctrica de la película con respecto al tiempo.

El medidor del punto de rocío ácido, de disponibilidad comercial, consiste en una sonda portátil y una unidad de control. Este equipo mide la temperatura de condensación ácida en el flujo de gases de combustión con una precisión de 2.2 °C (4 °F). El elemento detector se encuentra al final de la sonda, está formado por un dispositivo de vidrio (Silicato de Boro) y tiene fundidos a él, un sensor de conductividad y un termopar.

La temperatura del elemento detector se controla regulando el flujo de aire de enfriamiento. Un termopar acoplado a la superficie externa de la sonda se utiliza para medir la temperatura de los gases de combustión. La unidad de control contiene indicadores de temperatura y un amperímetro. Para operar este instrumento se requieren solamente un suministro de energía eléctrica a 115 volts y un flujo de aire de 3.4 m³/h.

Una vez que el equipo ha sido calibrado, el punto de rocío se determina de 5 a 10 minutos. Una limitación de este equipo es que solamente mide el ácido sulfúrico en fase gas, y no el que se condensa en gotas líquidas o el absorbido en partículas sólidas.

Este medidor trabaja satisfactoriamente hasta una temperatura de 370 °C, a temperaturas superiores, el detector de Silicato de Boro, empieza a conducir corrientes que originan errores en la medición.

4.4 COTIZACION DE LOS INSTRUMENTOS PARA EVALUAR LAS PROPIEDADES DE FLAMA.

Por lo que refiere a los instrumentos que se utilizarán para analizar propiedades de flama, se obtuvieron cotizaciones del International Flame Research Foundation y de Land Combustion. En la Tabla 4.1 se presentan los costos de los instrumentos suministrados por el IFRF. Los costos de éstos se presentan en dólares Americanos.

Tabla 4.1: Cotización de Instrumentos del IFRF

Instrumento	Costo (US \$)
Pirómetro de succión (1.0 m).	4,700
Radiómetro elipsoidal (1.0 m).	5,100
Sonda de flujo de calor total (1.0 m).	4,120
Radiómetro de ángulo estrecho.	10,600
Horno de cuerpo negro para operación máxima de 1400 °C.	26,400
Sonda pitot de 5 orificios (1.0 m).	5,840
Sonda Hubbard/Prandtl (1.0 m)	4,890
Sonda con recubrimiento interno de cuarzo para muestreo de NO _x .	6,200
Velocímetro laser Doppler (LDV) de 4 Watt	190,000
Laser para visualización de flujo (LSV) basado en Mie scattering.	95,500
Total	353,350

Los equipos laser son para utilizar técnicas novedosas (no intrusivas) para evaluar aspectos aerodinámicos de flamas en hornos. Algunos de los accesorios se podrían adquirir en otros lugares, para tratar así de reducir el costo total.

Con respecto a los instrumentos que se solicitaron a la Compañía Land Combustion, en la Tabla 4.2 se presentan sus costos.

Efectuando una comparación de los costos de los instrumentos que se pueden obtener de las dos compañías que presentaron cotizaciones, se puede ver en la Tabla 4.2, que los instrumentos de Land Combustion son más caros que los del International Flame Research Foundation presentados en la Tabla 1. Incluso los de éste último pueden tener un descuento del 33.3%, como miembros de esta institución. Desafortunadamente, el IFRF no dispone de algunos instrumentos como la sonda portátil de flujo de calor total, la sonda para medir la temperatura de rocío ácida. Por lo tanto, éstos deberán comprarse en Land Combustion.

Tabla 4.2: Cotización de Instrumentos de Land Combustion.

Instrumento	Costo (US \$)
Pirómetro de succión (1.0 m).	12,250
Radiómetro elipsoidal (1.0 m).	9,150
Sonda de flujo de calor total (1.0 m).	9,600
Sonda portátil de flujo de calor total (0.40 m)	10,500
Medidor de la temperatura de rocío ácido con sonda de 1.2 m	11,500
Total	53,000

4.5 COTIZACIÓN DE LOS EQUIPOS PARA ANALIZAR LA COMPOSICIÓN DE LOS PRODUCTOS DE COMBUSTIÓN.

En relación a los analizadores de gases de combustión se obtuvieron cotizaciones de las Compañías Fisher-Rosemount y Monitor Labs. Se tienen los catálogos técnicos en los que se describen las características de los equipos, como exactitud, precisión, rangos, mínimo nivel detectable, etc.

Los costos de los equipos seleccionados de la Compañía Fisher-Rosemount se presentan en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3: Cotización de equipos de Fisher-Rosemount.

Equipo	Costo (US \$)
Analizador de CO	7,560
Analizador de NO _x	8,200
Analizador de SO ₂	8,167
Analizador de O ₂	4,657
Analizador de UHC	8,842
Plataforma y electrónica común para los analizadores	10,428
Total	47,854

Los equipos y sus costos de la Compañía Monitor Labs se presentan en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4.- Cotización de equipos de Monitor Labs.

Equipo	Costo (US \$)
Analizador de CO	14,200
Analizador de CO ₂	12,428
Analizador de NO _x	14,500
Analizador de SO ₂	14,100
Analizador de O ₂	10,870
Analizador de UHC	13,568
Total	79,666

Comparando los costos de los equipos proporcionados por las Compañías Fisher-Rosemount y Monitor Labs, se puede observar en las Tablas 4.3 y 4.4 respectivamente, que los equipos de la última son más caros que los de la primera. Por lo que se debe tomar en cuenta este análisis para la selección definitiva y adquisición de los equipos.

4.6 RESUMEN.

En función del análisis presentado se puede resumir la selección y evaluación de los costos de los instrumentos y equipos experimentales requeridos.

Para medir propiedades de flama, se recomienda adquirir los instrumentos experimentales en el IFRF, debido a su menor costo comparados con los de Land Combustion. La adquisición y empleo de equipos laser para el diagnóstico del comportamiento de flamas podría realizarse en una etapa posterior, por lo que el costo total de los instrumentos se reduciría de US \$353,350 a \$45,460 (con el descuento del 33.3% ya incluido).

La sonda portátil para la medición del flujo de calor total y la sonda para la medición del la temperatura de rocío ácida se recomienda adquirirlas de Land Combustion, éstas no las tiene disponibles el IFRF. El costo total de ellas es de US \$22,000.

Los analizadores de los productos de combustión se recomienda adquirirlos en Fisher-Rosemount, el costo de ellos es de US \$47,854.

Finalmente, el costo total de los instrumentos y equipos experimentales requeridos es de US \$115,314.

capítulo 5

**"DISCUSION
Y
CONCLUSIONES"**

En este capítulo se presentan las discusiones sobre las diferentes ventajas y desventajas del horno diseñado, comparándolo con una caldera industrial. En este sentido, se analizan las diferentes relaciones geométricas que se cumplen en ambos, o que difieren, resaltando las consecuencias que se pueden derivar de tales situaciones en la simulación del fenómeno específico.

Por otro lado, se comentan algunas de las recomendaciones a las que conduce, el desarrollo del diseño del horno. Es importante no perder de vista, que éste, pertenece al grupo de esfuerzos en el área de investigación para comprender la combustión de carbón pulverizado, y que por sí solo no pretende dar solución a todos los problemas existentes en esta área. Precisamente, esa es la tendencia de las recomendaciones.

En la parte final del capítulo se plantean las conclusiones, resaltando los principales logros realizados con el desarrollo del presente trabajo.

5.1 DISCUSION.

5.1.1 JUSTIFICACION DE LOS HORNOS EXPERIMENTALES.

Como ya se ha indicado en el capítulo 1, el carbón mineral por su naturaleza, es un material cuyas propiedades tienden a variar dependiendo de su origen y edad. Por lo cual se hace indispensable realizar un análisis detallado del carbón térmico destinado a las centrales termoeléctricas en México, con el objeto de adquirir en el extranjero aquellos cuya calidad produzca, por un lado, el mínimo impacto nocivo tanto al medio ambiente como a los equipos e instalaciones, y por el otro la mayor eficiencia de combustión posible [Ref. 2].

En la caracterización de la combustión del carbón, lo ideal sería experimentar en calderas industriales. Sin embargo, esta situación trae consigo una serie de problemas que no permiten que esta opción sea la más viable, entre los cuales se destacan los siguientes [Ref. 6]:

- . Los altos costos operacionales y de mantenimiento asociados,
- . El manejo de un número mayor de variables en el experimento,
- . Las dificultades para llevar a cabo las mediciones en los mismos,
- . Las cantidades restringidas de combustible de calidad constante para propósitos experimentales.

Por lo anterior, resulta más conveniente experimentar en un horno a escala, tratando de que éste sea lo más representativo posible del sistema real. Por esta razón en este trabajo de tesis, se tomó este aspecto como punto de partida.

Debido a que en una caldera del tipo de las que son empleadas en el área de generación eléctrica, se compone de diferentes sistemas, es posible establecer seis áreas de interés en el estudio del impacto de la calidad del carbón, las cuales son [Ref. 37]:

- I.- Pulverización,
- II.- Ignición, estabilidad e inquemados,
- III.- Formación de contaminantes,
- IV.- Ceniza fundida, depositación y transferencia de calor,
- V.- Erosión y corrosión, y
- VI.- Remoción de partículas.

Un horno experimental de combustión que cubra todos los aspectos señalados, puede resultar costoso y muy difícil de simular en él, las condiciones que se presentan en una caldera. De esta forma, resulta más práctico diseñar un horno experimental que solo contemple algunas áreas específicas de investigación.

En el caso del presente trabajo, el horno diseñado tiene características propias del área II (Ignición, estabilidad e inquemados), y parcialmente cubre el área III (Formación de contaminantes).

Para realizar investigaciones de las otras áreas en el horno diseñado, sería necesario modificar el diseño del horno, par satisfacer los requerimientos específicos del área en estudio.

Es importante señalar, que en el estado actual del estudio de la caracterización de combustión del carbón, para poder establecer parámetros representativos a escala y de manera directa (de un horno experimental a una caldera), se requiere que la capacidad del horno sea más elevada que la que se ha manejado en este estudio. En la ref. [38] se establece un valor mínimo de $1MW_{th}$ para dicha capacidad.

