

01181
2ej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

ESTUDIO EXPERIMENTAL SOBRE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN SEPARADORES DE IMPACTO INMERSOS EN UN LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE

T E S I S
P R E S E N T A D A P O R:
RICARDO DIAZ RANGEL
PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERIA
(E N E R G E T I C A)

Director de tesis: Dr. Javier E. Aguillón Martínez

CIUDAD UNIVERSITARIA

1999

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

274449



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: DR. JOSE MIGUEL GONZALEZ SANTALO

VOCAL: DR. JUAN JOSE AMBRIZ GARCIA

SECRETARIO: DR. JAVIER E. AGUILLON MARTINEZ

SUPLENTE: DR. ALBERTO SORIA LOPEZ

SUPLENTE: ING. AUGUSTO SANCHEZ CIFUENTES

SITIO DE DESARROLLO DEL TEMA:

**TECHNICAL UNIVERSITY OF NOVA SCOTIA,
COORDINACION DE INGENIERIA DE PROCESOS INDUSTRIALES
Y AMBIENTALES DEL INSTITUTO DE INGENIERIA.**

DIRECTOR DE TESIS



DR. JAVIER E. AGUILLON MARTINEZ

SUSTENTANTE



ING. RICARDO DIAZ RANGEL

Dedicatoria

A mis padres Irma y Armando por su amor y apoyo incondicionales

A mi "mami" Beatriz, por llenar de esperanza mi vida

A mis hermanos, Mónica y Juan por su amistad y alegría

A mis tíos y tías, Arturo, Oscar, Patricia y Beatriz, por su apoyo y ánimo

A mis amigos, Armando, Carlos, Dionicio, Erick, Isabel y José Carlos

Agradecimientos

Al Dr. Javier E. Aguillón por su amistad, excelente dirección, y apoyo brindado.

A los Drs. Prabir Basu y Leming Cheng por su apoyo para la realización del presente trabajo.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, la Dirección General de Relaciones Internacionales de la Secretaría de Educación Pública y a Fundación UNAM por su apoyo financiero.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, en especial al Posgrado de la Facultad de Ingeniería.

A los Departamentos de Ingeniería Mecánica y Química de la Technical University of Nova Scotia.

Contenido

| | |
|---------------------|------|
| Lista de tablas | i |
| Lista de figuras | ii |
| Nomenclatura | iv |
| Resumen | vii |
| Introducción | viii |

Parte I Revisión Bibliográfica

Capítulo 1

Antecedentes Teóricos

| | |
|--|----|
| 1.1 Fluidización. | 1 |
| 1.2 Hidrodinámica. | 2 |
| 1.3 Modelos Hidrodinámicos para Lechos Fluidizados Circulantes. | 11 |
| 1.4 Aplicaciones. | 13 |

Capítulo 2

Procesos de Combustión y Transferencia de Calor

| | |
|--|----|
| 2.1 Combustión. | 14 |
| 2.2 Combustibles. | 15 |
| 2.3 Contaminación. | 17 |
| 2.4 Combustión en Lecho Fluidizado. | 22 |
| 2.5 Transferencia de Calor en Lecho Fluidizado Circulante. | 27 |

Capítulo 3

Clasificación de Calderas de Lecho Fluidizado

| | |
|---|----|
| 3.1 Clasificación de Calderas de Lecho Fluidizado. | 34 |
| 3.2 Comparación entre las Calderas de Lecho Fluidizado Burbujeante y Circulante. | 37 |
| 3.3 Ventajas y Desventajas con Relación a los Sistemas de Combustión Convencionales. | 38 |
| 3.4 Gasificadores Parciales de Lecho Fluidizado Presurizado. | 40 |

Parte II Desarrollo del Programa

Capítulo 4

Diseño Térmico de Calderas de Lecho Fluidizado Circulante

| | | |
|-----|--|----|
| 4.1 | Método para el Diseño Térmico de Calderas de Lecho Fluidizado Circulante Atmosférico de Sección Rectangular. | 41 |
| 4.2 | Procedimiento de Cálculo en el que se Basa el Método. | 42 |
| 4.3 | Modificaciones hechas al Procedimiento de Cálculo. | 51 |
| 4.4 | Características Generales del Programa. | 58 |
| 4.5 | Validación del Programa. | 61 |

Parte III Experimentación

Capítulo 5

Descripción del Equipo Experimental

| | | |
|-----|---|----|
| 5.1 | Combustor de Lecho Fluidizado Circulante de T.U.N.S. | 66 |
| 5.2 | Operación del Equipo Experimental. | 67 |
| 5.3 | Secciones del Combustor de Lecho Fluidizado. | 67 |
| 5.4 | Propósito de los Separadores de Impacto con Intercambio Térmico. | 71 |
| 5.5 | Actividades Previas a la Experimentación. | 74 |
| 5.6 | Procedimiento de Arranque y Paro del Combustor de Lecho Fluidizado. | 79 |

Capítulo 6

Resultados Experimentales

| | | |
|-----|---|----|
| 6.1 | Experimentación. | 80 |
| 6.2 | Estudio del Coeficiente de Transferencia de Calor en Función de la Temperatura del Lecho. | 93 |
| 6.3 | Estudio del Coeficiente de Transferencia de Calor en Función de la Densidad del Lecho. | 94 |
| 6.4 | Estudio del Coeficiente de Transferencia de Calor en Función de la Velocidad de Fluidización. | 95 |
| 6.5 | Distribución del Tamaño de Partícula en la Región de los Separadores de Impacto. | 97 |
| 6.6 | Discusión de los resultados. | 98 |

Conclusiones y Recomendaciones

99

Referencias

101

Apéndice A

Apéndice B

Apéndice C

Lista de tablas.

| | |
|--|------------|
| Tabla 3.1 Comparación de las Principales Características de Combustores de Lecho Fluidizado. | 37 |
| Tabla 5.1 Granulometría de la Arena Sílica. | 78 |
| Tabla 6.1 Granulometría de la Arena Sílica en la Zona de los Separadores de Impacto. | 97 |
| Tabla B.1 Hoja de Medición de Variables | Apéndice B |

Lista de figuras.

| | |
|--|----|
| Figura 1.1 Caída de presión vs velocidad del gas. | 1 |
| Figura 1.2 Tipos de fluidización. | 3 |
| Figura 1.3 Estela de la burbuja. | 4 |
| Figura 1.4 Zonas de un lecho fluidizado burbujeante. | 5 |
| Figura 1.5 Lecho fluidizado intermitente. | 6 |
| Figura 1.6 Lecho fluidizado turbulento. | 7 |
| Figura 1.7 Lecho fluidizado circulante. | 7 |
| Figura 1.8 Diagrama de regímenes hidrodinámicos. | 8 |
| Figura 1.9 Perfil de presiones en un lecho fluidizado circulante. | 9 |
| Figura 1.10 Distribución axial de la porosidad del lecho. | 10 |
| Figura 1.11 Distribución radial de la porosidad del lecho. | 10 |
| Figura 2.1 Transformación del SO_2 en SO_3 en función de diferentes catalizadores y temperaturas. | 19 |
| Figura 2.2 Esquema del modelo de combustión envolvente. | 23 |
| Figura 2.3 Combustión de estela. | 24 |
| Figura 2.4 Combustión del residuo carbonoso. | 25 |
| Figura 2.5 Transferencia de calor hacia la pared del lecho. | 28 |
| Figura 2.6 Remoción de calor en una caldera de lecho fluidizado atmosférico circulante. | 31 |
| Figura 2.7 Cambiador de calor de lecho fluidizado. | 32 |
| Figura 2.8 Ciclón con paredes de agua. | 33 |
| Figura 3.1 Combustor de lecho fluidizado burbujeante. | 35 |
| Figura 3.2 Gasificador parcial de lecho fluidizado circulante presurizado. | 40 |
| Figura 4.1 Longitud actual y longitud proyectada, considerando tubos de 2 pulgadas de diámetro y un espaciamiento de 3 pulgadas. | 50 |
| Figura 5.1 Esquema del equipo experimental. | 68 |
| Figura 5.2 Atomizador de diesel. | 69 |
| Figura 5.3 Arreglo de las superficies de intercambio térmico. | 72 |
| Figura 5.4 Cambiador de calor. | 73 |
| Figura 5.5 Cambiador de calor con tubos de cobre. | 73 |
| Figura 5.6 Calibración de la placa de orificio del aire secundario. | 76 |
| Figura 5.7 Calibración de la placa de orificio del by pass y aire primario. | 77 |

| | |
|--|----|
| Figura 5.8 Calibración de la placa de orificio del by pass. | 77 |
| Figura 6.1 Distribución de velocidades del agua, en el cambiador de calor normal. | 82 |
| Figura 6.2 Distribución de temperaturas en la tapa superior del cambiador de calor normal. | 83 |
| Figura 6.3 Distribución de temperaturas a lo largo de la entrada de agua Del cambiador de calor normal. | 84 |
| Figura 6.4 Distribución de temperaturas en la sección de salida del cambiador de calor normal. | 85 |
| Figura 6.5 Distribución de temperaturas en la placa que une las secciones de entrada y salida del cambiador de calor normal. | 86 |
| Figura 6.6 Distribución de temperaturas en la cara interior del perfil de entrada del agua. | 87 |
| Figura 6.7 Distribución de temperaturas en la cara interior del perfil de salida del agua. | 88 |
| Figura 6.8 Distribución de temperatura en la cara interior que une a los dos perfiles. | 89 |
| Figura 6.9 Distribución de temperatura a lo largo de las esquinas de los perfiles. | 90 |
| Figura 6.10 Distribución de temperaturas en la tapa inferior del cambiador de calor normal. | 91 |
| Figura 6.11 Variación del coeficiente global de transferencia de calor con la temperatura del lecho. | 93 |
| Figura 6.12 Variación del coeficiente de transferencia de calor con la temperatura del lecho. | 93 |
| Figura 6.13 Variación del coeficiente global de transferencia de calor con la densidad del lecho. | 94 |
| Figura 6.14 Variación del coeficiente de transferencia de calor con la densidad del lecho. | 94 |
| Figura 6.15 Variación del coeficiente global de transferencia de calor con la velocidad de fluidización. | 95 |
| Figura 6.16 Variación del coeficiente de transferencia de calor con la velocidad de fluidización. | 95 |
| Figura 6.17 Variación del número de Nusselt con el número de Reynolds. | 96 |

NOMENCLATURA

| | | |
|------------------------|---|-----------------------------|
| A_{lecho} | Area transversal del lecho (0.23m x 0.23m) | [m ²] |
| Ar | Número de Arquímedes $Ar = \frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g d_p^3}{\mu_g^2}$ | [Adimensional] |
| A_s | Area del equipo expuesta a la transferencia de calor (0.15367 m ²) | [m ²] |
| $C_{p \text{ ash}}$ | Calor específico de las cenizas | [kJ/kg °C] |
| $C_{p \text{ gas}}$ | Calor específico de los gases de combustión | [kJ/kg °C] |
| d_p | Diámetro promedio de la partícula | [m] |
| E_c | Eficiencia de combustión | [%] |
| E_{sor} | Porcentaje de retención de azufre | [%] |
| F | Flujo de aire primario y “by pass” | [kg / s] |
| $F_{\text{by pass}}$ | Flujo de aire a través del “by pass” | [kg / s] |
| F_{prim} | Flujo de aire primario | [kg / s] |
| F_{sec} | Flujo de aire secundario | [kg / s] |
| F_t | Flujo total de aire de fluidización | [kg / s] |
| g | Aceleración debida a la gravedad | [m / s ²] |
| h | Altura del combustor de lecho fluidizado | [m] |
| $h_{\text{cg. cp. r}}$ | Coefficiente de transferencia de calor convectivo por el gas, convectivo por las partículas y por radiación | [W / m ² °C] |
| h_c | Coefficiente de transferencia de calor convectivo | [W / m ² °C] |
| L_q | Cantidad de aditivo requerido | [kg aditivo/kg combustible] |

| | | |
|-----------------------------|---|--------------------------|
| $M_{da, tda, wa}$ | Aire seco estequiométrico, seco total y húmedo respectivamente | [kg aire/kg combustible] |
| R | Relación Ca/S | [adimensional] |
| $r_{f, g}$ | Radio de la flama y de la gota respectivamente | [m] |
| Q | Carga térmica transferida a los cambiadores de calor | [W] |
| $Q_{\text{área}}$ | Carga térmica transferida a los cambiadores de calor por unidad de área | [W/m ²] |
| Q_{Λ} | Calor liberado por unidad de área | [MW/m ²] |
| $Q_{D, c, ev}$ | Carga térmica de diseño, a suministrar a la caldera y del evaporador respectivamente | [MW] |
| T_l | Temperatura del lecho | [°C] |
| T_w | Temperatura de la pared de los cambiadores calor | [°C] |
| $W_{air, ad, cg}$ | Flujo del aire, aditivo y gases de combustión respectivamente | [kg/h] |
| $x_{CaCO_3, MgCO_3, inert}$ | Fracción peso del carbonato de calcio, magnesio e inertes en el aditivo respectivamente | [adimensional] |
| $x_{H_2O, ml}$ | Humedad del aire y del aditivo respectivamente | [kg agua/kg] |

Letras griegas

| | | |
|---------------------|---|-----------------------|
| Δh | Distancia entre los puntos de toma de presión | [m] |
| Δh | Diferencia de entalpías entre el vapor saturado, a la temperatura de los gases de chimenea, y la entalpía del agua a 20°C | [kJ/kg] |
| ΔP | Caída de presión a través del lecho fijo | [N/m ²] |
| ΔP_{or} | Caída de presión en la placa de orificio | [in H ₂ O] |
| $\Delta P_{f, mf}$ | Caída de presión a través del lecho fluidizado y de mínima fluidización | [N/m ²] |
| ε | Porosidad del lecho | [Adimensional] |
| ϕ | Esfericidad de la partícula | [Adimensional] |
| μ_g | Viscosidad del gas | [kg/m s] |
| v_{mf} | Velocidad del gas y de mínima fluidización | [m / s] |
| $v_{f, m}$ | Velocidad de fluidización y velocidad máxima | [m/s] |
| $\rho_{aire, p, g}$ | Densidad del aire, partícula y gas respectivamente | [kg/m ³] |
| α_p | Probabilidad de presencia de la fase "p" | [Adimensional] |

RESUMEN

En el presente trabajo, se muestran los resultados obtenidos de un programa desarrollado para diseñar térmicamente calderas de lecho fluidizado circulante atmosférico de sección rectangular. El procedimiento de cálculo que emplea el programa está basado en el método de Basu y Fraser, (1991).

Dado que este procedimiento se enfoca únicamente para carbón, se generaron las modificaciones necesarias para adecuarlo a combustibles de mayor empleo en México, tales como el combustóleo, gas natural y diesel.

Con el propósito de comparar los valores generados por el programa, con instalaciones comerciales, se realizó una extensa búsqueda bibliográfica sobre plantas termoeléctricas y esquemas de cogeneración que emplean calderas de lecho fluidizado circulante, dado que las unidades comerciales encontradas utilizaban carbón como combustible y sólo una combustóleo, el programa fue validado únicamente para estos dos combustibles.

En una segunda parte del trabajo se muestran los resultados experimentales, derivados de la estancia de investigación de seis meses realizada en el Laboratorio de Lecho Fluidizado Circulante de la "Technical University of Nova Scotia", en Canadá. Durante la estancia se efectuaron pruebas en un lecho circulante frío, para determinar el coeficiente de transferencia de calor en separadores de impacto. Los resultados obtenidos, en los intervalos estudiados, muestran el comportamiento del coeficiente en función de la temperatura (19.6 –29°C) y densidad del lecho (4.98-9.11 kg/m³), así como de la velocidad de fluidización (0.975-1.69 m/s).

Para comprobar la temperatura de pared, calculada a partir de correlaciones, y conocer la distribución de temperatura y velocidad en el cambiador de calor normal, se simuló el equipo en el código numérico Phoenix, generando así la distribución de temperatura en cada una de las caras del equipo.

INTRODUCCION

Durante los últimos años el incremento en la demanda de energía eléctrica, así como la necesidad de proteger y preservar el entorno ecológico, han originado la búsqueda de tecnologías que permitan satisfacer el binomio desarrollo-ambiente.

Las calderas de lecho fluidizado circulante (CLFC) constituyen una opción factible que satisface ambas necesidades, pues presentan bajas emisiones de contaminantes y una gran flexibilidad en el uso de combustibles; su desarrollo en México, a nivel experimental, se inició en 1990 con los estudios realizados por el Instituto de Investigaciones Eléctricas y recientemente con el proyecto de cogeneración en una industria minera del país que tiene planeado el uso de estos equipos.

Las investigaciones para mejorar las calderas de lecho fluidizado circulante son muy extensas, en el caso particular de Canadá, el Laboratorio de Lecho Fluidizado Circulante de DalTech (anteriormente Technical University of Nova Scotia) ha participado de manera muy activa en el desarrollo de estas investigaciones, siendo el proyecto más reciente la reconfiguración de varias plantas carboeléctricas de la India a lecho fluidizado circulante.

Dentro del alcance del proyecto se considera el empleo de un nuevo equipo de transferencia de calor para CLFC, desarrollado por DalTech, que además de intercambiar calor favorece la separación de sólidos; su diseño consideró dos problemas que se presentan en las calderas de lecho fluidizado:

- 1) Baja disponibilidad de área para intercambio térmico, pues al incrementarse el tamaño de las calderas, su área de transferencia de calor no aumenta en la misma proporción que el volumen, ocasionando una deficiencia en el área utilizada para intercambio térmico.
- 2) Incrementar la eficiencia del sistema de separación de sólidos, lo cual permite una mejor operación del combustor y el empleo de equipos más pequeños para la recirculación y separación de sólidos.

En el presente trabajo se reportan los resultados experimentales de los intercambiadores de calor, así como la validación de un programa para el diseño térmico de CLFC. Con el propósito de introducir al lector en el tema, el primer capítulo menciona los conceptos básicos sobre el fenómeno de fluidización y las principales características de los distintos regímenes de fluidización.

En el capítulo II se discuten los procesos de combustión en sistemas convencionales y lecho fluidizado (LF), mostrando sus principales características, ventajas y desventajas. Al final del capítulo se presentan los mecanismos de transferencia de calor para lecho fluidizado, las principales variables que influyen en el coeficiente de transferencia de calor y los modelos propuestos para evaluar dicho coeficiente.

En el capítulo III se aborda la clasificación de las calderas de lecho fluidizado circulante y el proceso de gasificación combinado con esta tecnología. En el capítulo IV se presentan las ecuaciones utilizadas por un programa, desarrollado con el fin de tener una herramienta para el dimensionamiento de CLFC, el lenguaje de programación empleado fue Visual Basic, versión 5.

Los resultados obtenidos con el programa fueron comparados con las dimensiones de calderas comerciales existentes, presentándose valores muy similares. Al final del capítulo se describe la filosofía de programación utilizada y los resultados generados por el programa. Cabe señalar que el programa servirá como base para futuras modificaciones que efectuarán cálculos sobre CLFC contemplando aspectos hidrodinámicos.

La descripción del combustor de LF de DalTech y de las superficies de intercambio térmico, así como la calibración de los dispositivos de medición y el programa experimental, se presentan en el capítulo V.

La parte experimental se desarrolló efectuando pruebas en el combustor de lecho fluidizado de DalTech. El objetivo de los ensayos fue determinar el coeficiente de transferencia de calor considerando los principales parámetros, que de acuerdo con la literatura, son quienes influyen de manera predominante en la transferencia de calor para lecho fluidizado, dichos parámetros son:

1. Temperatura del lecho.
2. Densidad de la suspensión.
3. Velocidad de fluidización.

En el capítulo VI se muestran los valores experimentales obtenidos para cada una de las variables arriba mencionadas, así como la distribución de velocidades y temperatura en las distintas caras del cambiador de calor normal, obtenidas a través de sus simulación en Phoenics.

Espero que este trabajo constituya una guía, para quien esté interesado en adentrarse en el estudio sobre la transferencia de calor en lecho fluidizado circulante y el diseño térmico de CLFC, ya que la utilización y mejora de estos equipos redituará en un mayor aprovechamiento de la energía y un desarrollo sustentable.

CAPITULO 1

ANTECEDENTES TEORICOS

La investigación sobre lechos fluidizados se inició en 1921, cuando Fritz Winkler realizó estudios acerca del proceso de gasificación del carbón. El experimento consistía en introducir gases de combustión por el fondo de un recipiente que contenía partículas de coque. Durante el experimento Winkler observó que las partículas flotaban debido a la corriente ascendente de gases, y que la masa de partículas semejaba a un líquido en ebullición. Estudios posteriores revelaron que al variar la velocidad del gas se lograban distintos regímenes de fluidización, dependiendo del diámetro de partícula empleado.

Una de las más importantes áreas de estudio sobre lechos fluidizados es la hidrodinámica, a través de ella es posible modelar el comportamiento del lecho y determinar parámetros tales como la concentración local de partículas. En los siguientes párrafos se describen con mayor detalle los aspectos mencionados.

1.1 Fluidización

El fenómeno de fluidización consiste en hacer pasar a través de un lecho de partículas, un fluido en forma ascendente; en un principio pasará prácticamente sin perturbar el lecho pero conforme se incrementa su flujo, llegará a un punto tal que la velocidad del fluido originará una fuerza de arrastre igual a la fuerza de gravedad ejercida sobre las partículas del lecho, a esta velocidad se le denomina velocidad mínima de fluidización (v_{mf}). En este punto la caída de presión del fluido a través del lecho (ΔP_{mf}) iguala al peso de las partículas por unidad de área, como se muestra en la figura 1.1.

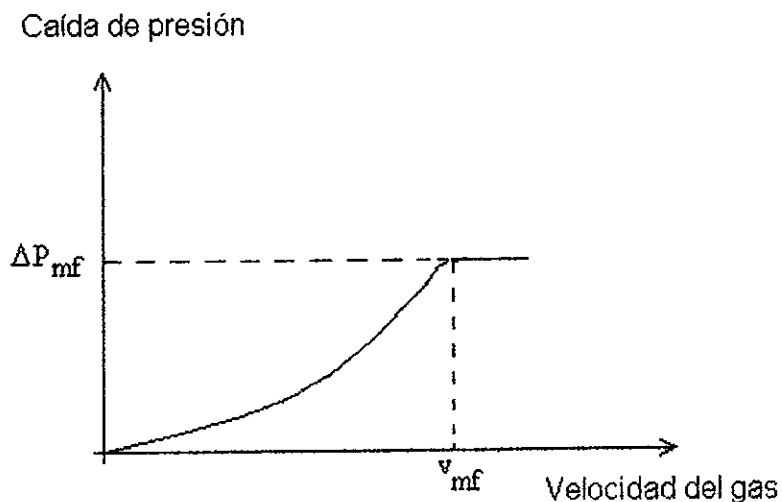


Figura 1.1 Caída de presión vs. Velocidad del gas.

Incrementos posteriores en la velocidad del fluido ocasionan que el lecho se expanda y que la porosidad (ε) aumente. La porosidad se define como:

$$\varepsilon = \frac{\text{Volumen del lecho} - \text{Volumen de las partículas}}{\text{Volumen del lecho}}$$

De lo anterior es posible definir a la fluidización como la operación a través de la cual partículas sólidas pueden comportarse como un fluido por medio del contacto con un gas o un líquido. El caso más común, que será objeto del presente trabajo, es el gas-sólido.

1.2 Hidrodinámica

Un lecho fluidizado se comporta en muchos aspectos como si fuera un líquido, algunas de sus características son:

- ✦ Mantiene a nivel su superficie cuando se le inclina.
- ✦ La constante agitación de las partículas permite que cualquier agregado se mezcle y distribuya rápidamente.
- ✦ Como en un líquido, los objetos flotan en él o se hunden, según sea su densidad menor o mayor a la del lecho.
- ✦ Los sólidos pueden ser drenados, a través de orificios ubicados a un costado o en el fondo del recipiente.
- ✦ El calor se transfiere rápidamente y la temperatura del lecho es prácticamente constante.

1.2.1 Tipos de fluidización

El comportamiento del lecho es diferente según se emplee un gas o un líquido para fluidizar; para el caso del líquido una vez superada la velocidad mínima de fluidización (v_{mf}), la expansión del lecho y el espacio entre partículas aumentan uniformemente con el incremento de la velocidad del líquido, mientras que para el caso del gas, el lecho pierde rápidamente su expansión uniforme, de tal manera que al incrementarse la velocidad de fluidización, el sistema presenta huecos que contienen algunos sólidos. Los diferentes estados por los que pasa el lecho, en función de la velocidad de fluidización se muestran en la figura 1.2.

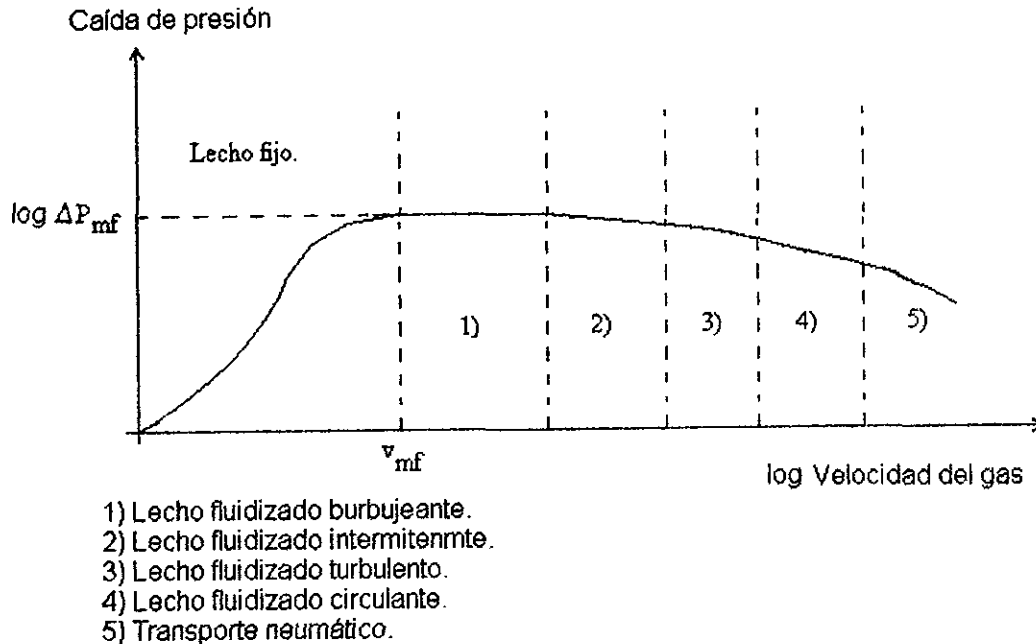


Figura 1.2 Tipos de fluidización.

a) Lecho fijo: en este punto el flujo de gas pasa a través de los intersticios del lecho, pero su velocidad no es la suficiente para alterar la estabilidad de las partículas.

La caída de presión a través de un lecho fijo, por unidad de longitud está expresada por la siguiente ecuación (Ergun, 1952):

$$\frac{\Delta P_{g_c}}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} * \frac{\mu_g v}{(\phi dp)^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} * \frac{\rho_g v^2}{\phi dp} \quad (1.1)$$

Donde ε es la porosidad del lecho, v , ρ_g y μ_g son la velocidad, densidad y viscosidad del gas respectivamente, dp es el diámetro promedio de las partículas y ϕ su esfericidad.

La esfericidad describe qué tan cercana se encuentra la partícula de tener una forma esférica, de esta manera una partícula esférica tendrá una esfericidad de uno.

La esfericidad se define entonces como:

$$\phi = \frac{\text{Area de una esfera que tenga el mismo volumen de la partícula}}{\text{Area de la partícula}}$$

- a.1) Lecho expandido: el flujo de gas es capaz de alterar la estabilidad de las partículas, provocando que el lecho se expanda.
- a.2) Lecho incipientemente fluidizado: con un pequeño incremento en la velocidad de fluidización, las partículas del lecho se mantienen suspendidas, es decir la caída de presión del gas iguala al peso de las partículas por unidad de área.
- b) Lecho fluidizado burbujeante: en este punto el gas fluye a través del lecho en forma de burbujas, su comportamiento asemeja un líquido en ebullición.

Las burbujas están constituidas por huecos de gas con muy pocos sólidos en su interior, debajo de ellas existe una estela que se forma cuando el flujo de partículas alrededor de la burbuja llega a la parte inferior produciéndose un choque entre las partículas encontradas, lo que ocasiona que parte de ellas sean lanzadas hacia el interior de la burbuja, y posteriormente se incorporen de nuevo a la estela, permitiendo una agitación constante del material ahí depositado, como se ilustra en la figura 1.3.

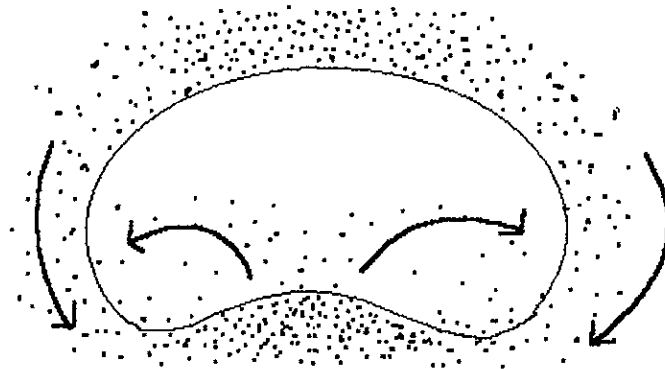


Figura 1.3 Estela de la burbuja.

Al llegar la burbuja a la superficie hace erupción, impulsando las partículas que arrastró en su camino; dependiendo de su tamaño, las partículas retornan al lecho o son arrastradas a la región de finos. Este hecho da lugar a que se defina la altura de desacoplamiento de partículas (ADP), es decir las partículas que rebasen esta altura serán arrastradas, mientras que las partículas que no lleguen a dicha altura regresarán al lecho, como se muestra en la figura 1.4.

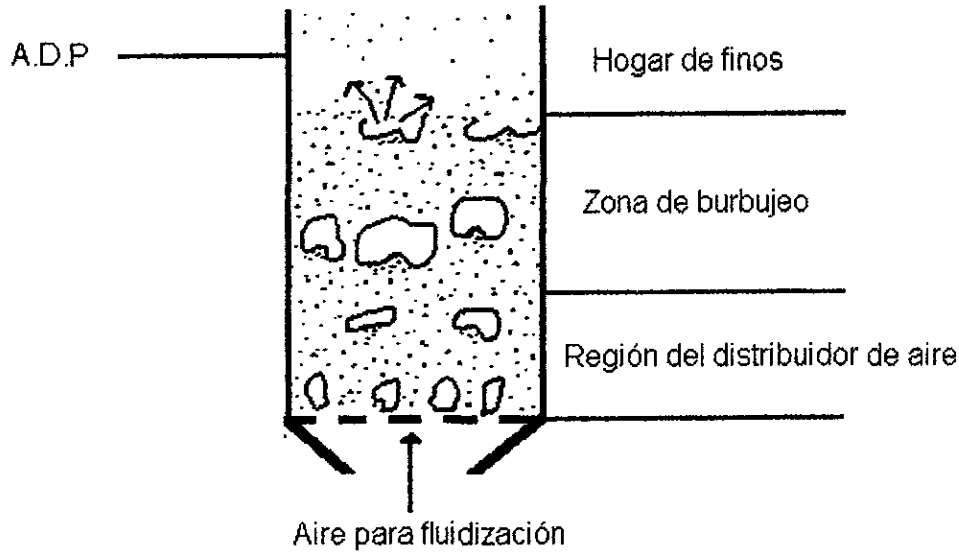


Figura 1.4 Zonas de un lecho fluidizado burbujeante.

Para un lecho fluidizado, la caída de presión por unidad de longitud está dada por la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P_f}{L} = (\rho_p - \rho_g) (1 - \varepsilon) \frac{g}{g_c} \quad (1.2)$$

En el punto donde la caída de presión del gas iguala al peso del lecho por unidad de área, v_{mf} , la ecuación (1.1) así como la (1.2) son válidas, a temperatura constante, por lo que si se igualan ambas ecuaciones, se obtiene una expresión que permite calcular la velocidad mínima de fluidización, dicha ecuación es:

$$v_{mf} = \frac{\mu_g}{\rho_g dp} \left[(C_1^2 + C_2 Ar)^{0.5} - C_1 \right] \quad (1.3)$$

Donde Ar es conocido como el número de Arquímedes o Galileo; su valor expresa la relación entre las fuerzas gravitacionales y las viscosas.

$$Ar = \frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g dp^3}{\mu_g^2}$$

Al igualar las expresiones (1.1) y (1.2) en el punto de mínima fluidización, se llega a una ecuación con dos incógnitas mutuamente dependientes (ε_{mf} y v_{mf}).

Para encontrar el valor de la velocidad mínima de fluidización, se incluye la porosidad en las constantes C_1 y C_2 , de tal manera que a partir de datos experimentales es posible determinar sus valores y así calcular la velocidad mínima de fluidización. Cabe destacar que los valores encontrados para dichas constantes son válidos dentro de ciertos límites, fijados principalmente por el tipo de partícula con que se experimentó. En este sentido se tiene que los valores de C_1 y C_2 (para partículas mayores a $100 \mu\text{m}$ de diámetro), según Geldart y Abrahamsem (1981), son 33.7 y 0.0408 respectivamente.

- c) Lecho fluidizado intermitente: este tipo de fluidización se caracteriza por el incremento en el tamaño de las burbujas, que puede abarcar prácticamente la totalidad del área del lecho (figura 1.5).

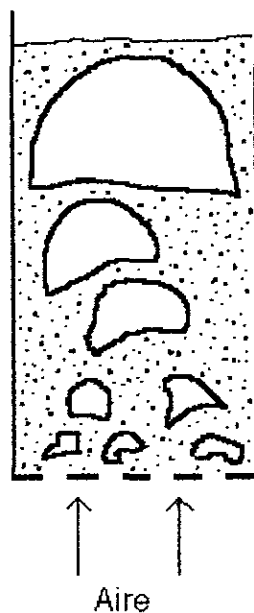


Figura 1.5 Lecho fluidizado intermitente.

Este tipo de fluidización se presenta generalmente cuando el lecho tiene un área transversal pequeña y es profundo. Bajo este régimen, las burbujas pueden llegar a ser del mismo tamaño que el diámetro del lecho.

- d) Lecho fluidizado turbulento: en este tipo de fluidización el lecho se encuentra bastante expandido y existe una alta actividad en el mezclado; además de no distinguirse la formación de burbujas, como se muestra en la figura 1.6.

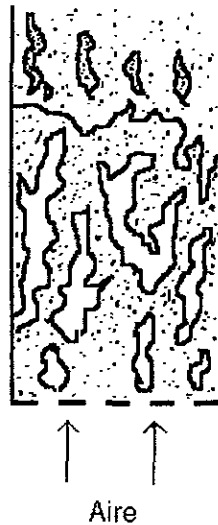


Figura 1.6 Lecho fluidizado turbulento.

En los tipos de fluidización hasta ahora mencionados, los sólidos permanecen dentro de cierta altura, es decir, no existe una cantidad considerable de partículas arrastradas, por ello se les denomina "cautivos".

- e) Lecho fluidizado circulante: este tipo de fluidización se caracteriza por la presencia de delgados conglomerados de partículas en movimientos ascendentes y descendentes, en una dispersión de sólidos muy diluida (figura 1.7).

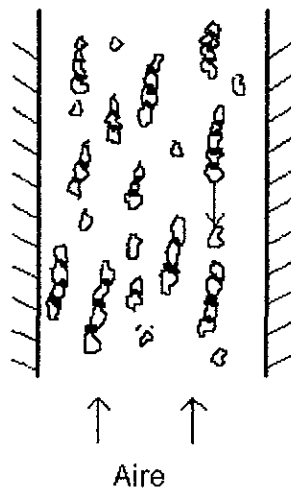


Figura 1.7 Lecho fluidizado circulante.

Bajo este patrón de fluidización se obtiene un excelente mezclado gracias a la formación y desintegración de los conglomerados de partículas. La formación de dichos conglomerados se debe a la presencia de una cantidad adecuada de sólidos, tal que les permite entrar en la estela de otros y de esta manera ir aumentando su tamaño.

La desintegración de conglomerados ocurre debido a que cuando están unidos, su peso combinado es mayor que la fuerza de arrastre del gas, por ello se separan y posteriormente se unen a otro conglomerado de partículas.

Diversos investigadores han construido diagramas de regímenes hidrodinámicos, a través de ellos es posible conocer el régimen de fluidización en el que se opera. La figura 1.8 muestra el diagrama de Grace (1986), en él se relaciona la velocidad adimensional del gas (U^*) y el diámetro de la partícula adimensional (d_p^*), de esta forma de acuerdo al valor de ambos parámetros se ubica un régimen de fluidización en el diagrama.

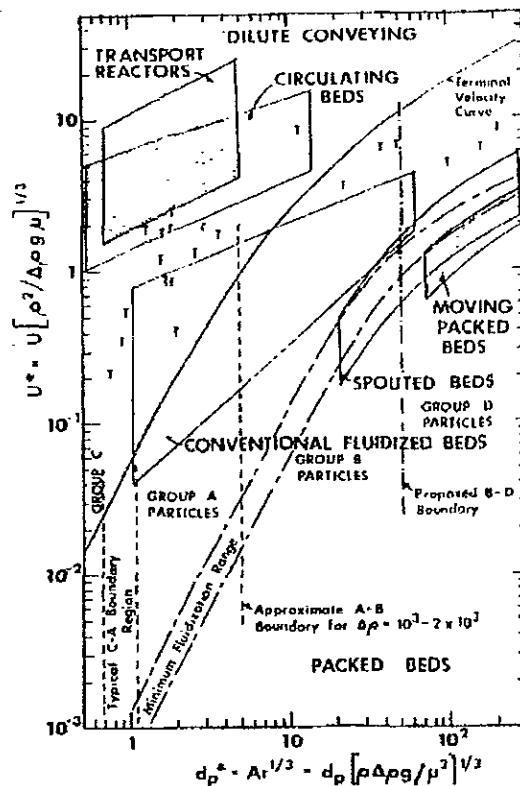


Figura 1.8 Diagrama de regímenes hidrodinámicos.

1.2.2 Perfil de presiones y porosidad en un lecho fluidizado circulante

En el régimen circulante se presentan tres zonas a lo largo de la columna, la primera de ellas es la zona densa ubicada en el fondo, posteriormente existe una zona de transición y en la parte superior de la columna se encuentra la zona diluida. Estas zonas tienen gran influencia en el balance de presiones del sistema, como se muestra en la figura 1.9.