Pese a lo anterior, existen varias referencias [6, 24, 25 y 37] que citan la aplicación práctica de los resultados que se obtienen en este tipo de hornos. Esto se ha logrado a través de correlaciones entre la combustión de un carbón de referencia en una caldera y posteriormente en hornos a escala. Esto es, se utiliza un carbón determinado en una caldera, se miden distribución de temperaturas, flujos térmicos, concentración de productos de combustión, etc. En un horno piloto se utiliza el mismo carbón y se realizan las mismas mediciones que se realizaron en la caldera. Con ésto, se establecen las similitudes en el proceso de combustión. De este modo, puede quemarse un carbón "desconocido" en el horno piloto y con los resultados, predecir el impacto posible que se tendrá en la caldera al utilizar este carbón.

Hasta este punto, lo anterior es lo que se refiere a la aplicación de los resultados que se pueden obtener en un horno experimental, como el que se ha diseñado, a una caldera. No obstante, cabe aclarar que el objetivo del diseño del horno también se centra en el campo de investigación fundamental de la combustión del carbón, en forma pulverizada, y en esta rama, las características del horno son ideales para llevar a cabo dicha actividad.

En el caso particular del *IIE*, la posibilidad de contar con un horno experimental de estas características, sería de gran importancia para reforzar la línea de apoyo a *CFE*, principalmente, en la búsqueda de soluciones óptimas a los problemas implicados en la tecnología de la combustión de carbón pulverizado y de las emisiones que se producen en este proceso.

5.1.2 DISCUSION DE LAS LIMITACIONES Y VENTAJAS DEL HORNO DISEÑADO.

Uno de los factores importantes en el comportamiento de hornos es la relación superficie a volumen. Este aspecto reviste importancia en la transferencia de calor, ya que en el caso del horno diseñado se tiene una superficie mayor por unidad de volumen, comparado con el de una caldera, como se muestra en la tabla 5.1.

La relación superficie-volumen del horno diseñado tiene un valor de $9.3 \text{ m}^2/\text{m}^3$, mientras que para una caldera esta relación varía de 0.25 a $0.5 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Por esta razón en un horno a escala, las pérdidas de calor son mayores que las de una caldera, y como consecuencia de ello, la temperatura de flama en éste es menor. Para minimizar este problema, se decidió que el diseño incluya (aparte de la capa de material refractario) una capa de fibra cerámica aislante (cuya conductividad térmica sea del orden de $0.47 \text{ W/m}^\circ\text{C}$), para poder minimizar el efecto excesivo de pérdidas de calor.

Tabla 5.1.- Características de diferentes combustores.

IDENTIDAD Y CAPACIDAD TERMICA DEL HORNO	CONFIG. GEOMETRICA	DIM. [m]	COMBUSTIBLE DE DISEÑO	RELACION S/V [m^2/m^3]	Q/V [MWth/m^3]
HORNO EXPERIMENTAL DEL IMPERIAL COLLEGE (150 kWth)	CILINDRICA	D = 0.60 L = 3.00	CARBON PULV. Y COMBUSTOLEO	6.70	0.18
HORNO EXPERIMENTAL DEL RISO NAT. LAB. (1.3 MWth)	CILINDRICA	D = 1.20 L = 4.47	CARBON PULVERIZADO	3.30	0.26
HORNO EXPERIMENTAL DE LA UNIV. DE SHEFFIELD (65 KWth)	RECTANGULAR	l = 0.33 L = 1.70	CARBON PULVERIZADO	12.10	0.38
CAMARA DE COMBUSTION DEL IIE (490 kWth)	CILINDRICA	D = 0.91 L = 3.25	COMBUSTOLEO	4.40	0.23
HORNO DISEÑADO (79 kW)	CILINDRICA	D = 0.43 L = 2.12	CARBON PULVERIZADO	9.3	0.26
CALDERA INDUSTRIAL DE GENERACION (GDE.) (600 MWe)	RECTANGULAR	a = 13 b = 30 h = 40	CARBON PULVERIZADO	0.27	0.1

Otro aspecto que se encuentra ligado al ya descrito, es la cantidad de calor promedio liberada por unidad de volumen. En el caso del horno se tiene un valor de $0.26 \text{ MW}_{\text{th}}/\text{m}^3$, que es mayor al que se tiene en una caldera (en promedio $0.1 \text{ MW}_{\text{th}}/\text{m}^3$ [Ref. 38]). Pese a que en el horno se tiene una mayor cantidad de calor liberado por unidad de volumen en comparación con una caldera, las pérdidas de calor también son mayores debido a que en una base relativa, la superficie total del horno es superior que la de una caldera, como se muestra en la relación superficie/volumen de la tabla 5.1.

El calor que se absorbe en las paredes del horno diseñado, es alrededor del 54 % del calor total liberado. Tal situación es representativa de la que se tiene en una caldera [Ref. 4]. Por lo cual, las temperaturas de salida de los gases de combustión son bastante parecidas en ambos casos. Con la ventaja en el horno, que se puede controlar dicha temperatura con el sistema de enfriamiento de éste.

En el horno se quemarán carbones pulverizados con distribuciones de tamaño de partícula iguales a las que se tienen en calderas reales. Además de que los tiempos de residencia que se manejan en el mismo (1.5 a 3.0 segundos), caen dentro del rango de los tiempos de residencia, que se utilizan en calderas [Ref. 6]. En este contexto, el rango de flujo de combustible inherente al horno es de 6 a 10 Kg/h.

En una caldera industrial se tienen varios quemadores operando simultáneamente, y la interacción de éstos, desde los puntos de vista aerodinámico y de transferencia de calor, son bastante difíciles de reproducir en un horno a escala. Por ejemplo una flama interactúa con las demás, al recibir y emitir radiación térmica, así como también existe recirculación de productos de combustión calientes del frente de flama.

En un horno a escala, la situación antes descrita se reduce a estudiar la combustión en un solo quemador, y se trata de lograr el efecto de la interacción térmica de las flamas mediante el empleo de paredes calientes, que radien el calor absorbido nuevamente hacia la flama, y también para ayudar a su estabilización. Así, a través de pruebas experimentales se ha establecido que la temperatura de dichas paredes, debe ser del orden de 950°C a 1000°C [Ref.6].

En el horno, el mezclado del carbón con el aire de combustión y con la recirculación de productos de combustión calientes no se reproduce con buena precisión lo que ocurre en una caldera real. Esto debido a que existen diferentes tipos de quemadores y arreglos de éstos en las calderas, como pueden ser frontales o tangenciales. Para la ignición y estabilización de flamas, estos factores son determinantes. Por esta razón, en el horno los análisis de ignición y estabilización de flama deben compararse con base en un carbón de referencia.

La configuración geométrica del horno diseñado, tiene varias ventajas. Desde el punto de vista matemático, la geometría cilíndrica ayuda a simplificar el modelado del sistema. Una posición vertical del horno es deseable para eliminar los efectos asimétricos originados por la fuerza de gravedad, no obstante en este trabajo se optó por una posición horizontal, debido a que en una caldera la posición del quemador es horizontal, además de que ésta facilita la realización de las mediciones en los diferentes puertos de muestreo.

Otra ventaja del horno diseñado es su costo. En función de la experiencia acumulada con la construcción y operación de la Cámara de Combustión de Combustóleo en el IIE, se pronostica un bajo costo de construcción por emplear materiales de amplia disponibilidad comercial, además de tener un diseño sencillo y compacto. Se estima que económicamente impacta más los costos de la instrumentación experimental requerida, que la construcción del mismo.

5.1.3 DISCUSION DE LOS EQUIPOS AUXILIARES DEL HORNO.

El empleo de agua ($\rho_w = 1000 \text{ kg/m}^3$, $c_{pw} = 4.18 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$) en el sistema de enfriamiento obedece al criterio del diseño del horno, para obtener un equipo compacto y eficaz, ya que ofrece mejores propiedades que el aire ($\rho_a = 1.18 \text{ kg/m}^3$, $c_{pa} = 1.0 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$).

El uso del intercambiador de calor y del colector ciclónico en el sistema experimental, se justifica debido a que los gases a la salida del horno están a una temperatura muy elevada ($1,100^\circ\text{C}$) y además contienen una gran cantidad de partículas sólidas suspendidas, así que no es adecuado descargarlos en esas condiciones, a pesar de que se trate de un flujo relativamente pequeño (del orden de 115 kg/h). En el caso de una caldera industrial de carbón, los gases calientes cuando abandonan el recinto de combustión pasan todavía por una serie de intercambiadores, con el objeto de extraerles la mayor cantidad de calor, para después removerles las partículas por un colector electrostático de ceniza.

En el caso del horno diseñado no se emplea un colector electrostático, en primer lugar por que no es el objetivo estudiar el área VI (Remoción de partículas), y también porque la construcción, operación y mantenimiento de un colector ciclónico de partículas resultan muy económicas en comparación con las del colector electrostático.

5.1.4 DISCUSION DE LA INSTRUMENTACION.

La instrumentación para evaluar las propiedades de flama de la combustión de carbón, se seleccionó en base a un análisis de los instrumentos que han desarrollado y utilizado para este fin instituciones de investigación de gran prestigio, como el International Flame Research Foundation [Ref. 43].

Los instrumentos seleccionados, como el pirómetro de succión, el radiómetro elipsoidal, la sonda de flujo de calor total, etc. permitirán caracterizar las flamas de carbón en detalle. Obteniendo con ésto, la primera información de este tipo en México, debido a que actualmente en este país, no se realizan estudios de esta naturaleza. Además estos instrumentos se utilizarán en calderas y hornos industriales, con beneficios muy significantes.

Los equipos laser se incluyen en este trabajo por presentar múltiples ventajas sobre los instrumentos señalados en estudios de las propiedades de la flama, específicamente en las áreas de velocidad y caracterización cualitativa de los patrones de mezclado. Entre ellas se destaca el poder caracterizar fácil y rápidamente, de un solo barrido del haz laser, perfiles de velocidad (en el caso del velocímetro) y patrones de mezclado (en el caso del visualizador), todo ello gracias a las técnicas computacionales de análisis que incorporan, mientras que en las sondas de medición de velocidad se requiere de mucho tiempo para realizar numerosas mediciones puntuales. Si bien, el costo de los equipos laser es elevado, su empleo no se restringe a un solo horno, ya que puede emplearse en otros más del mismo IIE, (algunos de construcción futura dentro del mismo programa).

Para el caso del análisis de los gases de combustión, se decidió seleccionar instrumentos que operen con base en principios físicos (Infrarrojo, paramagnético, química-luminiscencia, etc.) ya que éstos ofrecen ventajas importantes sobre aquellos que emplean celdas electroquímicas. La principal es que son más precisos, aunándole a esto que las normas internacionales *EPA* (Environmental Protection Agency) tienden más a restringir el empleo de instrumentación de celdas electroquímicas, debido a su mayor porcentaje de error ($>1\%$), en comparación con el de principios físicos ($<1\%$).

5.2 RECOMENDACIONES

En base al análisis de la información obtenida en el presente trabajo, se presentan las siguientes recomendaciones.

El sistema de alimentación de carbón requiere que se diseñe a detalle de manera muy cuidadosa, ya que la repetibilidad del equipo experimental depende de un suministro constante tanto de combustible, como de aire de combustión. Para tal efecto, en los casos del ventilador centrífugo y de la bomba volumétrica, se recomienda incluir en la selección de estos equipos, especificaciones para un variador de frecuencias de tipo electrónico (para controlar con mayor precisión los flujos asociados).

Se recomienda realizar el diseño de un sistema de combustión experimental para abarcar el área de remoción de partículas, tomando en cuenta que, se debe diseñar partiendo de un tamaño de colector electrostático pequeño de disponibilidad comercial, para reproducir aceptablemente los fenómenos relacionados que ocurren en una caldera.

Un programa bien estructurado del estudio de la caracterización de combustión del carbón, que tome lo apuntado en la sección 5.1.1, se encaminaría a construir, de modo paulatino, un grupo de 2 o 3 hornos de tamaños diferentes (cada vez más grandes en su capacidad), para poder escalar los resultados que se obtengan del estudio de un carbón determinado en un horno a otro. La secuencia lógica de construcción sería empezar por un horno pequeño, y posteriormente construir uno más grande, en función de integrar la experiencia ganada tanto en la construcción y operación del horno pequeño, como en el manejo de la instrumentación necesaria. El horno diseñado en este trabajo, es el inicio de tal programa.

La metodología presentada para los colectores ciclónicos, se recomienda revisarla con el objeto de realizar diseños más óptimos de estos dispositivos sencillos y económicos, en aplicaciones industriales.

En cuanto al aspecto de la interrelación aerodinámica de las flamas, resulta más conveniente hacer un análisis por separado de una sola, en un horno experimental, para poder entender los mecanismos fundamentales del comportamiento de la misma y hacer predicciones del comportamiento de un conjunto de flamas, mediante el modelado matemático. Una vez que se haya alcanzado tal estado, sería conveniente realizar pruebas experimentales en un horno a escala con dos ó más quemadores, para verificar la validez de tales predicciones.

5.3 CONCLUSIONES

Finalmente, los principales logros alcanzados en este trabajo se pueden resumir de la siguiente manera.

Se puso de manifiesto la importancia que el carbón como energético ha ido cobrando en los últimos años, tanto en el contexto mundial como en el nacional. De ahí, lo vital de realizar investigación al respecto.

A través de la revisión bibliográfica, se agruparon una serie de criterios a considerar en el diseño de un horno experimental, válidos no solo para la combustión del carbón, sino para otros combustibles como el gas y el combustóleo (ajustándolos a las características propias de cada combustible).

Se comprobó que la metodología empleada en el diseño del horno conduce a resultados prácticos, ya que las dimensiones calculadas del horno son equiparables a las de los hornos que se reportan en la bibliografía.

De este modo, se diseñó un horno experimental compacto para la combustión de carbón pulverizado, de configuración geométrica cilíndrica horizontal, con un flujo máximo de combustible de 10 kg/h, equivalente a 79 kW_{th} (para un carbón con poder calorífico similar al manejado en este estudio), con un diámetro interior de 43 cm y 227 cm de longitud. El horno diseñado se compone de 8 secciones, con camisa de enfriamiento cada una y con regulación independiente del flujo de agua. Además, cuenta con 8 puertos de observación, distribuidos a lo largo del eje del horno, y con una tapa desmontable para ajustes en el quemador y en la instrumentación.

La construcción del horno diseñado se espera sea de bajo costo, debido a la sencillez de su diseño y a la amplia disponibilidad comercial de los materiales necesarios para la misma.

La instrumentación seleccionada permitirá realizar evaluaciones de las propiedades de flama y analizar los gases de combustión. Así de esta forma, se podrán realizar por primera vez en México estudios de esta naturaleza. Aunque la inversión inicial es relativamente alta (US \$115,314), su adquisición traerá beneficios inmediatos, y con ello, la inversión se amortizará rápidamente.

REFERENCIAS

- 1.- *Flames*. A.G. Gaydon y R.G. Wolfhard. Ed. Chapman and Hall Ltd. Inglaterra, 1970. pp.7-16.
- 2.- *El carbón en la generación de energía eléctrica en México*. Coordinación de Proyectos Especiales, C.F.E. . Dirección General de C.F.E. Abril, 1992. Capítulos A,B y C.
- 3.- *Modern Power Plant Engineering*. J. Weisman. L.E. Eckart. Prentice-Hall, Inc. USA, 1985. pp. 102-155.
- 4.- *Combustion, fossil Power*. Singer, Joseph G. Combustion Engineering, Inc. USA, 1991. Capítulos 2 y 4.
- 5.- *Pulverized Coal Combustion, (Recent Developments)*. Stanley Singer. Noyes Publications. USA, 1984.
- 6.- *The development of a small-scale pulverized-coal combustion facility for research and commercial applications*. A. P. Anderson y A.B. Hedley. Journal of the Institute of Energy. Septiembre, 1983. pp. 145-148.
- 7.- *Coal Geology*. Ward, Colin R. Encyclopedia of Physical Science and Technology, vol. 3. (editada por Academic Press. Inc, 1987). pp. 1-16
- 8.- *Coal Structure and Reactivity*. Larsen, John W. Martin L. Gorbaty. Encyclopedia of Physical Science and Technology, vol. 3. (editada por Academic Press. Inc, 1987). pp. 62-68.
- 9.- *Energy from Fossil Fuels*. W. Fulkerson, et al. Scientific American. Septiembre, 1990. pp. 129-133.
- 10.- *Energy World*. The Magazine of the Institute of Energy. Marzo, 1992. No. 196.
- 11.- *BP Statistical Review of World Energy*. Junio, 1991.
- 12.- *The radiation from flames in a small-scale oil-fired furnace*. D.K. Holliday y M.W. Thring. Journal of the Institute of fuel. Marzo, 1957. pp. 126-136.
- 13.- *Planeación del desarrollo tecnológico del carbón térmico en México*. MICARE-III. Septiembre, 1988.
- 14.- *Reservas de carbón en México*. MICARE. Resumen Ejecutivo, 1989.

- 15.- *Uso del carbón importado para generar electricidad en Lázaro Cárdenas, (estudio de factibilidad)*. Anexo I. MICARE. Septiembre, 1984.
- 16.- *Energy, Combustion and Enviroment*. N. Chigier. Ed. Mc Graw-Hill. USA, 1981. Capítulos 1 y 2.
- 17.- *Local measurements of velocity, temperature and gas composition in pulverised-coal flame*. P.A. Jensen et al. Journal of the Institute of Energy. Marzo, 1994. pp.37-46.
- 18.- *La combustión, teoría y aplicaciones*. Giuliano Salvi. Ed. Dossat,S.A. España. pp. 4-9.
- 19.- *Fuels and Combustion*. S. Sarkar. Ed. Sangam Books. India, 1990. pp. 217-235.
- 20.- *Procesos de transferencia de calor*. D.Q. Kern. Ed. CECSA. México, 1981.
- 21.- *Termodinámica*. Burghardt. Ed. Harla.
- 22.- *Transferencia de calor*. J.A. Manrique. Ed. Harla. México, 1981.
- 23.- *The international coal trade: past, present and future*. A.W. Cox et al. Energy World. Julio, 1989. pp. 19-22.
- 24.- *Pulverised-coal and heavy-fuel-oil flames: large-scale experimental studies at Imperial College, London*. M. Costa et al. Journal of the Institute of Energy. Junio, 1991. pp. 64-76.
- 25.- *The suitability of ultrafine coal as an industrial boiler fuel*. D.J. Barratt y P.T. Roberts. Combustion and flame. 1989. pp. 51-68.
- 26.- *Reporte del diseño de la cámara de combustión de combustóleo*. Depto. de Sistemas de Combustión, IIE.
- 27.- *Informe de labores 1992-1993*. SEMIP.
- 28.- *Combustion aerodynamics*. J.M. Beér y N.A. Chigier. Robert E. Krieger Publishing Company. USA, 1983. pp. 1-7.
- 29.- *Steam: its generation and use*. Babcock and Wilcox. USA, 1985. Capítulos 6 y 17.
- 30.- *Coal processing and pollution control*. T.F. Edgar. Gulf Publishing Company. USA, 1983. pp. 20-36.
- 31.- *New design approach boosts cyclone efficiency*. W. H. Koch y W. Licht. Chemical Engineering. Noviembre, 1977. pp. 80-88.