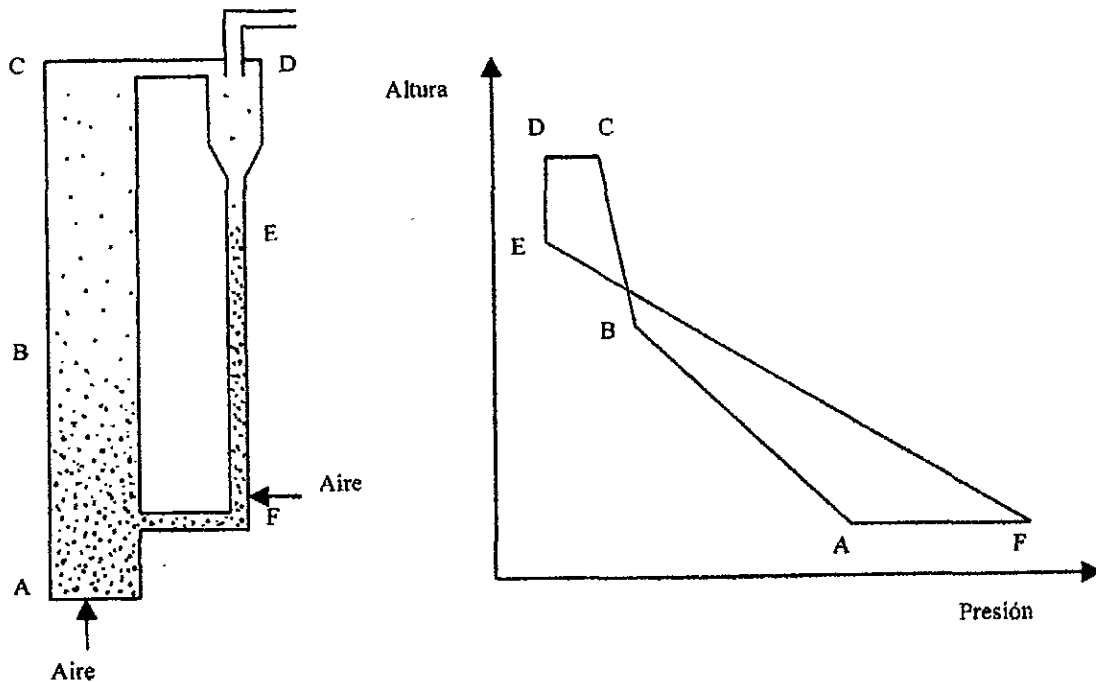


Figura 1.9 Perfil de presiones en un lecho fluidizado circulante.

La mayor densidad del lecho se presenta en la parte inferior de la columna, esto ocasiona que la caída de presión por unidad de longitud, en la zona densa, sea mayor que la de la zona diluida (parte superior del equipo).

El comportamiento de la porosidad del lecho, a lo largo de la columna, se muestra en la figura 1.10. En la parte inferior (zona densa) la porosidad toma su valor más bajo, posteriormente hay un punto de inflexión que corresponde a la zona de transición y al final de la columna (zona diluida) la porosidad tiene su valor más elevado.

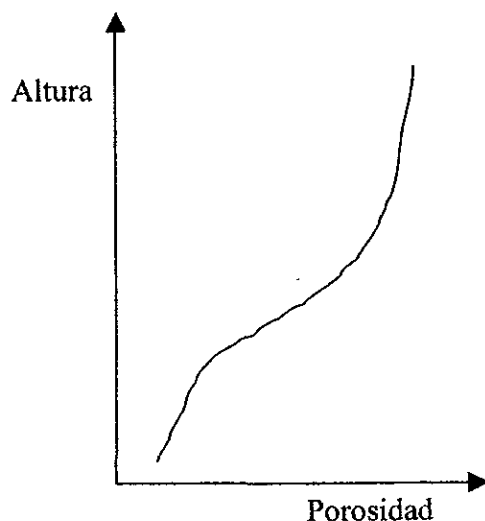


Figura 1.10 Distribución axial de la porosidad del lecho.

En la figura 1.11 se ilustra la variación de la porosidad en función del radio de la columna, a mayor distancia de la pared, la porosidad aumenta y encuentra su máximo en el centro.

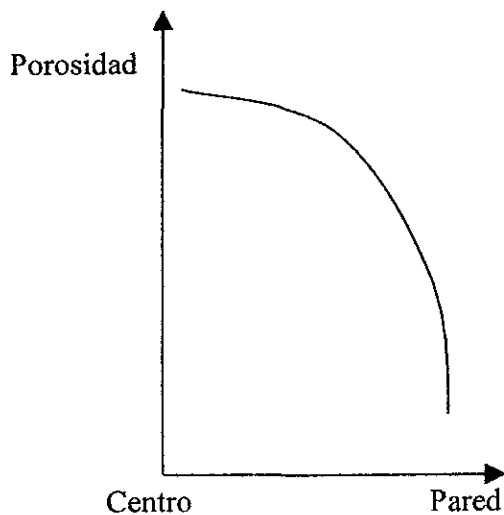


Figura 1.11 Distribución radial de la porosidad del lecho.

1.3 Modelos hidrodinámicos para lechos fluidizados circulantes

El conocimiento del perfil de concentraciones de sólidos, en una caldera de lecho fluidizado circulante, es de gran importancia para su diseño y operación, ya que de él dependen parámetros tan importantes como la transferencia de calor.

Los modelos para lecho fluidizado pueden estar basados en dos grandes líneas de trabajo, a partir de consideraciones matemáticas o de resultados experimentales. En los siguientes párrafos se describen los modelos que podrían considerarse los más difundidos para cada línea de investigación.

Dentro de los modelos basados en experimentos se tiene el de Rhodes y Geldart, 1987, en su modelo consideran una interfase entre la región densa, ubicada en la parte inferior del lecho y la diluida (parte superior del lecho), a partir de dicha interfase definen una distancia de equilibrio, que concluye a la salida de la columna. La condición que debe satisfacer dicha distancia es que el flujo de sólidos a la salida de la columna, sea igual al flujo de sólidos alimentado. Este modelo considera la gran influencia que tiene el balance de presiones sobre las características hidrodinámicas del lecho, de esta forma para la columna del lecho (riser) propone la siguiente ecuación:

$$V_t \varepsilon_h \left(U + V_t + \frac{E_h}{\rho_s} \right) + U = 0 \quad (1.4)$$

donde V_t es la velocidad terminal de la partícula, ε_h la porosidad de la fase diluida a la distancia "h" sobre la interfase de equilibrio, U la velocidad superficial del gas, E_h el flujo ascendente de sólidos a la distancia "h" sobre la interfase de equilibrio y ρ_s la densidad de la partícula. A partir de la ecuación 1.4 y los valores de U , ρ_s y V_t , es posible calcular el perfil vertical de porosidades.

Molodtsov y Muzyka (1989), proponen un modelo matemático, basado en el comportamiento eminentemente aleatorio del lecho y ecuaciones para flujos bifásicos. Su modelo introduce parámetros estadísticos en las ecuaciones generales de momento y energía.

Uno de los principales parámetros de este modelo es el de la probabilidad de presencia de fase, para definirlo se consideran "N" experimentos efectuados bajo las mismas condiciones, de esta forma sería posible encontrar, en un punto "M", a cierto tiempo "t" después de iniciado el experimento, alguna de las fases individuales que constituyen al lecho.

Durante los “N” experimentos, la fase “p” se encontrará en el punto “M” al tiempo “t”, un número de N_p veces. Si “N” tiende a infinito, la relación N_p/N tenderá a un límite $\alpha_p(x_i, t)$, denominado probabilidad de presencia de la fase “p” en el tiempo “t” y coordenadas “ x_i ”.

La ecuación de continuidad para la fase “p”, considerando el concepto de probabilidad de presencia de fase, es la siguiente:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho_p \alpha_p + \frac{\partial}{\partial x_j} \rho_p \alpha_p V_{pj} = 0 \quad (1.5)$$

donde V_{pj} , ρ_p y α_p son la velocidad media, densidad y probabilidad de presencia de la fase “p” respectivamente.

Para la fase del fluido (f), la ecuación de momento es:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho_f \alpha_f V_{fi} + \frac{\partial}{\partial x_j} \rho_f \alpha_f V_{fi} V_{fj} + \frac{\partial}{\partial x_j} \rho_f \alpha_f \beta^f_{ij} \\ = \frac{\partial}{\partial x_i} \alpha_f \tau^f_{ij} + F_i^{sf} + \rho_f \alpha_f g_i \end{aligned} \quad (1.6)$$

donde β^f_{ij} y τ^f_{ij} son los tensores de velocidad y esfuerzos respectivamente, g_i es la aceleración de la gravedad y F_i^{sf} la fuerza de interacción fluido-sólido por unidad de volumen de suspensión.

La ecuación de momento para la fase sólida (p) es :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho_p \alpha_p V_{pi} + \frac{\partial}{\partial x_j} \rho_p \alpha_p V_{pi} V_{pj} + \frac{\partial}{\partial x_j} \rho_p \alpha_p \beta^p_{ij} \\ = \frac{\partial}{\partial x_i} \alpha_p \tau^p_{ij} + F_i^{fp} + F_i^{sp} + \frac{\partial}{\partial x_i} s_{ij}^p + \rho_p \alpha_p g_i \end{aligned} \quad (1.7)$$

donde F_i^{sp} es la fuerza de interacción entre la partícula y la fase “p”, F_i^{fp} es la fuerza de interacción entre el fluido y la fase “p”, y s_{ij}^p es el tensor de esfuerzos de la partícula en la fase “p”.

El desarrollo de este modelo obedece a la necesidad de tener ecuaciones más generales y no de tipo empírico que de acuerdo con el autor ocasionan incertidumbre al escalar plantas piloto a unidades comerciales. Sin embargo, la complejidad matemática para modelar y resolver las ecuaciones que describen el comportamiento del lecho se incrementa demasiado.

1.4 Aplicaciones.

Las principales características de un lecho fluidizado son:

- ◇ La gran área de contacto por unidad de masa de sólido que ofrecen.
- ◇ El alto grado de mezclado.
- ◇ Los elevados coeficientes de transferencia de calor que presentan.
- ◇ Su homogeneidad en la temperatura del lecho.

De esta manera se encuentra aplicación de los lechos fluidizados en procesos tales como el mezclado de polvos finos, en procesos que requieran el intercambio térmico, en reacciones catalíticas, en calderas, etc.

Procesos más específicos donde se utilizan lechos fluidizados son el secado de aire por medio de partículas de sílica gel, el secado de semillas a través de aire caliente, etc.

Los lechos fluidizados también son empleados en procesos químicos, como es el caso de la desintegración catalítica de cortes de petróleo y en procesos de combustión. Su uso para la generación de vapor en centrales termoeléctricas constituye una gran alternativa desde el punto de vista ecológico por sus bajas emisiones de contaminantes y flexibilidad en el empleo de combustibles, particularmente aquellos que presentan dificultad para ser quemados en sistemas convencionales y un alto contenido de azufre; estos aspectos se discutirán con mayor detalle en los capítulos 2 y 3.

CAPITULO 2

PROCESOS DE COMBUSTION Y TRANSFERENCIA DE CALOR

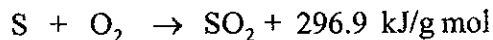
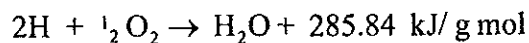
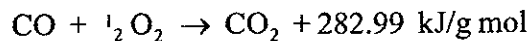
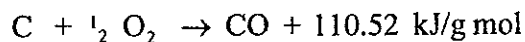
En el presente capítulo se discuten los principales aspectos de la combustión, considerando los sistemas convencionales y lecho fluidizado, también se describen los problemas de contaminación por fuentes fijas y al final del capítulo se analiza la transferencia de calor en lecho fluidizado.

2.1 Combustión

La oxidación de diversos combustibles permite transformar la energía química contenida en ellos a energía térmica. Sin embargo, algunos de los productos derivados de esta reacción dañan al medio ambiente y a los equipos mismos donde ocurre la combustión. Estos factores propician la búsqueda de nuevos sistemas de combustión, que sean capaces de reducir la emisión de contaminantes y aprovechar mejor la energía de los combustibles.

2.1.1 Proceso químico

Desde el punto de vista industrial, la combustión es un fenómeno en el que el oxígeno reacciona rápidamente con elementos característicos de los combustibles (carbón, hidrógeno y azufre), dando como productos sus óxidos y un gran desprendimiento de energía. Las principales reacciones químicas que ocurren durante la combustión son las siguientes:



Tipos de combustión

Conociendo la composición del combustible y la del aire es posible determinar la cantidad de oxígeno que se requiere para la combustión por medio de cálculos estequiométricos, así como la cantidad de aire y la relación másica aire/combustible.

Dependiendo de la relación aire/combustible se puede tener:

- a) Una combustión subestequiométrica: en ella la cantidad de oxígeno presente es inferior a la requerida, de acuerdo con la estequiometría, por lo tanto la combustión es parcial.

- b) Una combustión estequiométrica: el oxígeno utilizado corresponde a la cantidad de oxígeno necesaria para que en los productos de la reacción no existan remanentes de combustible ni de oxígeno, es decir, que los reactivos sean consumidos totalmente y que la transformación de carbón en bióxido de carbono sea completa.
- c) Una combustión con exceso de aire: en ella la cantidad de oxígeno alimentado es mayor a la requerida estequiométricamente; esto se debe a que en los procesos de combustión reales no se puede conseguir un contacto perfecto entre las moléculas del oxígeno y las partículas del combustible, por lo que es necesario aumentar la cantidad de oxígeno para tener una combustión completa.

De los tipos de combustión mencionados el que se emplea con mayor frecuencia, en la industria, es la combustión con exceso de aire.

2.2 Combustibles

Los combustibles son sustancias con un alto contenido de carbón e hidrógeno, capaces de presentar el fenómeno de combustión, es decir, reaccionar con el oxígeno liberando una gran cantidad de energía térmica.

En la industria los combustibles más ampliamente usados, en calderas, son el gas natural, el diesel, el gas L.P. y el combustóleo.

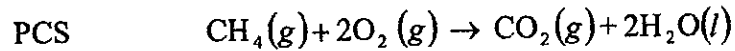
2.2.1 Características de los combustibles

Las principales características de un combustible, además de su alto contenido de carbón e hidrógeno (composición química), son el poder calorífico, la viscosidad, la temperatura de inflamación, la temperatura de escurrimiento, el contenido de azufre, el contenido de cenizas y el contenido de humedad. Para el caso de los combustibles gaseosos es importante conocer los límites de inflamabilidad y la velocidad de propagación de la flama.

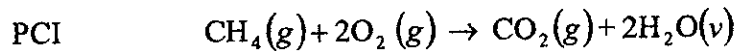
- 1) Composición química: indica la cantidad presente de cada compuesto (o elemento) que constituye al combustible, de lo anterior se observa que existen dos formas de expresar la composición química, una es mencionando el porcentaje de cada sustancia en el combustible (por ejemplo el gas natural está constituido, en por ciento peso, por 92.3% de metano, 6.3% de etano y 1.4% de propano) y la otra forma es mencionando la cantidad presente de cada elemento (el gas natural contiene 75.4% de carbón, y 24.6% de hidrógeno).
- 2) Poder calorífico: es el calor liberado por unidad de masa (o volumen) de combustible; de acuerdo al estado de agregación del agua producida durante la combustión del hidrógeno presente en el combustible, se puede tener el poder calorífico superior o el inferior.

En el poder calorífico superior (PCS), se asume que la reacción de combustión produce agua en estado líquido; dicha suposición surge debido a que al realizarse la medición del poder calorífico del combustible, en una bomba calorimétrica, el vapor de agua producido se condensa y cede su calor al medio que lo rodea.

Para el caso del poder calorífico inferior (PCI) o neto, la reacción de combustión produce agua en estado vapor. Suponiendo la combustión del metano se tiene lo siguiente:



Y para el poder calorífico inferior o neto:



En el caso del poder calorífico inferior, al realizarse la combustión, el agua producida no se condensa, por ello su valor es menor que el del poder calorífico superior (la diferencia entre el PCS y el PCI es precisamente el calor latente de vaporización del agua).

3) Viscosidad: es una de las propiedades físicas más importantes de los combustibles líquidos, pues de ella depende en gran medida que la combustión sea eficiente, ya que es el factor que más influye en el tamaño de las gotas que producen los atomizadores.

La viscosidad es la medida de la resistencia que presentan los fluidos al movimiento, su principal característica es la dependencia que tiene con respecto a la temperatura.

4) Temperatura de inflamación: se define como la temperatura a la que el combustible desprende una cantidad de vapores tal que al mezclarse con el aire forman una mezcla inflamable.

5) Temperatura de escurrimiento: es la temperatura a la cual el combustible comienza a fluir.

6) Contenido de azufre: el azufre es uno de los componentes más problemáticos de los combustibles, pues a pesar de que contribuye significativamente en la energía térmica liberada, sus óxidos son de los contaminantes más dañinos, además de que al transformarse en ácido sulfúrico corroen las partes de la caldera.

7) Contenido de cenizas: los combustibles residuales, como es el caso del combustóleo, tienen ciertos metales (vanadio, sodio y níquel principalmente), que al ser oxidados forman cenizas que además de ensuciar y/o corroer los tubos de las calderas, disminuyen los coeficientes de transferencia de calor.

8) Contenido de humedad: los combustibles residuales contienen cierta cantidad de agua; entre el 1 y 2% no ocasiona problemas, pero cantidades mayores pueden provocar que el quemador se apague.

En cuanto a los combustibles gaseosos, las características que se necesitan conocer son:

1) Límites de inflamabilidad: para lograr la combustión de un combustible gaseoso (o líquido) es necesario que la mezcla oxígeno-combustible sea la adecuada, para ello se dan ciertos límites de concentración del combustible. Con base en estos límites es posible obtener rangos de concentración de combustible en los cuales es factible su combustión.

Si la concentración de combustible se encuentra por debajo del límite inferior o arriba del límite superior de inflamabilidad, la combustión del mismo no podrá realizarse.

2) Velocidad de propagación de la flama: la propagación de la flama es función principalmente de la cantidad de combustible y del exceso de aire.

La dirección de la velocidad de la flama es opuesta a la dirección de la velocidad de la mezcla aire-combustible.

2.3 Contaminación

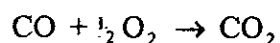
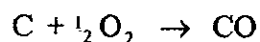
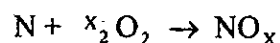
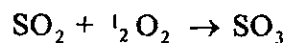
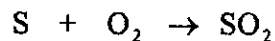
La combustión de combustibles fósiles, en fuentes fijas y medios de transporte, es la principal causa de la contaminación atmosférica; siendo los contaminantes más perjudiciales los óxidos de azufre y nitrógeno.

La cantidad emitida de estos óxidos es función de dos aspectos: la composición química del combustible y las características del sistema de combustión empleado.

2.3.1 Contaminación por fuentes fijas de combustión

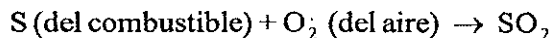
En el caso de las fuentes de combustión fijas (calderas y hornos) los óxidos de azufre y nitrógeno, así como los de carbono constituyen los contaminantes emitidos más importantes.

Las principales reacciones químicas ocurridas durante la combustión, de un combustible fósil son las siguientes:



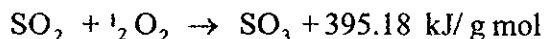
2.3.2 Formación de óxidos de azufre en calderas

Los óxidos de azufre se producen durante las primeras etapas del proceso de combustión.



Si la cantidad de aire suministrada fuera la estequiométrica, la reacción anterior se detendría en esa etapa, pero dado el exceso de aire suministrado esto no ocurre.

La oxidación posterior del bióxido de azufre, en fase gaseosa homogénea, a SO₃ se realiza de acuerdo a la siguiente reacción:



La reacción anterior depende fuertemente de la temperatura, por lo que se presentan tres posibilidades:

- a) Si la temperatura se encuentra por arriba de 1093 °C la reacción estará desplazada hacia la izquierda, el SO₃ formado se disocia por el efecto de la temperatura.
- b) Si la temperatura se encuentra entre 426 °C y 1093 °C coexisten el SO₂ y el SO₃ en proporciones variables.
- c) Si la temperatura se encuentra por debajo de 426 °C, la reacción está desplazada hacia la derecha, convirtiéndose prácticamente todo el SO₂ en SO₃.

A pesar de que los gases de combustión de las calderas tienen un perfil de temperatura favorable para la formación de SO₃ (entre 176 y 982°C), únicamente el 1 ó 2% del SO₂ se transforma en SO₃, debido a que el tiempo de residencia de los gases de combustión dentro de la caldera es muy corto (1 a 4 segundos) y no es suficiente para completar la reacción.

Estudios realizados sobre la transformación del SO₂ en SO₃ (Harlow, 1944) mostraron que al hacer pasar los gases de combustión sobre trozos de acero oxidado, la concentración del SO₃ se incrementaba.

Burnside, en 1956 reportó los resultados de sus experiencias realizadas en una pequeña caldera, dichos resultados revelan que al circular los gases de combustión por los tubos del sobrecalentador, la concentración del SO₃ aumenta; también se encontró que la concentración de SO₃ es proporcional al incremento de la temperatura en la pared de los tubos.

Estudios posteriores sobre la acción catalítica de las cenizas y otros óxidos (Wickert, 1957) mostraron que el Fe_2O_3 es el principal catalizador en la transformación del SO_2 en SO_3 , y la gran influencia que tiene la temperatura sobre dicha conversión, como se muestra en la figura 2.1.

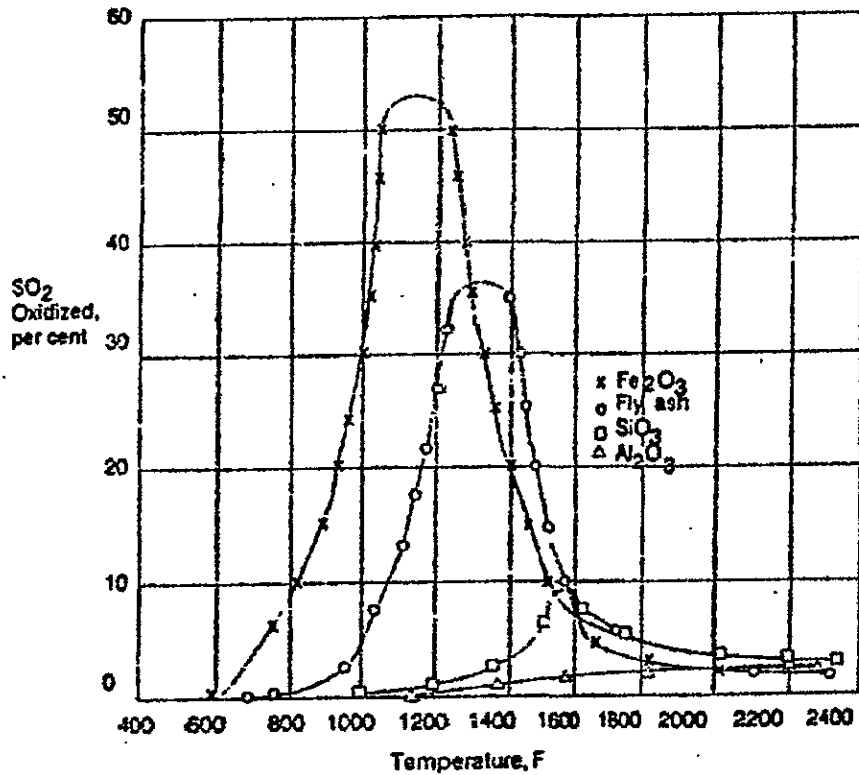
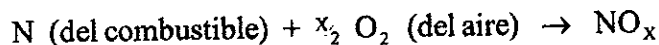


Figura 2.1 Transformación de SO_2 en SO_3 en función de diferentes catalizadores y temperaturas.

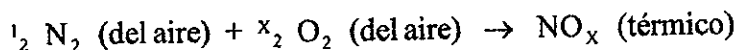
2.3.3 Formación de óxidos de nitrógeno y monóxido de carbono en calderas

La formación de óxidos de nitrógeno tiene dos orígenes, los cuales son:

1) A partir del nitrógeno contenido en el combustible.



2) A partir del nitrógeno proveniente del aire (NO_x térmico).



La segunda reacción es generalmente quien aporta la mayor cantidad de NO_x, dicha reacción se ve favorecida por las altas temperaturas de la flama (a temperaturas inferiores a 1000 °C la formación de NO_x térmico es despreciable).

El monóxido de carbono tiene su origen principalmente en las combustiones incompletas, donde la cantidad de aire y/o el tiempo no son suficientes para completar su oxidación a CO₂.

2.3.4 Lluvia ácida

Los óxidos de azufre y nitrógeno en la atmósfera sufren una serie de reacciones con la humedad. Dichas reacciones son catalizadas por la luz del sol y dan lugar a la formación de ácidos, los cuales se precipitan sobre la tierra a través de la lluvia o la nieve. A este hecho se le conoce como lluvia ácida.

Además de dañar a los seres vivos, la lluvia ácida afecta construcciones, monumentos pinturas, etc. Con la ayuda del viento, la lluvia ácida puede desplazarse de un lugar a otro ocasionando los problemas ya mencionados.

2.3.5 Problemas originados por la presencia de bióxido de azufre en la biosfera

La presencia de SO₂ en las plantas ocasiona su decoloración (adquieren un color amarillento), la caída de sus hojas e incluso retrasa su crecimiento.

Algunos de los problemas causados por los óxidos de azufre, en el hombre son:

⇒ Irritación de ojos y piel.

⇒ Aumento de la frecuencia y gravedad de las enfermedades respiratorias y pulmonares.

2.3.6 Problemas originados por la presencia de óxidos de nitrógeno en la atmósfera y en la biosfera

El bióxido de nitrógeno (NO_2) en la atmósfera absorbe la radiación ultravioleta proveniente del sol, disociándose en óxido de nitrógeno (NO) y oxígeno atómico, el cual posteriormente se transforma en ozono (O_3); dado que la formación del ozono es función de la luz solar, su concentración cambia constantemente en el transcurso del día.

El óxido de nitrógeno no constituye un peligro a las concentraciones normales en el aire, pero el NO_2 ocasiona:

- ⇒ Tos.
- ⇒ Dolor de cabeza.
- ⇒ Pérdida del apetito.
- ⇒ Corrosión de los dientes.
- ⇒ Irritación del aparato respiratorio.

La presencia de ozono al nivel de la biosfera, es potencialmente peligrosa, particularmente para las plantas, pues ataca de manera directa a las hojas ocasionando la aparición de puntos más claros en ellas y detiene su crecimiento.

El ozono afecta en mayor grado a las cosechas de trigo, soja, algodón y árboles tales como el pino y el arce.

Los daños que ocasiona al hombre son:

- ⇒ Falta de coordinación de movimientos.
- ⇒ Fatiga.
- ⇒ Daño al tejido pulmonar (acelera su proceso de envejecimiento y con ello lo hace más susceptible a enfermedades infecciosas).

2.3.7 Problemas originados por la presencia de óxidos de carbono en la atmósfera y en la biosfera

Los síntomas por altas concentraciones de CO son:

- ⇒ Dolor de cabeza.
- ⇒ Mareos.
- ⇒ Cansancio.
- ⇒ Náusea.
- ⇒ Opresión en el pecho.
- ⇒ Dificultad para respirar.
- ⇒ Debilidad muscular.

Al reaccionar el CO con la sangre desplaza al oxígeno, disminuyendo su cantidad presente en el organismo.

A pesar de que la vida vegetal se beneficia por el aumento de la concentración de CO₂, su presencia en la atmósfera, en altas concentraciones, no es benéfico pues conduce al llamado efecto de invernadero. El CO₂ es un gran absorbente de radiación infrarroja, que además refleja, por ello al aumentar su concentración en la atmósfera actúa como el vidrio de un invernadero, elevando la temperatura en la capa atmosférica inferior.

Las conclusiones obtenidas de los experimentos realizados para determinar la influencia del CO₂ en la temperatura (Manabe y Wetherald, 1976), confirman el efecto de invernadero ocasionado por el CO₂, dichas conclusiones fueron:

- 1) A mayor concentración de CO₂, más alta es la temperatura de equilibrio entre la superficie de la tierra y la troposfera (región inferior de la atmósfera donde ocurren los cambios de clima).
- 2) A mayor concentración de CO₂, menor es la temperatura de la estratosfera.

En contraparte al efecto de invernadero se tiene el efecto de enfriamiento, provocado por la existencia de finas partículas en la atmósfera que impiden el paso de los rayos solares hacia el planeta.

2.4 Combustión en lecho fluidizado

Un combustor de lecho fluidizado es capaz de quemar una amplia variedad de combustibles, que van desde desperdicios municipales (basura peletizada) hasta combustibles, que por sus propiedades, serían difíciles de quemar en sistemas convencionales, como es el caso del coque de petróleo. Una gran ventaja que ofrecen los lechos fluidizados, además de su flexibilidad en el empleo de combustibles, son sus bajas emisiones de contaminantes, que llegan a ubicarse incluso por debajo de las normas ambientales¹.

2.4.1 Proceso

Desde un punto de vista químico, el proceso de combustión en lecho fluidizado es el mismo que en los sistemas convencionales (ocurren las mismas reacciones químicas propias de la combustión).

¹ Díaz Rangel, Ricardo, (1996), Estudio Experimental sobre la Combustión de Combustóleo en Lecho Fluidizado Circulante, Tesis de Licenciatura, Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México.

Considerando combustibles líquidos, los modelos más comunes que describen el proceso de combustión de una gota aislada, son el modelo de combustión envolvente y el de estela.

Modelo de combustión envolvente

Es el más simplificado y tiene las siguientes suposiciones:

- ◆ No existe movimiento de la gota.
- ◆ La gota se encuentra aislada, es decir no hay interacción con otras gotas.
- ◆ Al consumirse la gota no queda residuo sólido (combustible totalmente volátil).
- ◆ La flama envuelve a la gota.
- ◆ La temperatura es homogénea.

Como ya se mencionó anteriormente, la gota se encuentra aislada e inmóvil; al absorber calor del medio, se desprende de su superficie vapor de combustible que difunde hacia el exterior; el oxígeno que rodea la gota difunde en sentido opuesto, es decir, acercándose a ella. La difusión de ambos gases alcanza un punto en donde la concentración de oxígeno y vapor de combustible forman una mezcla inflamable y se produce la combustión alrededor de la gota, como se ilustra en la figura 2.2.

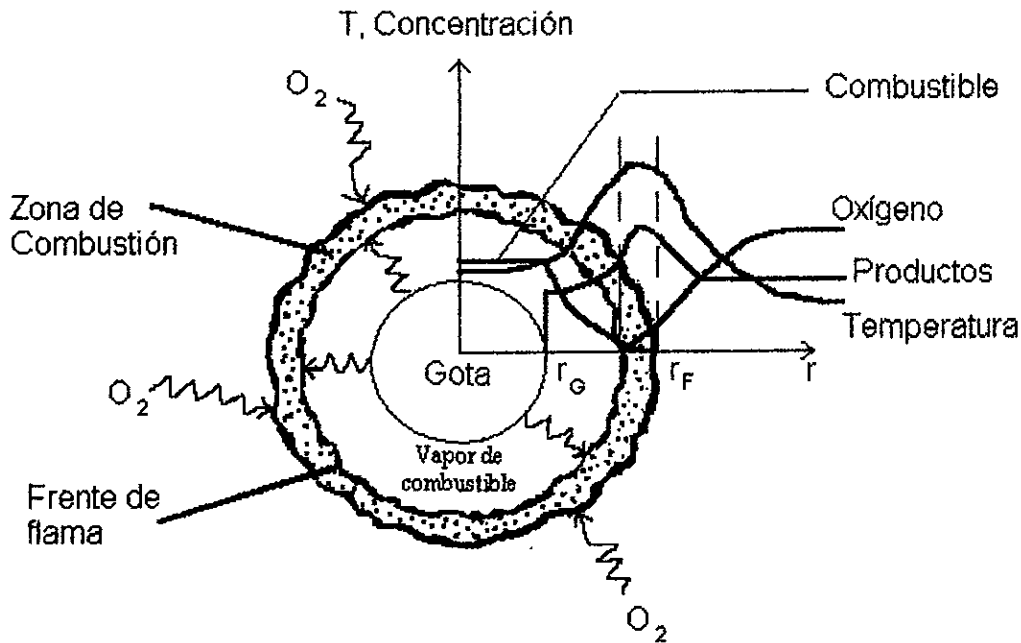


Figura 2.2 Esquema del modelo de combustión envolvente.

En la misma figura se muestran los perfiles de temperatura y concentración como función del radio de la gota (r_G) y el radio de la flama (r_F). Bajo este modelo se observa que el tiempo de quemado de la gota es función del diámetro de la misma. Cabe resaltar que este modelo de combustión se ajusta mejor a combustibles líquidos volátiles.

Modelo de combustión de estela o heterogénea

Parte de las siguientes suposiciones:

- ◆ La gota presenta movimiento.
- ◆ La temperatura no es homogénea.
- ◆ Existe residuo carbonoso.

La combustión en este modelo se encuentra controlada por la convección forzada sobre la gota, que se desplaza a una velocidad superior a la de los gases de combustión.

La velocidad a la que ocurre la combustión de estela se denomina velocidad de extinción, que es la velocidad relativa entre la gota y el aire a la cual la flama que envuelve a la gota se extingue.

En el proceso de combustión de estela, la gota absorbe calor de los alrededores (gases de combustión) por convección forzada y genera vapor de combustible, este vapor fluye hacia la estela de la gota y posteriormente hacia una zona donde se mezclan el oxígeno y el vapor de combustible; cuando dicha mezcla y la temperatura en la estela son apropiadas, ocurre la ignición, como se muestra en la figura 2.3.

El calor generado durante la ignición se transfiere a la estela de otra gota y muy poco de éste es transferido a la gota que lo originó, por ello es muy difícil mantener la ignición en una gota grande, si se mueve a una zona donde la temperatura de los gases es inferior a la temperatura de ignición del combustible usado.

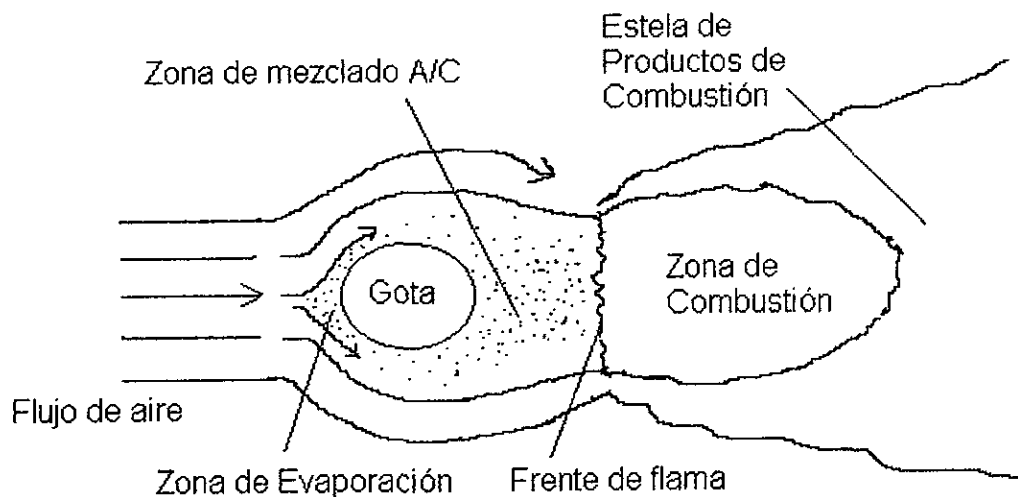


Figura 2.3 Combustión de estela.

La combustión del residuo carbonoso se ilustra en la figura 2.4, este modelo se ajusta mejor a gotas grandes de combustible (mayores de 50 μm .), así como a combustibles que poseen fracciones no volátiles.

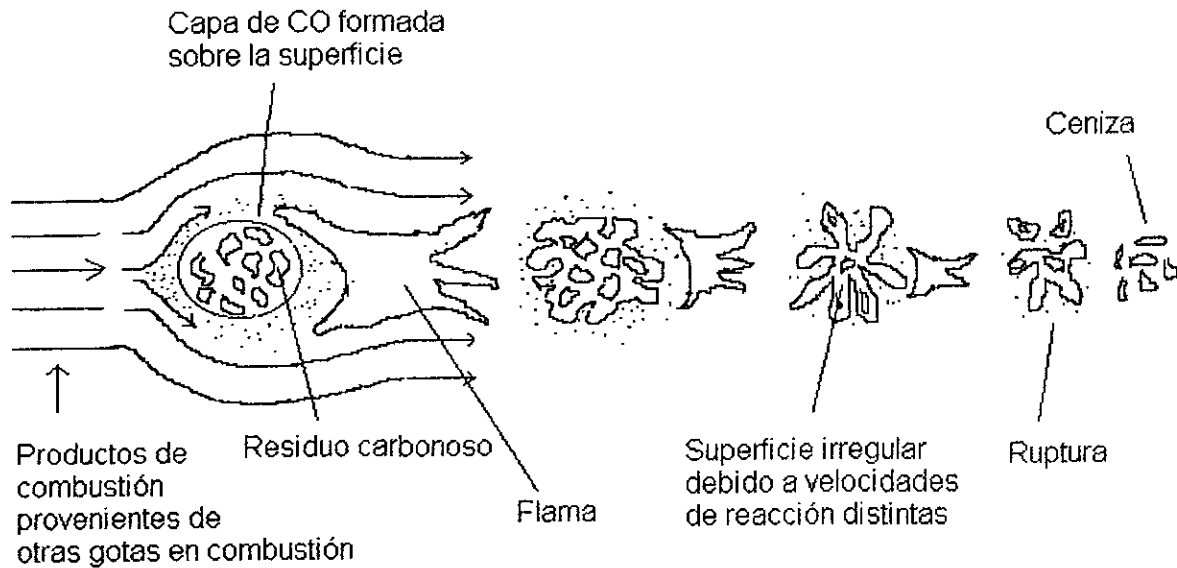


Figura 2.4 Combustión del residuo carbonoso.

2.4.2 Características

Las principales características del proceso de combustión en lecho fluidizado son:

- ◆ Empleo de un “soporte” para realizar la combustión (arena sílica generalmente).
- ◆ En los combustores de lecho fluidizado no existe flama, en su lugar existen partículas incandescentes con una gran actividad de mezclado.
- ◆ Temperaturas de operación inferiores a las manejadas por los sistemas de combustión convencionales.