- 32.- *Sizing gas cyclones*. S. Constantinescu. Chemical Engineering. Enero, 1983. pp.97-98.
- 33.- *Coal and modern coal processing: an introduction*. G.J. Pitt y G.R. Millward. Academic Press Inc. Inglaterra, 1979. pág. 2.
- 34.- *Environment pollution and control*. R.F. Weiner et al. Ed. Butterworth-Heinemann. USA, 1990. pp. 299-309.
- 35.- *Combustion of pulverised coal*. M.A. Field et al. The British Coal Utilization Research Association. Inglaterra, 1967. pág. 25.
- 36.- *Principles of combustion engineering for boilers*. C.J. Lawn. Academic Press. USA, 1987. pp.259-274.
- 37.- *Application of pilot-scale coal testing to utility boilers*. T.R. Johnson y J.G. Sotter. Electrical Power Research Institute (EPRI). Reporte final. Julio, 1988. Capítulos 1 y 2.
- 38.- *IFRF and power generation industry*. P.A. Roberts. Coloquio Internacional de Diagnóstico y Control de Contaminantes. Julio, 1995. Cuernavaca, Morelos.
- 39.- *Combustion measurements in a pulverised coal-fired furnace*. S. Godoy et al. Combustion Science and Technology. 1988. pp. 165-182.
- 40.- *Effects of a single high-velocity jet on the combustion of pulverised coal in a small-scale furnace*. F. Liu.
- 41.- *Flow of fluids through valves, fittings and pipe*. Crane Co. USA, 1980.
- 42.- *Mecánica de fluidos y máquinas hidráulicas*. C. Mataix. Ed. Harla. México, 1982.
- 43.- *Measurements in flames*. Y. Braud y J. Chedaille. IFRF-Edward Arnold. Inglaterra, 1972.
- 44.- *Universal Stack Sampler (operation manual)*. Andersen Instruments, Inc.
- 45.- *Métodos experimentales para ingenieros*. J.P. Holman. Ed Mc Graw-Hill. México, 1988.
- 46.- *Catálogos de las Series NGA 2000 de los módulos de análisis de gases de combustión*, (Rosemount Analytical Inc.). Fisher- Rosemount. USA, 1993.
- 47.- *Catálogos de instrumentación del IFRF*. Holanda. Marzo, 1994.
- 48.- *Catálogos de instrumentación de Land Combustion*. Inglaterra, 1993.
- 49.- *Aerodynamic characterization of swirling flows in isothermal confined jets*. R. Escalera. Coloquio Internacional de Diagnóstico y Control de Contaminantes. Julio, 1995. Cuernavaca, Morelos.

Apéndice A

A-1 Diseño del intercambiador de calor.

A-2 Cálculo de las caídas de presión para la selección del ventilador.

A-3 Cálculo del diámetro del ducto de aire primario.

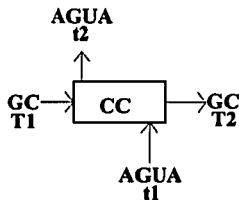
A-1 DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

El objetivo de este intercambiador es enfriar los gases de combustión a la salida del horno, desde una temperatura de 1,100 °C hasta 250 °C, utilizando como medio refrigerante agua a 25 °C, la cual a la salida del intercambiador, tendrá una temperatura máxima de 50 °C.

El procedimiento utilizado para el diseño del intercambiador, se basa principalmente en el criterio de la Ref [20], además de auxiliarse de las refs. [21 y 22].

- Balance de Calor:

$$Q_R = \dot{m}_{gc} C_{Pgc} (T1 - T2) = \dot{m}_w C_{Pw} (t2 - t1) \quad (A.1)$$



$$T1 = 1,100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T2 = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\dot{m}_{gc} = 115.74 \text{ Kg/h}$$

$$C_{Pw} = 0.9981 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{Pgc} = ?$$

$$\dot{m}_w = ?$$

El calor a retirar de los gases de combustión (Q_R), puede ser encontrado también con el uso de la ecuación (2.27), la cual esta en función de la temperatura, sustituyendo cuando $T_{gc} = 1,100$ °C y cuando $T_{gc} = 250$ °C. Esto es:

$$Q_R = Q_{gc}(1,100 \text{ °C}) - Q_{gc}(250 \text{ °C}) \quad (A.2)$$

$$= 33,794.7 - 6,567.9$$

se obtendrá:

$$Q_R = 27,226.8 \text{ Kcal /h}$$

Ahora se puede encontrar que: $\dot{m}_w = \frac{Q_R}{C_{pw}(t_1 - t_2)} \quad (A.3)$

$$\dot{m}_w = 1,091.2 \text{ Kg/h.}$$

En seguida se hace la selección de las características del intercambiador.

En primer lugar, los gases de combustión calientes irán por el lado de los tubos, y el agua de enfriamiento por el lado de la coraza. Lo anterior por simplicidad de funcionamiento al tener un solo paso por el lado de los tubos, y también, para facilitar el mantenimiento del intercambiador.

- Cálculo del ΔT_{CORR} .

$$\Delta T_{CORR} = FT \times LMTD \quad (A.4)$$

FT @ R y S → [Pág. 933, Ref. 20],

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \quad (A.5)$$

$$R = (1\ 100 - 250)/(50 - 25) = 34$$

$$S = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) \quad (A.6)$$

$$S = (50 - 25)/(1\ 100 - 25) = 0.0233$$

$$\Rightarrow FT = 1$$

$$LMTD = (\Delta Th - \Delta Tc)/\ln(\Delta Th/\Delta Tc) \quad (A.7)$$

$$\Delta Th = T_1 - t_2 \quad (A.8)$$

$$\Delta Th = 1\ 100 - 50 = 1\ 050 \text{ °C}$$

$$\Delta Tc = T_2 - t_1 \quad (A.9)$$

$$\Delta Tc = 250 - 25 = 225 \text{ °C}$$

$$\Rightarrow LMTD = 535.6 \text{ °C}$$

$$\therefore \Delta T_{CORR} = 535.6 \text{ °C}$$

**CALCULO DE LAS PROPIEDADES FISICAS
DE LOS FLUIDOS INVOLUCRADOS.**

Las propiedades físicas deben ser evaluadas a las temperaturas promedio respectivas.

- Fluido caliente: Gases de Combustión.

$$T_p = (T_1 + T_2)/2 \tag{A.10}$$

$$T_p = (100 + 250)/2 = 675 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\rho_{gc} @ T_p \rightarrow \rho_{gc} = 0.3298 \text{ Kg/m}^3$$

$$Cp_{gc} @ T_p \rightarrow Cp_{gc} = 0.2618 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\kappa_{gc} @ T_p \rightarrow \kappa_{gc} = 1.301 \text{ Kcal/m h } ^\circ\text{C}$$

$$\mu_{gc} @ T_p \rightarrow \mu_{gc} = 0.04032 \text{ cP}$$

- Fluido frío: Agua,

$$t_p = (t_1 + t_2)/2 \tag{A.11}$$

$$t_p = (50 + 25)/2 = 37.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\rho_a @ t_p \rightarrow \rho_a = 995.33 \text{ Kg/m}^3$$

$$Cp_a @ t_p \rightarrow Cp_a = 0.9981 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\kappa_a @ t_p \rightarrow \kappa_a = 0.6241 \text{ W/m } ^\circ\text{C}$$

$$\mu_a @ t_p \rightarrow \mu_a = 0.72 \text{ cP}$$

Debido a las características de los gases emitidos por la combustión del carbón (alto contenido de partículas de ceniza de tamaño considerable en el diseño), se emplearán tubos de 5.08 cm (2 plg.) de diámetro nominal, los cuales tienen los siguientes diámetros interior y exterior:

$$D_{int} = 5.25 \text{ cm (2.067 plg.)}$$

$$D_{ext} = 6.5 \text{ cm (2.38 plg.)}$$

Espaciamiento entre tubos (P_T)

El espaciamiento de los tubos, se elige de P_T = 7 cm (2.75 plg.), para tener un claro entre los tubos de c' = 0.94 cm (c' = 0.37 plg.).

Por resultar más compacto, y por ofrecer este arreglo una mayor transferencia de calor, seleccionamos un arreglo triangular.

Suposición del coeficiente U_s .

De la Referencia [20], para enfriadores que operen con gases (fluido caliente) y agua (fluido frío), se da un rango de valores aproximados de los coeficientes totales de diseño de 2 a 50 Btu/h °F ft². Debido a los flujos pequeños de los fluidos, suponemos:

$$U_s = 20 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F ft}^2 = 97.7 \text{ Kcal/h } ^\circ\text{C m}^2$$

Cálculo de A_s .

$$\text{Si : } \quad QR = A_s \times U_s \times \Delta T_{\text{CORR}} \quad (\text{A.12})$$

$$\Rightarrow \quad A_s = QR / (U_s \times \Delta T_{\text{CORR}}) \quad (\text{A.13})$$

$$A_s = 27\,226.8 / (97.65 \times 535.6) = 0.521 \text{ m}^2$$

Número de tubos N_t .

$$N_t = \text{No. tubos/pso} \times n \quad (\text{A.14})$$

donde:

$$\text{No. pasos/tubo} = S/s = (\text{área total de flujo}) / (\text{área transversal de un tubo}) \quad (\text{A.15})$$

$$\text{y, } \quad n = \text{no. pasos} = 1$$

$$S = G_v / v = G_m / v_p \quad (\text{A.16})$$

$$G_m = \dot{m}_{gc} = 115.74 \text{ Kg/h} = 255.2 \text{ lb/h}$$

$$\rho = 0.33 \text{ Kg/m}^3 = 0.021 \text{ lb/ft}^3$$

La velocidad v recomendada para una $\mu < 1$, es de $v = 2.44 \text{ m/s} = 8 \text{ ft/s}$. Dando un margen de seguridad del 40 % se tiene:

$$v = 1.4 \times 2.44 \text{ m/s} = 3.42 \text{ m/s} = 11.2 \text{ ft/s}$$

$$\Rightarrow S = 0.307 \text{ ft}^2 = 0.029 \text{ m}^2$$

Para un tubo de 5.08 cm (2 plg.) de diámetro nominal, el área de paso es:

$$s = 0.0233 \text{ ft}^2 = (0.0022 \text{ m}^2), \text{ entonces:}$$

$$\text{No.tubos/paso} = 0.029 \text{ m}^2 / 0.0022 \text{ m}^2 = 13.18 \text{ tubos/paso}$$

$$N_t = (13.18 \text{ tubos/paso}) \times 1 \text{ paso} = 13 \text{ tubos.}$$

Longitud de los tubos (L).

$$L = A_{sup}/(\pi \text{ Dext } Nt) \quad (A.17)$$

$$L = 0.521 \text{ m}^2/(\pi \times 0.0605 \text{ m} \times 13) = 0.211 \text{ m}$$

$$\text{Dext} = 2.38 \text{ plg.} = 0.0605 \text{ m}$$

La longitud resultante es muy pequeña, por lo cual se fijará para dar un número menor de tubos, así tenemos:

$$L = 1 \text{ m} \quad \rightarrow \quad Nt = A_{sup}/(\pi \text{ Dext } L) = 2.74 \approx Nt = 3$$

A partir de los resultados hasta aquí obtenidos, se evaluará el arreglo con las siguientes características: $Nt = 3$ y $Pt = 2.75 \text{ plg.} = (7 \text{ cm})$, con diámetro de la coraza igual a $ID = 6.3 \text{ plg.} = 16 \text{ cm}$.

La expresión (A.18), permite calcular el coeficiente total de transferencia de calor U_c , para lo cual se debe seguir la metodología establecida en los siguientes incisos.

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_d} \quad (A.18)$$

a).- Cálculo de h_{io} (lado tubos).

$$h_i = \frac{J_H \kappa}{D_i} \left(\frac{c\mu}{\kappa} \right)^{1/4} \quad (A.19)$$

$$h_{io} = h_i (D_i/D_e) \quad (A.20)$$

$J_H @ L/D$ y Re_t , \rightarrow [Ref. 20, p-939].

$$Re_t = \frac{D_t \times G_t}{\mu_t} \quad (A.21)$$

$$G_t = W_t/a_t \quad (A.22)$$

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (A.23)$$

Si $N_t = 3$, $n=1$, $D_i = 2.06 \text{ plg.} = 0.0525 \text{ m}$ y $a_t' = 3.35 \text{ plg}^2$ [Ref. 20, p-949]:

$$a_t = 0.06979 \text{ ft}^2 = 0.00648 \text{ m}^2$$

$$W_t = \dot{m}_{gc} = 115.74 \text{ Kg/h} = 255.15 \text{ lb/h}$$

$$G_t = 3\ 656.03\ \text{lb/h ft}^2 = 17\ 850.91\ \text{Kg/h m}^2$$

$$\text{Re}_t = 6\ 454.1$$

$$L/D_i = (1\text{m}) / (0.0525\ \text{m}) = 19.05 \Rightarrow J_H @ L/D \text{ y } \text{Re}_t \Rightarrow J_H = 25$$

$$\kappa = Kt = 1.3013\ \text{Kcal/m h}^2\text{C} = 0.874\ \text{BTU/h}^2\text{F}^2$$

⇒ al sustituir en la expresión (A.19), se obtiene:

$$h_i = 39.07\ \text{BTU/h ft}^2\text{F} = 190.8\ \text{Kcal/h m}^2\text{C}$$

$$h_{io} = 33.93\ \text{BTU/h ft}^2\text{F} = 165.71\ \text{Kcal/h m}^2\text{C}$$

b).- *Cálculo de ho (lado carcasa).*

No. de mamparas = 7, por lo tanto B = 5.62 plg = 0.143 m
 ID = 6.3 plg = 0.16 m

$$h_o = \frac{J_H \kappa \left(\frac{c\mu_s}{\kappa}\right)^{1/4}}{D_{eq}} \quad (\text{A.24})$$

$J_H @ \text{Re}_s \rightarrow$ [Ref. 20, p-943].

$$\text{Re}_s = \frac{D_{eq} \times G_s}{\mu_s} \quad (\text{A.25})$$

$D_{eq} = 1.3\ \text{plg} = 0.1083$ (extrapolando)[Ref. 20], p-943].

$$G_s = W_s / a_s \quad (\text{A.26})$$

$W_s = 1091.15\ \text{Kg/h} = 2405.53\ \text{lb/h}$
 $c' = 0.37\ \text{plg}$

$$a_s = \frac{ID \times c' \times B}{144 \times P_T} \quad (\text{A.27})$$

$a_s = 0.0331\ \text{ft}^2$
 $G_s = 72\ 715.6\ \text{lb/h ft}^2$

$$\text{Re}_s = 4\ 519.7$$

Ahora con Re_s , en la gráfica de la fig 28 [Ref. 20, p-943], corresponde: $J_H = 36$
 Por tanto, al evaluar la expresión (A.24) se obtiene:

$$h_o = 203.2\ \text{BTU/h ft}^2\text{F}$$

c).- Factor de ensuciamiento R_d

$$R_d = R_{dt} + R_{dc} \quad (A.28)$$

De la Referencia [20], en la tabla 12 (pág. 950), se obtienen los valores correspondientes de los factores de obstrucción, R_{dt} y R_{dc} . Cabe señalar, que al parecer dichos factores son adimensionales, no obstante, al revisar la ecuación (A.18), se observa que para cumplir con las unidades de la expresión debe de tener unidades recíprocas del coef. convectivo de transf. de calor h , (h ft² oF/BTU).

$$\begin{aligned} R_{dt} &= 0.01, && \text{para gases de combustión} \\ R_{dc} &= 0.002, && \text{para agua} \\ R_d &= 0.012 && (\text{h ft}^2 \text{ oF/BTU}) \end{aligned}$$

d).- Corrección de (h_{io}) y (h_o) , por viscosidad.

i).- Lado tubos.

$$\phi_t = (\mu_t / \mu_{wt})^{0.14} \quad (A.29)$$

μ_t → Viscosidad de los gases de combustión a $T_p = 675$ °C.

$\mu_t = 0.04032$ cP

μ_{wt} → Viscosidad del fluido por el lado-tubos, valuada a temperatura de pared (t_w) .

Cuando el fluido caliente vá por el lado-tubos:

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_o + h_o} (T_c - t_c) \quad (A.30)$$

$t_w = 281$ °F

μ_{wt} @ 281 °F → $\mu_{wt} = 0.0233$ cP.

$$\phi_t = 1.08$$

Ahora corregimos h_{io} :

$$h_{io(corr)} = h_{io} \times \phi_t \quad (A.31)$$

$$h_{io(corr)} = 36.64 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ oF} =$$

ii).- Lado coraza.

$$\phi_s = (\mu_s / \mu_{ws})^{0.14} \quad (A.32)$$

$$\mu_g = 0.72 \text{ Cp}, \quad \mu_{ws} @ t_{wc}$$

Cuando el fluido caliente vá por el lado tubos:

$$t_{wc} = T_c - \frac{h_o}{h_o + h_c} (T_c - t_c) \quad (A.33)$$

$$t_{wc} = 281 \text{ OF} \quad \Rightarrow \quad \mu_{ws} @ 281 \text{ OF}: \quad \mu_{ws} = 0.145 \text{ cP}$$

$$\phi_g = 1.252$$

Ahora corregimos h_o :

$$h_{o(\text{corr})} = h_o \times \phi_g \quad (A.34)$$

$$h_{o(\text{corr})} = 254.36 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ OF} =$$

Evaluación de (Uc).

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_{o(\text{corr})}} + \frac{1}{h_{c(\text{corr})}} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{36.64} + \frac{1}{254.36} + 0.012} = 23.14 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ OF}$$

$$U_c = 23.14 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ OF} = 112.96 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ OC}$$

Cálculo del área de transferencia de calor.

$$A_{cal} = \frac{Q_R}{U_c \times \Delta T_{corr}} \quad (A.35)$$

$$A_{cal} = 0.45005 \text{ m}^2$$

Area del cambiador de calor (A_{cam}).

$$A_{cam} = a'' \times L \times N_t \quad (A.36)$$

a'' = Area ext. del tubo/unidad lineal

$a'' @ D_e = 2.38 \text{ plg.} \rightarrow [\text{Ref. 20, p-948}]$

$$a'' = 0.622 \text{ ft}^2/\text{ft} =$$

$$A_{cam} = 6.122 \text{ ft}^2 = 0.569 \text{ m}^2$$

Comparación de áreas, (A_{cal} vs. A_{cam}).

Se debe cumplir:

$$A_{cam} > A_{cal} \quad (A.37)$$

$A_{cal(corr)}$ → Área del cambiador corregida.

$$A_{cal(corr)} = F_s \times A_{cal} \quad (A.38)$$

F_s → Factor de seguridad de 1.1 a 1.2, → $F_s = 1.2$

$$A_{cal(corr)} = 0.546 \text{ m}^2$$

Se puede observar que el área que ofrece el intercambiador (A_{cam}), es mayor que el área calculada (A_{cal}) en un 25 %, y que también es ligeramente mayor que el área calculada corregida por el factor de seguridad, en un 5 %. De aquí se concluye, que el diseño analizado puede ser funcional.

Cálculo de las caídas de presión del cambiador (ΔP).

a).- Lado-tubos, (ΔP_t).

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times \phi_t \times s} \quad (A.39)$$

f → Factor de fricción de Fanning, y se evalúa con Re_t en [Ref. 20, p-941].

s → Gravedad específica

$$\Delta P_t = 0.0043 \text{ lb/plg}^2 = 3.003 \text{ mm-H}_2\text{O}.$$

b).- Lado-coraza, (ΔP_c).

$$\Delta P_c = \frac{f \times G^2 \times D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s} \quad (A.40)$$

$$\Delta P_c = 5 \text{ mm-H}_2\text{O}.$$

A-2 CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION PARA LA SELECCION DEL VENTILADOR.

Los cálculos que a continuación se desarrollan, estan apoyados en las fórmulas y criterios que se presentan en las referencias [41] y [42], principalmente. Las secciones referidas pueden verse en la fig. 3.6 (Cap. 3).

ΔP en la sección 1-2.

Esta caída de presión tiene lugar en el ducto que va desde el ventilador al quemador, y en este cálculo se supondrá su valor, debido a que se desconoce el tamaño del ventilador. Además esta caída de presión pudiera despreciarse, ya que en comparación con la que se tiene en el quemador es pequeña. No obstante, se fija su valor en 20 Pa. Por tanto:

$$\Delta P_{1-2} = 20 \text{ Pa.}$$

ΔP en la sección 2-3.

Esta caída de presión ocurre en el quemador y puesto que el diseño del quemador no se lleva a cabo en este trabajo, se optó por tomar valores reportados en la literatura, para condiciones análogas de un quemador con generación de turbulencia. Así, de la Ref. [Artículo de R. Escalera, IIE], se reporta un valor promedio de:

$$H_q = 65 \text{ mm-H}_2\text{O}$$

$$\Delta P = (0.065 \text{ m}) \times (1000 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)$$

$$\Delta P = 637.65 \text{ Pa}$$

ΔP en la sección 3-4.

Esta sección abarca la zona en la que se expansionan los gases, la cual es una zona de sección transversal constante semejante a un tubo de gran diámetro, por tanto, la caída de presión es despreciable.

ΔP en la sección 4-5.