2.4.2.1 Variables que influyen en el proceso de combustión en lecho fluidizado

Los factores que más influyen en el proceso de combustión en lecho fluidizado son:

- ◆ Concentración local de oxígeno: cantidad de aire suficiente para la combustión en distintos puntos del lecho.

- ◆ **Recirculación de sólidos al lecho:** disminuye la cantidad de partículas no quemadas, incrementando la eficiencia de combustión.
- ◆ **Tiempo de residencia de las partículas del combustible:** al aumentar permite una combustión más completa; la recirculación al lecho, su altura, la velocidad de fluidización y el tamaño de las partículas son los parámetros que más influyen sobre esta variable.
- ◆ **Temperatura del lecho:** la ignición de la partícula y la retención del SO_2 en el lecho son función de esta temperatura; cabe destacar que antes de iniciar la operación del combustor, es necesario el empleo de un combustible auxiliar con el fin de calentar el lecho hasta una temperatura que asegure la ignición del combustible. Una vez alcanzada dicha temperatura, e iniciado el suministro de combustible, el lecho es capaz de realizar una combustión autosostenida, es decir, sin la ayuda del combustible auxiliar.
- ◆ **Exceso de aire:** se debe emplear un exceso de aire que permita una combustión eficiente y pocas pérdidas de calor por los gases de chimenea.
- ◆ **Velocidad de fluidización, tamaño de la partícula del combustible y del lecho:** tienen una gran influencia en parámetros tales como régimen de fluidización, actividad de mezclado, tiempo de residencia de las partículas del combustible, y coeficiente de transferencia de calor.

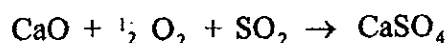
2.4.2.2 Temperatura del lecho

La temperatura del lecho se encuentra en el intervalo de 700 - 900 °C, y dada la gran actividad en el movimiento de las partículas, es prácticamente uniforme. La elección de la temperatura del lecho se ve influenciada principalmente por:

- a) **La eficiencia de combustión:** a medida que la temperatura del lecho aumenta, la constante de la velocidad de reacción se incrementa, ocasionando que una mayor cantidad de combustible se queme y con ello mejore la eficiencia de combustión.
- b) **La retención de azufre:** la selección de la temperatura del lecho influirá de manera directa sobre el comportamiento del aditivo con el SO_2 , en este sentido y de acuerdo con los resultados encontrados por Schaub et al. (1989), se reporta que la temperatura óptima para la máxima retención de SO_2 se encuentra entre los 800 y 850 °C.
- c) **El punto de fusión de la ceniza:** la temperatura del lecho no debe exceder el punto de fusión de la ceniza, pues cuando se alcanza dicha temperatura, la ceniza tiende a formar, junto con las partículas del lecho, aglomerados que afectan la fluidización; la temperatura de fusión del sulfato de calcio es de 1450 °C.

2.4.2.3 Relación aire primario - aire secundario

Tsuboi e Iwasaki (1988) reportan que con la disminución de la relación aire primario - aire secundario (AP/AS) el porcentaje de retención de azufre disminuye. Otros estudios (Kullendorff et al., 1988), reportan que con el incremento en la relación (AP/AS), la retención de azufre se incrementa. Esta tendencia puede ser explicada por el consumo de oxígeno que se presenta durante la captura del azufre, como se muestra en la reacción:



Cuando la relación AP/AS disminuye, existe una menor cantidad de oxígeno disponible para efectuar la reacción y por ello la retención del azufre disminuye, caso contrario cuando hay oxígeno suficiente para la reacción (incremento en la relación AP/AS) pues se tiene una mayor retención de azufre.

2.4.2.4 Tamaño de partícula del aditivo

Para el caso de piedra caliza, se ha observado (Yong, et al., 1994) que al incrementar el diámetro de la partícula, la eficiencia de separación en los ciclones aumenta, pero la reactividad del aditivo disminuye. Este hecho compromete dos aspectos importantes para el diseño de un lecho fluidizado, como son las dimensiones del ciclón y la retención del azufre, por ello es recomendable tratar de ubicar un diámetro de partícula del aditivo que permita conciliar ambos aspectos.

2.5 Transferencia de calor en lecho fluidizado circulante

2.5.1 Parámetros que influyen sobre el coeficiente de transferencia de calor en un lecho fluidizado circulante.

En el régimen de fluidización circulante se ha observado (Li et al., 1988), que las partículas forman conglomerados (clusters), bajo esta condición existen dos regiones, una denominada fase cluster, constituida por los conglomerados de partículas y una fase dispersa formada por partículas aisladas y gas como se ilustra en la figura 2.5.

La mayoría de las partículas fluyen de forma ascendente por el centro del lecho y en la zona cercana a la pared su movimiento es descendente; cabe destacar que en la región cercana a la pared se presenta una concentración de partículas mayor que en el centro del lecho.

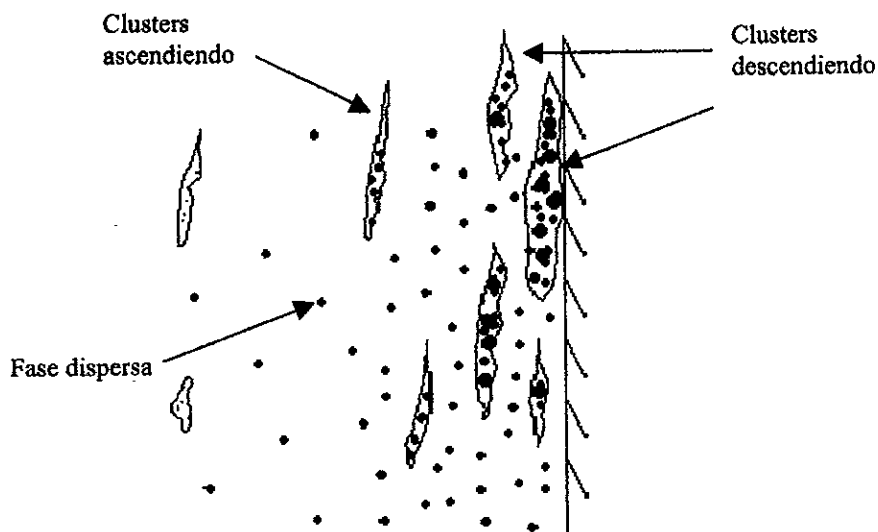


Figura 2.5 Transferencia de calor hacia la pared del lecho.

Los conglomerados de partículas tienen una alta actividad de agitación, pues se desintegran y vuelven a integrarse constantemente; la transferencia de calor hacia las paredes del lecho ocurre a través de ellos bajo los siguientes mecanismos:

- ◆ Convección de la fase dispersa y cluster hacia la pared.
- ◆ Radiación de ambas fases.

2.5.1.1 Observaciones experimentales

Diversas investigaciones sobre la transferencia de calor en lechos fluidizados (Basu y Fraser, 1991, Cheng et. al. 1995), coinciden en la dependencia del coeficiente de transferencia de calor con las siguientes variables:

- ◆ Propiedades de los fluidos y sólidos en el lecho, tales como el tamaño de partícula, densidad, calor específico, conductividad térmica y viscosidad.
- ◆ Condiciones de operación, incluyendo la densidad del sólido y la velocidad del gas en el lecho.
- ◆ Estructura, localización y geometría de las superficies de transferencia de calor.
- ◆ Temperatura del lecho.

Los resultados obtenidos de las investigaciones realizadas por Cheng et al., en 1995, sobre el coeficiente de transferencia de calor del lecho a la pared, muestran las siguientes tendencias para lecho fluidizado circulante:

1. El coeficiente es función de la densidad del lecho, la velocidad del gas, el diámetro de partícula y la recirculación de sólidos.
2. El coeficiente de transferencia de calor se incrementa al aumentar la densidad del lecho, la velocidad del gas o la recirculación de sólidos.
3. Al aumentar el diámetro de la partícula, el coeficiente de transferencia de calor disminuye.

En los siguientes párrafos se discuten los principales parámetros que influyen sobre el coeficiente de transferencia de calor del lecho a la pared:

➤ Efecto de la densidad de la suspensión

El calor es transferido a la pared del lecho a través de la fase dispersa y los conglomerados de partículas. El componente conductivo de los clusters tiene una mayor participación en el intercambio térmico, que el componente convectivo de la fase dispersa, por ello al incrementarse la densidad se obtiene una mayor transferencia de calor, pues aumenta la concentración de sólidos en la pared del lecho. Sin embargo, los experimentos de Jestin et al. (1992) mostraron que para lechos muy diluidos, la transferencia de calor depende principalmente de la radiación térmica.

➤ Efecto de la velocidad de fluidización

A diferencia del lecho fluidizado burbujeante, se ha observado que la velocidad de fluidización no tiene una influencia directa en la transferencia de calor en un lecho circulante, como lo reporta el trabajo realizado por Wu y Grace (1989), donde se determinó el coeficiente de transferencia de calor para distintas velocidades de fluidización, manteniendo constante la densidad del lecho, los resultados mostraron que el efecto de la velocidad de fluidización sobre la transferencia de calor es mínimo.

➤ Efecto de la longitud de la superficie de intercambio térmico

El efecto de la longitud de la superficie sobre la transferencia de calor, ha sido estudiado por Bi et al., (1991), en sus experimentos encontró que para todas las posiciones radiales y una densidad de la suspensión constante, el coeficiente de transferencia de calor disminuye conforme se incrementa la longitud de la superficie. Esta tendencia se explica por el comportamiento de los conglomerados de partículas, al resbalar por la superficie su temperatura se aproxima más a la de la pared, disminuyendo así la transferencia de calor.

Sin embargo, después de recorrer cierta distancia los conglomerados de partículas “fríos” son remplazados por nuevos conglomerados que se encuentran a la temperatura del lecho, esto ocasiona que la transferencia de calor no disminuya continuamente, sino que se estabiliza después de cierta longitud.

➤ Efecto de la temperatura del lecho

El coeficiente de transferencia de calor se incrementa con la temperatura del lecho, algunas explicaciones a esta tendencia (Basu and Fraser, 1991) son:

- a) Incremento en la conductividad térmica del gas.
- b) Aumento en el componente radiativo (h_r).

➤ Efecto del tamaño de partícula

Al disminuir el tamaño de la partícula, el coeficiente de transferencia de calor se incrementa, pues se incrementa el área por unidad de peso de las partículas.

2.5.2 Modelos propuestos para la transferencia de calor en lecho fluidizado

El coeficiente de transferencia de calor promedio, del lecho hacia la pared, está constituido, según Grace (1986), Basu y Nag (1987) por:

$$h_{\text{promedio}} = \text{Transferencia de calor convectiva por el gas } (h_{cg}) + \text{Transferencia de calor convectiva por las partículas } (h_{cp}) + \text{Transferencia de calor por radiación } (h_r)$$

El componente convectivo del gas, comparado con los otros dos componentes, tiene una pequeña participación en el coeficiente promedio. En 1986, Grace sugirió que h_{cg} podía ser estimado, a través de una correlación basada en las propiedades y velocidad superficial del gas. Jestin et al., (1992) emplea la correlación de Eckert (Holman, 1976) para evaluar h_{cg} .

La transferencia de calor convectiva de la partícula, tiene una gran importancia, su estudio se ha desarrollado principalmente a temperatura ambiente. En 1984, Martin propuso un modelo basado en una analogía entre el movimiento de la partícula y el movimiento de las moléculas descrito por la teoría cinética de los gases, en dicho modelo se consideraba la transferencia por una sola partícula. Grace, en 1986, demostró que el modelo propuesto por Martin subestimaba la transferencia de calor. En el mismo año Basu y Subbarao proponen un modelo considerando no una sola partícula, sino un conglomerado de ellas (cluster).

Posteriormente Basu y Nag, 1987 mejoraron el modelo anterior, incorporando una película de gas entre el conglomerado de partículas y la superficie.

El componente radiativo (h_r) tiene gran importancia para los lechos fluidizados que operan a altas temperaturas, pues a diferencia de los lechos "fríos", su contribución al coeficiente promedio es significativa. Basu y Nag (1987) desarrollaron un modelo para evaluar h_r , dicho modelo está basado en la teoría de conglomerados de partículas.

2.5.3 Superficies de intercambio térmico en combustores de lecho fluidizado circulante

La remoción del calor liberado en el combustor se realiza a través de dos etapas, como se muestra en la figura 2.6.

En la primera etapa, una parte del calor es transferido a los tubos con agua que se encuentran en el lecho y al intercambiador de calor externo ubicado entre la salida del ciclón y el lecho.

En la segunda etapa, los gases calientes que provienen del ciclón, pasan a través de intercambiadores de calor ubicados en la llamada zona convectiva.

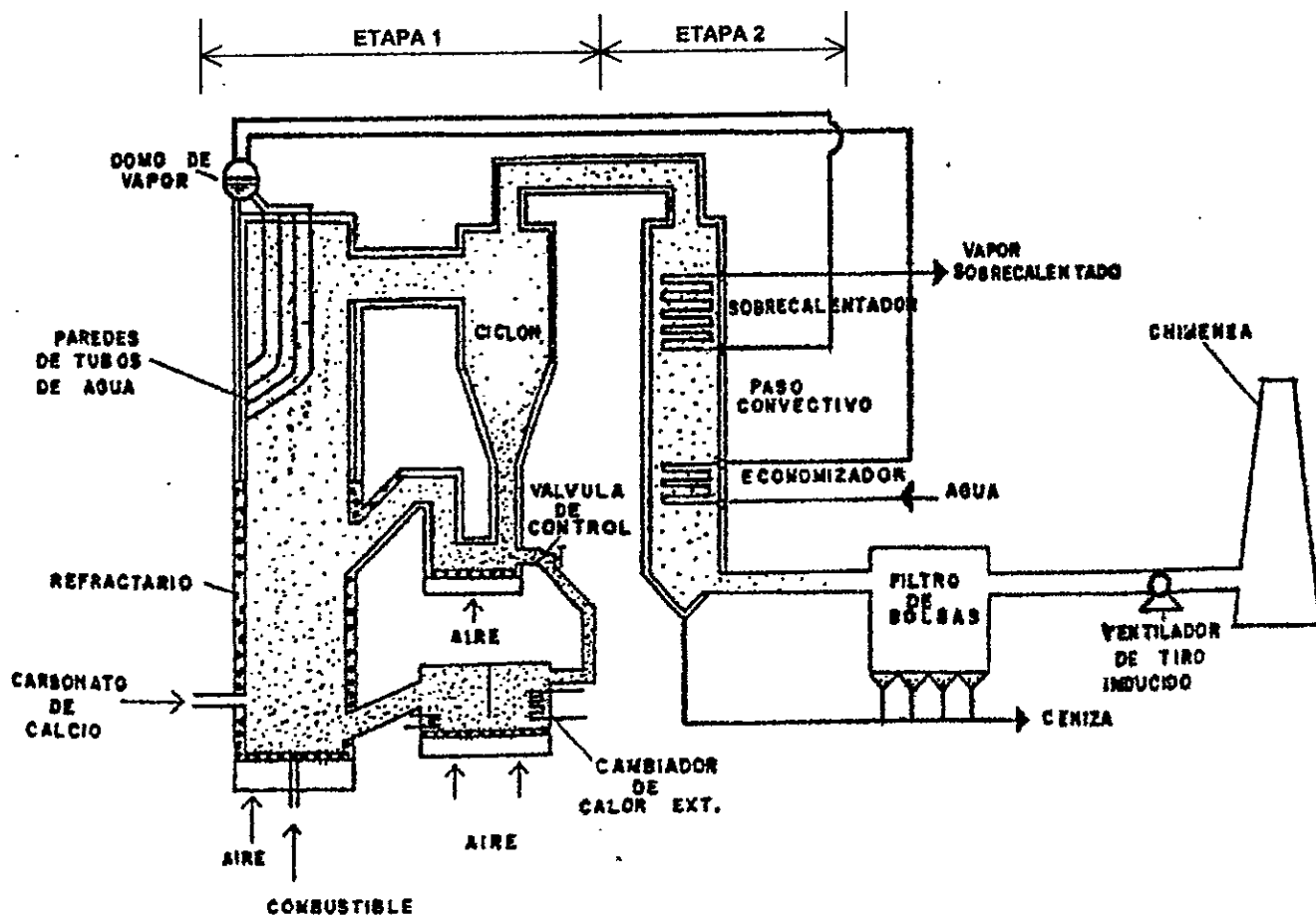


Figura 2.6 Remoción de calor en una caldera de lecho fluidizado atmosférico circulante.

El cambiador de calor externo (figura 2.7) permite controlar las condiciones de operación del combustor, cuando se necesita variar la temperatura del lecho y la alimentación de combustible.

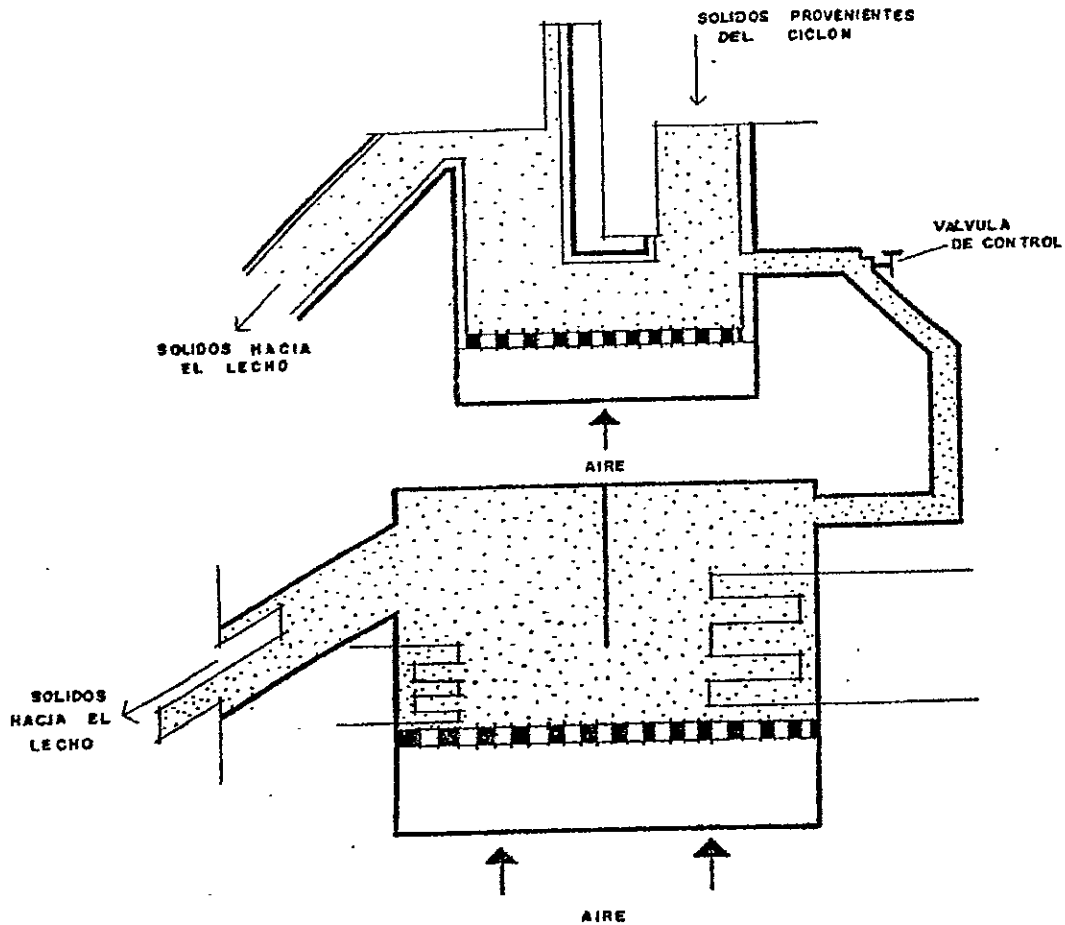


Figura 2.7 Cambiador de calor de lecho fluidizado.

Este equipo permite controlar la temperatura del lecho, sin modificar la velocidad de fluidización. La forma en que se consigue dicho control es por medio de la cantidad de sólidos recirculados provenientes del cambiador de calor.

Si el sistema requiere que la alimentación de combustible sufra un decremento, la cantidad de sólidos provenientes del cambiador de calor disminuye (se cierra la válvula de control), con el fin de mantener la temperatura de operación; en cambio si se necesita incrementar la alimentación de combustible la válvula se abre, permitiendo el paso de una mayor cantidad de sólidos al cambiador de calor, y así controlar la temperatura.

Gran parte de la remoción de calor ocurre en la sección superior del combustor, en esta región se encuentran los evaporadores y sobrecalentadores; algunos diseños (Abdulally y Parham, 1989) contemplan el uso de ciclones con paredes de agua para aumentar la remoción de calor (figura 2.8).

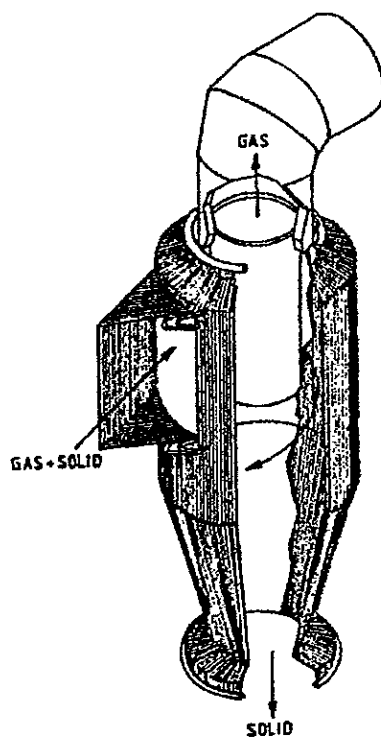


Figura 2.8 Ciclón con paredes de agua.

CAPITULO 3

CLASIFICACION DE CALDERAS DE LECHO FLUIDIZADO

Diversos países en el mundo han basado algunos de sus sistemas de generación de energía eléctrica en lechos fluidizados. Dentro de los países que cuentan con mayor número de estas calderas se encuentra China con más de 2000 unidades de tipo burbujeante, mientras que en Francia se localiza la unidad más grande del mundo, con capacidad de 250 MWe, dicha unidad es de tipo circulante. En México existe un proyecto de cogeneración que contempla el uso de dos calderas de lecho fluidizado circulante.

Las calderas de tipo burbujeante presurizado ya han probado su factibilidad de empleo, diversas instalaciones experimentales han operado satisfactoriamente y existen varias unidades comerciales próximas a entrar en operación, como la planta Karita, en Japón con capacidad de 360 MWe. Las calderas presurizadas de tipo circulante continúan en etapa experimental y los resultados obtenidos muestran grandes ventajas sobre el tipo burbujeante.

En los siguientes párrafos se describe la clasificación de las calderas de lecho fluidizado y se realiza una comparación entre los diseños más comunes que son el burbujeante y el circulante. Los últimos puntos del capítulo tratan sobre las ventajas y desventajas que ofrece esta tecnología con relación a los sistemas convencionales, así como el empleo de lechos fluidizados para el proceso de gasificación y se describe el programa para diseñar térmicamente este tipo de calderas.

3.1 Clasificación de calderas de lecho fluidizado

Las calderas de lecho fluidizado se clasifican bajo dos criterios, la presión y el régimen de fluidización:

1) De acuerdo con la presión manejada en el lecho se tienen:

- Lechos fluidizados atmosféricos.
- Lechos fluidizados presurizados.

2) Con base en el régimen de fluidización empleado:

- Lechos fluidizados burbujeantes.
- Lechos fluidizados circulantes.

Las calderas de lecho fluidizado existentes son combinaciones de ambos criterios; siendo las calderas de lecho fluidizado atmosférico burbujeante los equipos en los que se ha tenido una mayor experiencia.

3.1.1 Calderas de lecho fluidizado atmosférico burbujeante

Operan en el régimen de fluidización burbujeante, que pertenece al tipo de fluidización denominado "cautivo", la velocidad del aire de fluidización es del orden de entre 2.5 y 3.5 m/s (dependiendo del tipo de partícula). La combustión se realiza en el lecho fluidizado; sus paredes están cubiertas con una capa de concreto refractario que disminuye las pérdidas de calor y evita la erosión de las paredes.

Después de la combustión, los gases ascienden por el lecho arrastrando partículas; al llegar a la altura de desacoplamiento de partículas, una gran parte de ellas regresan al lecho y las restantes siguen ascendiendo hasta llegar al hogar de finos, donde continua el proceso de combustión y la retención de azufre. Posteriormente el ciclón recircula una parte de los sólidos al lecho.

La remoción de calor en el lecho se realiza por medio de tubos inmersos en él, dichos tubos además de regular la temperatura son empleados como sobrecalentadores. En la parte superior se encuentran los tubos de convección, que aprovechan el calor de los gases de combustión provenientes del lecho, como se muestra en la figura 3.1.

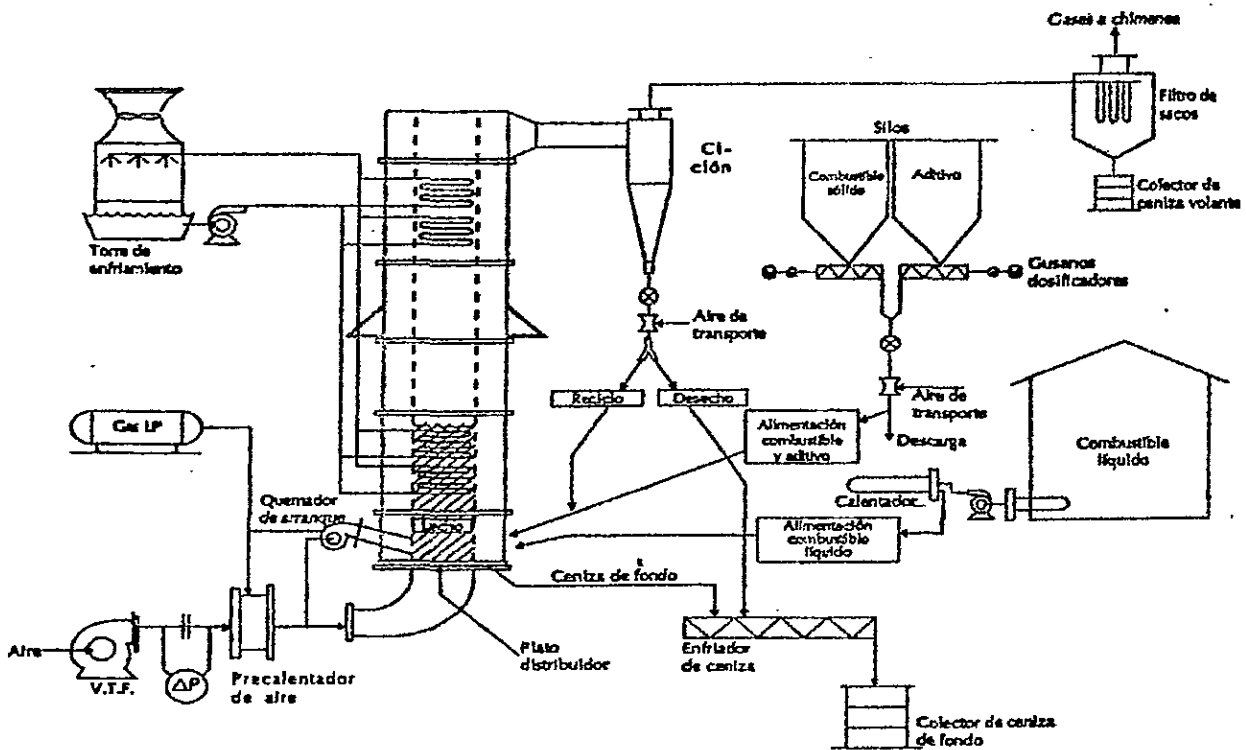


Figura 3.1 Combustor de lecho fluidizado burbujeante.

3.1.2 Calderas de lecho fluidizado atmosférico circulante

Diversos experimentos señalan que aumentos en la presión o en la velocidad de operación, mejoran la combustión y permiten una mayor generación de vapor por unidad de área del lecho.

Con base en el incremento de la velocidad de fluidización se diseñaron nuevas calderas denominadas de lecho fluidizado atmosférico circulante, con velocidades del orden de 4 a 8 m/s (dependiendo del tipo de partícula).

La combustión, al igual que en el tipo burbujeante, se realiza en el lecho, sus paredes también están cubiertas con una capa de concreto refractario, pero sólo hasta cierta altura, por encima de la cual ya no se coloca refractario y las paredes de la caldera son las típicas "paredes de agua".

Una vez realizada la combustión, los gases fluyen hacia la parte superior del lecho; en su camino arrastran una cantidad significativa de partículas (tanto del combustible como del lecho). Para separar la mezcla gas-sólido se emplean ciclones.

Por la parte superior del separador ciclónico sale la corriente de gases y por la parte inferior los sólidos, que son recirculados al lecho, como se muestra en la figura 2.6.

La recirculación de partículas al lecho aumenta su tiempo de residencia y con ello se consigue una combustión más eficiente, así como una mayor retención del azufre.

3.1.3 Calderas de lecho fluidizado presurizado

Las calderas de lecho fluidizado presurizado (burbujeante o circulante) usualmente operan a presiones en el orden de 12 y 16 atmósferas. La mayoría de los estudios se han desarrollado para el régimen burbujeante y existen diversos proyectos que contemplan el empleo de estos equipos para capacidades de hasta 360 MWe (planta Karita, Japón).

Aun cuando el régimen circulante ofrece más ventajas (menor diámetro del equipo, mayores eficiencias de combustión y retención de azufre, etc.), su empleo a nivel comercial requiere de más investigaciones, por ello en Europa, Japón y Estados Unidos existen proyectos para unidades experimentales de 80 y 150 MWe, que estarían listas para operar entre los años 1999 y 2002.

De acuerdo con estudios realizados¹, el empleo de estas calderas en plantas termoeléctricas, incorporando una turbina de gas para tener ciclo combinado, permitiría alcanzar eficiencias netas superiores al 45% (considerando el poder calorífico inferior). Por estas razones, las calderas de lecho fluidizado presurizado, y en especial las circulantes, ofrecen alternativas muy prometedoras para la generación de energía eléctrica en un futuro próximo.

¹ Greentie, IEA, OECD (1996), Directory on Pressurised Fluidised Bed Combustion

3.2 Comparación entre las calderas de lecho fluidizado burbujeante y circulante

Los principales puntos de comparación son los siguientes:

- 1) Régimen de fluidización: el régimen de fluidización circulante tiene una actividad de mezclado mucho mayor que la del burbujeante, este parámetro se refleja en la eficiencia de combustión, en la homogeneidad de la temperatura del lecho y en el espacio del equipo (los coeficientes de transferencia de calor en el régimen circulante son mayores, por ello ocupan un menor espacio que los equipos que operan en el régimen burbujeante; para una generación de vapor dada).
- 2) Exceso de aire: debido a que los combustores circulantes tienen una gran actividad de mezclado, pueden manejar excesos de aire inferiores a los de un combustor burbujeante, ya que se favorece el contacto entre el oxígeno y el combustible.
- 3) Control de la variación de carga: de acuerdo a lo señalado anteriormente, los combustores circulantes tienen un mejor control ante la variación de carga.
- 4) Retención de SO₂: en este aspecto ambos combustores presentan los mismos porcentajes de retención de azufre, aunque los lechos fluidizados circulantes requieren menores relaciones Ca/S.

En la Tabla 3.1 se muestran algunos valores de las comparaciones realizadas.

Tabla 3.1

Comparación de las Principales Características de Combustores de Lecho Fluidizado²

| Característica | Burbujeante | Circulante |
|-------------------------------|-------------|------------|
| Exceso de aire (%) | 20 a 25 | 10 a 20 |
| Eficiencia de combustión* (%) | 90 a 96 | 95 a 99 |
| SO ₂ capturado (%) | 80 a 90 | 80 a 90 |
| Relación Ca/S | 2 a 3 | 1 a 1.5 |

*Definida como la relación entre la cantidad de combustible que se quema totalmente y la cantidad suministrada.

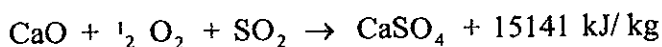
² Basu, Prabir and Fraser, A. Scott, 1991, *Circulating Fluidized Bed Boilers, Design and Operations*, Butterworth-Heinemann, U.S.A., pp. 12.

3.3 Ventajas y desventajas con relación a los sistemas de combustión convencionales

Las principales ventajas que presenta un combustor de lecho fluidizado sobre un sistema convencional de combustión son las siguientes:

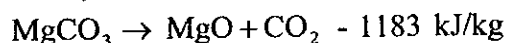
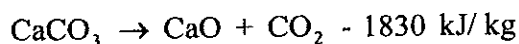
- 1) Disminución de las emisiones de SO_x y NO_x : este hecho se debe principalmente a dos factores:
 - ◊ La temperatura relativamente baja con que opera el combustor (700 - 900 °C) no favorece la formación de NO_x térmico; su presencia es significativa a temperaturas superiores a los 1000 °C.
 - ◊ La adición de óxido o carbonato de calcio al lecho retiene una gran parte del azufre del combustible, dando lugar a la formación de sulfato de calcio.

La reacción química, empleando óxido de calcio (cal), es la siguiente:



Cabe señalar que el óxido de magnesio (MgO) también es capaz de reaccionar con el azufre para formar sulfato de magnesio (MgSO_4); en la piedra caliza normalmente se encuentran los carbonatos de ambos elementos (calcio y magnesio) con una participación mayoritaria del carbonato de calcio; en la dolomita, otro tipo de roca, la concentración del magnesio es mayor.

Ambos carbonatos se transforman en sus respectivos óxidos por medio de las siguientes reacciones endotérmicas de descomposición:



El aditivo más empleado por lo general es la piedra caliza, analizando las reacciones químicas para este caso es posible observar que la cantidad de energía liberada por la reacción de sulfatación (CaSO_4), es mayor que la suministrada para transformar el CaCO_3 en CaO , por lo que la retención del azufre no es un proceso que le reste energía al lecho, sino por el contrario, contribuye en la generación de la misma. Cabe resaltar que a estas consideraciones hace falta agregar la cantidad de calor que requiere el CaCO_3 para alcanzar su temperatura de descomposición (considerando una concentración del 15% de CO_2 en los gases de combustión, la temperatura de descomposición del CaCO_3 es aproximadamente de 770 °C).

- 2) Flexibilidad en el combustible empleado: la gran actividad de mezclado existente en los combustores de lecho fluidizado, les permite dispersar y calentar rápidamente el combustible, hasta su temperatura de ignición sin un decremento significativo en la temperatura del lecho, por ello es posible quemar distintos tipos de combustibles prescindiendo del uso de un combustible auxiliar, salvo para calentar el lecho al inicio de la operación.

- 3) Alta eficiencia de combustión: en el lecho, la cantidad de partículas no quemadas disminuye sensiblemente en comparación con los sistemas de combustión convencionales, gracias a su alta actividad de mezclado y tiempo de residencia.
- 4) Altos coeficientes de transferencia de calor: son debidos al gran movimiento de las partículas en el lecho. Dado que los combustores de lecho fluidizado presentan altos coeficientes de transferencia de calor, su tamaño es menor, para una generación de vapor dada, al de los equipos de combustión convencionales.
- 5) Disminución de los problemas de mantenimiento: al operar el combustor de lecho fluidizado con temperaturas inferiores a las de los sistemas convencionales, los problemas de escoriación causados por la ceniza fundida disminuyen.

Desventajas

Las desventajas que presenta un combustor de lecho fluidizado son las siguientes:

- 1) Erosión de los tubos: constituye uno de los principales problemas en este tipo de equipos. La pérdida de material debida al movimiento de las partículas en el lecho, ocasiona que los tubos tengan que remplazarse por problemas de erosión.

Algunas soluciones propuestas son:

- Uso de tubos con mayor espesor al requerido.
 - Soldar placas alabeadas sobre los tubos.
- 2) Tiempo de respuesta a variaciones de carga: debido a las características del lecho su tiempo de respuesta, a la variación en la alimentación de combustible, es mayor comparado con el de los sistemas de combustión convencionales.

En un sistema convencional al variar la alimentación de combustible, por necesidades de operación, su respuesta es prácticamente inmediata, mientras que en un lecho fluidizado la respuesta a la variación de carga es lenta debido a que el lecho, por sus características de mezclado, requiere de cierto tiempo para alcanzar las nuevas condiciones de operación.

Este problema se ha tratado de resolver a través de los siguientes procedimientos:

- Modulación de aire (variación en la velocidad de fluidización).
 - Uso de cambiadores de calor ubicados entre el lecho y el ducto de recirculación de partículas (este dispositivo se emplea principalmente en combustores de lecho fluidizado circulante).
- 3) Gran cantidad de desechos sólidos: las principales contribuciones a la generación de sólidos se derivan del proceso de retención de azufre (formación de sulfato de calcio) y las cenizas del combustible.

Algunas soluciones para este problema son el empleo de los desechos sólidos en materiales para construcción y su utilización como fertilizante.

3.4 Gasificadores parciales de lecho fluidizado presurizado

Estos equipos constituyen la nueva generación en lechos fluidizados. El sistema consiste de dos combustores de lecho fluidizado circulante presurizado; la alimentación de aire comprimido se divide entre ambos equipos, en uno de ellos se efectúa la combustión parcial del combustible y los residuos se envían al segundo combustor para ser quemados totalmente.

El gas con bajo poder calorífico, proveniente del gasificador, así como los gases de combustión, producidos en el combustor, se limpian por separado para después mezclarse. La mezcla de gases se quema en una cámara de combustión, para elevar su temperatura cerca de los 1200 °C y ser enviados a una turbina de gas.

A la salida de la turbina de gas se instala un recuperador de calor que precalienta agua hasta su temperatura de saturación, esta corriente es enviada al combustor, donde absorbe energía térmica suficiente para cambiar de fase y salir como vapor sobrecalentado , figura 3.2.