La caída de presión originada por la reducción de diámetros a la salida del horno puede calcularse con las siguientes fórmulas:

$$\begin{aligned}
 K_1 &= 0.5C_c[1-(d_1^2/d_2^2)] & d_1 &= 16 \text{ cm} \\
 C_c &= [\text{sen}(0.5\alpha)]^{0.5} & d_2 &= 43 \text{ cm} \\
 H_{rs} &= K_1 v^2 / (2g) & l &= 25 \text{ cm} \\
 \Delta P_{4-5} &= H_{rs} \rho_{gc} g & \alpha &= 60^\circ \\
 & & v &= 7.02 \text{ m/s} \\
 & & \rho_{gc} &= 0.228 \text{ Kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{rs} &= 0.78 \text{ m-GC} \\
 \Delta P_{4-5} &= (0.78 \text{ m-GC}) \times (0.228 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{4-5} = 1.74 \text{ Pa.}$$

ΔP en la sección 5-6.

Las fórmulas para poder calcular la caída de presión en el codo de 16 cm de diámetro (6.3 pulg.), son las siguientes:

$$\begin{aligned}
 H_{rs} &= K_b [v^2 / (2g)] \\
 K_b &\rightarrow \text{Se obtiene de la figura 2.16 de la Ref. [Crane], con la relación } r/D. \\
 &\text{Suponiendo que } r = D, \text{ entonces:} \\
 K_b &= 0.5 \\
 H_{rs} &= 1.26 \text{ m-GC} \quad \text{y} \quad \Delta P_{5-6} = (1.26 \text{ m-GC}) \times (0.228 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{5-6} = 2.82 \text{ Pa}$$

ΔP en la sección 6-7.

La caída de presión en el intercambiador de calor, se calcula en el apartado respectivo. Su valor es:

$$H_l = 3.003 \text{ mm-H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{5-6} = 29.46 \text{ Pa}$$

ΔP en la sección 7-8.

La caída de presión en la reducción de 16 cm a 10.2 cm (6.3 pulg. a 4 pulg.) de diámetro, se calcula de la siguiente manera:

$$\begin{aligned}
 K_1 &= 0.5C_c[1-(d_1^2/d_2^2)] & d_1 &= 10.2 \text{ cm} \\
 C_c &= [\text{sen}(0.5\alpha)]^{0.5} & d_2 &= 16 \text{ cm} \\
 H_{rs} &= K_1 v^2 / (2g) & l &= 5.1 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{4-5} = H_{rs} \rho_{gc} g$$

$$\begin{aligned} \alpha &= 60^\circ \\ v &= 6.63 \text{ m/s} \\ \rho_{gc} &= 0.598 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$H_{rs} = 0.473 \text{ m-GC}$$

$$\Delta P_{4-5} = (0.473 \text{ m-GC}) \times (0.598 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)$$

$$\Delta P_{7-8} = 2.77 \text{ Pa.}$$

ΔP en la sección 8-9.

Esta caída de presión en el codo de 10.2 cm de diámetro (4 pulg.), se calcula de manera análoga a la del anterior codo.

$$H_{rs} = K_b [v^2 / (2g)]$$

$$K_b = 0.5$$

$$v = 6.63 \text{ m/s}$$

$$H_{rs} = 1.12 \text{ m-GC}$$

$$\Delta P_{8-9} = (1.12 \text{ m-GC}) \times (0.598 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)$$

$$\Delta P_{8-9} = 6.6 \text{ Pa.}$$

ΔP en la sección 9-10.

Esta sección se compone de un tubo de 10.2 cm de diámetro y 1.5 m de longitud. La caída de presión en éste pudiera despreciarse, sin embargo, como aspecto ilustrativo, se realiza su cálculo.

$$H_{rp} = \lambda (Lv^2) / (2gD)$$

$$\lambda \rightarrow \text{Coeficiente de rozamiento (adimensional). Se evalúa con } \lambda = 0.316 / \text{Re}^{0.25}$$

$$v = 6.63 \text{ m/s}$$

$$\mu = 0.02604 \text{ cP}$$

$$\text{Re} = (vD\rho) / \mu = [(6.63 \text{ m/s}) \times (0.102 \text{ m}) \times (0.598)] / (0.02604 \text{ cP} \times 0.001 \text{ Kg/ms} / 1 \text{ cP})$$

$$\text{Re} = 15,530$$

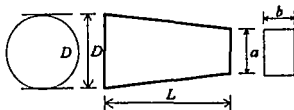
$$\lambda = 0.316 / (15,530)^{0.25} = 0.028$$

$$H_{rp} = 0.028 \times 1.5 \text{ m} \times (6.63 \text{ m/s})^2 / (2 \times 9.81 \text{ m/s}^2 \times 0.102 \text{ m}) = 0.923 \text{ m-GC}$$

$$\Delta P_{9-10} = 5.41 \text{ Pa}$$

ΔP en la sección 10-11.

La figura siguiente muestra esquemáticamente la reducción de 10.2 cm de diámetro (sección circular) a una sección rectangular de 3.2 cm × 7.8 cm.



El cálculo de la caída de presión es el siguiente.

$$H_{rs} = \zeta v^2 / (2g)$$

ΔP en la sección 11-12.

El valor correspondiente de esta caída de presión, es el que tiene lugar en el separador ciclónico de partículas, cuyo valor es:

$$H_{rs} = 2.73 \text{ pulg-H}_2\text{O} = 69.3 \text{ mm-H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{11-12} = (0.0693 \text{ m-H}_2\text{O}) \times (1000 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)$$

$$\Delta P_{11-12} = 680 \text{ Pa.}$$

ΔP en la sección 12-13.

La caída de presión en la chimenea, se calcula con la siguiente expresión, (ec.9, secc.17, Ref. [29]):

$$H_{ch} = [(2.76 T_g) / (B D_i^4)] (w/10^5) (fL/D_i + 1)$$

donde:

H_{ch} → Caída de presión en la chimenea (Pulg.-H₂O).

D_i → Diámetro interno de la chimenea (Pies).

L → Altura de la chimenea sobre la entrada de gas (Pies).

w → Flujo másico (lb/h).

B → Presión barométrica (pulg.-Hg).

T_g → Temperatura absoluta del gas (°R).

f → Factor de fricción (adimensional).

Los valores que se tienen son:

$$w = 115.74 \text{ Kg/h} = 255.2 \text{ lb/h}$$

$$T_g = 250 \text{ }^\circ\text{C} = 942 \text{ }^\circ\text{R.}$$

$$B^2 = 655 \text{ mm-Hg} = 25.8 \text{ pulg.-Hg}$$

Para estos cálculos, se supone que la chimenea tiene una altura de 5 m ($L = 16.4$ pies), y un diámetro de 8.8 cm ($D_i = 0.29$ pies). El factor f se obtiene gráficamente en la figura 3, cap. 17, de la Ref. [29], entrando con el D_i y el número de Reynolds aproximado, Re_a , el cual viene dado por:

$$Re_a = 20,000 \times w / (T_g D_i) = 18,683.7$$

Así, se encuentra que $f = 0.03$.

Sustituyendo valores en la ec. para H_{ch} , se obtiene:

$$H_{ch} = 0.25 \text{ pulg.-H}_2\text{O} = 6.35 \text{ mm-H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_{12-13} = (0.00635\text{m}) \times (1000 \text{ Kg/m}^3) \times (9.81 \text{ m/s}^2)$$

$$\Delta P_{12-13} = 62.3 \text{ Pa.}$$

ΔP Total.

La suma de las anteriores caídas de presión es:

$$\Delta P_T = 1461.2 \text{ Pa}$$

A-3 CALCULO DEL DIAMETRO DEL DUCTO DE AIRE PRIMARIO.

La velocidad del aire primario, en el ducto que va desde la unidad de arrastre del carbón, hasta el quemador, *no debe ser inferior a 27 m/s* de acuerdo a la Referencia [6], debido a que puede producirse la depositación de las partículas sobre la línea y también para evitar la posibilidad de que se produzca un retroceso de flama. Con este valor de la velocidad, y con otros parámetros, se puede establecer el diámetro del ducto requerido.

Si la densidad del aire a 25 °C es: $\rho_{a(25 \text{ }^\circ\text{C})} = 1.18 \text{ Kg/m}^3$

y la densidad del carbón es: $\rho_c = 900 \text{ Kg/m}^3$

El flujo másico de la mezcla *aire primario - carbón pulverizado* es:

$$\dot{m}_{mez} = \dot{m}_{ap} + \dot{m}_f = 21.31 \text{ Kg aire/h} + 10 \text{ Kg carbón/h} = 31.31 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{v}_{\text{carbón}} = 10 \text{ Kg/h} / 900 \text{ Kg/m}^3 = 0.011 \text{ m}^3$$

$$\dot{v}_{\text{aire}} = 21.31 \text{ Kg/h} / 1.18 \text{ Kg/m}^3 = 18.06 \text{ m}^3$$

$$\dot{v}_{mez} = \dot{v}_{\text{carbón}} + \dot{v}_{\text{aire}} = 18.071 \text{ m}^3/\text{h}$$

Entonces la densidad de la mezcla es:

$$\rho_{mez} = \dot{m}_{mez} / \dot{v}_{mez} = 1.73 \text{ Kg/m}^3$$

Si $\dot{v} = A \times \bar{v} \Rightarrow A = \dot{v} / \bar{v}$, por lo tanto se tiene:

$$A = (18.071 \text{ m}^3/\text{h}) / (27 \text{ m/s}) = 1.8592 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$\text{Si } A = \pi D^2 / 4 \Rightarrow D = (4 A / \pi)^{0.5}$$

Sustituyendo valores se obtiene:

$$D_t = 0.0154 \text{ m} = 1.54 \text{ cm}$$

Apéndice B

Tabla B.1.- Características Físicoquímicas del carbón de Río Escondido, Coahuila (Mina I, MICARE).

Tabla B.2.- Nomenclatura de las minas y compañías, para las tablas B.3, B.4 B.5.

Tabla B.3.- Características físicoquímicas de los carbones posibles a importar por la zona Pacífico.

Tabla B.4.- Características físicoquímicas de los carbones posibles a importar por la zona Golfo de México.

Tabla B.5.- Características físicoquímicas de los carbones posibles a importar por la zona de la Frontera Norte.

**CARACTERISTICAS FISICOQUIMICAS DEL CARBON DE RIO ESCONDIDO,
COAHUILA (Mina I, MICARE)**

CARBON ANALISIS PRIMARIO	% P'ESO	
	BASE COMO SE RECIBE	BASE SECA
Humedad Total	7.77	—
Materia Volátil	32.03	32.61
Ceniza	41.74	42.49
Carbón fijo	24.46	24.90
Poder calorífico superior	4,265.55 cal/g	4,343.22 cal/g
ANALISIS ELEMENTAL (Base Seca)		
Hidrógeno	3.39	
Carbono	44.73	
Nitrógeno	0.84	
Oxígeno	7.63	
Azufre	0.90	
Cloro	0.02	
Ceniza	42.49	
ANALISIS MINERAL DE CENIZA (Base Seca)		
Hierro, como Fe ₂ O ₃	2.46	
Calcio, como CaO	1.34	
Magnesio, como MgO	0.56	
Sodio, como Na ₂ O	1.60	
Potasio, como K ₂ O	0.66	
Silicio, como SiO ₂	67.30	
Aluminio, como Al ₂ O ₃	24.96	
Titanio, como TiO ₂	0.86	
Indeterminado	0.26	
OTRAS DETERMINACIONES Y CONCEPTOS COMPLEMENTARIOS		
Indice de expansión libre	7.50	
Indice de molienda (HGI)	.75	
Azufre sulfato	0.01	
Azufre orgánico	0.52	
Azufre pirítico	0.39	
Punto de Fusión de la Ceniza en ° C		
ATMOSFERA	OXIDANTE	REDUCTORA
Deformación inicial	1482	1482
Temperatura de suavizado	1482	1482
Temperatura hemisférica	1482	1482
Temperatura de fluido	1482	1482

TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

NOMENCLATURA DE MINAS Y COMPAÑIAS

MINAS

- | | |
|-----------------------------------|----------------------|
| 1. Lemington | 25. Sunnyside |
| 2. S. Black Water | 26. Chuitna |
| 3. Blair Athol | 27. Cerrejón Norte |
| 4. Warkworth | 28. Cerrejón Central |
| 5. Avon-Grose-Invencible (mezcla) | 29. Waipai |
| 6. Wallarah | 30. Tatung |
| 7. Hunter Valley | 31. Ashland No. 1 |
| 8. Clutha Northern | 32. Ashland No. 2 |
| 9. Clearence Western Katoomba | 33. Plateau Lavado |
| 10. Clutha Southern | 34. Svc Sewanee |
| 11. Clutha Western | 35. Big Moutain |
| 12. Ulan | 36. Eagle Seam |
| 13. Coal Cliff | 37. Lower War Eagle |
| 14. Vickery | 38. Clark E |
| 15. Bays Water No. 2 | 39. Compliance |
| 16. Drayton No. 1 | 40. THC |
| 17. Drayton No. 2 | 41. Leather Wood |
| 18. Line Creek | 42. Royal Diamond |
| 19. Telkwa | 43. Royal Scott |
| 20. Coal Valley Mine | 44. Riest Pruit |
| 21. Obed March | 45. Wyodak |
| 22. Antelope | 46. Dietz |
| 23. Seneca | 47. Lower Wilcox |
| 24. Rochelle | |

COMPAÑIAS

- | | |
|---------------------------------------|---|
| 1. CSR/Exxon | 12. Luskar Ltd. |
| 2. Blair Athol Coal Pty. Ltd. | 13. Obed Mountain Ltd. |
| 3. Warkworth Sales Ltd. | 14. Nerco Coal Company |
| 4. Austen & Butta Ltd. | 15. Prender Coal Sales Co. |
| 5. Coal & Allied Industries | 16. Perma Mining Corporation |
| 6. British Petroleum Limited | 17. Maxus |
| 7. Ulan Coal Mines Ltd. | 18. Carbocol (Carbones de Colombia, SA) |
| 8. Kembla Coal & Coke Pty. Ltd. | 19. Ashland Coal International, Ltd. |
| 9. Bays Water Colliery, Co. Pty. Ltd. | 20. Getty Minerals Marketing Inc. |
| 10. Blue Diamond Company | 21. Shell Coal International Ltd. |
| 11. Crows Nest Resources Ltd. | |

CARACTERÍSTICAS FÍSICOQUÍMICAS DE LOS CARBONES ZONA GOLFO DE MEXICO

PAIS EMPRESA MINA		EEUU													COLOMBIA		SUDAFRICA		RANGO
		19	19	20	11	15	21	21	21	21	21	10	10	10	18	18	21		
		31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	27	28	44		
ANALISIS PROXIMO COMO SE RECIBE	Humedad total	%	10.00	10.0	9.00	5.00	8.00	8.87	8.30	5.44	6.29	7.04	5.71	4.55	3.15	9.20	8.30	9.00	3.15-10
	Cenizas	%	15.00	15.0	7.50	10.00	7.00	4.52	5.99	8.45	10.47	6.83	5.71	4.78	5.55	8.00	8.30	14.00	4.52-15
	Carbono fijo	%	41.00	41.0	47.50	55.10	58.00	56.94	58.08	52.34	50.08	53.94	52.96	52.62	55.47	47.90	49.50	54.00	41.58-60
	Materia volátil	%	34.00	34.0	36.00	29.90	35.00	29.67	27.63	33.77	33.16	32.19	35.62	39.05	35.83	34.90	34.00	23.00	27.63-39.1
	Hidr carbonico	Kcal/g	6.111	6.368	6.444	7.143	7.111	7.446	7.294	7.135	6.930	7.264	7.252	7.697	7.797	6.611	6.777	5.833	5.833-7.797
Azufre	%	0.90	1.4	0.60	1.00	0.65	1.50	0.81	0.89	0.76	0.65	0.67	1.58	0.83	0.60	0.66	0.60	0.60	0.6-1.58
ANALISIS PROXIMO BASE SECA	Cenizas	%	16.00	16.0	8.04	10.32	7.60	4.96	6.53	8.49	11.17	7.35	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	17.80	4.96-16
	Carbono fijo	%	43.70	43.7	50.89	56.85	54.50	62.48	63.34	55.35	53.44	56.02	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	54.30	43.7-63.34
	Materia volátil	%	36.30	36.3	38.57	30.85	38.00	32.56	30.13	35.71	35.39	34.63	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	24.40	24.4-38.57
	Hidr carbonico	Kcal/g	6.516	6.818	6.904	7.371	7.222	8.171	8.065	7.545	7.395	7.814	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	6.167	6.167-8.171
	Azufre	%	0.96	1.5	0.66	1.03	0.91	1.65	0.88	0.94	0.81	0.70	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	0.63	0.63-1.65
Humedad inherente	%	4.10	4.0	2.50	2.00	3.00	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	1.25	1.40	N.D.	N.D.	3.50	1.40-2.0	
ANALISIS ULTIMO	Hidrogeno	%	1.30	4.3	4.75	4.76	4.99	5.63	5.40	5.31	5.11	5.05	4.96	5.14	5.12	4.60*	3.80*	4.40	4.3-5.63
	Carbono	%	85.10	85.2	70.50	72.15	76.93	82.2	80.35	76.00	73.74	78.38	75.02	76.87	78.68	67.80*	69.00*	83.30	65.1-83.3
	Nitrogeno	%	1.30	1.2	1.32	1.33	1.38	1.36	1.43	1.53	1.59	1.49	1.71	1.66	1.62	1.20*	1.30*	1.70	1.3-1.71
	Oxigeno	%	1.03	6.6	13.65	5.64	5.68	15.7	5.25	6.10	7.05	6.97	6.08	5.25	5.01	8.57*	0.80*	10.00	1.57-13.65
	Azufre	%	0.10	0.1	0.65	1.00	0.85	4.15	0.88	8.40	0.78	0.63	0.67	1.58	0.83	0.60	0.66*	0.60	0.6-8.4
Cloro	%	0.10	0.1	0.01	0.12	0.17	0.13	0.11	0.05	0.12	0.14	0.14	0.17	0.04	0.03*	0.04*	0.04	0.04-0.17	
PROPIEDADES GENERALES	Dureza	HGI	45	45	46	55	52	72	85	53	48	53	45	57	N.D.	48	51	52	45-85
	Ind. de exp. libre	mm	2-3	2-3	15	6	7.5	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	4	6	N.D.	1.75	1.75	0.2	1.5-7.5
	Amah máximo	mm	50	50	42	59	63.5	50	50	50	50	50	32	32	N.D.	50	30	30	30-63.5
	Peso específico	kg/m ³	890	890	N.D.	1,403	880	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	N.D.	800	800	940	800-1,400
ANALISIS MINERAL DE CENIZA	SiO ₂	%	55.0	53.9	61.0	54.49	57.46	49.24	57.17	56.97	57.71	59.15	49.20	39.03	52.56	62.7	59.28	45.7	39.03-64.1
	Al ₂ O ₃	%	31.2	32.9	19.47	26.09	31.10	20.56	25.69	29.09	27.64	22.49	30.01	23.81	31.02	19.0	10.62	31.3	10.62-31.2
	TiO ₂	%	0.7	0.9	1.01	1.28	1.50	1.33	1.33	0.86	1.72	1.39	1.69	1.46	1.36	0.8	0.8	0.65	0.65-1.9
	Fe ₂ O ₃	%	4.7	6.3	3.50	6.58	4.90	22.54	5.87	6.27	5.54	7.69	9.81	23.60	6.39	7.9	6.19	4.4	3.5-23.6
	CaO	%	0.8	0.9	4.80	2.46	0.60	1.40	2.10	1.03	0.50	2.15	2.39	3.65	1.28	2.0	6.13	8.0	0.5-8.0
	MgO	%	1.3	1.2	1.20	1.05	0.70	1.06	1.06	0.99	0.79	1.46	1.02	1.14	0.62	1.8	7.96	1.6	0.62-7.96
	Na ₂ O	%	2.2	2.1	1.4*	2.58	2.20	2.70	2.44	3.23	2.93	3.69	1.44	1.61	2.04	1.9	1.26	0.5	0.5-3.69
	K ₂ O	%	0.7	0.6	0.95	0.30	0.26	0.75	0.62	0.66	0.31	0.60	0.56	0.74	0.65	1.1	1.05	0.5	0.26-1.1
	P ₂ O ₅	%	0.2	0.6	0.15	1.47	0.09	0.41	0.24	0.25	0.12	0.22	0.49	0.09	0.05	0.2	0.06	1.1	0.05-1.47
	SO ₂	%	N.D.	N.D.	N.D.	3.40	1.52	0.69	0.56	1.95	1.65	0.85	0.13	2.36	4.35	0.87	1.98	4.5	0.56-4.5
	FUSIBILIDAD DE CENIZA	DT	*C	1,480	1,480	1,362	1,482	1,482	1,118	1,482	1,415	1,482	1,482	1,399	1,093	1,482	1,238	1,227	1,300
ST		*C	1,480	1,480	1,307	1,482	1,482	1,160	1,482	1,432	1,482	1,482	1,443	1,127	1,482	1,305	1,289	N.D.	1,127-1,482
HT		*C	1,480	1,480	1,347	1,482	1,482	1,182	1,482	1,471	1,482	1,482	1,482	1,482	1,182	1,352	1,323	1,350	1,182-1,482
FT		*C	1,480	1,480	1,407	1,482	1,482	1,250	1,482	1,482	1,482	1,482	1,482	1,254	1,482	1,482	1,464	1,400	1,260-1,482
FORMAS DE AZUFRE	Sulfato	%	1.0	0.1	0.00	0.03	0.10	N.D.	N.D.	0.01	0.01	0.00	0.00	0.00	N.D.	0.02	0.02	0.03	0.01
	Fritico	%	0.4	0.6	0.08	0.57	0.16	N.D.	N.D.	0.23	0.14	0.10	0.18	0.48	N.D.	0.26	0.21	0.03	0.03-0.57
	Oxipicnico	%	0.5	0.8	0.57	0.49	0.68	N.D.	N.D.	0.60	0.63	0.53	0.49	N.D.	0.32	0.43	0.27	0.27-1.1	