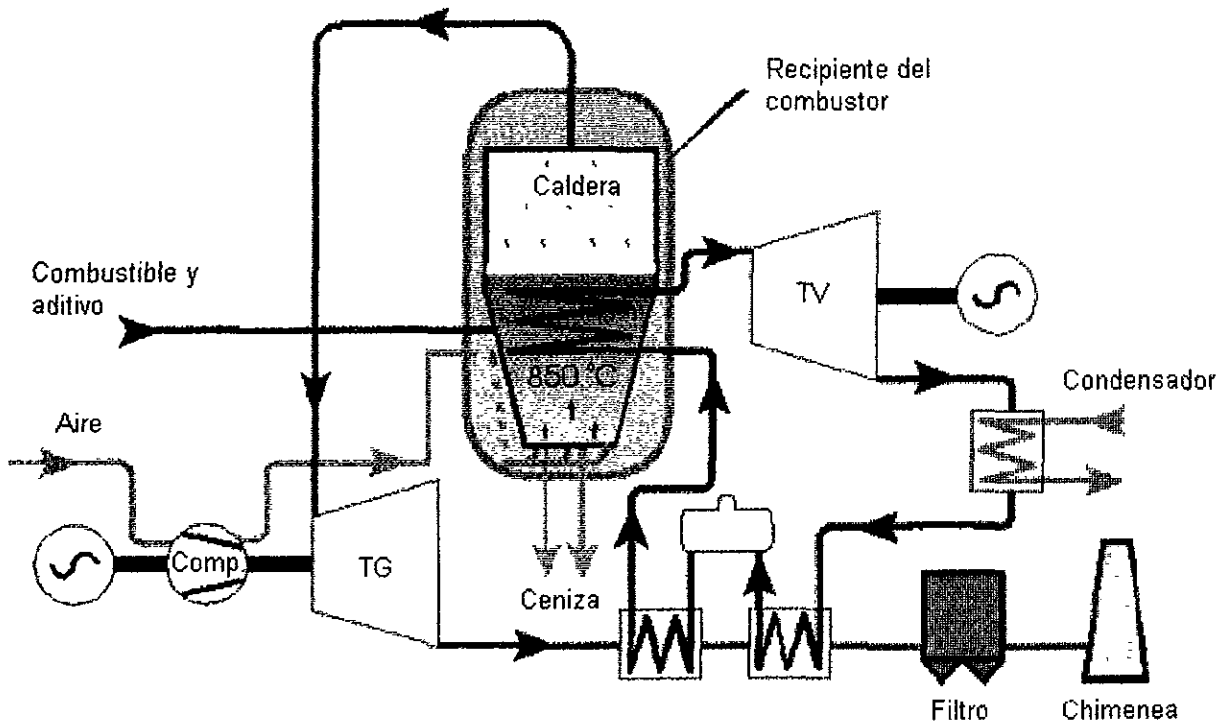


Figura 3.2 Gasificador parcial de lecho fluidizado circulante presurizado.

CAPITULO 4

DISEÑO TERMICO DE CALDERAS DE LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE

En el presente capítulo se muestra el procedimiento de cálculo en el que se basa el programa y las modificaciones que se realizaron a dicho procedimiento para extender su empleo combustibles distintos del carbón; también se describe el programa y su filosofía de cálculo.

La validación del programa se realiza en la parte final del capítulo comparando sus resultados con unidades comerciales de lecho fluidizado.

4.1 Método para el diseño térmico de calderas de lecho fluidizado circulante atmosférico de sección rectangular.

El propósito del método, es determinar las principales dimensiones de una caldera de lecho fluidizado circulante (ancho, largo y altura), además de diversos parámetros de combustión que permitirán evaluar las dimensiones de los equipos auxiliares; estos cálculos se generan a partir de valores heurísticos de diseño térmico y propiedades del combustible. A partir del método se realizó un programa considerando los 4 principales combustibles empleados por calderas. El lenguaje de programación empleado fue VisualBasic versión 5.

El procedimiento de cálculo está basado en el curso de Lechos Fluidizados II, impartido por Prabir Basu en la Maestría de Ingeniería Mecánica de la "Technical University of Nova Scotia", y su libro "Circulating Fluidized Bed Boilers, Design and Operations".

Las ecuaciones que utiliza este procedimiento están enfocadas únicamente para carbón, por lo que fue necesario adecuarlo para otros combustibles de mayor empleo en México, tales como el combustóleo, gas natural y diesel.

Como se mencionó anteriormente, el programa realiza los cálculos a partir de las características del combustible (composición y poder calorífico superior) y ciertos parámetros de diseño como la capacidad del generador de vapor, porcentaje de retención de azufre, relación Calcio/Azufre, condiciones del vapor y la temperatura de operación del lecho así como la de los gases de combustión. Con estos datos se efectúan cálculos estequiométricos para determinar la cantidad de aire necesario y los flujos de gases de combustión, desechos sólidos, etc.

Posteriormente se calculan las pérdidas en la caldera por diferentes conceptos (gases de combustión, convección y radiación, humedad en el aire y el combustible, etc.). Estos cálculos permiten conocer la carga térmica a suministrar.

Para evaluar las dimensiones de la caldera se utilizan parámetros heurísticos, derivados del análisis de unidades comerciales existentes. Para el caso particular de la altura, se emplean dos métodos, uno de ellos está basado en el concepto de tiempo de residencia en la caldera y el otro en el coeficiente de transferencia de calor en las paredes del lecho.

El segundo método verifica que la altura calculada, a partir del tiempo de residencia, permita una absorción de calor tal que la temperatura de operación en el lecho permanezca en el valor fijado. En caso de que la altura no cumpla esta condición el programa reporta el valor obtenido por el segundo método.

4.2 Procedimiento de cálculo en el que se basa el método

A continuación se listan las ecuaciones que emplea el procedimiento de cálculo en el que se basa el programa, cabe señalar que estas ecuaciones son para carbón:

I. Estequiometría

Aire seco requerido para una combustión estequiométrica (M_{da}) en [kg aire/kg carbón]

$$M_{da} = \left[11.53 * C + 34.34 \left(H - \frac{O}{8} \right) + 4.34 * S + A * S \right] \quad (4.1)$$

Donde C, H, O y S son las fracciones en peso de carbón, hidrógeno, oxígeno y azufre del combustible respectivamente. "A" es una constante que representa la cantidad adicional de aire seco requerido para la reacción de sulfatación, y su valor es 2.17; si no hay retención de azufre vale cero.

Aire seco teórico total (considerando el exceso de aire) (M_{ida}) en [kg aire/kg carbón]

Se calcula como:

$$M_{ida} = M_{da} (1 + EA) \quad (4.2)$$

Donde EA es el exceso de aire en fracción.

Aire total húmedo (M_{wa}) en [kg aire húmedo/kg carbón]

Se calcula con la humedad del aire a partir de la siguiente ecuación:

$$M_{wa} = M_{ida} (1 + x_m) \quad (4.3)$$

Donde x_m es la humedad del aire en condiciones estándar (0.013 kg agua/kg aire)

Relación Ca/S considerando el CaO contenido en la ceniza del carbón (R') adimensional

Dado que a veces la ceniza del carbón contiene óxido de calcio, se puede tener un ahorro en el suministro de aditivo como se observa en la ecuación (4.5), pues R' disminuye.

$$R' = \left[R - \frac{32 * x_{CaO}}{56 * S} \right] \quad (4.4)$$

Donde R es la relación Ca/S a suministrar por diseño, S es la fracción en peso de azufre en el carbón y x_{CaO} es la fracción de óxido de calcio en la ceniza del carbón.

Cantidad de aditivo requerida (L_q) en [kg caliza/kg carbón]

Se calcula como:

$$L_q = \frac{100 * S}{32 * x_{CaCO_3}} R' \quad (4.5)$$

Donde x_{CaCO_3} es la fracción en peso de carbonato de calcio en el aditivo.

Gases de combustión producidos (W_c) en [kg gases/kg carbón]

La cantidad de gases de combustión producidos se puede calcular a partir de la siguiente ecuación:

$$W_c = M_{wa} - 0.2315 * M_{da} + 3.66 * C + 9 * H + M_f + L_q * x_{ml} + N + O + 2.5 * S(1 - E_{sor}) + 1.375 * S * R' \left(1 + \frac{x_{MgCO_3}}{x_{CaCO_3}} \right) + a_c * ASH \quad (4.6)$$

Donde M_f es la fracción en peso de humedad en el combustible, x_{ml} es la fracción en peso de humedad en el aditivo, E_{sor} es el porcentaje de retención de azufre expresado en fracción, x_{CaCO_3} y x_{MgCO_3} son las fracciones en peso de calcio y magnesio respectivamente en el aditivo, a_c es la fracción en peso de ceniza volante en la ceniza total, ASH es la fracción en peso de ceniza en el combustible y H, N, O y S son las fracciones en peso de hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y azufre en el combustible respectivamente.

Cenizas producidas, sin considerar la ceniza del carbón, (L_w) en [kg cenizas/kg carbón]

Se calcula como:

$$L_w = 136 \frac{S}{32} E_{sor} + 56 \left(\frac{L_q * x_{CaCO_3}}{100} - \frac{S * E_{sor}}{32} \right) + \frac{40 * L_q * x_{MgCO_3}}{84} + L_q * x_{inert} \quad (4.7)$$

Donde x_{inert} es la fracción peso de inertes en el aditivo.

Cenizas totales producidas (W_a) en [kg cenizas totales/kg carbón]

Esta ecuación calcula la cantidad de cenizas producidas, considerando el sulfato de calcio (CaSO_4), Óxido de calcio (CaO), óxido de magnesio (MgO), inertes del aditivo, carbón sin quemar y cenizas del carbón.

$$W_a = [L_w + \text{ASH} + (1 - E_c) - x_{\text{CaO}}] \quad (4.8)$$

Donde E_c es la eficiencia de combustión expresada en fracción.

II. Balance térmico con base en el poder calorífico superior del carbón ($\text{PCS} = 24657$ kJ/kg)

↗ Cálculo de las pérdidas

Para evaluar las pérdidas en la caldera se parte de las siguientes consideraciones:

Temperatura de referencia 20°C

Entalpía del agua a $20^\circ\text{C} = 83.7$ kJ/kg

Entalpía de vapor saturado a la temperatura de salida de los gases de chimenea = h_{vs}

Diferencia de entalpías (Δh) = $h_{vs} - 83.7$

Pérdidas por humedad en el aditivo (PHA) en [%]

$$\text{PHA} = L_q * x_{\text{ml}} * \frac{\Delta h}{\text{PCS}} * 100 \quad (4.9)$$

Pérdidas por humedad en el combustible (PHC) en [%]

$$\text{PHC} = M_f * \frac{\Delta h}{\text{PCS}} * 100 \quad (4.10)$$

Pérdidas por la transformación del CaCO_3 en CaO (PTC) en [%]

$$\text{PTC} = \frac{x_{\text{CaCO}_3} * L_q * 1830}{\text{PCS}} * 100 \quad (4.11)$$

El valor de 1830 corresponde a la energía requerida para efectuar la descomposición del carbonato en óxido de calcio, sus unidades son kJ/kg.

Pérdidas por la transformación del MgCO₃ en MgO (PTM) en [%]

$$PTM = \frac{x_{MgCO_3} * L_q * 1183}{PCS} * 100 \quad (4.12)$$

El valor de 1183 corresponde a la energía requerida para efectuar la descomposición del carbonato en óxido de magnesio, sus unidades son kJ/kg.

Contribución por la reacción de sulfatación (CRS) en [%]

$$CRS = \frac{E_{sor} * S * 15141}{PCS} * 100 \quad (4.13)$$

El valor de 15141 es la cantidad de energía liberada al formarse el sulfato de calcio, sus unidades son kJ/kg.

Pérdidas por carbón sin quemar (PCSQ) en [%]

$$PCSQ = \frac{x_c * W_a * 32790}{PCS} * 100 \quad (4.14)$$

Donde x_c es la fracción peso de carbón en las cenizas a la salida del combustor, de acuerdo con la literatura¹ su valor se ubica entre 0.5 y 2% y la cantidad de 32790 corresponde a la energía liberada al reaccionar el carbón con el oxígeno, en kJ/kg.

Pérdidas en los gases de combustión (PGC) en [%]

$$PGC = \frac{W_c * C_{p \text{ gas}} (T_e - T_i)}{PCS} * 100 \quad (4.15)$$

Donde $C_{p \text{ gas}}$ es el calor específico de los gases de combustión (alrededor de 1.03 kJ/kg °C), T_e y T_i , la temperatura de los gases a la entrada del combustor y a la salida de la chimenea respectivamente.

Pérdidas por humedad derivada del hidrógeno (PHH) en [%]

$$PHH = \frac{9 * H * \Delta h}{PCS} * 100 \quad (4.16)$$

¹ Basu, Prabir and Fraser, A. Scott, 1991, *Circulating Fluidized Bed Boilers, Design and Operations*, Butterworth-Heinemann, U.S.A., pp. 166.

Pérdidas por humedad del aire (PHA) en [%]

$$PHA = \frac{x_m * M_{da} (1 + EA) \Delta h}{PCS} * 100 \quad (4.17)$$

Pérdidas por radiación y convección (PRC) en [%]

De acuerdo con la literatura² se ubican entre 0.2 y 0.5%

Pérdidas en las cenizas (PC) en [%]

$$PC = \frac{W_a * C_{p \text{ ash}} * T_e}{PCS} * 100 \quad (4.18)$$

Donde $C_{p \text{ ash}}$ es el calor específico de las cenizas (del orden de 0.837 kJ/kg) y T_e es la temperatura a la que salen las cenizas del combustor.

Contribución del ventilador de tiro forzado (CV) en [%]

De acuerdo con la literatura³ su valor es del orden del 1%

↻ Carga térmica a suministrar y flujos

Carga térmica a suministrar a la caldera (Q_c) en [MW]

Se calcula a partir de la carga térmica de diseño (en MW) y las pérdidas:

$$Q_c = \frac{\text{Carga térmica de diseño}}{(1 - \text{Pérdidas totales})} \quad (4.19)$$

Flujo de combustible (W_{coal}) en [kg/s]

Su valor se determina a partir de la carga térmica suministrada a la caldera y el poder calorífico:

$$W_{coal} = \frac{Q_c}{PCS} \quad (4.20)$$

Flujo de aire (W_{air}) en [kg/s]

$$W_{air} = M_{wa} * W_{coal} \quad (4.21)$$

² Ibídem, pp. 168.

³ Ibídem, pp. 165.

Cenizas del carbón (M_A) en [kg/s]

$$M_A = ASH * W_{coal} \quad (4.22)$$

Flujo de aditivo (W_{ad}) en [kg/s]

$$W_{ad} = L_q * W_{coal} \quad (4.23)$$

Ceniza total (W_{ash}) en [kg/s]

$$W_{ash} = W_a * W_{coal} \quad (4.24)$$

Flujo de gases de combustión (W_{cg}) en [kg/s]

$$W_{cg} = W_c * W_{coal} \quad (4.25)$$

III. Geometría del combustor

Cálculo del área superior (AS) en [m²]

Para evaluar el área superior se requiere conocer la cantidad de calor liberado por unidad de área (Q_A en MW/m²); en la literatura⁴ se reportan valores típicos empleados por unidades comerciales, a partir de dichos valores y la carga térmica a suministra se determina el área; el intervalo en el que se llegan a ubicar estos valores es de 3.76 MW/m² para una carga térmica de 943 MW y de 3.62 MW/m² para una carga de 67 MW.

$$AS = \frac{Q_c}{Q_A} \quad (4.26)$$

Velocidad de fluidización referida a los gases de combustión (v_f) en [m/s]

$$v_f = \frac{W_{cg}}{\rho_g * A} \quad (4.27)$$

Donde ρ_g es la densidad de los gases de combustión a la temperatura del lecho (con una $T_{lecho} = 850^\circ\text{C}$, la densidad es de 0.326 kg/m³) y "A" s el área transversal del combustor en m².

⁴ Ibídem, pp. 178.

Área inferior requerida para mantener la misma velocidad de fluidización (AI) en [m²]

El área inferior de las calderas de lecho fluidizado es más pequeña que la de la parte superior, por lo que tiene una expansión gradual hasta que alcanza el área de la parte superior. Considerando que el aire primario se alimenta en la parte inferior del combustor y que la velocidad de fluidización debe ser la misma en todo el lecho, el área inferior se calcula como:

$$AI = \frac{\text{Flujo de aire primario [kg/s]}}{\text{Flujo de aire total [kg/s]}} * AS \quad (4.28)$$

Ancho (Ancho) y largo (Largo) del combustor en [m]

De acuerdo con las dimensiones de varias calderas comerciales de lecho fluidizado, existe la siguiente relación⁵

$$\text{Ancho} = \frac{1}{2} \text{Largo} \quad (4.29)$$

Dado que el área para la sección rectangular es:

$$AS = \text{Ancho} * \text{Largo}$$

Se tiene entonces:

$$AS = \text{Ancho} (2 * \text{Ancho})$$

Finalmente el ancho se calcula a partir del área superior como:

$$\text{Ancho} = \frac{AS}{2} \quad (4.30)$$

Velocidad máxima en el centro (v_m) en [m/s]

Asumiendo que la velocidad máxima en el centro del combustor podría exceder a la velocidad promedio por un 50%⁶, se tiene:

$$v_m = 1.5 * v_f \quad (4.31)$$

⁵ Ibidem, pp. 194.

⁶ Ibidem, pp. 195.

↻ **Primer método para el cálculo de la altura (Altura) en [m]**

Se obtiene a partir de la velocidad máxima y el tiempo de residencia del gas, el intervalo en el que se ubica el tiempo de residencia para la retención de azufre es entre 2 y 5 segundos⁷.

$$\text{Altura} = v_m * \text{Tiempo de residencia} \quad (4.32)$$

El cálculo de la altura bajo estos parámetros únicamente considera la retención de azufre, por lo que es necesario verificar que la altura obtenida bajo este método permita una absorción de calor tal que la temperatura del lecho se mantenga en el valor deseado (alrededor de 850 °C).

↻ **Segundo método para el cálculo de la altura**

Carga térmica del evaporador (Q_{ev}) en [MW]

Considerando que el evaporador absorbe entre el 40 y 60% de la carga térmica de diseño de la caldera⁸ (Q_D), su carga puede calcularse como:

$$Q_{ev} = \text{Fracción absorbida} * Q_D \quad (4.33)$$

Área requerida por el evaporador (AE) en [m²]

El área del evaporador se calcula a partir de su carga térmica y el coeficiente de transferencia de calor; de acuerdo con la literatura⁹ el intervalo en el que se encuentra el coeficiente para esta zona es entre 130 y 200 W/m² K.

$$AE = \frac{Q_{ev}}{h(T_l - T_w)} \quad (4.34)$$

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor en [W/m² K], T_l la temperatura del lecho en [°C] y T_w la temperatura de la pared en [°C].

Relación longitud actual/longitud proyectada (RLALP), adimensional

Considerando un arreglo de tubos con cierto espaciamiento (pitch), la longitud actual corresponde a la longitud de tramo recto entre dos tubos (claro) más la mitad de la circunferencia del tubo; mientras que la longitud proyectada considera únicamente los tramos rectos (el diámetro del tubo y el claro), ambos tipos de longitudes se muestran en las figuras 4.1a y 4.1b.

⁷ Ibídem, pp. 143.

⁸ Ibídem

⁹ Ibídem, pp. 195.

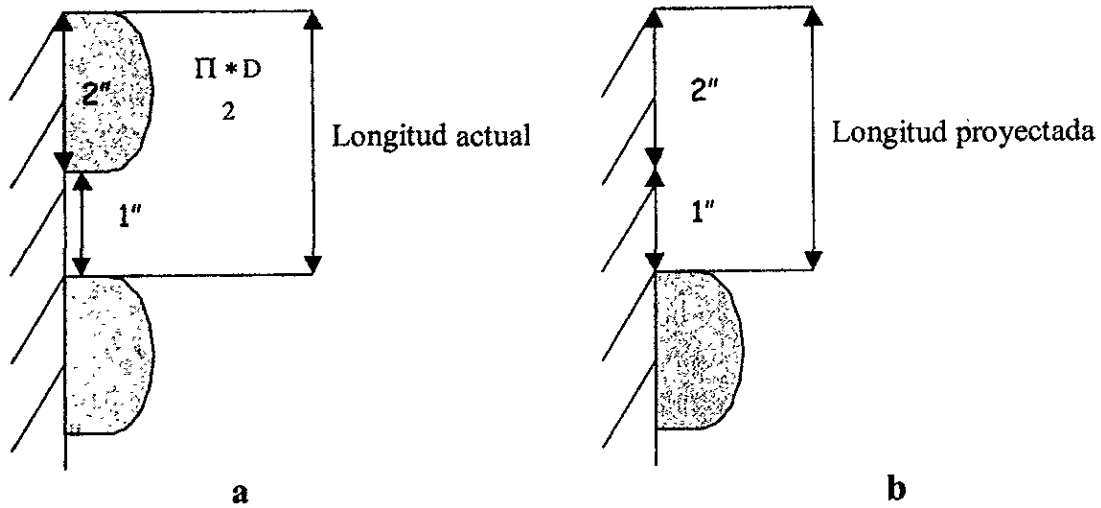


Figura 4.1 Longitud actual y longitud proyectada, considerando tubos de 2 pulgadas de diámetro y un espaciamento de 3 pulgadas.

De esta forma la longitud actual (LA) se calcula como:

$$LA = \frac{\pi * D}{2} + \text{claro} \quad (4.35)$$

Para la longitud proyectada (LP) se tiene:

$$LP = D + \text{claro} \quad (4.36)$$

Donde D es el diámetro externo del tubo.

La relación longitud actual/longitud proyectada (RLALP) se calcula como:

$$RLALP = \frac{\frac{\pi * D}{2} + \text{claro}}{D + \text{claro}} \quad (4.37)$$

Área proyectada requerida (APR) en [m²]

Dividiendo el área del evaporador (que involucra los tubos) entre la relación longitud actual/longitud proyectada, se obtiene el área proyectada, dicha área constituye la suma del área transversal (evaluada a través del producto ancho*largo) y el área longitudinal.

$$APR = \frac{AE}{RLALP} \quad (4.38)$$

De esta forma el área de la pared requerida (APR) es el área proyectada menos el área transversal o superior más un 30% por espacios abiertos¹⁰ en el área transversal:

$$APR = APR - AS + 0.3 * AS \quad (4.39)$$

Altura del combustor (Altura) en [m]

Considerando que el área (A) de un rectángulo con altura *h* se expresa como:

$$A = 2 h (\text{Ancho} + \text{Largo})$$

Se tiene entonces que la altura del combustor es:

$$h = \frac{APR}{2(\text{Ancho} + \text{Largo})} \quad (4.40)$$

Esta altura es después de la zona donde se encuentra el refractario (parte inferior del lecho).

4.3 Modificaciones hechas al procedimiento de cálculo

En las siguientes líneas se describen las modificaciones hechas al procedimiento de cálculo original para su empleo en otros combustibles, cabe señalar que dichas modificaciones están orientadas principalmente a la composición química del combustible, de tal forma que se incorporan métodos de cálculo, basados en estequiometría, para determinar parámetros tales como la cantidad de oxígeno para la combustión y la cantidad producida de gases.

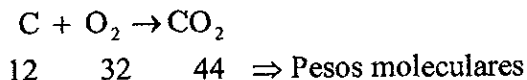
➤ **Análisis para el Combustóleo**

I. Estequiometría

La ecuación (4.1) no aplica para este combustible, por lo que se efectuaron cálculos estequiométricos para determinar la cantidad de aire necesaria por kilogramo de combustible. Considerando que los principales constituyentes del combustóleo son el carbón, azufre, hidrógeno, oxígeno, agua y nitrógeno se desarrollan las siguientes relaciones:

Aire estequiométrico

Para el carbón se tiene:

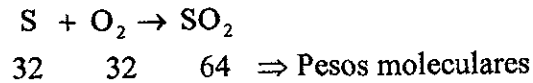


El oxígeno requerido por el carbón se calcula como: $C * \frac{32 \text{ kg } O_2}{12 \text{ kg } C}$

Donde C es la fracción peso de carbón expresada como [kg carbón/kg combustóleo]

¹⁰ *Ibidem*, pp. 195.

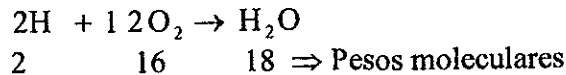
Para el azufre se tiene:



El oxígeno requerido por el azufre se calcula como: $S * \frac{32 \text{ kg O}_2}{32 \text{ kg S}}$

Donde S es la fracción peso de azufre expresada como [kg azufre/kg combustóleo]

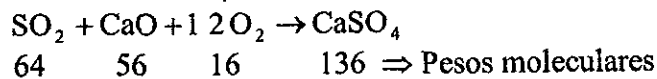
Para el hidrógeno se tiene:



El oxígeno requerido por el hidrógeno se calcula como: $H * \frac{16 \text{ kg O}_2}{2 \text{ kg H}}$

Donde H es la fracción peso del hidrógeno expresada como [kg hidrógeno/kg combustóleo]

El oxígeno adicional para la retención de azufre, considerando piedra caliza, se calcula a partir de la siguiente reacción:



Oxígeno adicional: $S \frac{64 \text{ kg SO}_2}{32 \text{ kg S}} * \frac{16 \text{ kg O}_2}{64 \text{ kg SO}_2}$

Donde S es la fracción peso de azufre expresada como [kg azufre/kg combustóleo]

La ecuación que reemplaza a la (4.1) para el combustóleo se presenta a continuación:

$$\text{Consumo oxígeno estequiométrico} = C * \frac{32}{12} + S * \frac{32}{32} + H * \frac{16}{2} + S * \frac{64}{32} * \frac{16}{64} \quad (4.41)$$

A partir de la ecuación anterior y el porcentaje en peso del oxígeno en el aire, se calcula la cantidad de aire para una combustión estequiométrica:

$$\text{Aire estequiométrico} = \frac{\text{Consumo de Oxígeno [kg O}_2\text{/kg combustóleo]}}{0.2332 \text{ [kg O}_2\text{ · kg aire]}} \quad (4.42)$$

Para el caso del aire seco teórico total (con exceso de aire) y el total húmedo, se emplean las ecuaciones (4.2) y (4.3).

Cantidad de aditivo requerido

Dado que el combustóleo no contiene óxido de calcio, en la ecuación (4.4) el término R' es igual a R, es decir no hay un ahorro en el suministro de aditivo y se emplea la ecuación (4.5) para conocer la cantidad de aditivo requerida.

Gases de combustión

Para el cálculo de los gases de combustión se emplean las siguientes relaciones:

La cantidad de CO₂ se calcula como:

$$C * \frac{44 \text{ kg CO}_2}{12 \text{ kg C}}$$

Donde C es la fracción peso de carbón expresada como [kg carbón/kg combustóleo]

La cantidad de SO₂ se calcula como:

$$(1 - E_{\text{sor}}) * S * \frac{64 \text{ kg SO}_2}{32 \text{ kg S}}$$

Donde S es la fracción peso de azufre expresada como [kg azufre/kg combustóleo] y E_{sor} es el porcentaje de retención de azufre expresado en fracción.

La cantidad de H₂O se calcula como:

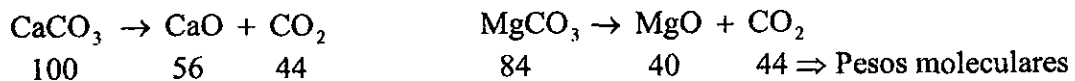
$$H * \frac{18 \text{ kg H}_2\text{O}}{2 \text{ kg H}}$$

Donde H es la fracción peso del hidrógeno expresada como [kg hidrógeno/kg combustóleo]

El nitrógeno proveniente del aire, considerando el exceso, se calcula como:

$$\text{Nitrógeno}_{\text{aire}} = \text{Aire total seco} \frac{0.7668 \text{ kg N}_2}{\text{kg aire}} \quad (4.43)$$

El CO₂ derivado de la calcinación se calcula a partir de las siguientes reacciones:



Cantidad de CO₂ producida por el CaCO₃:

$$x_{\text{CaCO}_3} \frac{44 \text{ kg CO}_2}{100 \text{ kg CaCO}_3}$$

Donde x_{CaCO₃} es la fracción peso de carbonato de calcio en la piedra caliza, expresado como [kg CaCO₃/kg caliza].

Cantidad de CO₂ producida por el MgCO₃: $x_{\text{MgCO}_3} \begin{matrix} 44 \text{ kg CO}_2 \\ 84 \text{ kg MgCO}_3 \end{matrix}$

Donde x_{MgCO_3} es la fracción peso de carbonato de magnesio en la piedra caliza, expresado como [kg MgCO₃/kg caliza].

Las cantidades arriba calculadas están por kg de caliza, para conocer su valor por kg de combustóleo, se necesita multiplicarlas por el flujo de aditivo (expresado como kg caliza/kg de combustóleo).

La cantidad de agua en el aire en [kg agua/kg combustóleo] se calcula como:

$$\text{Humedad del aire} = \text{Aire seco total} * x_m \quad (4.44)$$

Donde x_m es la humedad del aire en condiciones estándar (0.013 kg agua/kg aire).

La cantidad de agua proveniente del aditivo en [kg agua/kg combustóleo] se calcula como:

$$\text{Humedad aditivo} = x_{m_i} * L_q \quad (4.45)$$

Donde x_{m_i} es la humedad del aditivo expresada en fracción peso y L_q es la cantidad de aditivo por kg de combustóleo.

Dado que todas las cantidades están expresadas por kg de combustóleo, el valor de los gases de combustión corresponde a la suma de todos estos valores:

$$W_c = C * \frac{44}{12} + (1 - E_{\text{sor}}) * S * \frac{64}{32} + H * \frac{18}{2} + \text{Nitrógeno}_{\text{aire}} + x_{\text{CaCO}_3} * \frac{44}{100} \\ + x_{\text{MgCO}_3} * \frac{44}{84} + \text{Nitrógeno}_{\text{combustóleo}} + \text{Humedad del aire} + \text{Humedad aditivo} \quad (4.46)$$

Cenizas producidas

La ecuación (4.7), así como la (4.8) pueden ser empleadas para calcular la cantidad de cenizas producidas, para el caso de la ecuación (4.8) el término correspondiente a la cantidad de óxido de calcio en las cenizas (x_{CaO}) se desprecia.

II. Balance térmico con base en el poder calorífico superior del combustóleo, expresado en [kJ/kg combustóleo]

Se hacen las mismas consideraciones que con el carbón (T de referencia de 20°C, se evalúa la entalpía del vapor saturado a la temperatura de los gases de chimenea y se calcula su diferencia de entalpía con la del agua a 20°C, $h_{\text{vs}} - 83.7$)

Para el cálculo de las pérdidas son válidas todas las ecuaciones presentadas anteriormente para este rubro, salvo la ecuación (4.14), pues se desconoce la fracción de carbón sin quemar en una caldera de lecho fluidizado que emplee combustóleo.

Las ecuaciones empleadas para calcular la carga térmica a suministrar en la caldera, flujo de combustible, aire, cenizas, aditivo y cenizas totales para el caso del carbón son también válidas para el combustóleo.

III. Geometría del combustor

Las ecuaciones mostradas para el cálculo de las dimensiones del combustor, considerando carbón como combustible, son también válidas para el combustóleo, pues dichas ecuaciones son independientes del tipo de combustible.

> Análisis para el Diesel

Para el caso del diesel se emplean las mismas ecuaciones que para el combustóleo, la única diferencia en el tratamiento para este combustible es en cuanto al contenido de ceniza; ya que el diesel prácticamente esta libre de ceniza, este término valdrá cero en las ecuaciones donde aparezca.

> Análisis para el Gas Natural

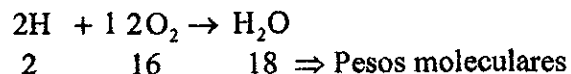
I. Estequiometría

La ecuación 4.1 no es válida para este tipo de combustible, por lo que se emplearon relaciones estequiométricas para calcular el aire seco; se consideró una composición promedio del gas natural mexicano con los siguientes compuestos: H₂, CO₂, CH₄, C₂H₄, C₂H₆, C₃H₆, C₃H₈, C₄H₄ y S.

La composición del gas natural se reporta normalmente en % volumen, para transformarlo a % en peso se multiplica la densidad de cada compuesto, en condiciones estándar, por su fracción en volumen, este valor se divide entre la suma de todos los productos (densidad*fracción volumen), este resultado corresponde al % en peso del compuesto.

En las siguientes líneas se muestran las relaciones empleadas para cada compuesto:

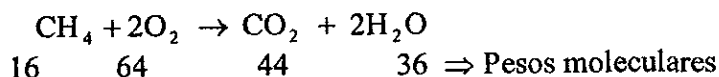
Hidrógeno



El oxígeno requerido por el hidrógeno se calcula como:
$$\text{H} * \frac{16 \text{ kg O}_2}{2 \text{ kg H}}$$

Donde H es la fracción peso del hidrógeno expresada como [kg hidrógeno/kg gas natural]

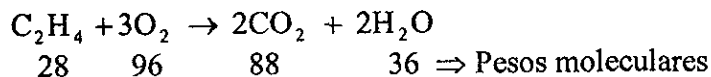
Metano



El oxígeno requerido por el metano (CH₄) se calcula como: $\text{CH}_4 * \frac{64 \text{ kg O}_2}{16 \text{ kg CH}_4}$

Donde CH₄ es la fracción peso del metano expresada como [kg metano/kg gas natural]

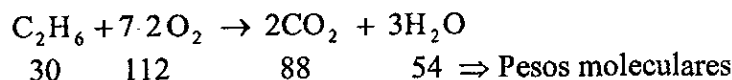
Etileno



El oxígeno requerido por el etileno (C₂H₄) se calcula como: $\text{C}_2\text{H}_4 * \frac{96 \text{ kg O}_2}{28 \text{ kg C}_2\text{H}_4}$

Donde C₂H₄ es la fracción peso del etileno expresada como [kg etileno/kg gas natural]

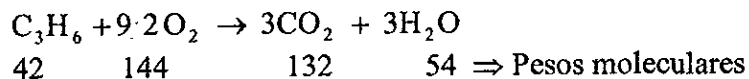
Etano



El oxígeno requerido por el etano (C₂H₆) se calcula como: $\text{C}_2\text{H}_6 * \frac{112 \text{ kg O}_2}{30 \text{ kg C}_2\text{H}_6}$

Donde C₂H₆ es la fracción peso del etano expresada como [kg etano/kg gas natural]

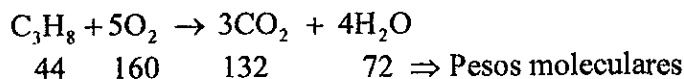
Propileno



El oxígeno requerido por el propileno (C₃H₆) se calcula como: $\text{C}_3\text{H}_6 * \frac{144 \text{ kg O}_2}{42 \text{ kg C}_3\text{H}_6}$

Donde C₃H₆ es la fracción peso del propileno expresada como [kg propileno/kg gas natural]

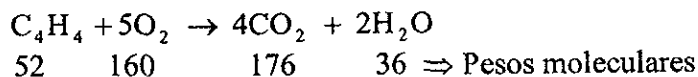
Propano



El oxígeno requerido por el propano (C₃H₈) se calcula como: $\text{C}_3\text{H}_8 * \frac{160 \text{ kg O}_2}{44 \text{ kg C}_3\text{H}_8}$

Donde C₃H₈ es la fracción peso del propano expresada como [kg propano/kg gas natural]

Vinilacetileno



El oxígeno requerido por el vinilacetileno (C₄H₄) se calcula como: $\text{C}_4\text{H}_4 * \frac{160 \text{ kg O}_2}{52 \text{ kg C}_4\text{H}_4}$

Donde C₄H₄ es la fracción peso del vinilacetileno (vac) expresada como [kg vac/kg gas natural]

El valor del consumo de oxígeno estequiométrico se obtiene a partir de la suma los consumo de oxígeno de cada compuesto:

$$\begin{aligned} \text{Consumo oxígeno estequiométrico} = & \text{H} * \frac{16}{2} + \text{CH}_4 * \frac{64}{16} + \text{C}_2\text{H}_4 * \frac{96}{28} \\ & + \text{C}_2\text{H}_6 * \frac{112}{30} + \text{C}_3\text{H}_6 * \frac{144}{42} + \text{C}_3\text{H}_8 * \frac{160}{44} + \text{C}_4\text{H}_4 * \frac{160}{52} \end{aligned} \quad (4.47)$$

El cálculo del aire seco estequiométrico, se realiza a través de la siguiente ecuación:

$$\text{Aire estequiométrico} = \frac{\text{Consumo de Oxígeno [kg O}_2\text{/kg gas natural]}}{0.2332 \text{ [kg O}_2\text{ kg aire]}} \quad (4.48)$$

Para el caso del aire seco teórico total (con exceso de aire) y el total húmedo, se emplean las ecuaciones (4.2) y (4.3).

Cantidad de aditivo requerido

Dado que el contenido de azufre en el gas natural es pequeño, no se requiere de la adición de aditivo.

Gases de combustión

A partir de las reacciones químicas planteadas es posible calcular los gases de combustión, para cada compuesto, como la suma de su consumo de oxígeno estequiométrico más su fracción en peso.

La cantidad de agua en el aire en [kg agua/kg gas natural] se calcula como:

$$\text{Humedad del aire} = \text{Aire seco total} * x_m$$

Donde x_m es la humedad del aire en condiciones estándar (0.013 kg agua/kg aire).

El nitrógeno proveniente del aire, considerando el exceso, se calcula como:

$$\text{Nitrógeno}_{\text{aire}} = \text{Aire total seco} * \frac{0.7668 \text{ kg N}_2}{\text{kg aire}}$$

Los gases de combustión totales se obtienen sumando las siguientes contribuciones: gases de combustión de cada compuesto, humedad del aire, nitrógeno del aire y la fracción peso de CO₂ en el gas natural:

$$W_c = \text{Consumo oxígeno estequiométrico} + H + CH_4 + C_2H_4 + C_2H_6 + C_3H_6 + C_3H_8 + C_4H_4 + \text{Nitrógeno}_{\text{aire}} + \text{Humedad aire} + CO_{2\text{gas natural}} \quad (4.49)$$

II. Balance térmico con base en el poder calorífico superior del gas natural, expresado en [kJ/kg gas natural]

Se hacen las mismas consideraciones que con los combustibles anteriores (T de referencia de 20°C, se evalúa la entalpía del vapor saturado a la temperatura de los gases de chimenea y se calcula su diferencia de entalpía con la del agua a 20°C, $h_{vs} - 83.7$)

Las ecuaciones que aplican para este combustible son la (4.15) pérdida en los gases de combustión, (4.16) pérdida por humedad derivada del hidrógeno y (4.17) pérdida por humedad en el aire, además de las pérdidas por radiación y la contribución del ventilador de tiro forzado.

La carga térmica a suministrar en la caldera se calcula con la ecuación (4.19), y para determinar los flujos de combustible, aire y gases de combustión se emplean las ecuaciones (4.20), (4.21) y (4.25).

III. Geometría del combustor

Las ecuaciones para el cálculo de las dimensiones del combustor, considerando carbón como combustible, son también válidas para el gas natural.