N.D. = no disponible
HGI = Índice de dureza
I = lit size
* Como se recibe
T = trazas

DT = Temperatura de deformación inicial, en atmósfera reductora
ST = Temperatura esférica de suavizado, en atmósfera reductora
HT = Temperatura hemática, en atmósfera reductora
FT = Temperatura de fusión, en atmósfera reductora

**CARACTERISTICAS FISICOQUIMICAS DE LOS CARBONES
ZONA FRONTERA NORTE**

PAIS EMPRESA MINA			E E U U							RANGO
			14	15	15	16	N.D.	N.D.	N.D.	
			22	23	24	25	45	46	47	
ANALISIS PROXIMO COMO SE RECIBE	Humedad total	%	24.90	12.90	25.90	7.50	28.09	23.66	28.54	7.50-28.54
	Cenizas	%	6.00	11.00	5.30	6.00	6.31	4.08	15.31	4.08-15.31
	Carbón fijo	%	36.30	0.44	36.50	50.00	33.43	40.31	11.98	0.44-50.00
	Material volátil	%	30.70	32.10	32.30	36.50	32.17	31.95	44.17	30.70-44.17
	Poder calorífico	Kcal/kg	4,778	5,652	4,833	7,111	4,685	5,314	3,926	3,926-7,111
	Azufre	%	0.24	0.45	0.24	0.67	0.20	0.49	N.D.	0.20-0.67
ANALISIS PROXIMO BASE SECA	Ceniza	%	N.D.	N.D.	N.D.	6.40	8.77	5.35	21.43	5.35-21.43
	Carbón fijo	%	N.D.	N.D.	N.D.	53.10	46.50	52.80	16.76	16.76-53.10
	Materia volátil	%	N.D.	N.D.	N.D.	38.80	44.73	41.85	61.81	38.80-61.81
	Poder calorífico	Kcal/kg	N.D.	N.D.	N.D.	7,555	6,515	6,961	5,494	5,494-7,555
	Azufre	%	N.D.	N.D.	N.D.	0.71	1.20	N.D.	N.D.	0.71-1.20
	Humedad inherente	%	3.50	1.50	N.D.	1.70	N.D.	N.D.	N.D.	1.50-3.50
ANALISIS ULTIMO	Hidrógeno	%	3.46	4.60	4.60	5.23	4.88	4.95	4.09	3.46-5.23
	Carbono	%	50.00	67.30	67.90	78.20	68.43	71.93	56.84	50.0-78.2
	Nitrógeno	%	0.71	1.30	0.90	1.42	1.02	0.89	1.06	0.71-1.42
	Oxígeno	%	12.60	13.60	19.00	7.92	16.24	16.35	15.78	7.92-19.0
	Azufre	%	0.24	0.52	0.33	0.72	0.63	0.50	0.74	0.24-0.74
	Cloro	%	0.01	0.04	0.06	0.06	0.03	0.04	0.05	0.01-0.06
	PROPIE- DADES GENERA- LES	Dureza	HOI	57	47	44	54	N.D.	35	53
Índ. de exp. libre			0	N.D.	N.D.	5	N.D.	N.D.	N.D.	0-5
Tamaño máximo		mm	50	N.D.	N.D.	50	N.D.	N.D.	N.D.	50
Peso específico		kg/m ³	1,319	N.D.	N.D.	800	N.D.	N.D.	N.D.	800-1,319
ANALISIS MINERAL DE CENIZAS	SiO ₂	%	29.48	57.4	32.8	55.40	32.91	32.50	47.90	29.48-57.4
	Al ₂ O ₃	%	15.26	28.5	14.9	23.52	17.26	19.60	22.20	14.9-28.5
	TiO ₂	%	1.09	1.0	1.2	1.15	1.29	1.14	1.14	1.0-1.29
	Fe ₂ O ₃	%	6.70	3.1	5.6	5.98	6.77	5.33	3.51	3.1-6.77
	CaO	%	25.47	4.0	23.4	5.13	21.81	16.20	14.00	4.0-25.47
	MgO	%	5.99	1.1	5.5	0.62	5.11	5.62	2.79	0.62-5.99
	K ₂ O	%	0.40	0.6	0.6	0.47	0.33	0.37	0.55	0.33-0.60
	Na ₂ O	%	1.41	0.3	2.4	1.76	2.15	3.17	0.37	0.30-3.17
	P ₂ O ₅	%	1.39	0.7	1.2	1.61	1.31	0.24	0.11	0.11-1.61
	SO ₂	%	11.74	3.3	12.4	2.87	10.69	12.50	7.00	2.87-12.5
FUSIVI- DAD DE CENIZA	IDT	* C	1,207	1,482	1,196	1,260	N.D.	N.D.	N.D.	1,196-1,482
	ST	* C	1,219	1,482	1,212	1,300	N.D.	N.D.	N.D.	1,212-1,482
	III	* C	1,232	1,482	1,234	1,355	N.D.	N.D.	N.D.	1,234-1,482
	IT	* C	1,261	1,482	1,246	1,410	N.D.	N.D.	N.D.	1,246-1,482
FORMAS DE AZUFRE	Sulfato	%	0.00	0.01	0.01	0.00	0.03	0.00	0.01	0.00-0.03
	Pirfúlico	%	0.02	0.04	0.02	0.17	0.17	0.02	0.09	0.02-0.17
	Orgánico	%	0.22	0.47	0.30	0.55	0.43	0.48	0.64	0.22-0.64

N.D. = no disponible

HOI = índice de dureza

IDT = Temperatura de deformación inicial, en atmósfera reductora

ST = Temperatura esférica de suavizado, en atmósfera reductora

III = Temperatura hemisférica, en atmósfera reductora

IT = Temperatura de fluido, en atmósfera reductora

Apéndice C

C-1 Método de Koch y Licht para el diseño de un separador ciclónico de partículas.

C-1 METODO DE KJCH Y LICHT PARA EL DISEÑO DE UN SEPARADOR CICLONICO DE PARTICULAS [Ref. 31].

Los datos necesarios para comenzar con el procedimiento, son las propiedades físicas de las partículas y de los gases, la temperatura, la distribución del tamaño de partícula y el flujo volumétrico. Los pasos recomendados para el diseño son los siguientes.

1.- Calcular la eficiencia total requerida. Para facilitar una estimación preliminar de los parámetros de diseño, la eficiencia total de colección, para los tres tipos de partículas estandar de Stairmand, fueron calculadas para el diseño del ciclón. Los resultados son mostrados en las figuras 10, 11 y 12, (de la ref. 31) en las que se grafica la velocidad a la entrada vs. Diámetro del ciclón, con la eficiencia total constante y también constante, la relación de velocidades entrada-arrastre.

2.- Comparar la distribución del tamaño de partícula con los tres aerosoles estandar de Stairmand y elegir aquel que se aproxime más a la distribución en cuestión.

3.- Corregir la eficiencia total refiriéndola a una base de 100°F, $\rho_p = 2.58 \text{ g/cm}^3$, usando las figuras 2 y 3, (de la ref. 31) y el diámetro promedio de las partículas. Corregir la razón óptima $v_i/v_s = 1.25$, para las condiciones particulares de operación usando la figura 6 (ref.31) y la ec. (3.14).

4.- A partir de las figuras 10, 11, o 12, dependiendo del aerosol estandar apropiado y con la ηT y v_i/v_s calculadas en el paso 2, encontrar D_c y w .

5.- Elegir las relaciones de diseño en concordancia con las restricciones dadas en el apartado del cálculo de muestra.

6.- Calcular $Q_i = abv_i$ (flujo volumétrico por ciclón).

7.- Calcular el número de ciclones requeridos en paralelo (ajustar al número entero más cercano). $N_o = Q/Q_i$.

8.- Calcular v_s con la ec. (3.10) u obtenerla en la figura 5.

9.- Si $v_i/v_s > 1.35$ ajustarla. Recalcular las relaciones de diseño (paso 5) y w .

10.- Calcular n , G y r con las ecuaciones (3.6), (3.7) y (3.8).

11.- Calcular el grado de eficiencia con la ec. (3.5).

12.- Repetir los pasos 10 y 11 para los otros tamaños de partícula.

13.- Calcular la eficiencia total con la ec. (3.9).

14.- Comparar los resultados con la eficiencia requerida.

15.- Calcular la caída de presión con la ec. (3.15) u obtenerla en la fig. 9 (ref. 31). Si es necesario, hacer los ajustes en v_f , D_c o en las relaciones de diseño (paso 5) o en todo. Regresar al paso 4.