4.4 Características generales del programa

4.4.1 Tipo de ventanas

El programa está constituido por tres tipos de ventanas:

- a) Ventanas de suministro de datos (color azul), en dichas ventanas el usuario introduce los parámetros generales necesarios para los cálculos. En algunos datos se presenta información sobre el intervalo en el que se ubica su valor.
- b) Ventanas de resultados (color amarillo), presentan los cálculos efectuados por el programa. Esta parte del programa se encuentra dividida en tres secciones que son:
 - Parámetros de combustión (valores calculados, normalizados por unidad de combustible).

- Balance térmico (evaluación de pérdidas por diferentes conceptos, cálculo de la energía a suministrar a la caldera, así como flujos de aire, gases de combustión, etc.).
- Geometría del combustor de lecho fluidizado, en esta parte se evalúan las dimensiones de la caldera (ancho, largo y altura).

c) Ventanas de ayuda (color verde) en ellas se muestran composiciones promedio de combustibles mexicanos, esquemas ilustrativos de arreglos de tubos, así como imágenes relativas a una caldera de lecho fluidizado.

Durante la ejecución del programa es posible desplazarse a distintas ventanas de datos o resultados, a través de los botones con flecha. La opción de elegir otro combustible, así como la de salir del programa, aparece en la última ventana. Cabe resaltar que para conocer los nuevos valores, cuando se modifica algún dato, es necesario pulsar los botones “Evaluar” en las ventanas donde aparezcan.

El programa fue diseñado para calcular las dimensiones del combustor con base en los principales combustibles empleados por calderas industriales, como son gas natural, diesel, combustóleo y carbón. Para el caso del combustóleo y carbón, los parámetros de combustión calculados contemplan el aire adicional, necesario para el proceso de retención de azufre.

4.4.2 Parámetros de entrada y salida

Los cálculos que efectúa el programa están enfocados a la sección del evaporador; los principales datos solicitados para el diseño son los siguientes:

- ◆ Composición química del combustible a emplear, así como su poder calorífico.
- ◆ Capacidad térmica de la caldera.
- ◆ Porcentaje de retención de azufre.
- ◆ Relación aditivo/azufre.
- ◆ Eficiencia de combustión.
- ◆ Exceso de aire.
- ◆ Condiciones de salida del vapor y los gases de combustión.
- ◆ Composición química del aditivo a emplear.

Con el propósito de orientar al usuario sobre el intervalo o valores típicos para algunos de los datos solicitados se presenta información auxiliar dentro del programa.

Los cálculos estequiométricos efectuados permiten conocer diversos parámetros, algunos de ellos son:

- ◆ Cantidad de aire requerido para la combustión.
- ◆ Cantidad de combustible requerido.
- ◆ Cantidad de aditivo.
- ◆ Cantidad de gases de combustión.
- ◆ Cantidad de desechos sólidos producidos.

En la parte del balance térmico se reportan las pérdidas de energía por distintos conceptos como son:

- ◆ Humedad en el aditivo y combustible.
- ◆ Calcinación del aditivo.
- ◆ Contribución por la reacción de sulfatación.
- ◆ Pérdidas por los gases de combustión.
- ◆ Pérdidas por radiación y convección.
- ◆ Pérdidas en las cenizas.

Algunos de los parámetros reportados, en la sección para el cálculo de las dimensiones de la caldera, son:

- ◆ Velocidad de fluidización referida a los gases de combustión.
- ◆ Dimensiones de la sección rectangular (largo y ancho).
- ◆ Altura del combustor.

4.4.3 Filosofía de programación.

En las ventanas correspondientes a la composición del combustible o del aditivo, el programa revisa que las fracciones sumen entre 102 y 95, con el propósito de tener una composición representativa; si la suma de fracciones no se ubica en este rango, el usuario recibirá un mensaje indicándole una composición errónea. Cabe resaltar que el programa no acepta ceros por cuestión de cálculos que pudieran indeterminarse, por lo que se sugiere al usuario suministrar valores muy pequeños, que para fines prácticos equivaldrían a cero.

Al introducir datos en las diferentes celdas, el programa revisa que dichos datos sean números, de no ser así envía un mensaje, solicitando valores de tipo numérico.

Una vez suministrados los valores en la última ventana de datos, el programa inicia los cálculos de los parámetros de combustión y los presenta en la ventana correspondiente. En la ventana de evaluación de pérdidas, el usuario debe suministrar dos parámetros y pulsar el botón "Evaluar", al hacer esto el programa despliega la suma de las pérdidas y efectúa los cálculos para determinar la energía requerida y flujos de combustible, aire, gases de combustión, etc.

En la parte de Geometría del Lecho se efectúan dos procedimientos de cálculo para evaluar la altura de la caldera, uno se encuentra basado en el tiempo de residencia de los gases para la retención del azufre y la velocidad máxima de fluidización, a partir de estos valores se determina la altura del combustor.

El segundo procedimiento determina si la altura calculada permite una absorción de calor tal que la temperatura de operación del lecho, permanezca en el valor fijado por el usuario, para ello se calcula el área longitudinal requerida, a partir de la carga térmica del evaporador, el coeficiente de transferencia de calor del lecho a la pared y la diferencia de temperaturas entre la pared del tubo y la del lecho.

Una vez efectuados los cálculos, se muestran las dimensiones finales en un esquema. Cabe mencionar que el valor de la altura, a tomarse en cuenta para el diseño, es el evaluado por el segundo procedimiento. En el apéndice A-I se muestra el listado del programa para diseñar térmicamente combustores de lecho fluidizado circulante (CLFC).

4.5 Validación del programa

Con el propósito de comparar los valores generados por el programa, con instalaciones comerciales, se realizó una extensa búsqueda bibliográfica sobre plantas termoeléctricas y esquemas de cogeneración que emplean calderas de lecho fluidizado circulante, con los valores generados por el programa se calculó el porcentaje de desviación como:

$$\% \text{ desviación} = \frac{(\text{valor programa} - \text{valor literatura})}{\text{valor literatura}} * 100$$

Los valores considerados para evaluar las dimensiones de las calderas así como sus características se muestran en el apéndice A-II.

Las dimensiones obtenidas fueron el área transversal del lecho (largo y ancho), así como la altura de las paredes de agua.

En los siguientes párrafos se muestran los resultados obtenidos; las unidades comerciales están ordenadas por capacidad de generación, en orden descendente, y se ubican entre los 250 y 0.5 MWe. Cabe señalar que en la validación del programa se consideró la unidad Provence/Gardanne que es la más grande del mundo con una capacidad de 250 MWe.

Dado que las unidades evaluadas empleaban combustibles sólidos y sólo una líquido, el programa fue validado únicamente para estos dos tipos de combustibles.

Unidad: Provence/Gardanne

País: Francia

Inicio de operación: 1995

Capacidad: **250 MWe**

Flujo vapor: 700 ton/h

Condiciones del vapor: 16300 kPa y 565°C

Combustible: Residuo de minas de carbón

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|------------------------|------------|----------|--------------|
| Ancho (m) | 11 | 10.39 | -5.54 |
| Largo (m) | 17.2 | 20.79 | 20.87 |
| Altura (m) | 25.6 | 25.04 | -2.18 |
| Eficiencia caldera (%) | 95.3 | 89.56 | -6.02 |

Unidad: TNP
 País: Estados Unidos
 Inicio de operación: 1990
 Capacidad: **150 MWe**
 Flujo vapor: 499 ton/h
 Condiciones del vapor: 12410 kPa y 540°C
 Combustible: Coque de petróleo y lignito

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|------------------------|------------|----------|--------------|
| Ancho (m) | 12.3 | 12 | -2.43 |
| Largo (m) | 10.2 | 12.48 | 22.35 |
| Altura (m) | 30.5 | 30.97 | 1.54 |
| Eficiencia caldera (%) | 83.3 | 86.47 | 3.80 |

Unidad: Emile Huchet
 País: Francia
 Inicio de operación: 1991
 Capacidad: **125 MWe**
 Flujo vapor: 367 ton/h
 Condiciones del vapor: 13400 kPa y 545°C
 Combustible: Residuo de minas de carbón

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|------------------------|------------|----------|--------------|
| Ancho (m) | 8.6 | 6.17 | -28.25 |
| Largo (m) | 11 | 12.33 | 12.09 |
| Altura (m) | 33 | 34 | 3.03 |
| Eficiencia caldera (%) | 89.8 | 91.83 | 2.26 |

Unidad: Prototipo Experimental Chatam
 País: Canadá
 Inicio de operación: 1986
 Capacidad: 72 MWt
 Flujo vapor: 95 ton/h
 Condiciones del vapor: 6205 kPa y 482°C
 Combustible: Carbón con 21% de cenizas y 8% de azufre

Dado que esta unidad es de sección cuadrada, los resultados se reportarán como área y no largo y ancho.

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|------------------------|------------|----------|--------------|
| Area (m ²) | 15.68 | 15.58 | -0.637 |
| Altura (m) | 11.2 | 10.73 | -4.19 |

Unidad: La Pereda
 País: España
 Inicio de operación: 1995
 Capacidad: 50 MWe
 Flujo vapor: 185 ton/h
 Condiciones del vapor: 11500 kPa y 530°C
 Combustible: Residuos de carbón y madera

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|------------|------------|----------|--------------|
| Ancho (m) | 4.26 | 4.71 | 10.56 |
| Largo (m) | 9.75 | 9.43 | -3.28 |
| Altura (m) | 42 | 41.99 | -0.023 |

Unidad: Esquema de cogeneración con gasificación basado en lecho fluidizado circulante
 País: China
 Inicio de operación: 1995
 Capacidad: **12 MWe**
 Flujo vapor: 75 ton/h
 Condiciones del vapor: 3820 kPa y 450°C
 Combustible: Carbón con 24% de cenizas y 5% de azufre

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|------------------------|------------|----------|--------------|
| Ancho (m) | 2.45 | 3.03 | 23.67 |
| Largo (m) | 5.45 | 6.07 | 11.37 |
| Altura (m) | 20 | 19.68 | -1.6 |
| Eficiencia caldera (%) | 88 | 87.02 | -1.11 |

Unidad: Prototipo Experimental del Instituto de Investigaciones Eléctricas
 País: México
 Inicio de operación: 1995
 Capacidad: **0.5 MWt**
 Combustible: Combustóleo

Considerando que esta caldera es de sección circular, se reporta el área y no el ancho y largo.

| Parámetro | Literatura | Programa | % desviación |
|----------------------------------|------------|----------|--------------|
| Area del lecho (m ²) | 0.0863 | 0.1 | 15.87 |
| Altura (m) | 2.4 | 1.79 | -25.41 |

Diseño Térmico de Calderas de Lecho Fluidizado Circulante

De las tres principales dimensiones del combustor (ancho, largo y altura), el menor porcentaje de desviación, para cada una de las unidades evaluadas, se presentó en la altura, ubicándose entre 3.03% (unidad Emile Huchet) y -2.18% (unidad Provence/Gardanne).

En contraste, el mayor porcentaje de desviación se presentó, para dos de las unidades (Provence/Gardanne y TNP), en el largo del combustor, ubicándose entre un 20.87% (Provence/Gardanne) y 22.35% (TNP).

En las unidades Emile Huchet, La Pereda y esquema de cogeneración con gasificación, el parámetro con mayor desviación fue el ancho del combustor, con un rango entre -28.25% (Emile Huchet) y 23.67% (esquema de cogeneración con gasificación).

En la unidad de La Pereda fue donde se presentaron los porcentajes de desviación más pequeños para cada uno de los parámetros evaluados.

Para el caso de la caldera del Instituto de Investigaciones Eléctricas (IIE) y la de Chatam, se obtuvieron porcentajes de desviación pequeños. Considerando que el programa diseña para secciones rectangulares y que las secciones de dichas calderas son circular y cuadrada, respectivamente, se abre la posibilidad de emplear el programa para diseñar calderas de sección distinta a la rectangular.

Con base en los resultados obtenidos, es posible observar que las dimensiones del combustor generadas por el programa, tienen un rango de desviación aceptable, por lo que su empleo para el diseño de CLFC puede ser factible.

Cabe señalar que el programa realizado servirá como base para futuras modificaciones, considerando aspectos hidrodinámicos que permitirán cálculos más rigurosos y precisos para el dimensionamiento de calderas de lecho fluidizado.

CAPITULO 5

DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL

La parte experimental del presente trabajo se realizó a través de una estancia de investigación de 6 meses, en el Laboratorio de Lechos Fluidizados de la “Technical University of Nova Scotia.

El objetivo de la estancia fue estudiar el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor, en separadores de impacto, bajo distintas condiciones de temperatura, densidad del lecho y velocidad superficial. Dichos equipos se ubicaban en la parte superior de un combustor de lecho fluidizado circulante.

En el capítulo se describe la operación del combustor y las secciones que lo comprenden, también se mencionan las actividades realizadas antes de la experimentación y se realiza una descripción detallada de los separadores de impacto con intercambio térmico.

5.1 Combustor de lecho fluidizado circulante de la “Technical University of Nova Scotia” (TUNS)

En las siguientes líneas se describe la instalación experimental, así como sus características técnicas:

El combustor de lecho fluidizado de TUNS es un prototipo experimental diseñado con los siguientes propósitos:

- Investigación y enseñanza del proceso de combustión en lecho fluidizado.
- Control de emisiones de bióxido de azufre.
- Estudio sobre la transferencia de calor.
- Evaluación de aditivos.

La unidad fue construida aproximadamente hace 15 años, bajo un convenio con una compañía indú. Durante este tiempo se han desarrollado proyectos de investigación con diversas compañías del ramo eléctrico, como son: Electricité de France y Nova Scotia Power. El combustor es de tipo atmosférico circulante, con una altura de 7 metros; es de tiro forzado y tiene una potencia térmica de diseño de 0.4 MW. La geometría es cuadrada (0.23m X 0.23m) y su plato distribuidor está constituido por nueve toberas con orificios múltiples, la altura de las toberas es de 7 cm y su diámetro de 4.5 cm.

5.2 Operación del equipo experimental

Al inicio de operación, el combustor requiere de un combustible auxiliar (propano) para incrementar su temperatura entre los 500 y 600 °C, posteriormente se inicia la alimentación del combustible base y conforme se eleve la temperatura del lecho, el flujo de propano disminuye hasta operar únicamente con el combustible base.

El suministro de aire al combustor se realiza a través de dos líneas (aire primario y aire secundario), el aire primario permite la fluidización del lecho y participa en la combustión; el aire secundario también interviene en la combustión y suministra oxígeno al quemador de propano, durante el inicio de la operación. Cabe resaltar que el quemador de propano y el aire secundario comparten el mismo ducto, por lo que aún cuando el quemador no opere el aire secundario sigue empleando el ducto.

Durante la combustión los gases y las partículas ascienden por el lecho, en su camino intercambian calor a través de una camisa de agua y con los separadores de impacto ubicados en la parte superior del combustor.

Posteriormente los gases entran a un sistema de separación de sólidos, constituido por un ciclón primario, un separador de impacto y un ciclón secundario, después de este sistema los gases pasan a un filtro de bolsas con enfriadores y de ahí son enviados a la chimenea.

Los sólidos colectados en el sistema de separación, se envían a una válvula de recirculación de sólidos que los regresa al lecho.

5.3 Secciones del combustor de lecho fluidizado circulante

En la figura 5.1 se muestra un esquema del equipo experimental, las secciones que lo comprenden son:

- Alimentación de diesel.
- Alimentación de aire.
- Lecho fluidizado.
- Separadores gas-sólido.
- Enfriamiento y limpieza de los gases de combustión.

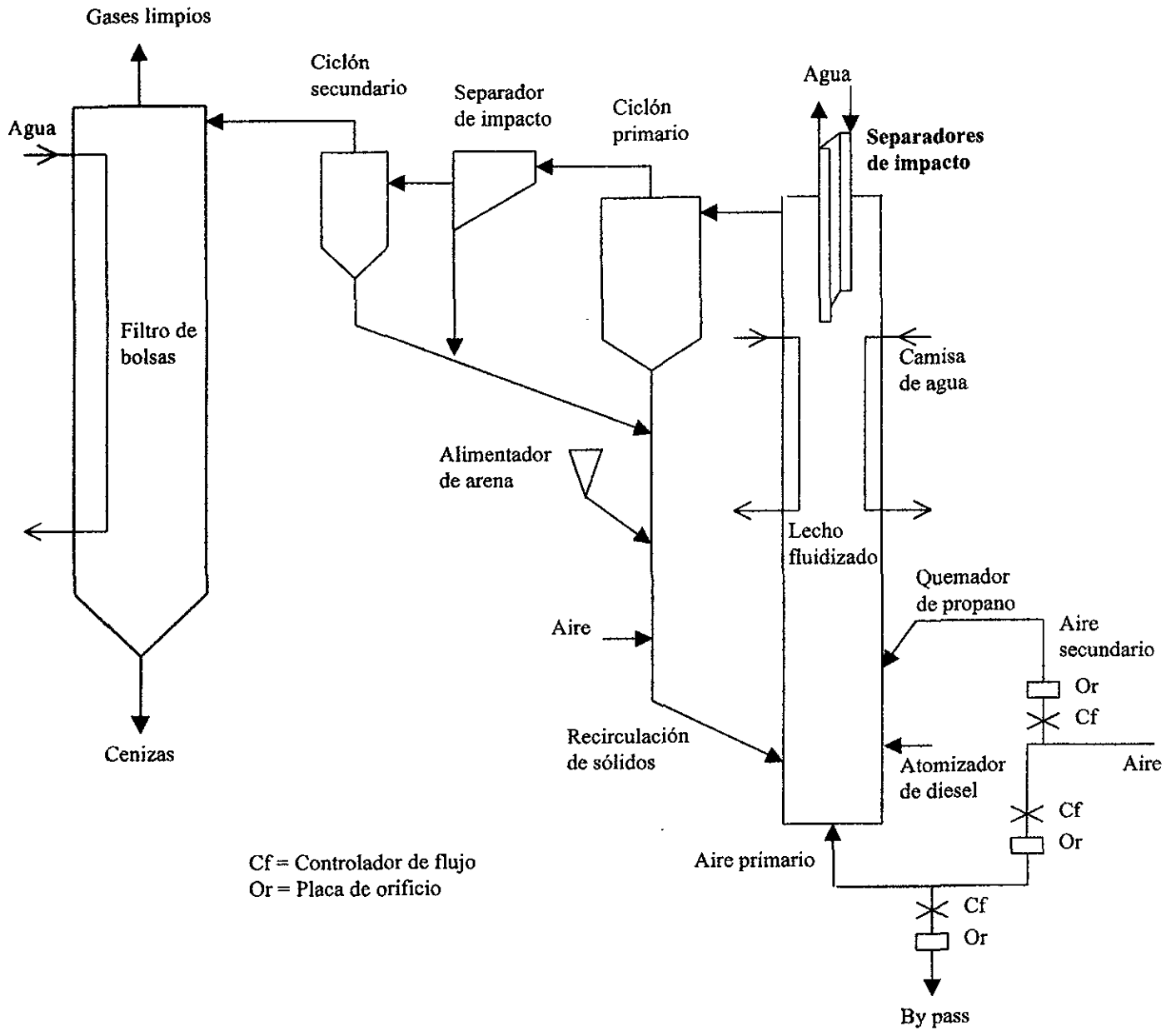


Figura 5.1 Esquema del equipo experimental.

- **Sección de alimentación de diesel.**

La alimentación de diesel, al combustor de lecho fluidizado, se realiza a través de un tanque de almacenamiento, con capacidad de 378 litros (100 gal) ubicado en el exterior del edificio, dicho tanque suministra diesel a una bomba con capacidad de 38 l/h y 7 atm, que descarga en un atomizador enfriado con agua (figura 5.2). En este equipo el diesel fluye por el tubo interno hasta llegar a los orificios donde se atomiza, en su trayecto es enfriado con agua para evitar problemas de evaporación.

El propósito de este equipo es distribuir adecuadamente el combustible en el lecho, para facilitar su combustión.

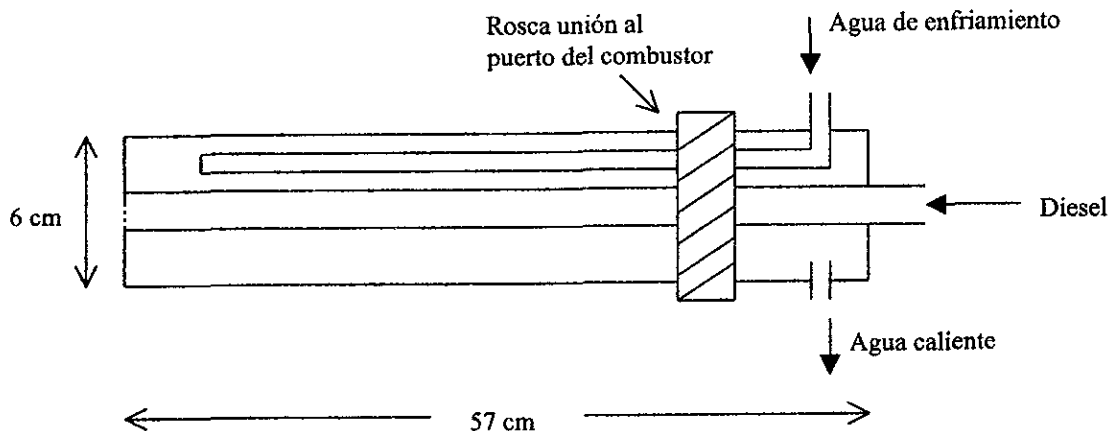


Figura 5.2 Atomizador de diesel.

- **Sección de alimentación de aire.**

Consta de un ventilador que suministra aire al equipo experimental a través de dos líneas, aire primario y aire secundario. Una parte de la línea de aire primario está conectada a un by-pass; cuando el flujo de aire primario y secundario es muy elevado, el exceso de aire es enviado al by-pass y con ello se disminuye la presión en el ventilador. El flujo de aire es medido a través de la caída de presión en las placas de orificio, y para regularlo se emplearon válvulas eléctricas.

El aire primario llega a la caja de aire, que se encarga de alimentarlo a una presión constante al plato distribuidor, donde se encuentran las toberas que distribuyen el aire de manera uniforme para lograr la fluidización del lecho y la combustión.

El aire secundario se alimenta al equipo a través del quemador de arranque aun cuando éste no opere (comparten el mismo ducto).

En el sistema de recirculación de sólidos se suministra aire presurizado, proveniente de la línea de la universidad, para propiciar el flujo de partículas hacia el lecho.

- **Sección del lecho fluidizado.**

Consta de 4 módulos que son:

1. Módulo distribuidor: sección cuadrada con refractario en su interior, en esta zona se alimenta el aire primario, se encuentra entre el plato distribuidor y la alimentación de combustóleo.
2. Módulo de recirculación y de alimentación de combustóleo: sección cuadrada con refractario donde se reciben los sólidos provenientes de la válvula no mecánica de tipo "L"; se encuentra ubicado entre el atomizador de combustóleo y la alimentación de aire secundario.
3. Módulo de enfriamiento: sección cuadrada con camisa de agua, permite mantener la temperatura en el combustor dentro del rango deseado; se encuentra ubicado entre la alimentación de aire secundario y el módulo de salida de gases.
4. Módulo de salida de gases: sección cuadrada con refractario, posee una salida lateral que se une a la entrada del ciclón primario, en este módulo se encuentran instalados los cambiadores de calor con forma de "U". Dicho módulo se localiza en la parte superior del combustor encima del módulo de enfriamiento.

- **Separadores gas-sólido.**

La corriente ascendente que proviene del lecho, trae consigo gases de combustión y sólidos; para separarlos se emplea un separador de tipo ciclónico ubicado en la parte superior del combustor. Por la parte inferior del ciclón primario salen los sólidos y son alimentados a una válvula no mecánica de tipo "L" que los recircula al lecho; por la parte superior salen los gases de combustión, que son dirigidos hacia un separador de impacto y posteriormente a un ciclón secundario, en ambos equipos los sólidos son enviados a la válvula no mecánica, y la corriente de gases hacia el filtro de bolsas, como se muestra en la figura 5.1.

Las superficies de transferencia de calor ubicadas a la entrada del ciclón primario, además de intercambiar energía térmica, funcionan como separadores de impacto, pues desvían la trayectoria de las partículas sólidas y favorecen su sedimentación.

- **Sección de enfriamiento y limpieza de los gases de combustión**

Está constituida por la camisa de agua del módulo de enfriamiento del combustor, los intercambiadores de calor con forma de "U" y los enfriadores ubicados en el filtro de bolsas; el suministro de agua proviene de la línea de agua de la universidad.

Una vez enfriados, los gases de combustión se pasan a través un filtro de bolsas con el fin de eliminar partículas sólidas, posteriormente son mandados a la chimenea.

5.4 Propósito de los separadores de impacto con intercambio térmico

El diseño de las superficies de intercambio térmico se efectuó considerando dos problemas que se presentan en las calderas de lecho fluidizado:

1) Disponibilidad de área para intercambio térmico

Al incrementarse el tamaño de las calderas, su área no aumenta en la misma proporción que el volumen, esto ocasiona una deficiencia en el área para transferencia de calor; algunas propuestas para solucionar dicha deficiencia son los ciclones con paredes de agua y los intercambiadores de calor externos.

2) Eficiencia del sistema de separación de sólidos

Una baja eficiencia en el sistema de separación de sólidos puede afectar variables tales como la densidad del lecho, velocidad de fluidización, etc. Estos parámetros tienen gran influencia en la transferencia de calor, que a su vez afecta la generación de vapor y energía eléctrica.

Recientemente algunas compañías han incorporado en sus diseños separadores de impacto (Belin, 1995), para aumentar la eficiencia del sistema de separación de sólidos.

Las superficies de intercambio térmico ofrecen una alternativa para la solución de los problemas arriba mencionados pues favorecen la separación de sólidos y permiten la transferencia de calor.

5.4.1 Descripción de los intercambiadores de calor con forma de "U"

El Laboratorio de Lecho Fluidizado Circulante de TUNS desarrolló un nuevo tipo de superficie de transferencia de calor para calderas de LFC, dicho prototipo consiste en tubos con forma de "U" que además de intercambiar calor, promueven la separación de sólidos.

Bajo este principio, el laboratorio construyó dos cambiadores de calor con las mismas dimensiones y materiales. Los equipos fueron diseñados para tener un área de transferencia de calor variable, es decir pueden cambiar la longitud inmersa en el lecho; para el presente estudio se trabajó con una longitud expuesta al lecho de 55 cm, en la figura 5.3 se muestra su arreglo en el combustor.

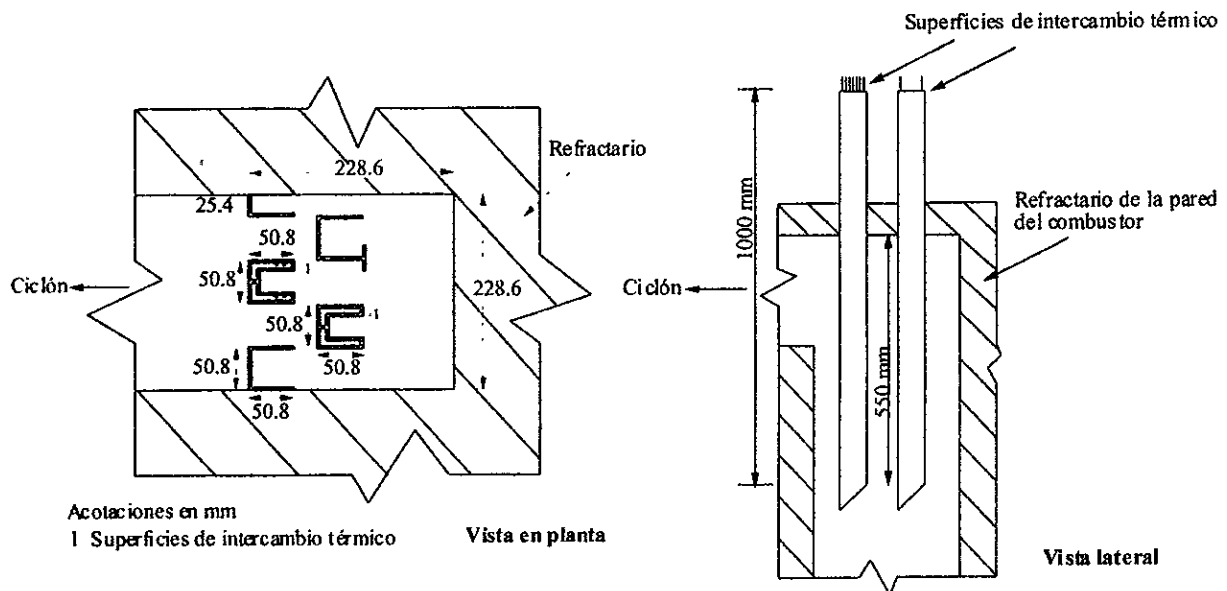


Figura 5.3 Arreglo de las superficies de intercambio térmico.

En uno de estos equipos (cambiador de calor normal), el agua inunda al cambiador en un extremo y sale por el otro, como se muestra en la figura 5.4.

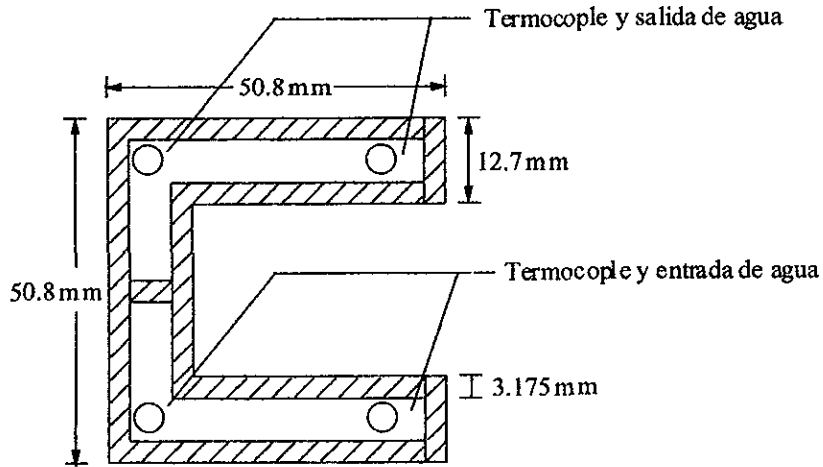


Figura 5.4 Cambiador de calor.

En el otro cambiador, el agua es alimentada a través de tubos de cobre, que recorren el interior del equipo y terminan en la superficie del mismo, como se ilustra en la figura 5.5, ambos cambiadores se ubican a la entrada del ciclón primario.

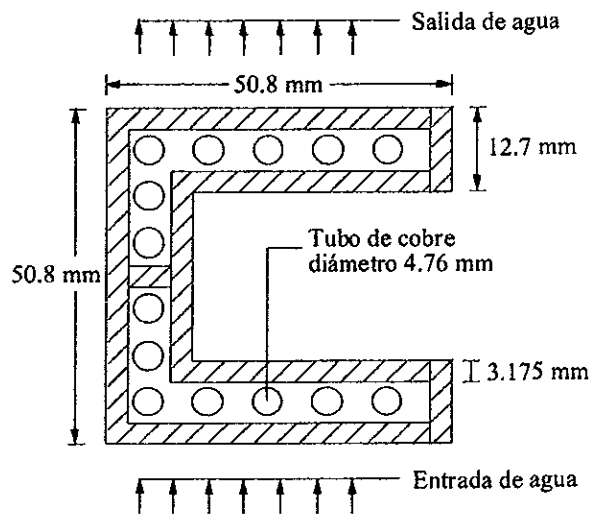


Figura 5.5 Cambiador de calor con tubos de cobre.

La finalidad de construir dos equipos con las mismas dimensiones, pero diferente alimentación de agua, es el estudio futuro de problemas de erosión.

5.5 Actividades previas a la experimentación

Las actividades desarrolladas para adecuar el equipo al trabajo de investigación fueron las siguientes:

- ◆ Drenado de sólidos del combustor y adición de arena sílica.

Durante esta actividad se presentó un problema de “acompactación” de las partículas; es decir, se formó una especie de cemento con la humedad del medio ocasionando que las partículas quedaran estancadas en el combustor, esto ocurrió debido a que en trabajos de investigación previos se operó el equipo adicionándole carbonato de calcio y no se drenó el lecho, por ello no fue posible retirar las partículas del combustor a través del suministro de aire. Bajo estas condiciones se desarmó la caja de aire y el plato distribuidor del equipo para así romper la capa de partículas acompactadas.

Una vez drenados los sólidos se armó de nuevo la caja de aire y el plato distribuidor, sellando las uniones con silicón para alta temperatura.

La adición de arena sílica (220 kg) se efectuó a través de la tolva ubicada después del ciclón.

- ◆ Instalación del sistema de alimentación de diesel.

El sistema de alimentación de diesel está constituido por un atomizador con chaqueta de agua, una bomba, un filtro y un medidor de flujo.

El atomizador de diesel se ubicó en el conducto donde anteriormente se alimentaba carbón y la bomba de suministro a un costado del combustor; el medidor de flujo fue instalado en el panel de control.

- ◆ Selección, adquisición, instalación y calibración de los equipos de los dispositivos para medir presión, temperatura y flujos, los dispositivos empleados para cada variable fueron:

- a) Flujo de agua a los cambiadores de calor: medidor de flujo Dwyer.
- b) Temperatura: termopares Omega tipo “J”.
- c) Caída de presión: manómetros Dwyer.
- d) Flujo de diesel: rotámetro Cole Parmer.

- ◆ Instalación de los equipos de medición en el panel de control.

- ◆ Aislamiento de las superficies de intercambio térmico y adición de concreto refractario a su alrededor para evitar fugas de los gases de combustión.

- ◆ Eliminación de fugas en la línea de alimentación de agua de los enfriadores de gases en el filtro de bolsas.
- ◆ Instalación de las líneas de agua de enfriamiento a los intercambiadores de calor y al atomizador.

5.5.1 Programa de investigación

Para el arranque del combustor se requiere de un combustible auxiliar (propano) que permite elevar la temperatura del lecho alrededor de los 550 °C, posteriormente se alimentaría diesel a través del atomizador y conforme al incremento en la temperatura, el flujo de propano se reduciría gradualmente hasta operar únicamente con diesel.

El programa original de trabajo contemplaba el estudio de las superficies de intercambio térmico en un lecho caliente, en un intervalo de temperaturas de 700 a 900 °C. Sin embargo, al iniciar los ensayos de combustión se presentaron problemas en el quemador de arranque; la combustión del propano era ineficiente y existían fugas del mismo. El sistema de ignición fue revisado, operando el quemador fuera del lecho y se observó un funcionamiento adecuado del mismo (la chispa eléctrica duraba el tiempo suficiente para iniciar la combustión del propano). Posteriormente se eliminaron las fugas en el quemador, dichas fugas se encontraban en las uniones del quemador con el ducto que lo comunicaba al lecho.

A pesar de las reparaciones hechas al quemador, los problemas continuaron, al arrancarlo de nuevo ocurrió una explosión, originada probablemente por un flujo opuesto al del propano, que concentró en el ducto una mezcla inflamable de aire y combustible. Este acontecimiento hizo suponer un problema de diferencia de presiones.

Cabe resaltar que este tipo de sistemas se diseñan normalmente con tiro balanceado o inducido, precisamente para evitar fugas de combustible, y en nuestro caso el lecho se diseñó con tiro forzado.

Con el propósito de resolver este problema se midió la presión en la zona del quemador y se instaló un manómetro en la línea de alimentación de propano al quemador. De esta forma se pretendía operar el quemador a su presión de diseño, pero no fue posible conseguir sus datos de diseño pues era un equipo de origen indú cuyas características no correspondían con ninguna marca comercial.

De acuerdo con personal técnico consultado, el quemador no debía operar a presiones elevadas pues el espacio para la combustión era muy reducido (0.23 m x 0.23 m) y podría ser peligroso. Como otra opción para resolver el problema se buscó en los sistemas que constituyen el combustor de lecho fluidizado, alguna obstrucción que provocara ese flujo opuesto en el ducto del quemador. Sin embargo, después de revisar y limpiar el separador de impacto, el ciclón secundario y el filtro de bolsas, la operación del quemador no sufrió cambio alguno.

Estas contingencias originaron un cambio en el programa de experimentación, el cambio consistió en operar el combustor en frío, es decir a temperatura ambiente y suministrar agua caliente a las superficies de intercambio térmico, en vez de agua fría. De esta forma se mediría la temperatura del agua a la entrada y salida de las superficies de intercambio térmico para estimar el coeficiente de transferencia de calor.

Para la alimentación de agua caliente a los cambiadores de calor, se instaló un calentador eléctrico, así como válvulas para regular el flujo de agua.

De acuerdo con la literatura, los parámetros que tienen mayor influencia sobre el coeficiente de transferencia de calor, son la temperatura del lecho, su densidad y la velocidad de fluidización. Considerando esto se decidió dividir la experimentación en tres series, efectuándose en cada una de ellas el estudio del coeficiente de transferencia de calor en función de la temperatura del lecho (serie 1), la densidad del lecho (serie 2) y la velocidad de fluidización (serie 3). Para el caso de la serie 1, la variación de temperatura fue debida al calentamiento del aire en el ventilador de tiro forzado.

5.5.2 Calibración de los dispositivos de medición

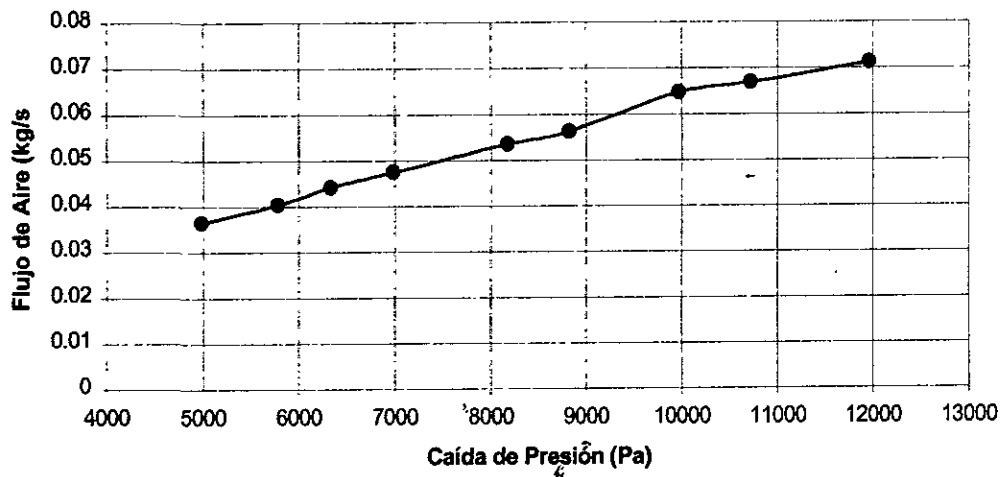
5.5.2.1 Flujo de aire

Las placas de orificio empleadas para medir el flujo de aire ya se encontraban calibradas, a continuación se muestran sus ecuaciones y la curva de calibración:

i. Aire secundario

$$F_{\text{sec}} = 0.00783 \Delta P_{\text{or}}^{1/2} \quad (5.1)$$

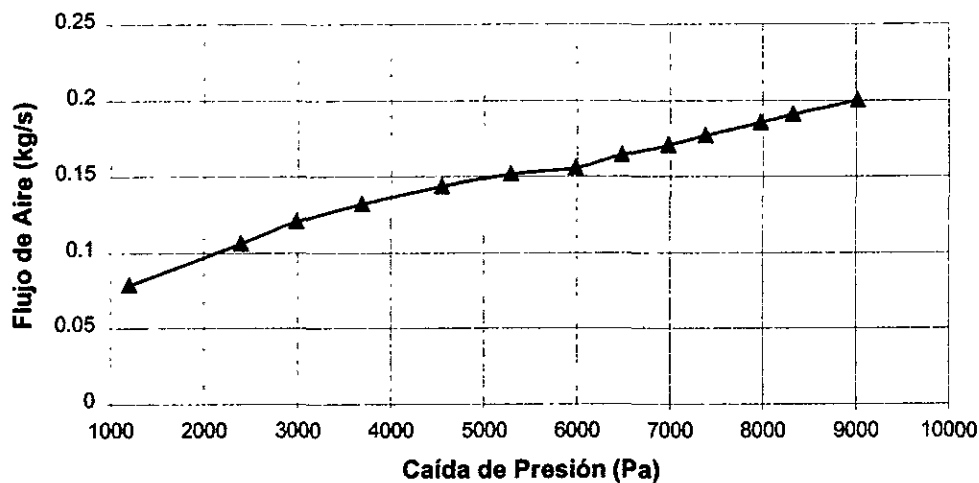
Figura 5.6 Calibración de la Placa de Orificio del Aire Secundario



ii. By pass y aire primario

$$F = 0.0280688 \Delta P_{or}^{1/2} \quad (5.2)$$

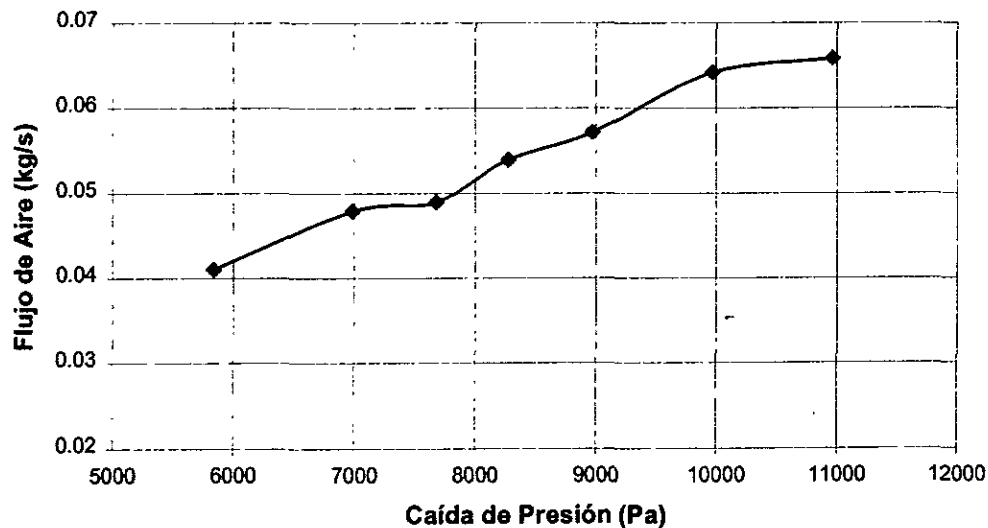
Figura 5.7 Calibración de la Placa de Orificio del By Pass y Aire Primario



iii. By pass

$$F_{by\ pass} = 0.01002983 \Delta P_{or}^{1/2} \quad (5.3)$$

Figura 5.8 Calibración de la Placa de Orificio del By Pass



5.5.2.2 Flujo de agua

Los rotámetros adquiridos para medir el flujo de agua a los intercambiadores de calor fueron calibrados y se observó congruencia con los valores reportados en sus escalas. Sin embargo, dichos equipos no pudieron ser empleados al operar el lecho en frío, pues dentro de sus especificaciones no recomendaban su empleo para temperaturas del agua superiores a los 40°C. Por ello la medición del flujo de agua se realizó tomando el tiempo que tardaba en llenarse un recipiente aforado y pesándolo posteriormente.

5.5.2.3 Temperatura y presión

Para el caso de los termopares (equipo nuevo), se verificó su funcionamiento sumergiéndolos en hielo y en agua hirviendo, en ambos casos la temperatura correspondió a la esperada (0 °C para el baño de hielo y 100 °C para el agua en ebullición, la ciudad de Halifax se encuentra al nivel del mar).

Para el caso de la presión, se tomaron distintas lecturas empleando cada uno de los manómetros; los valores medidos fueron bastante cercanos entre sí.

5.5.3 Distribución del tamaño de partícula de la arena sílica

Como parte de las actividades previas a la experimentación se midió el diámetro promedio de partícula de la arena sílica empleada, los resultados obtenidos se muestran en la tabla 5.1.

Tabla 5.1

Granulometría de la Arena Sílica

| Número de tamiz | Apertura del tamiz (µm) | Peso de la muestra (g) | % retenido | d_p (µm) |
|-----------------|-------------------------|------------------------|------------|------------|
| 30 | 600 | 1 | 0.1 | 0.6 |
| 40 | 417 | 97 | 9.7 | 40.4 |
| 50 | 290 | 377 | 37.7 | 109.3 |
| 60 | 250 | 110 | 11 | 27.5 |
| 70 | 212 | 135 | 13.5 | 28.6 |
| 80 | 180 | 111 | 11.1 | 19.9 |
| 100 | 150 | 75 | 7.5 | 11.2 |
| 120 | 125 | 63 | 6.3 | 7.8 |
| Tapa inferior | - | 26 | 2.6 | - |
| | | Total = 995 | | |

Diámetro promedio de la partícula $d_p = 245.56 \mu\text{m}$

5.6 Procedimiento de arranque y paro del combustor de lecho fluidizado

5.6.1 Procedimiento de arranque

1. Alimentar agua al calentador eléctrico, seleccionar la temperatura deseada y encenderlo (es recomendable permitir que el agua fluya cierto tiempo por el calentador antes de encenderlo, pues en estos equipos se llega a formar hidrógeno y el flujo de agua permite su purga).
2. Regular el flujo de agua hacia las superficies de intercambio térmico a través de las válvulas ubicadas a la salida del calentador eléctrico.
3. Energizar el tablero de control.
4. Alinear válvulas para el suministro de aire presurizado al sistema de recirculación de sólidos.
5. Encender el ventilador y regular el flujo de aire a través de las válvulas eléctricas, hasta conseguir las condiciones de operación deseadas.

5.6.2 Procedimiento de paro

1. Desconectar el calentador eléctrico y suspender la alimentación de agua al mismo.
2. Apagar el ventilador y cerrar las válvulas de suministro de aire presurizado.
3. Apagar el tablero de control.

**ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA**

CAPITULO 6

RESULTADOS EXPERIMENTALES

En las siguientes líneas se muestran y discuten los valores obtenidos durante la realización de la parte experimental, así como los resultados obtenidos de la simulación del cambiador de calor normal en Phoenics, para conocer la temperatura de pared y así evaluar el coeficiente de transferencia de calor del lecho al equipo. También se describen las principales ecuaciones empleadas para calcular parámetros tales como densidad del lecho, velocidad superficial o de fluidización y el coeficiente de transferencia de calor.

6.1 Experimentación

Los ensayos experimentales comprendieron tres series, en cada una de ellas se analizó una variable en particular, de esta forma se operó el combustor variando la densidad del lecho y la velocidad superficial o de fluidización. Para el caso de la temperatura su variación fue involuntaria, debido al calentamiento del aire en el ventilador que ocasionó un aumento en su temperatura, el rango en el que se ubicó fue entre 19 y 30 °C.

La metodología de medición de variables, consistió en realizar las lecturas una vez que el equipo alcanzó condiciones de operación estables, las mediciones se efectuaron cada 5 minutos durante una hora en promedio.

A partir de los datos experimentales se calcularon distintos parámetros. En las siguientes líneas se listan las ecuaciones empleadas para determinar la velocidad fluidización, el coeficiente de transferencia de calor y la densidad del lecho. El procedimiento de cálculo completo, así como la hoja de medición de variables se muestran en el Apéndice B.

◇ Velocidad superficial o de fluidización

La velocidad de fluidización está referida al flujo de aire que ingresa al lecho. El valor calculado corresponde a la zona ubicada después de la alimentación de aire secundario, ya que se calcula con el flujo total de aire, bajo estas consideraciones se tiene:

$$v = \frac{F_t \rho_{\text{aire}}}{A_{\text{lecho}}} \quad (6.1)$$

◇ Densidad del lecho

En un sistema de fluidización gas-sólido, la caída de presión representa el peso suspendido por el gas, de esta forma la caída de presión y la densidad pueden ser relacionadas como:

$$\rho_{\text{lecho}} = \frac{\Delta P_{\text{lecho}}}{g \Delta h} \quad (6.2)$$

◇ Coeficiente convectivo de transferencia de calor, del lecho a la superficie de intercambio térmico

El coeficiente de transferencia de calor puede ser determinado a partir del calor cedido por el agua, el área expuesta al intercambio térmico y la diferencia de temperaturas entre el lecho y la pared del equipo. Dado que la diferencia de temperaturas es pequeña, no se empleó la diferencia media logarítmica de temperaturas (Nag y Reddy, 1995).

$$h_e = \frac{Q \times 4.186}{A_s (T_p - T_l)} \quad (6.3)$$

Debido a que en la experimentación no fue posible medir la temperatura de pared, se emplearon correlaciones para determinar su valor (Apéndice B). A través de la simulación del intercambiador en Phoenics se confirmó dicho valor y se obtuvo la distribución de velocidades y temperatura en el equipo, esto se realizó únicamente para el cambiador de calor normal ya que el arreglo interno del cambiador de calor con tubos de cobre se desconoce.

El código numérico Phoenics simula el intercambiador de calor, dividiéndolo en celdas y resolviendo los nodos de dichas celdas a través de ecuaciones de volumen finito para tres dimensiones (x, y, z) (Vortex, 1994). Para realizar la simulación se suministró a Phoenics las condiciones de operación del cambiador (flujo de agua, temperatura de entrada y salida del agua), así como la geometría del equipo y material, definiendo bloques a los que se les especificó un flujo de calor por unidad de área; dicho parámetro se calculó a partir de la carga térmica obtenida experimentalmente, dividida entre el área del equipo expuesta a la transferencia de calor, el procedimiento de cálculo se reporta en el Apéndice B, de esta forma se tomaron los valores del experimento 1.4 y el flujo de calor por unidad de área fue de (2305.18 W/m²).

En la figura 6.1 se muestra la distribución de velocidades en el interior del cambiador de calor, obtenida a partir de la simulación realizada en Phoenics; como se puede apreciar, a la entrada del equipo existe cierto grado de recirculación, principalmente en la zona que une a los perfiles, dicha recirculación desaparece gradualmente conforme avanza el flujo hacia la mitad del equipo. En la parte inferior del cambiador (retorno) se presenta una gran turbulencia y a la salida del equipo se observa un flujo uniforme.

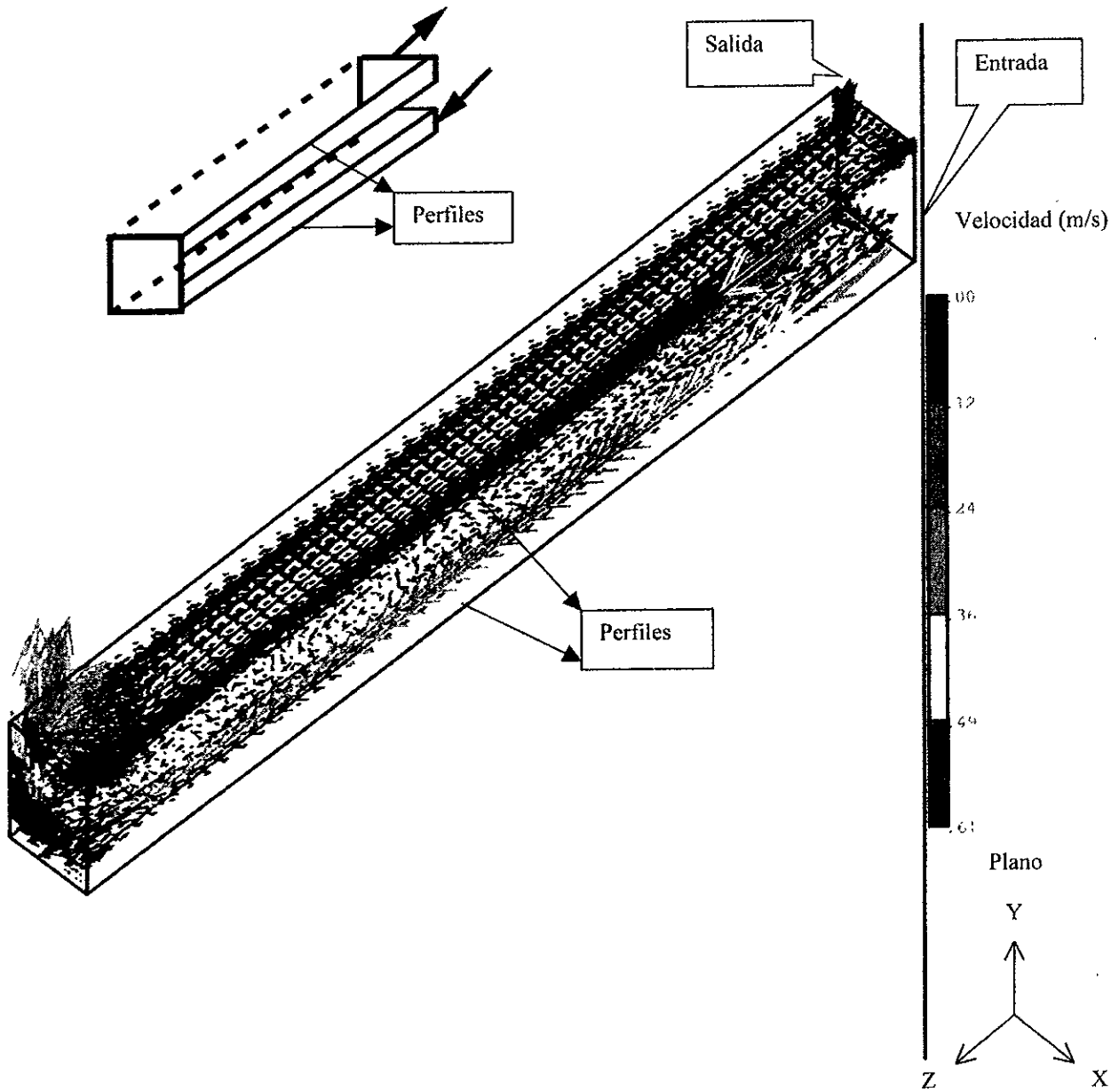


Figura 6.1 Distribución de Velocidades del Agua, en el Cambiador de Calor Normal.

La distribución de temperaturas, en la tapa donde se ubica la entrada y salida del agua, se muestra en la figura 6.2, en dicha figura se observa una disminución de la temperatura hacia los perfiles del equipo, mientras que en la placa común a la entrada y salida del agua, la temperatura es más elevada, esto permite deducir que la mayor parte de la transferencia de calor se realiza en los perfiles del equipo.

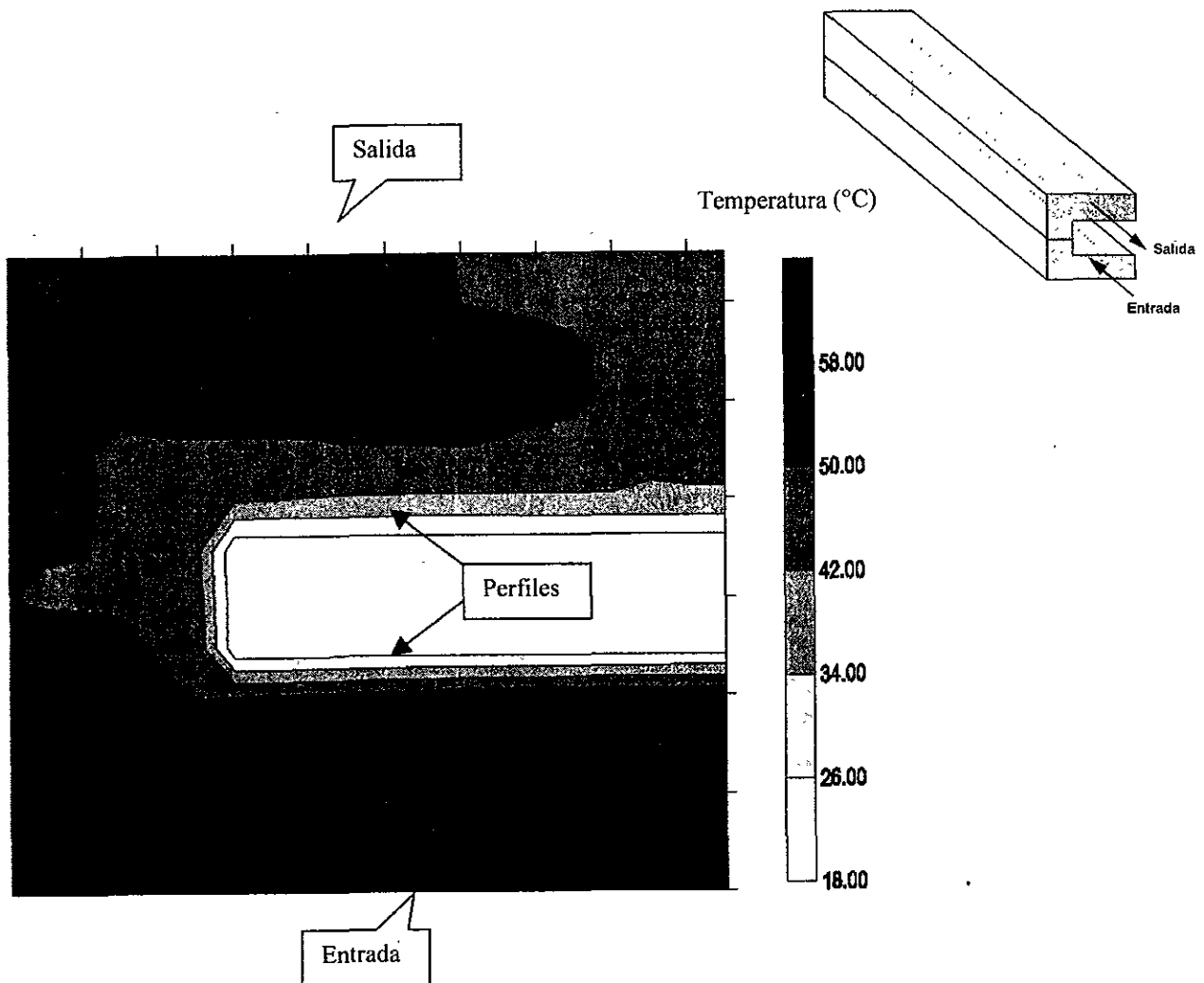


Figura 6.2 Distribución de Temperaturas en la Tapa Superior del Cambiador de Calor Normal.

En la figura 6.3 se muestra la distribución de temperaturas, a lo largo de la sección de entrada del agua al cambiador de calor, en la misma figura se observa que las temperaturas más bajas se ubican en el perfil del equipo, como se observó anteriormente en la figura 6.2.

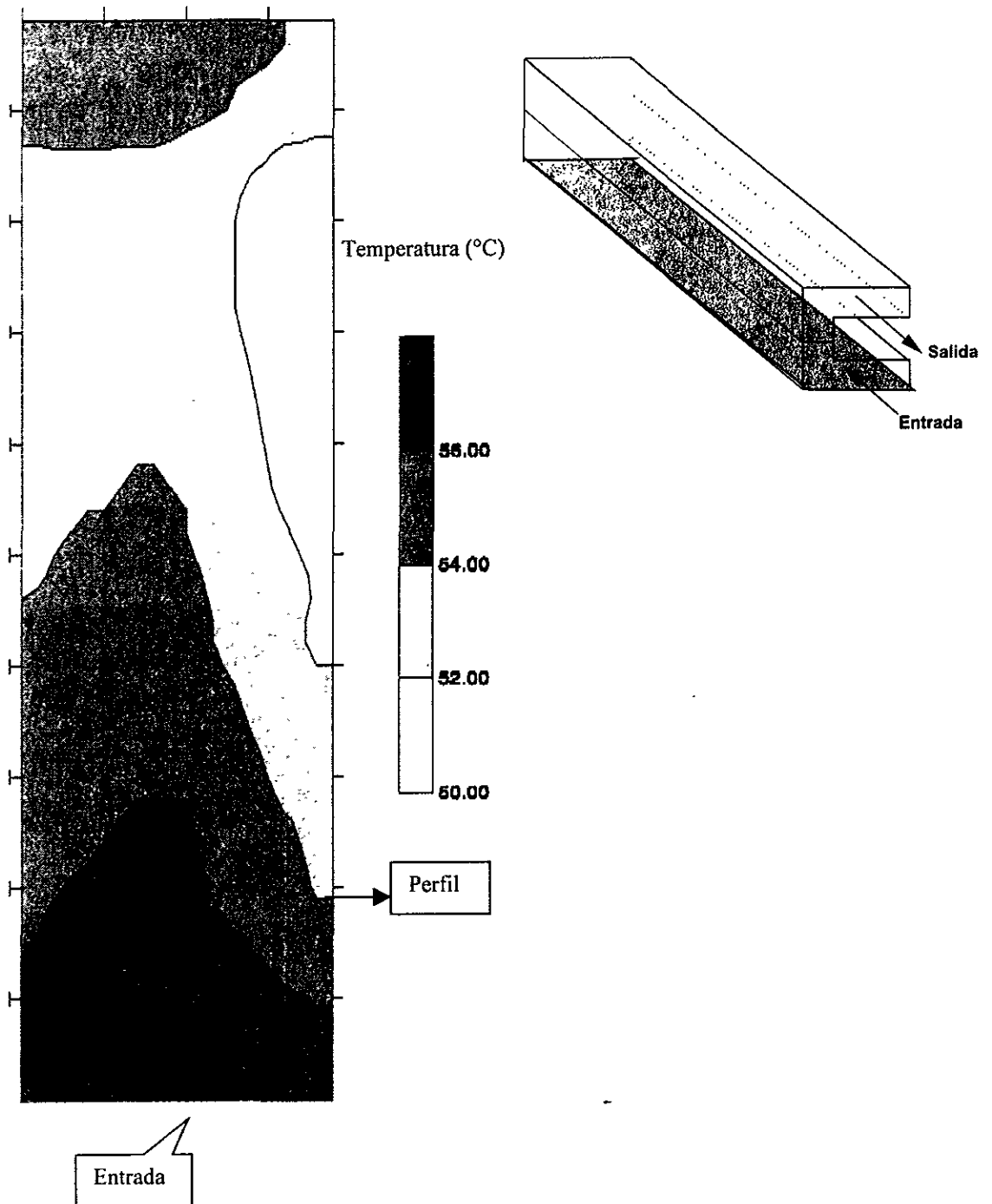


Figura 6.3 Distribución de Temperaturas a lo largo de la Entrada de Agua del Cambiador de Calor Normal.

La distribución de temperaturas a la salida del cambiador, se muestra en la figura 6.4, en ella se observa la misma tendencia que en la figura 6.3, presentando las temperaturas más bajas en la zona donde se ubica el perfil del equipo.

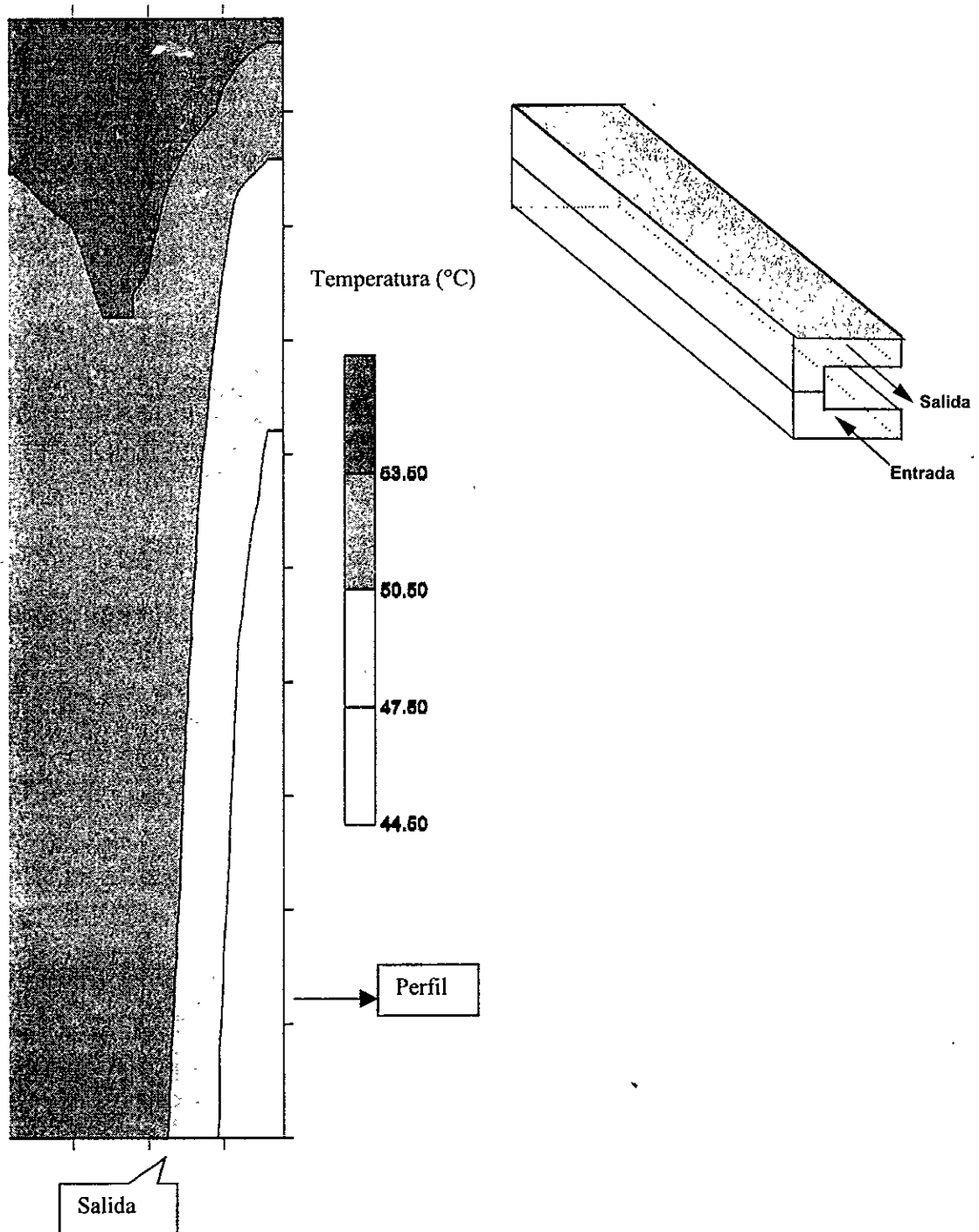


Figura 6.4 Distribución de Temperaturas en la sección de Salida del Cambiador de Calor Normal.

En la figura 6.5 se presenta la distribución de temperaturas a lo largo de la placa que une las secciones de entrada y salida del cambiador de calor normal, en dicha figura puede observarse que las temperaturas más bajas se ubican en la sección de salida del equipo.

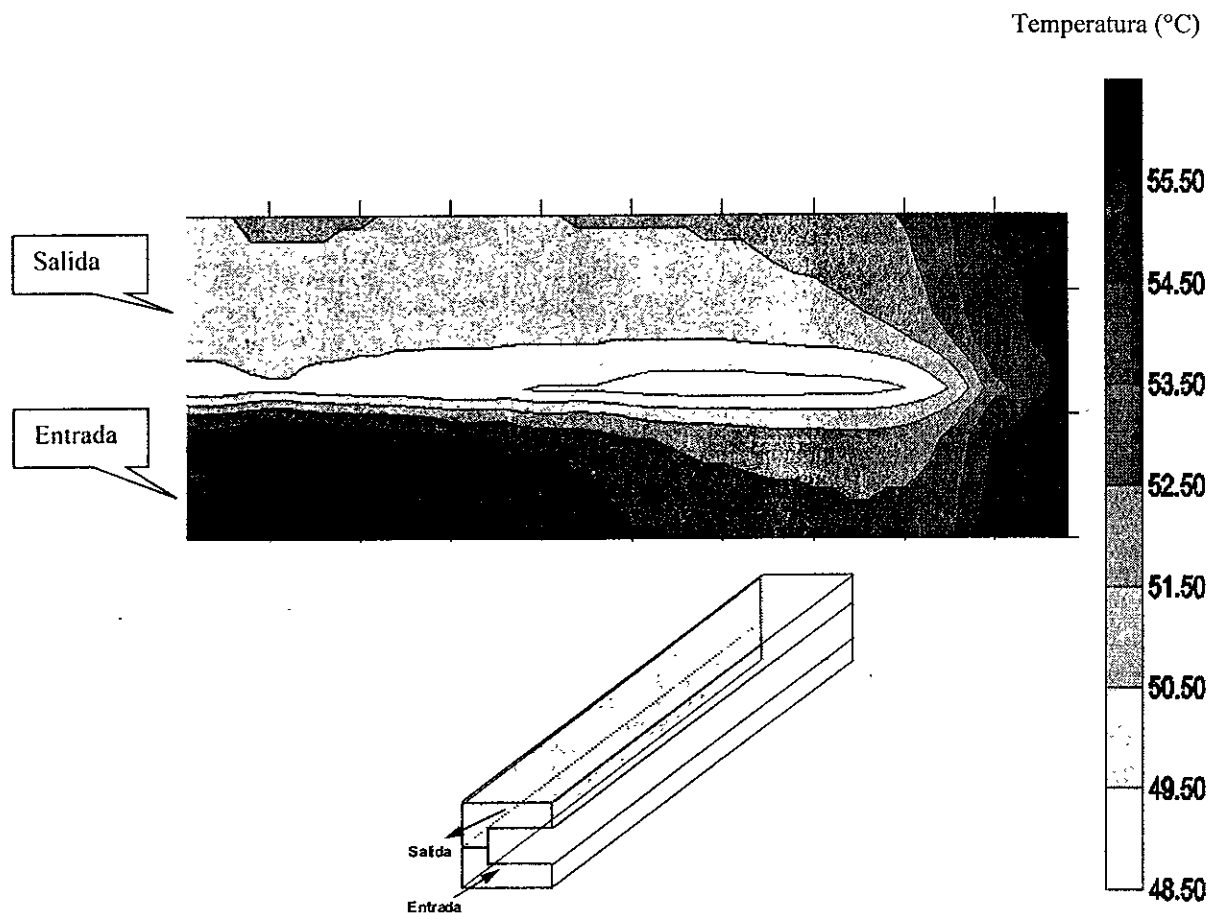


Figura 6.5 Distribución de Temperaturas en la Placa que une las Secciones de Entrada y Salida del Cambiador de Calor Normal.

En la figura 6.6 se muestra la distribución de temperatura en la cara interior del perfil donde entra el agua, a partir de dicha figura es posible observar que existe un rápido descenso en la temperatura, conforme avanza el fluido.

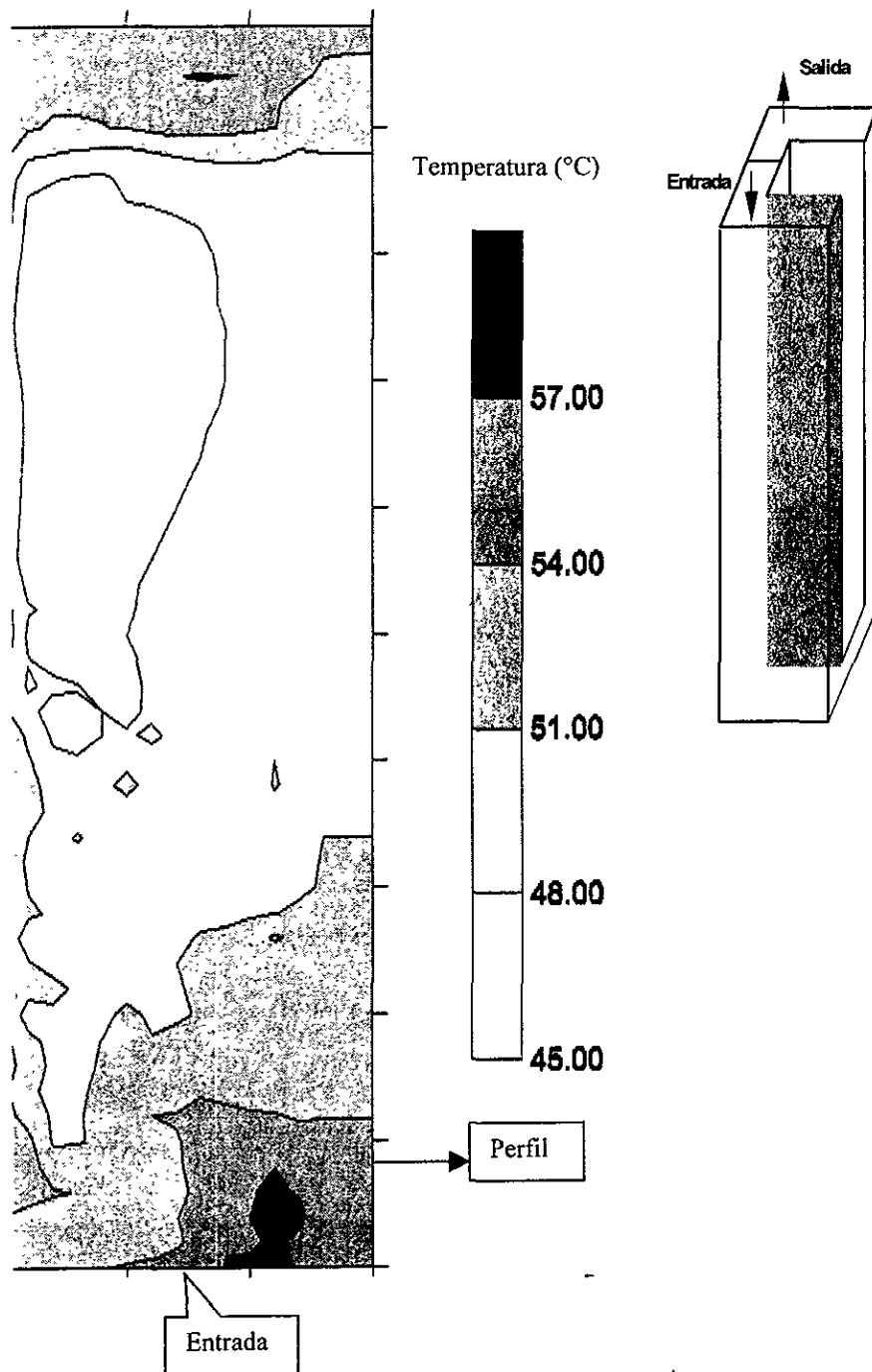


Figura 6.6 Distribución de Temperaturas en la Cara Interior del Perfil de Entrada del Agua.

En la figura 6.7 se presenta la distribución de temperatura en la cara interior del perfil donde sale el agua, en dicha figura se observa que la menor temperatura se ubica en la esquina superior del perfil.

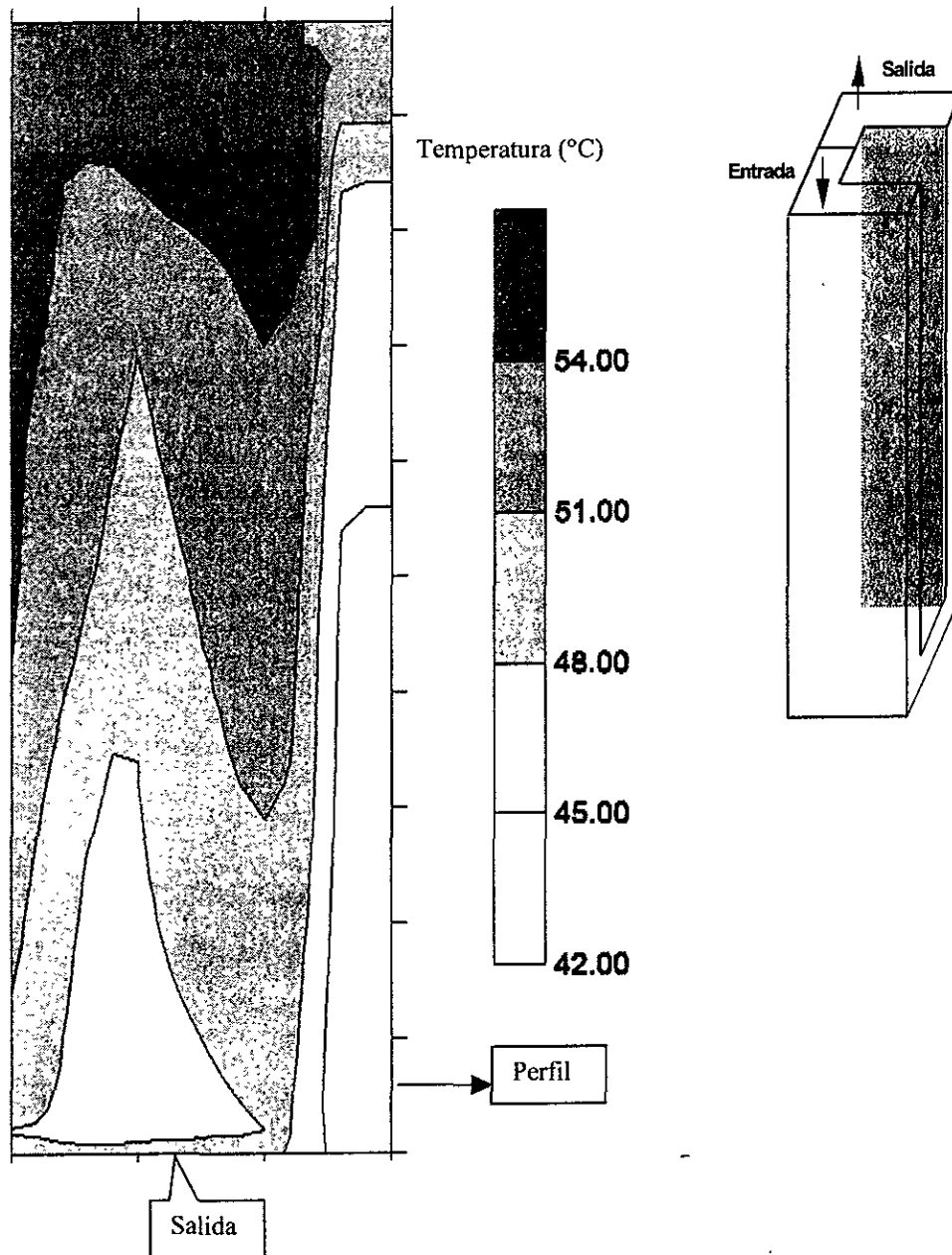


Figura 6.7 Distribución de Temperaturas en la Cara Interior del Perfil de Salida del Agua.

En la figura 6.8 se muestra la distribución de temperatura en la cara interior que une a los dos perfiles, en dicha figura se observa que la menor temperatura se presenta en la región central de la cara.

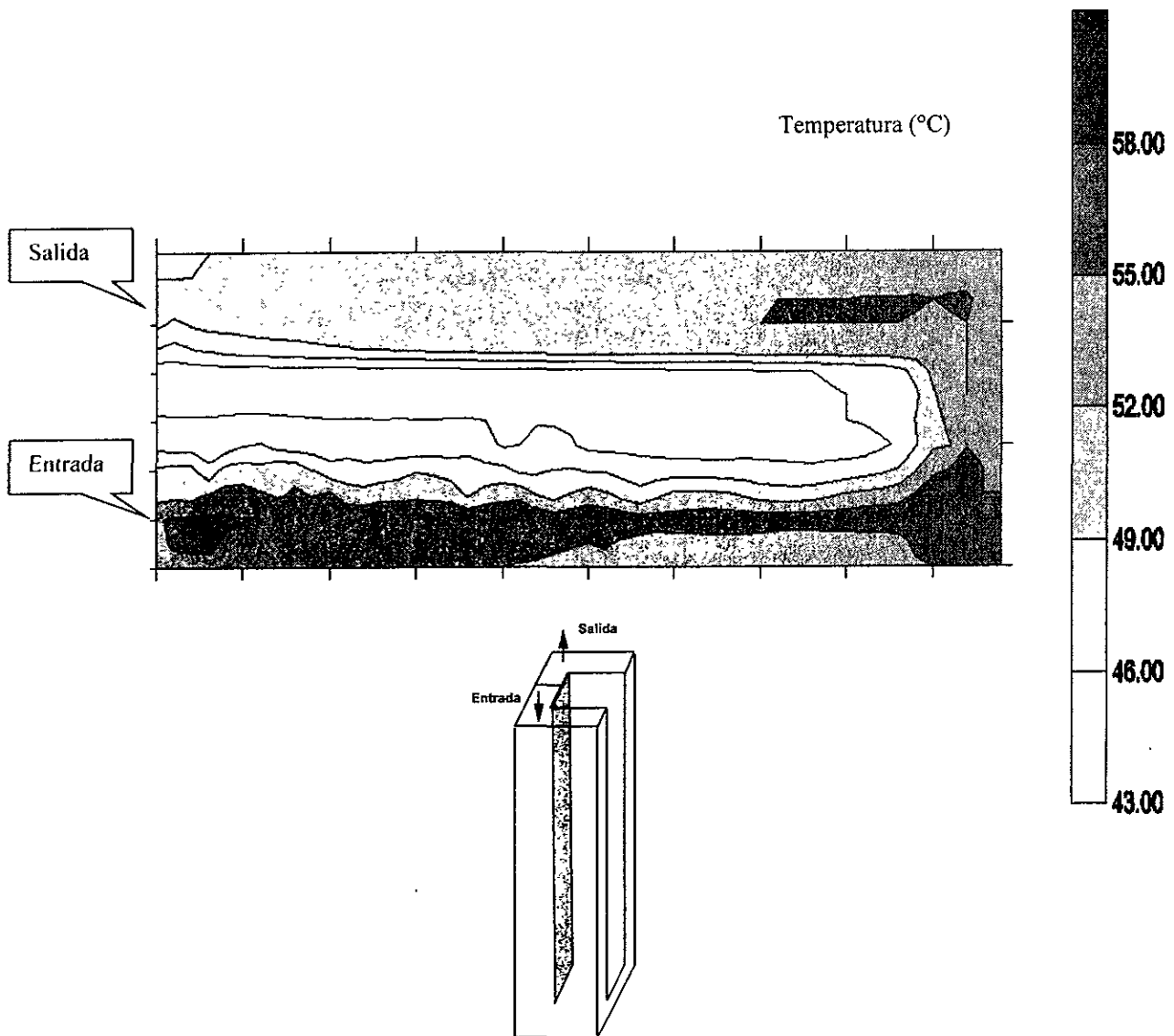


Figura 6.8 Distribución de Temperatura en la Cara Interior que Une a los Dos perfiles.

En la figura 6.9 se muestra la distribución de temperatura a lo largo de las esquinas de los perfiles del cambiador de calor, a partir de la misma figura se puede observar que la menor temperatura se ubica en la salida del agua.

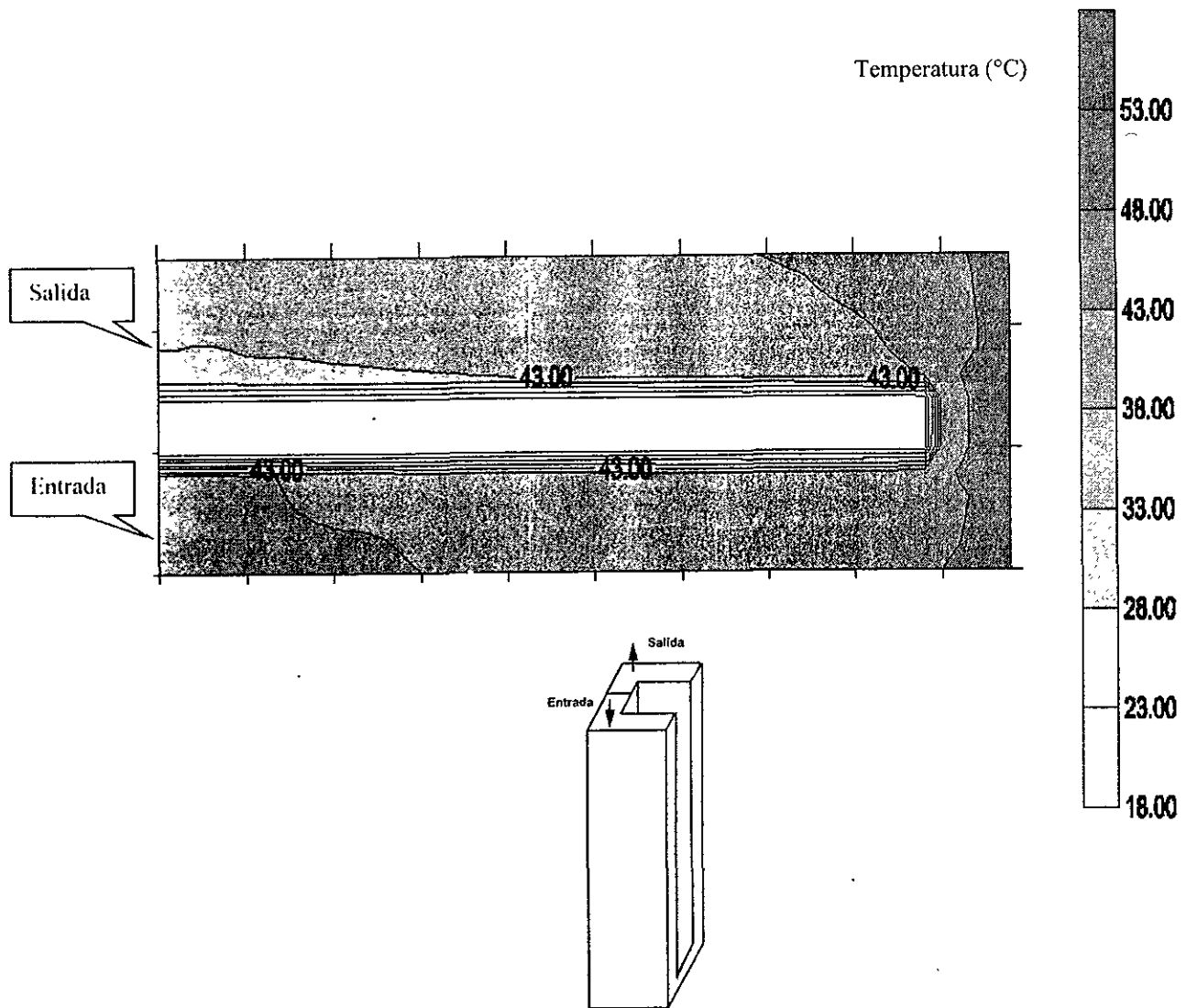


Figura 6.9 Distribución de Temperaturas a lo largo de las Esquinas de los Perfiles.

En la figura 6.10 se muestra la distribución de temperaturas en la tapa inferior del cambiador de calor normal, en ella se observa que las temperaturas más bajas se ubican en las zonas donde están los perfiles.

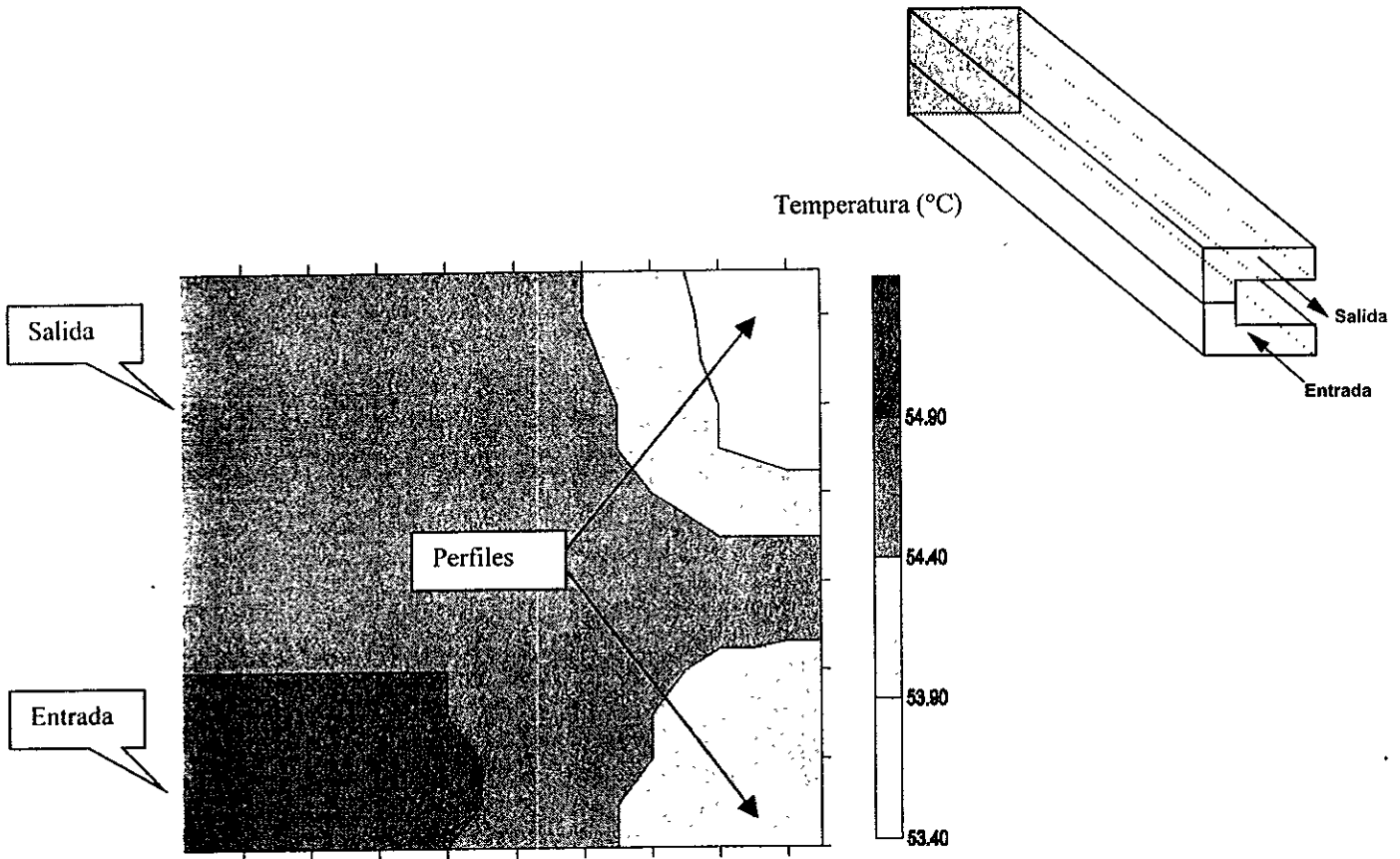


Figura 6.10 Distribución de Temperaturas en la Tapa Inferior del Cambiador de Calor Normal.

A partir de las distribuciones de temperatura, para las diferentes caras del equipo, se calculó la temperatura de pared promedio, ponderando la temperatura por unidad de área, es decir, se evaluó el área para una región de temperatura, se dividió entre el área total y el resultado se multiplicó por la temperatura promedio para esa región. A partir de la suma de estos valores se obtuvo la temperatura de pared promedio para una cara del equipo en particular.

La temperatura de pared promedio del equipo se calculó sumando las temperaturas de pared de todas las caras y dividiendo el valor entre el número de caras.

De esta manera se obtuvo una temperatura de pared promedio del equipo, para el experimento 1.1, de 49.99°C; este valor difiere en un 5.22% con respecto al calculado a partir de las correlaciones mostradas en el Apéndice B, que dan como resultado 52.65°C.

◊ Coeficiente global de transferencia de calor de las superficies de intercambio térmico (U)

El cálculo de la “U” se realizó a través de la siguiente ecuación:

$$U = \frac{Q}{A_s(T_a - T_l)} \quad (6.4)$$

◊ Coeficiente de transferencia de calor por radiación

Se calculó para el experimento 1.1, donde existe la mayor diferencia de temperaturas ($T_a=59.2^\circ\text{C}$ y $T_l=19.6^\circ\text{C}$), a partir de la ecuación mostrada en el Apéndice B:

$$h_r = \frac{q_r}{A_s * (T_a - T_l)} \quad (6.5)$$

Su valor se ubicó en 2.083 W/m² °C, por lo que se puede considerar despreciable la transferencia de calor por radiación.

Con el propósito de contrastar los valores obtenidos, se muestra en cada una de las gráficas experimentales, el coeficiente de transferencia de calor de los separadores de impacto, al operar el combustor únicamente con aire. En las siguientes líneas se presentan los resultados de las series experimentales:

6.2 Estudio del coeficiente de transferencia de calor en función de la temperatura del lecho

Para la serie experimental 1 se consideró como temperatura más representativa para el estudio a T_4 , pues en esta zona se encuentran las superficies de intercambio térmico. Los resultados promedio, obtenidos en la serie se muestran en el Apéndice C.

A partir de los resultados experimentales obtenidos, se observa un ligero incremento del coeficiente de transferencia de calor (global y del lecho a la superficie del cambiador) con respecto a la temperatura, como se ilustra en las figuras 6.11 y 6.12. El procedimiento de cálculo para ambos coeficientes se muestra en el Apéndice B.

Figura 6.11 Variación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor con la Temperatura del Lecho

Densidad promedio = 7.45 kg/m³ Velocidad promedio = 1.49 m/s

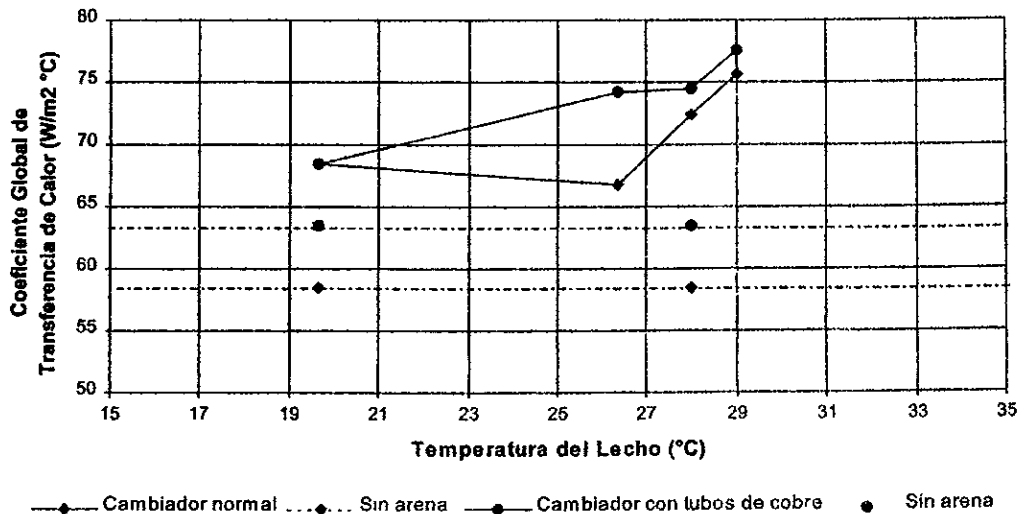
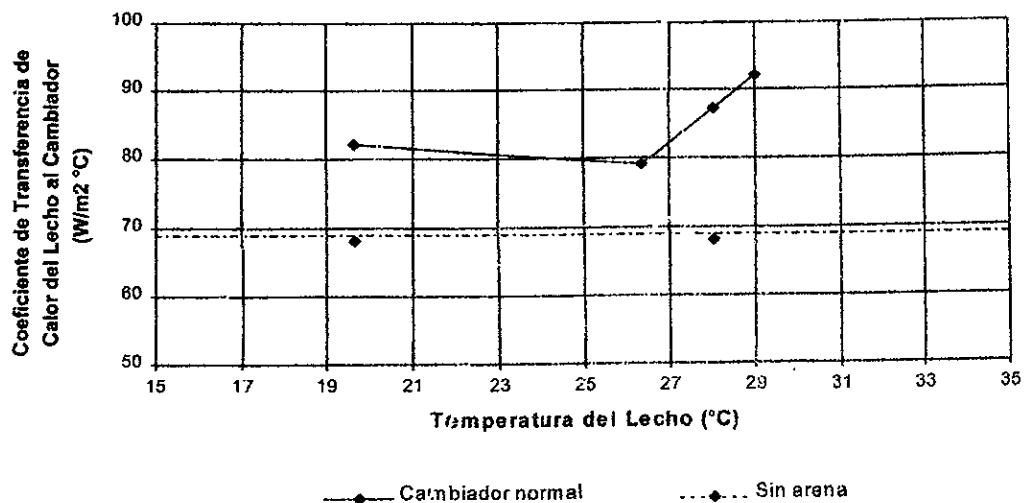


Figura 6.12 Variación del Coeficiente de Transferencia de Calor de Calor del Lecho al Cambiador con la Temperatura del Lecho

Densidad promedio = 7.45 kg/m³ Velocidad promedio = 1.49 m/s



6.3 Estudio del coeficiente de transferencia de calor en función de la densidad del lecho

Los resultados promedio, derivados de la serie experimental 2, se muestran en el Apéndice C.

Con base en los valores obtenidos durante la realización de la serie, se observa poca influencia de la densidad del lecho sobre ambos coeficientes de transferencia de calor (global y del lecho al cambiador), como se muestra en las figuras 6.13 y 6.14. El procedimiento de cálculo para ambos coeficientes se muestra en el Apéndice B.

Figura 6.13 Variación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor con la Densidad del Lecho

Temperatura promedio = 27.8°C Velocidad promedio = 1.42 m/s

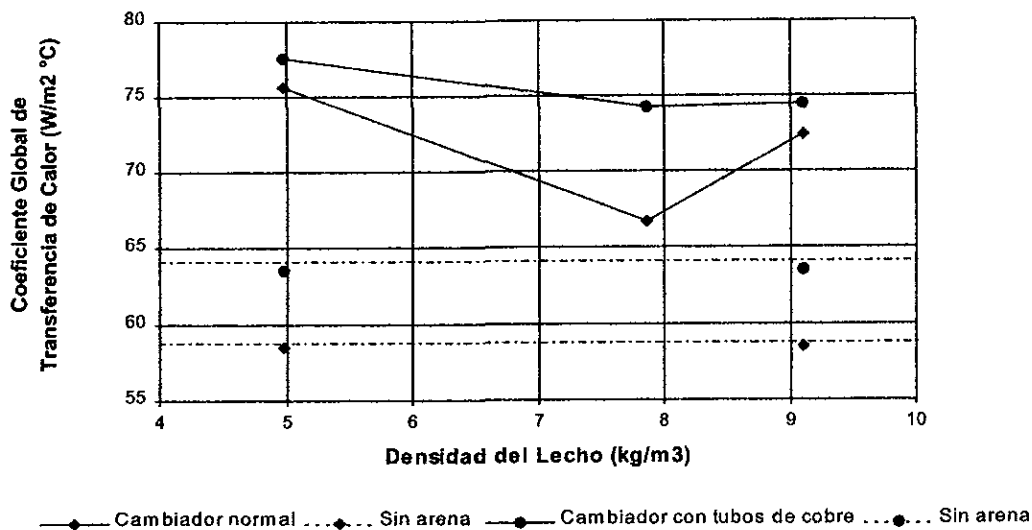
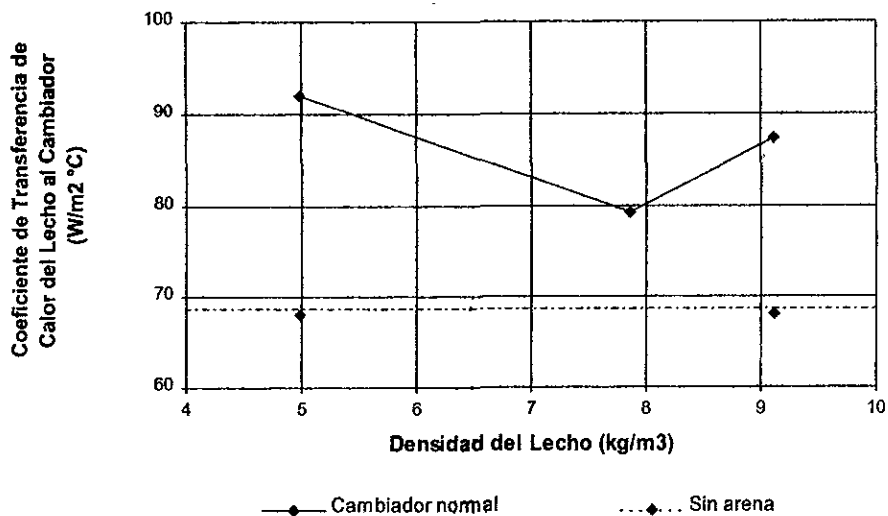


Figura 6.14 Variación del Coeficiente de Transferencia de Calor con la Densidad del Lecho

Temperatura promedio = 27.8°C Velocidad promedio = 1.42 m/s



6.4 Estudio del coeficiente de transferencia de calor en función de la velocidad de fluidización

Los resultados promedio, obtenidos en la serie experimental 3 se muestran en el Apéndice C.

Los valores experimentales generados en la serie, no permiten apreciar una tendencia clara de los coeficientes (global y del lecho al cambiador) con respecto a la velocidad de fluidización, como se observa en las figuras 6.15 y 6.16. El procedimiento de cálculo para ambos coeficientes se muestra en el Apéndice B.

Figura 6.15 Variación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor con la Velocidad de Fluidización

Temperatura promedio = 24.3°C Densidad promedio = 8.01 kg/m³

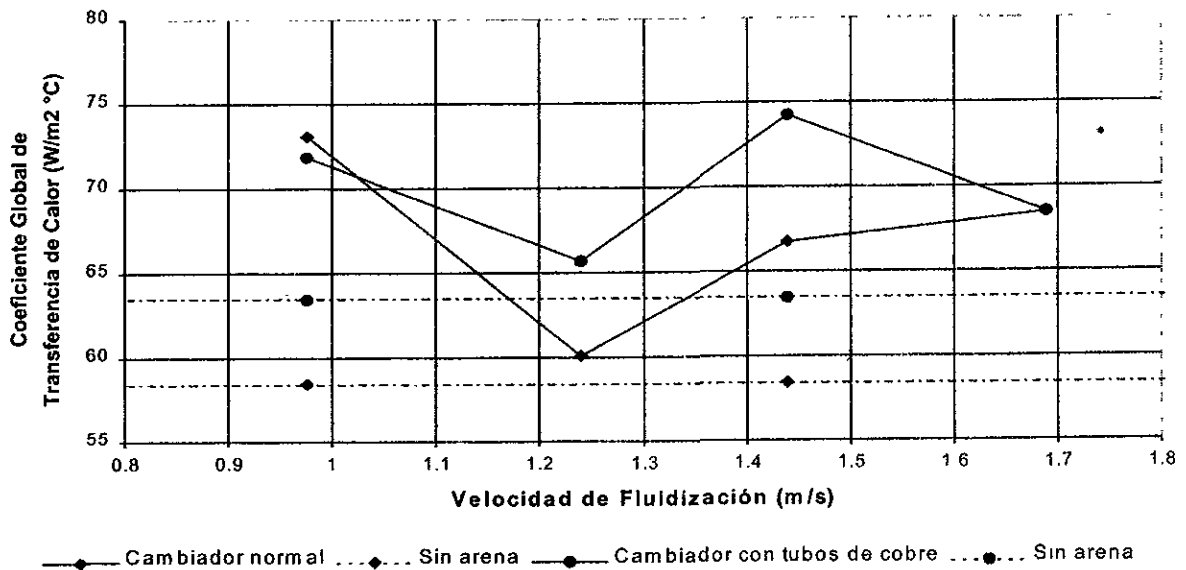
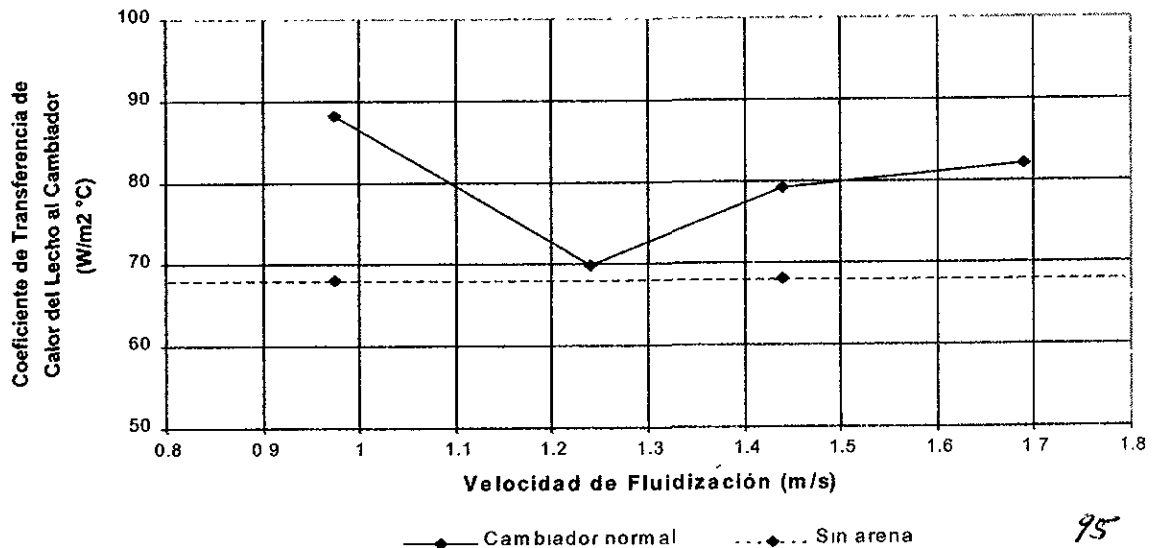


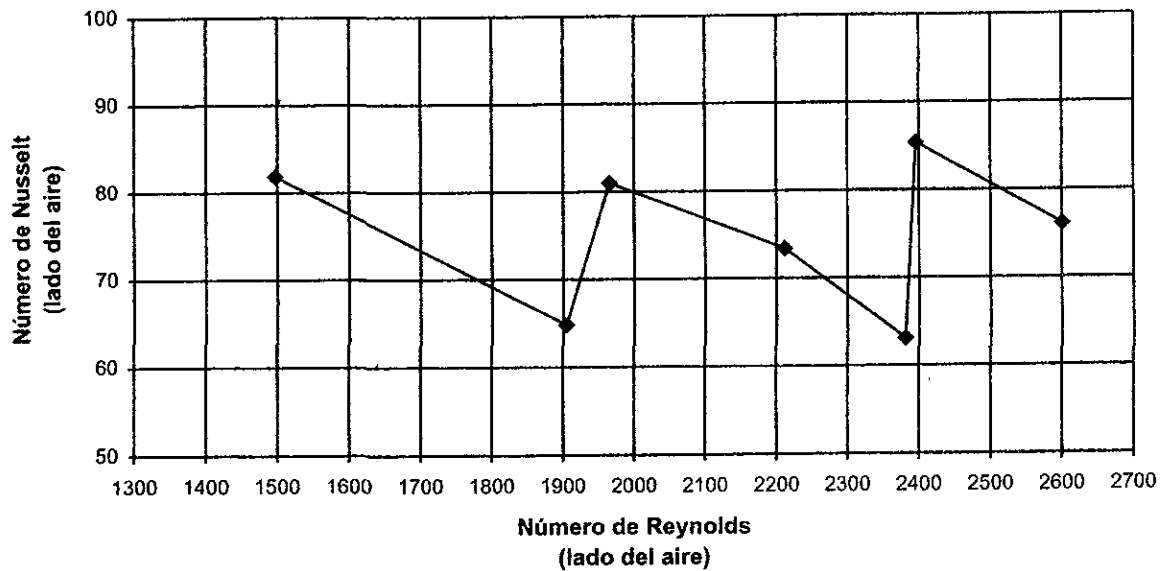
Figura 6.16 Variación del Coeficiente de Transferencia de Calor con la Velocidad de Fluidización

Temperatura promedio = 24.3°C Densidad promedio = 8.01 kg/m³



A partir de los coeficientes de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo, obtenidos para el cambiador de calor normal (Apéndice C) se generó la figura 6.17, donde se muestra el comportamiento del número de Nusselt en función del número de Reynolds, en el Apéndice B se reporta el procedimiento de cálculo.

**Figura 6.17 Variación del Número de Nusselt
con el Número de Reynolds
(Cambiador de Calor Normal)**



Como se observa en la misma figura, el número de Nusselt presenta poca dependencia con respecto al número de Reynolds, cabe señalar que estos valores no consideran la participación de la fase sólida sino únicamente la del aire, por lo que es muy probable que al involucrar dicha fase, a través de la concentración de sólidos, el comportamiento de la gráfica sea diferente.

6.5 Distribución del tamaño de partícula en la región de los separadores de impacto

Durante la experimentación se colocó una sonda en la región de los separadores de impacto, a través de ella fue posible obtener muestras de la arena en dicha región y conocer la distribución del tamaño de las partículas, como se muestra en la tabla 6.1.

Tabla 6.1

Granulometría de la Arena Sílica en la Zona de los Separadores de Impacto

| Número de tamiz | Apertura del tamiz (μm) | Peso de la muestra (g) | % retenido | d_p (μm) |
|-----------------|--------------------------------------|------------------------|------------|-------------------------|
| 60 | 250 | 8.8 | 11.92 | 29.8 |
| 70 | 212 | 18.9 | 25.6 | 54.3 |
| 80 | 180 | 22.3 | 30.21 | 54.4 |
| 100 | 150 | 14.6 | 19.78 | 29.7 |
| 120 | 125 | 5.5 | 7.45 | 9.3 |
| 140 | 104 | 1.7 | 2.30 | 2.4 |
| 170 | 89 | 0.7 | 0.948 | 0.84 |
| 200 | 74 | 0.7 | 0.948 | 0.7 |
| Tapa inferior | | 0.6 | 0.813 | - |
| | | Total = 73.8 | | |

Diámetro promedio de la partícula $d_p = 181.4 \mu\text{m}$

La evaluación de la granulometría de las partículas permite conocer el orden de magnitud del diámetro de partículas; este valor será de utilidad para futuras investigaciones sobre erosión en las superficies de intercambio térmico.

6.6 Discusión de los resultados

Distribución de velocidades y temperaturas en los intercambiadores de calor

El efecto de la recirculación a la entrada del equipo, figura 6.1, se manifiesta en la distribución de temperaturas de la figura 6.3, en ella se puede observar que en las regiones donde existe recirculación, la temperatura se ubica entre 56 y 54°C y en las zonas cercanas al perfil, donde se tiene un flujo uniforme, la temperatura desciende hasta 50°C.

A partir de las distribuciones de temperatura mostradas en las figuras 6.2 a 6.10, es posible observar que la mayor transferencia de calor se realiza en los perfiles del equipo.

Velocidad superficial o de fluidización

En cuanto al efecto de la velocidad de fluidización, sobre el coeficiente de transferencia de calor no es posible definir una tendencia clara. Sin embargo, de acuerdo con la literatura mencionada en la sección 2.5 y las figuras 6.15 y 6.16, su influencia sobre el coeficiente parece ser mínimo.

Cambiadores de calor

Estos equipos pueden ser analizados a partir de las figuras 6.11, 6.13 y 6.15, en dichas gráficas se observa que ambos cambiadores siguen un mismo comportamiento, ya que sus coeficientes globales de transferencia de calor presentan casi las mismas tendencias.

Los resultados obtenidos en este estudio, son un primer paso para el análisis del comportamiento del coeficiente convectivo de transferencia de calor (global y del lecho al cambiador), para separadores de impacto. Sin embargo, se estima que al realizar pruebas en caliente el coeficiente dependa más de la temperatura que de otros parámetros, tales como la densidad y velocidad de fluidización, también es probable que los separadores de impacto tengan coeficientes globales de transferencia de calor similares.

Cabe resaltar que los valores encontrados de "U" son alentadores, ya que en caso de existir problemas de erosión sería factible el empleo del cambiador con tubos de cobre, a reserva de estudiar su comportamiento en un lecho a alta temperatura, pues su coeficiente es del orden de magnitud que el del cambiador normal o incluso superior. Sin embargo, habría que considerar el aspecto económico, pues a pesar de tener un mayor coeficiente, su fabricación sería más costosa que la del cambiador normal.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Este trabajo ha sido dedicado al estudio del coeficiente de transferencia de calor en separadores de impacto inmersos en un lecho fluidizado circulante. Se presentó en un inicio una revisión bibliográfica sobre los aspectos más importantes de la hidrodinámica y la transferencia de calor en dichos equipos.

En una segunda etapa, se diseñó un programa para el cálculo térmico de calderas de lecho fluidizado circulante, obteniéndose desviaciones aceptables con relación a las plantas comerciales evaluadas. Cabe destacar que los valores obtenidos para la unidad Provence/Gardanne son alentadores, ya que es una de las plantas más recientes y la más grande del mundo.

Con el propósito de mejorar los resultados del programa, se recomienda introducir aspectos hidrodinámicos para el diseño de la caldera, en especial aquellos involucrados con el coeficiente de transferencia de calor y el cálculo de la altura, pues la operación y comportamiento de la caldera dependen principalmente de la hidrodinámica del lecho.

Los resultados experimentales obtenidos en las instalaciones del Laboratorio de Lechos Fluidizados de TUNS, han permitido observar que existe poca dependencia del coeficiente global de transferencia de calor con respecto a la densidad del lecho y la velocidad de fluidización.

De acuerdo con los valores obtenidos, es posible observar que los coeficientes globales de transferencia de calor permiten tener flexibilidad en la selección del tipo de cambiador, pues ambos cambiadores tienen coeficientes similares.

A partir de la distribución de temperaturas en el equipo, se observa que la mayor transferencia de calor se realiza en las zonas que comprenden a los perfiles del cambiador de calor, por lo que se recomienda incrementar la longitud de dichos perfiles para observar su efecto sobre el intercambio térmico.

Considerando que la transferencia de calor en los separadores de impacto, puede estar controlada por la radiación térmica y que el área expuesta en estos equipos es mayor que en los tubos de la pared, se recomienda ampliamente efectuar estudios en un lecho a alta temperatura.

De acuerdo con los objetivos propuestos, este estudio ha permitido comprender mejor el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor en separadores de impacto, considerando tres parámetros (temperatura, velocidad de fluidización y densidad del lecho). Se ha dado un primer paso importante en la caracterización de este tipo de intercambiadores, sin embargo, con los resultados obtenidos se observa la importancia de efectuar pruebas en un lecho caliente.

Con el fin de tener bases más sólidas para la selección de estos equipos se recomienda efectuar estudios de erosión, en este sentido, el valor del diámetro de partícula encontrado (181 μm), en la zona de los separadores de impacto, será de utilidad para dichos estudios.

Es aconsejable también añadir un ventilador de tiro inducido al combustor de lecho fluidizado, con el propósito de eliminar los problemas en la operación y mejorar la seguridad del equipo.

REFERENCIAS

- Abdulally, I. F. and D. Parham, (1989), "Design and Operating Experience of Foster Wheeler Circulating Fluidized Bed Boiler", in *Proc. 10th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, A. Manaker, ed. ASME, New York, pp. 279-287.
- Basu, P. and Nag, P. K., (1987), "An Investigation into Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds", *Int. J. Heat Transfer*, Vol. 30, No. 11, pp. 2399-2409.
- Basu, P. and P. Nag, P. K., (1996), "Heat Transfer to Walls of a Circulating Fluidized-Bed Furnace", *Chemical Engng. Sci.*, Vol. 51, No. 1, pp. 1-26.
- Basu, P. and Subbarao, D., (1986), "An Experimental Investigation of Burning Rate and Mass Transfer in Turbulent Fluidized Bed", *Combustion and Flame*, Vol. 66, pp. 261-269.
- Basu, P. and S. Fraser, (1991), Circulating Fluidized Bed Boiler, Design and Operation, Butterworths-Heinemann, USA
- Belin, Felix and Maryamchik, (1995), "CFB Combustor with Internal Solids Recirculation Pilot Testing and Design Application", *Proc. of the 13th Int. Conf. On Fluidized Bed Combustion*, Heinschel, K. J., ed. ASME, New York, pp 201-209.
- Bi, H., Z. Jin, Z. Yu and D. R. Bai, (1991), "An Investigation of Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed", in *Circulating Fluidized Bed Technology III*, P. Basu , M. Hasatani and M. Horio, eds., Pergamon Press, Oxford, pp. 233-238.
- Burnside, W., Marskell, W. G., and Miller, J. M., (1956), "The Influence of Superheater Metal Temperature on the Acid Dew-Point of Flue Gases", *J. Inst. Fuel*, 29, 261-269.
- Couturier, M., Doucette, B., et al., (1991), "Temperature, Gas Concentration and Solid Mass Flux Profiles within a Large Circulating Fluidized Bed Combustor", *Proc. of 11th Int. Conf. On FBC*, Vol. 1, pg. 107-114.
- Couturier, M., Steward, Frank R., et al., (1993), "Experimental Determination of Heat Transfer Coefficients in a 72MWt Circulating Fluidized Bed Boiler", *Proc. of 12th Int. Conf. On FBC*, Vol. 2, pg. 1215-1222.
- Cheng, Leming et al., (1995), "Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed And Its Modeling", in *Proc. 13th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion*, Kay J. Heinschel, ed., ASME, New York, pp. 487-497.

Díaz Rangel, Ricardo, (1996), "Estudio Experimental sobre la Combustión de Combustóleo en Lecho Fluidizado Circulante", Tesis de Licenciatura, Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México, D.F., México.

Fang, Mengxiang, Cen, Kefa, Wang, Qinhui, et al., (1996), "Performance of a 12MWe CFB Boiler for Gas and Steam Cogeneration", *Proc. of 5th Int. Conf. On CFB*, pg. 272-277.

Geldart, D., and Abrahamsen, A. R. (1981), *Chemical Engineering Progress Symp. Ser. 77* (205),160

Grace, J. R., (1986), "Contacting Modes and Behaviour Classification of Gas-Solid and Other Two-Phase Suspensions", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 64, Num. 3, pp. 353-363

Grace, J. R., (1986), "Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed", *Circulating Fluidized Bed Technology I*, ed. P. Basu, Pergamon Press, pp. 63-81.

Holamn, J. P., (1976), Heat Transfer, Sixth Edition , Mc Graw Hill.

Jaud, P., Jacquet, L., et al., (1995), "The Provence 250 Mwe Unit: The Largest CFB Boiler Ready for Operation", *Proc. of 13th Int. Conf. On FBC*, Vol. 2, pg. 721-728.

Jestin. L., P. Meyer, G. Schmitt and J. X. Morin, (1992), "Heat Transfer in a 125 MWe CFB Boiler", *Fluidization VII*, eds. O. E. Potter and D. J. Nicklin, Engineering Foundation, pp. 849-856.

Jibeswar, Talukdar, (1995), "Coal Combustion in a CFB", Ph. D. Thesis, Technical University of Nova Scotia, Halifax, Canada.

Jibeswar, Talukdar, (1997), "Testing of Inertia Heat Exchangers in a CFB Pilot Plant", Internal Progress Report No. H/T-CFB-TUNS-001, CFB Laboratory, DalTech, Dalhousie University, Halifax, Nova Scotia.

Kullendroff, A.; S. Herstad and C. Anderson, (1988), "Emission Control by Combustion in Circulating Fluidized Bed - Operating Experiences", *Circulating Fluidized Bed Technology II*, Eds. P. Basu and J. F. Large, Pergamon Press, pp. 445-453.

Li, J., Y. Tung and M. Kwauk, (1988), "Energy Transport and Regime Transition in Particle-Fluid Two Phase Flow", in *Circulating Fluidized Bed Technology II*, P. Basu and J. F. Large eds., Pergamon Press, Oxford, pp. 75-88.

Lucat, P., Morin, J-X., Guilleux, E., (1993), "Development of Very Large CFB Boilers for Power Stations", *4th Int. Conference on CFB*, pg. 201-208.

Martin, H., (1984), "Heat Transfer Between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surfaces of Immersed Heat Exchanger Elements", *Chemical Engineering Process*, Vol. 18, pp. 21-33.

Mills, A. E., (1994), Transferencia de Calor, Ed. Irwin

Molodtsov, Y. and Muzyka, D. W., (1989), "General Probabilistic Multiphase Flow Equations for Analyzing Gas-Solid Mixtures", *International Journal of Engineering Fluid Mechanics*, 2 (1), pp. 1-24.

Nag, P. K. and Reddy, B. V., (1995), "Some Investigations on Heat Transfer in a Hot Circulating Fluidized Bed", *Proc. of 13th Int. Conf. On FBC*, Vol. 2, pg. 1327-1335.

Ngo, Thuong Van, (1991), "Heat Transfer to Fins in Circulating Fluidized Beds", Master of Applied Science Thesis, Technical University of Nova Scotia, Halifax, Canada.

Riley, Kevan, Cleve, Karl & Tanca, Mike, (1995), "Large CFB Power Plant Design and Operation Experience Texas - New Mexico Power Company 150 MWe (Net) CFB Power Plant", *Proc. of 13th Int. Conf. On FBC*, Vol. 2, pg. 1501-1504.

Rhodes, M. J. and Geldart, D., (1987), "A Model for the Circulating Fluidized Bed", *Powder Technology*, 53, pp. 155-162.

Schaub, G.; R. Reimert and J. Albrecht, (1989), "Investigation of Emissions Rates from Large Scale CFB Combustion Plant", 10th International Conference on FBC, ed. A. M. Manaker, ASME, pp. 685-691.

Semedard, J. C., Lucat, P., Rolling, J. P., (1991), "Status of the Stein Industrie 125 MWe Emile Huchet CFB Boiler", *Proc. of 11th Int. Conf. On FBC*, Vol. 1, pg. 147-150.

Tsuboi, H. and T. Iwasaki, (1988), "Coal Combustion in Circulating Fluidized Bed", CFB Technology II, Eds. P. Basu and J. F. Large, Pergamon Press, pp. 327-334.

Vortex de México, (1994), "Lecture Notes For An Introductory Course on Phoenixics"

Yong, C.; P. Basu; K. Cen, (1994), "A Simplified Technique for Measurement of Sorbent Reactivity for Use in Circulating Fluidized Bed Combustors", *Fuel*, Vol. 73, No. 1, pp. 117-122.

APÉNDICE A

A-I

Listado de la programación en Visual Basic de cada ventana, para el combustible

Ventanas de suministro de datos:

1) Tipo de combustible

```
Private Sub Command1_Click()
```

```
    If carbon.Value = True Then  
        Unload combustible  
        composicioncarbon.Show  
    End If
```

```
    If combustoleo.Value = True Then  
        Unload combustible  
        compcombustoleo.Show  
    End If
```

```
    If gas.Value = True Then  
        Unload combustible  
        compgasn.Show  
    End If
```

```
    If diesel.Value = True Then  
        Unload combustible  
        compdiesel.Show  
    End If
```

```
End Sub
```

2) Composición del combustóleo

```
Private Sub Command1_Click()
```

```
    MsgBox ("El porcentaje de ceniza volante es del orden del 10% del total de la  
    ceniza."), vbInformation, "Información sobre el porcentaje de ceniza volante."  
End Sub
```

```
Private Sub Command2_Click()
```

```
    If IsNumeric(humedad.Text) And Val(humedad.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(carbon.Text) And Val(carbon.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(hidrogeno.Text) And Val(hidrogeno.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(nitrogeno.Text) And Val(nitrogeno.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(azufre.Text) And Val(azufre.Text) <> 0 And IsNumeric(oxigeno.Text)  
    And Val(oxigeno.Text) <> 0 And IsNumeric(cenizas.Text) And Val(cenizas.Text)  
    <> 0 And IsNumeric(pcal.Text) And Val(pcal.Text) <> 0 Then  
        suma = Val(humedad.Text) + Val(carbon.Text) + Val(hidrogeno.Text) +  
        Val(nitrogeno.Text) + Val(azufre.Text) + Val(oxigeno.Text) + Val(cenizas.Text)  
        If suma > 102 Or suma < 90 Then  
            MsgBox ("Revisar los valores suministrados en la composición, no suma  
            100%."), vbExclamation, "Mensaje."  
        Else  
            Visible = False  
            cdatos.Show  
        End If  
    Else  
        MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation, "Mensaje."  
    End If
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command5_Click()
```

```
    Visible = False  
    cinformacion.Show  
End Sub
```

3) Condiciones Térmicas de Diseño

```
Private Sub Command1_Click()
```

```
    If IsNumeric(termica.Text) And Val(termica.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(tsalgases.Text) And Val(tsalgases.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(retencion.Text) And Val(retencion.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(relacion.Text) And Val(relacion.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(tsalcenizas.Text) And (tsalcenizas.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(eficiencia.Text) And Val(eficiencia.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(exceso.Text) And Val(exceso.Text) <> 0 And IsNumeric(tlecho.Text)  
    And Val(tlecho.Text) <> 0 And IsNumeric(qevaporador) And  
    Val(qevaporador.Text) <> 0 Then
```

```
    Visible = False
```

```
    cdatos2!tem.Caption = Val(tsalgases.Text) & "°C"
```

```
    cgeometria!tao.Caption = Val(tlecho.Text) & "°C"
```

```
    cdatos2.Show
```

```
Else
```

```
    MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation,  
    "Mensaje."
```

```
End If
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command2_Click()
```

```
    MsgBox ("El rango de temperatura de los lechos fluidizados se ubica entre 700 y  
    900°C. Cabe resaltar, que la selección de la temperatura del lecho influirá de manera  
    directa sobre el comportamiento del aditivo con el SO2, en este sentido y de acuerdo  
    con los resultados que se reportan en la literatura, la temperatura óptima para la  
    máxima retención de SO2 se encuentra en el rango de 800 a 850°C. En cuanto a los  
    óxidos de nitrógeno, su formación es despreciable a temperaturas inferiores a  
    1000°C."), vbInformation, "Información sobre la temperatura del lecho."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command3_Click()
```

```
    MsgBox ("El porcentaje de retención de azufre se encuentra en el rango de entre  
    el 80 y 90%."), vbInformation, "Información sobre la retención de azufre."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command4_Click()
```

```
    MsgBox ("Para una retención de azufre ubicada entre 80 y 90%, los lechos fluidizados circulantes emplean una relación Ca/S en el rango de 1 a 1.5"), vbInformation, "Información sobre la relación Ca/S."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command5_Click()
```

```
    MsgBox ("Los lechos fluidizados circulantes pueden operar con eficiencias de combustión de entre 95 y 99%. Cantos de combustión."), vbInformation, "Información sobre la eficiencia de combustión."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command6_Click()
```

```
    Visible = False  
    compcombustoleo.Show
```

```
End Sub
```

4) Condiciones del Vapor y Relación Aire Primario/Aire Estequiométrico

```
Private Sub Command1_Click()
```

```
    If IsNumeric(tsalvapor.Text) And Val(tsalvapor.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(hvapsat.Text) And Val(hvapsat.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(psalvapor.Text) And Val(psalvapor.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(tsatvapor.Text) And Val(tsatvapor.Text) <> 0 And IsNumeric(apas.Text)  
    And Val(apas.Text) <> 0 Then
```

```
        If Val(hvapsat.Text) < 84 Then
```

```
            MsgBox ("Revisar el valor de la entalpia suministrada."), vbExclamation,  
            "Mensaje."
```

```
        Else
```

```
            Visible = False
```

```
            caditivo.Show
```

```
        End If
```

```
    Else
```

```
        MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation, "Mensaje."
```

```
    End If
```

```
End Sub
```

```

Private Sub Command2_Click()
    MsgBox ("Las relaciones más comúnmente empleadas por tres fabricantes
son las siguientes Diseñador A menor a 0.6; Diseñador B menor a 0.55 y
Diseñador C entre 0.64 y 0.82."), vbInformation, "Información sobre la relación
aire primario/aire estequiométrico."
End Sub

```

```

Private Sub Command3_Click()
    Visible = False
    cdatos.Show
End Sub

```

5) Aditivo

```

Private Sub Command1_Click()
    Visible = False
    cdatos2.Show
End Sub

```

```

Private Sub Command2_Click()
    If IsNumeric(haditivo.Text) And Val(haditivo.Text) <> 0 And
IsNumeric(ccalcio.Text) And Val(ccalcio.Text) <> 0 And
IsNumeric(cmagnesio.Text) And Val(cmagnesio.Text) <> 0 And
IsNumeric(inertes.Text) And Val(inertes.Text) <> 0 Then
        sumad = Val(ccalcio.Text) + Val(cmagnesio.Text) + Val(inertes.Text)
        If sumad > 102 Or sumad < 95 Then
            MsgBox ("Revisar los valores suministrados de la composición, no suma
100%."), vbExclamation, "Mensaje."
        Else
            MsgBox ("Listo para efectuar los cálculos."), , "Mensaje."
        Visible = False
    End If
End Sub

```

```

Rem aire seco teorico
mdair = 11.53 * Val(compcombustoleo!carbon.Text) / 100 + 34.34 *
(Val(compcombustoleo!hidrogeno.Text) / 100 -
Val(compcombustoleo!oxigeno.Text) / 800) + 4.34 *
Val(compcombustoleo!azufre.Text) / 100 + 2.17 *
Val(compcombustoleo!azufre.Text) / 100
Rem aire teorico seco total
mdairs = mdair * (1 + (Val(cdatos!exceso.Text) / 100))
Rem aire total humedo
mdairh = mdairs * 1.013
Rem aire primario
airep = (Val(cdatos2!apas.Text) / 100) * mdair
Rem aire primario humedo
aireph = airep * 1.013
Rem cantidad de aditivo requerido
lqad = Val(cdatos!relacion.Text) * (Val(compcombustoleo!azufre.Text) /
(0.32 * Val(caditivo!ccalcio.Text)))
Rem gases de combustion producidos
gcomb = mdairh - 0.2315 * mdair + 3.66 *
(Val(compcombustoleo!carbon.Text) / 100) + 9 *
(Val(compcombustoleo!hidrogeno.Text) / 100) +
(Val(compcombustoleo!humedad.Text) / 100) + lqad * (Val(haditivo.Text) / 100) +
(Val(compcombustoleo!nitrogeno.Text) / 100) +
(Val(compcombustoleo!oxigeno.Text) / 100) + 2.5 *
(Val(compcombustoleo!azufre.Text) / 100) * (1 - (Val(cdatos!retencion.Text) /
100)) + 1.375 * (Val(compcombustoleo!azufre.Text) / 100) *
Val(cdatos!relacion.Text) * (1 + ((Val(cmagnesio.Text) / 100) / (Val(ccalcio.Text) /
100)))
Rem solidos producidos (CaSO4, CaO, MgO e inertes)
lwd = (136 * Val(compcombustoleo!azufre) / 3200) *
(Val(cdatos!retencion.Text) / 100) + 56 * ((lqad * (Val(ccalcio.Text) / 100) / 100) -
((Val(compcombustoleo!azufre.Text) / 100) * (Val(cdatos!retencion.Text) / 100)) /
32) + (40 * lqad * (Val(cmagnesio.Text) / 100) / 84) + lqad * Val(inertes.Text) /
100
Rem desechos solidos producidos totales (incluyendo cenizas)
wad = lwd + (Val(compcombustoleo!cenizas.Text) / 100) + (1 -
(Val(cdatos!eficiencia.Text) / 100))

```

```

cestequiometria!aires.Text = Format(mdair, "###.## ")
cestequiometria!airest.Text = Format(mdairs, "###.## ")
cestequiometria!airth.Text = Format(mdairh, "###.## ")
cestequiometria!caliza.Text = Format(lqad, "###.## ")
cestequiometria!gases.Text = Format(gcomb, "###.## ")
cestequiometria!ap.Text = Format(airep, "###.## ")
cestequiometria!aph.Text = Format(aireph, "###.## ")
cestequiometria!solidos.Text = Format(wad, "###.## ")

```

```

Rem calculo de la entalpia del agua
  entalpia = 4.186 * 20
Rem perdidas
Rem cociente delta h / hhv combustoleo
  cociente = (Val(cdatos2!hvapsat.Text) - entalpia) /
(Val(compcombustoleo!pcal.Text))
Rem humedad en el aditivo
  pha = Val(cestequiometria!caliza.Text) * (Val(haditivo.Text) / 100) *
cociente * 100
Rem humedad combustible
  phc = (Val(compcombustoleo!humedad.Text) / 100) * cociente * 100
Rem calcinacion calcio
  phca = ((Val(ccalcio.Text) / 100) * Val(cestequiometria!caliza.Text) * 1830
* 100) / Val(compcombustoleo!pcal.Text)
Rem calcinacion magnesio
  phmg = ((Val(cmagnesio.Text) / 100) * Val(cestequiometria!caliza.Text) *
1183 * 100) / Val(compcombustoleo!pcal.Text)
Rem sulfatacion
  psulf = (Val(cdatos!retencion) / 100) * (Val(compcombustoleo!azufre.Text)
/ 100) * 15141 * 100 / Val(compcombustoleo!pcal.Text)
Rem gases combustion
  pgc = (Val(cestequiometria!gases.Text) * 1.03 * (Val(cdatos!tsalgases.Text)
- 20)) * 100 / Val(compcombustoleo!pcal.Text)
Rem humedad hidrogeno
  phhid = 9 * Val(compcombustoleo!hidrogeno.Text) *
(Val(cdatos2!hvapsat.Text) - entalpia) / Val(compcombustoleo!pcal.Text)
Rem humedad aire
  phaire = (0.013 * Val(cestequiometria!aires.Text) * (1 +
(Val(cdatos!exceso.Text) / 100)) * (Val(cdatos2!hvapsat.Text) - entalpia)) * 100 /
Val(compcombustoleo!pcal.Text)
Rem cenizas
  pcen = (Val(cestequiometria!solidos.Text) * 0.2 * 4.186 *
Val(cdatos!tsalcenizas.Text) * 100) / Val(compcombustoleo!pcal.Text)

```

```

cbalance!phaditivo.Text = Format(pha, "#,###.#### ")
cbalance!phcombustible.Text = Format(phc, "#,###.#### ")
cbalance!pcalcio.Text = Format(phca, "#,###.#### ")
cbalance!pmagnesio.Text = Format(phmg, "#,###.#### ")
cbalance!sulfatacion.Text = Format(psulf, "#,###.#### ")
cbalance!pgases.Text = Format(pgc, "#,###.#### ")
cbalance!hhumedad.Text = Format(phhid, "#,###.#### ")
cbalance!haire.Text = Format(phaire, "#,###.#### ")
cbalance!pceniza.Text = Format(pcen, "#,###.#### ")

```

```

        cestequiometria.Show
    End If
Else
    MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation,
    "Mensaje."
End If

End Sub

```

Ventanas de Resultados:

1) Cálculos estequimétricos

```

Private Sub Command1_Click()
    MsgBox ("Se calcula multiplicando la relación aire primario/aire
estequiométrico por el valor del aire estequiométrico seco."), vbInformation,
    "Información sobre el cálculo del aire primario."
End Sub

```

```

Private Sub Command2_Click()
    MsgBox ("El valor corresponde al aire estequiométrico (aire necesario para
que en la combustión no existan remanentes ni de combustible ni de oxígeno) más
el exceso de aire, sin contemplar la humedad."), vbInformation, "Información sobre
el aire estequiométrico seco total."
End Sub

```

```

Private Sub Command3_Click()
    MsgBox ("Para calcular el aire húmedo se considera la humedad del aire en
condiciones estándar, 0.013 kg agua/kg aire."), vbInformation, "Información sobre
el cálculo de aire húmedo."
End Sub

```

```

Private Sub Command4_Click()
    MsgBox ("El valor contempla sólidos como las cenizas del combustóleo, el
sulfato de calcio, óxido de calcio y magnesio, así como inertes."), vbInformation,
    "Información sobre el cálculo de los desechos sólidos."
End Sub

```

```

Private Sub Command5_Click()
    Visible = False
    cbalance.Show

```

```

End Sub

```



```
Private Sub Command6_Click()
```

```
    MsgBox ("El valor contempla humedad del aire, del combustible, agua formada por la combustión, nitrógeno del combustible y del aire (incluyendo el exceso), así como gases de combustión derivados del combustible y de la calcinación del aditivo."), vbInformation, "Información sobre los gases de combustión."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command7_Click()
```

```
    Visible = False
```

```
    caditivo.Show
```

```
End Sub
```

2) Balance Térmico (pérdidas)

```
Private Sub Command1_Click()
```

```
    MsgBox ("Los ventiladores de un lecho fluidizado desarrollan elevadas cabezas y una parte de su energía se transforma en calor debido a la fricción; su contribución es del orden del 1% de la energía liberada en el combustor."), vbInformation, "Información sobre la contribución del ventilador de tiro forzado."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command2_Click()
```

```
    MsgBox ("Las pérdidas de calor a través de la superficie externa de los combustores de lecho fluidizado, es ligeramente mayor a la de las calderas de carbón pulverizado y se encuentran en el rango de 0.2 y 0.5 % de la energía liberada en el combustor."), vbInformation, "Información sobre las pérdidas por radiación y convección."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command3_Click()
```

```
    If IsNumeric(radiacion.Text) And Val(radiacion.Text) <> 0 And IsNumeric(ventilador.Text) And Val(ventilador.Text) <> 0 Then
```

```
        perdidas = Val(phaditivo.Text) + Val(phcombustible.Text) + Val(pcalcio.Text) + Val(pmagnesio.Text) + Val(pgases.Text) + Val(hhumedad.Text) + Val(haire.Text) + Val(radiacion.Text) + Val(pceniza.Text) - (Val(sulfatacion.Text) + Val(ventilador.Text))
```

```

    If perdidas < 0 Then
        MsgBox ("Revisar los valores suministrados, la suma de las pérdidas
da un número negativo."), vbExclamation, "Mensaje."
    Else

        resultado.Text = Format(perdidas, " #,###.#### ")

        Rem carga termica a suministrar
        qt = Val(cdatos!termica.Text) / ((1 - (perdidas) / 100))
        Rem flujo combustible
        fcomb = qt * 1000 / Val(compcombustoleo!pcal.Text)
        Rem flujo de aire
        faire = Val(cestequiometria!airth) * fcomb
        Rem aire primario
        fap = Val(cestequiometria!aph.Text) * fcomb
        Rem aire secundario
        fasec = faire - fap
        Rem flujo aditivo
        fad = Val(cestequiometria!caliza.Text) * fcomb
        Rem ceniza del combustoleo
        cencomb = (Val(compcombustoleo!cenizas.Text) / 100) * fcomb
        Rem ceniza total
        cent = Val(cestequiometria!solidos.Text) * fcomb
        Rem gases de combustion
        fgas = Val(cestequiometria!gases.Text) * fcomb

        cbalance2!cargats.Text = Format(qt, " ##,###.#### ")
        cbalance2!flujocomb.Text = Format(fcomb, " #,###.## ")
        cbalance2!flujoaire.Text = Format(faire, " #,###.## ")
        cbalance2!flujoadit.Text = Format(fad, " #,###.## ")
        cbalance2!flujosol.Text = Format(cent, " #,###.## ")
        cbalance2!flujoairep.Text = Format(fap, " #,###.## ")
        cbalance2!fas.Text = Format(fasec, " #,###.## ")
        cbalance2!flujogc.Text = Format(fgas, " #,###.## ")
        cbalance2!combcenizas.Text = Format(cencomb, " #,###.## ")
    End If

Else
    MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation,
"Mensaje."
End If

End Sub

```

```
Private Sub Command4_Click()  
    Visible = False  
    cbalance2.Show
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command5_Click()  
    Visible = False  
    cestequiometria.Show  
End Sub
```

3) Balance Térmico (energía a suministrar, flujo de combustible, aire, etc.)

```
Private Sub Command1_Click()  
    MsgBox ("El valor contempla sólidos como las cenizas del combustóleo, el  
sulfato de calcio, óxido de calcio y magnesio, así como inertes."), vbInformation,  
"Información sobre el cálculo de los desechos sólidos."  
End Sub
```

```
Private Sub Command2_Click()  
    MsgBox ("Se calcula a partir de la suma de las pérdidas y con la capacidad  
térmica de diseño."), vbInformation, "Información sobre el cálculo de la carga  
térmica a suministrar."  
End Sub
```

```
Private Sub Command3_Click()  
    Visible = False  
    cgeometria.Show  
End Sub
```

```
Private Sub Command5_Click()  
    Visible = False  
    cbalance.Show  
End Sub
```

4) Geometría del Combustor

```
Private Sub Command1_Click()  
    If IsNumeric(calorarea.Text) And Val(calorarea.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(densidad.Text) And Val(densidad.Text) <> 0 And  
    IsNumeric(residencia.Text) And Val(residencia.Text) <> 0 Then  
        Rem calculo del area superior  
        asr = Val(cbalance2!cargats.Text) / Val(calorarea.Text)  
        Rem calculo de la velocidad de fluidizacion  
        vf = Val(cbalance2!flujogc.Text) / (Val(densidad.Text) * asr)  
        Rem calculo del area inferior requerida para mantener la misma velocidad de  
        fluidizacion  
        ainreq = (Val(cbalance2!flujoairep.Text) / Val(cbalance2!flujoaire.Text))  
    * asr  
        Rem calculo del ancho del combustor  
        anchoc = Sqr(asr / 2)  
  
        Rem ancho del combustor cuando excede los 8 metros  
        If anchoc > 8 Then  
            If IsNumeric(calorarea.Text) And Val(calorarea.Text) <> 0 And  
            IsNumeric(densidad.Text) And Val(densidad.Text) <> 0 And  
            IsNumeric(residencia.Text) And Val(residencia.Text) <> 0 And  
            IsNumeric(ancho.Text) And Val(ancho.Text) <> 0 Then  
  
                Rem calculo de la longitud  
                longit = asr / Val(ancho.Text)  
                Rem velocidad maxima de fluidzacion  
                vm = 1.5 * vf  
                Rem calculo altura  
                alturacom = Val(residencia.Text) * vm  
  
                areasup.Text = Format(asr, "###.##")  
                velocidad.Text = Format(vf, "###.##")  
                areainf.Text = Format(ainreq, "###.##")  
                largo.Text = Format(longit, "###.##")  
                velmax.Text = Format(vm, "###.##")  
                alturac.Text = Format(alturacom, "###.##")  
            Else  
                ancho.Text = Format(anchoc, "###.##")  
            End If  
        End If  
    End If  
End Sub
```

MsgBox ("El programa calculó un ancho mayor a 8 metros; considerando que las unidades comerciales de lecho fluidizado circulante por lo general no exceden de 8 metros de ancho, como se muestra en la tabla del calor liberado por unidad de área, se recomienda suministrar un valor menor a 8 metros en la celda correspondiente al ancho del combustor, o bien continuar los cálculos con el valor encontrado; en ambos casos pulsar el botón evaluar."), vbInformation, "Información sobre el ancho de las unidades comerciales de lecho fluidizado."

```
End If
Else
Rem calculo de la longitud
longi = asr / anchoc
Rem velocidad maxima de fluidizacion
velm = 1.5 * vf
Rem calculo de la altura
altu = Val(residencia.Text) * velm

ancho.Text = Format(anchoc, " #,###.## ")
areasup.Text = Format(asr, " #,###.## ")
velocidad.Text = Format(vf, " #,###.## ")
areainf.Text = Format(ainreq, " #,###.## ")
largo.Text = Format(longi, " #,###.## ")
velmax.Text = Format(velm, " #,###.## ")
alturac.Text = Format(altu, " #,###.## ")
End If
Else
MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation, "Mensaje."
End If
cesq!an.Caption = Val(ancho.Text) & " m"
cesq!lon.Caption = Val(largo.Text) & " m"
cesq!areat.Caption = (areasup.Text) & " m2"
End Sub

Private Sub Command2_Click()
ctabla.Show
End Sub

Private Sub Command3_Click()
MsgBox ("El tiempo de residencia para la retención del azufre depende de la reactividad del aditivo y se encuentra en el rango de 2 a 5 segundos."), vbInformation, "Información sobre el tiempo de residencia para la retención del azufre."
End Sub
```

```
Private Sub Command4_Click()
```

```
    Visible = False
```

```
    cobservacion.Show
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command5_Click()
```

```
    MsgBox ("Para el cálculo, se asume que la velocidad en el centro del  
combustor podría exceder a la velocidad promedio (velocidad de fluidización  
referida a los gases) por un 50%."), vbInformation, "Información sobre el cálculo de  
la velocidad máxima en el centro."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command6_Click()
```

```
    Visible = False
```

```
    cbalance2.Show
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command7_Click()
```

```
    MsgBox ("Si no se dispone del dato, como una aproximación, se puede  
evaluar la densidad del aire a la temperatura de operación del lecho y suministrar  
dicho valor."), vbInformation, "Información sobre la densidad de los gases de  
combustión."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command8_Click()
```

```
    MsgBox ("Dado que el flujo de aire, en la parte inferior del combustor, es  
menor al de la región superior, se requiere ajustar su valor para mantener la misma  
velocidad de fluidización. Para ello se divide el flujo de aire primario entre el flujo  
total de aire, y el cociente se multiplica por el área superior."), vbInformation,  
"Información sobre el área inferior del lecho."
```

```
End Sub
```

5) Altura del Combustor necesaria para mantener la Temperatura de Operación

```
Private Sub Command1_Click()
```

```
    MsgBox ("Se calcula a partir del coeficiente de transferencia de calor, la carga  
    térmica del evaporador, la temperatura de operación del lecho y la temperatura de la  
    pared."), vbInformation, "Información sobre el cálculo del área requerida por el  
    evaporador."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command10_Click()
```

```
    End
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command11_Click()
```

```
    Visible = False
```

```
    Unload culturaf
```

```
    Unload cgeometria
```

```
    compcombustoleo.Show
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command12_Click()
```

```
    Visible = False
```

```
    cesq2.Show
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command2_Click()
```

```
    MsgBox ("El coeficiente de transferencia de calor para lechos fluidizados  
    circulantes se encuentra en el rango de 130 a 200 W/m2 K."), vbInformation,  
    "Información sobre el coeficiente de transferencia de calor para lechos fluidizados  
    circulantes."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command3_Click()
```

```
    MsgBox ("Se calcula a partir de la temperatura de saturación más 25°C."),  
    vbInformation, "Información sobre el cálculo de la temperatura de pared."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command4_Click()
```

```
    Visible = False
```

```
    cproyectada.Show
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command5_Click()
```

```
    MsgBox ("Se calcula dividiendo el área requerida por el evaporador, entre la relación de longitudes (longitud actual/longitud proyectada). Esta área es la suma del área transversal del lecho más el área longitudinal"), vbInformation, "Información sobre el cálculo del área proyectada requerida."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command6_Click()
```

```
    MsgBox ("Se calcula restando área proyectada requerida menos el área de la sección transversal. Se considera un 30% de áreas abiertas en la sección transversal, por lo que a dicha resta se le adiciona 0.3 por el área transversal."), vbInformation, "Información sobre el cálculo del área longitudinal requerida."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command7_Click()
```

```
    MsgBox ("Se calcula dividiendo área longitudinal entre dos veces la suma de la longitud y ancho del combustor. La altura calculada es después de la zona donde se encuentra el refractario, este nuevo valor de la altura es el que debe considerarse para el diseño del combustor."), vbInformation, "Información sobre el cálculo de la altura requerida."
```

```
End Sub
```

```
Private Sub Command8_Click()
```

```
    If IsNumeric(coeficiente.Text) And Val(coeficiente.Text) <> 0 And IsNumeric(diametro.Text) And Val(diametro.Text) <> 0 And IsNumeric(pitch.Text) And Val(pitch.Text) <> 0 Then
```

```
        Rem temperatura de pared del tubo
```

```
        tpt = 25 + Val(cdatos!tsatvapor.Text)
```

```
        Rem area requerida por el evaporador
```

```
        arevap = (Val(cdatos!qevaporador) * 1000) / ((Val(coeficiente) / 1000) * (Val(cdatos!lecho) - tpt))
```

```
        Rem claro entre tubos
```

```
        clarotub = Val(pitch.Text) - Val(diametro.Text)
```

```
        Rem longitud actual
```

```
        lact = (3.1416 * Val(diametro.Text) / 2) + clarotub
```

```
        Rem longitud proyectada
```

```
        lproy = Val(diametro.Text) + clarotub
```

```
        Rem relacion de longitudes
```

```
        rellon = lact / lproy
```

```
        Rem area proyectada requerida
```

```
        apr = arevap / rellon
```

```
        Rem area de la seccion cuadrada
```

```
        arsc = Val(cgeometria!ancho.Text) * Val(cgeometria!largo.Text)
```

```
        Rem area pared requerida, considerando espacio abiertos
```

```
        apar = apr - arsc + 0.3 * arsc
```



```
Rem altura requerida
alreq = apar / (2 * (Val(cgeometria!ancho.Text) +
Val(cgeometria!largo.Text)))
```

```
tpared.Text = Format(tpt, "###.## ")
areaevap.Text = Format(arevap, "###.## ")
relacionl.Text = Format(rellon, "###.## ")
areap.Text = Format(apr, "###.## ")
asect.Text = Format(arsc, "###.## ")
alr.Text = Format(apar, "###.## ")
altreq.Text = Format(alreq, "###.## ")
```

```
Else
MsgBox ("Sólo acepta números, excepto el cero."), vbExclamation, "Mensaje."
End If
cesq!al.Caption = (altreq.Text) & " m"
cesq!areal.Caption = (alr.Text) & " m2"
End Sub
```

```
Private Sub Command9_Click()
Unload calturaaf
Unload cesq
Unload cgeometria
Unload cbalance2
Unload cbalance
Unload cestequiometria
Unload caditivo
Unload cdatos2
Unload cdatos
Unload compcombustoleo
combustible.Show
End Sub
```

A-II

Unidades Comerciales de Lecho Fluidizado Circulante Evaluadas por el Programa.

Unidad: Provence/Gardanne

País: Francia

Inicio de Operación: 1995

Características:

| | |
|---------------------|----------------------|
| Capacidad | 250 MWe |
| Flujo de vapor | 700 ton/h |
| Condiciones vapor | 565°C y 16.3 MPa |
| Eficiencia planta | 38.8% (LHV) |
| Eficiencia caldera | 95.3% (HHV) |
| Combustible | Residuos mina carbón |
| Composición: | |
| Carbón | 42% |
| Humedad | 15% |
| Nitrógeno | 1% |
| Azufre | 4% |
| Ceniza | 33% |
| HHV | 15565 kJ/kg |
| LHV | 14775 kJ/kg |
| T gases chimenea | 145°C |
| Relación Ca/S | 1.5 a 2.5 |
| Retención de S | Mínimo 97% |
| T lecho | 870°C |
| Altura paredes agua | 25.6 m |
| Sección transversal | 11 m X 17.2 m |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| Relación Ca/S | 2 |
| T salida cenizas | 220°C |
| Eficiencia combustión | 98% |
| Exceso de aire | 20% |
| Relación AP/AE | 78% |
| Aditivo: | |
| Humedad | 7.1% |
| Calcio | 90% base seca |
| Magnesio | 9% base seca |
| Inertes | 1% base seca |
| Q/m ² | 3.51 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3.5 segundos |
| Coefficiente | 230 W/m ² K |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

Unidad: TNP

País: Estados Unidos

Inicio de Operación: 1990

Características:

| | |
|-----------------------|-------------------|
| Capacidad | 150 MWe |
| Flujo de vapor | 499 ton/h |
| Condiciones vapor | 540°C y 12.41 MPa |
| Eficiencia caldera | 83.3% (HHV) |
| Eficiencia combustión | 99.9% |
| Combustible | Lignito y coque |
| Composición: | |
| Carbón | 49% |
| Humedad | 33% |
| Azufre | 1% |
| Ceniza | 17% |
| HHV | 15582 kJ/kg |
| Relación Ca/S | 1.4 a 2.1 |
| Altura | 30.5 m |
| Sección transversal | 10.2 m X 12.3 m |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Eficiencia planta | 33% |
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| Relación Ca/S | 2 |
| T gases chimenea | 143°C |
| T cenizas | 220°C |
| T lecho | 860°C |
| Retención de azufre | 90% |
| Exceso de aire | 20% |
| Relación AP/AE | 78% |
| Aditivo: | |
| Humedad | 7.1% |
| Calcio | 90% base seca |
| Magnesio | 9% base seca |
| Inertes | 1% base seca |
| Q/m ² | 3.51 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3.5 segundos |
| Coefficiente | 160 W/m ² K |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

Unidad: Emile Huchet

País: Francia

Inicio de Operación: 1991

Características:

| | |
|---------------------|-------------------------|
| Capacidad | 125 MWe |
| Flujo de vapor | 367 ton/h |
| Condiciones vapor | 545°C y 13.4 MPa |
| Eficiencia caldera | 89.8% |
| T agua alimentación | 242°C |
| Combustible | Residuos mina carbón |
| Composición: | |
| Carbón | 65.17% |
| Humedad | 8% |
| Azufre | 1.827% |
| Ceniza | 25% |
| HHV | 22556 kJ/kg |
| Relación Ca/S | 1.8 |
| Retención de azufre | 95% |
| T lecho | 850°C |
| Altura | 33 m |
| Sección transversal | 8.6 m X 11 m |
| Coefficiente | 105 W/m ² °C |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| T cenizas | 220°C |
| Eficiencia combustión | 98% |
| Exceso de aire | 20% |
| Relación AP/AE | 78% |
| Aditivo: | |
| Humedad | 7.1% |
| Calcio | 90% base seca |
| Magnesio | 9% base seca |
| Inertes | 1% base seca |
| Q/m ² | 3.51 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3.5 segundos |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

Unidad: Chatam

País: Canadá

Inicio de Operación: 1986

Características:

| | |
|---------------------|-------------------------|
| Capacidad | 72 MWt |
| Flujo de vapor | 95 ton/h |
| Condiciones vapor | 482°C y 62.05 Mpa |
| Retención de azufre | 90% |
| T lecho | 850°C |
| Relación Ca/S | 2.5 |
| Combustible | Carbón |
| Composición: | |
| Carbón | 60% |
| Humedad | 5% |
| Azufre | 8% |
| Ceniza | 21% |
| Nitrógeno | 0.7% |
| Oxígeno | 1% |
| Hidrógeno | 4.3% |
| HHV | 25900 kJ/kg |
| Aditivo: | |
| Carbonato calcio | 94% |
| Carbonato magnesio | 2% |
| Inertes | 0.3% |
| Altura | 11.2 m |
| Sección transversal | 3.96 m X 3.96 m |
| Coefficiente | 200 W/m ² °C |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| T cenizas | 220°C |
| Eficiencia combustión | 98% |
| Exceso de aire | 20% |
| Relación AP/AE | 78% |
| Aditivo: | |
| Humedad | 7.1% |
| Q/m ² | 5.5 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3.5 segundos |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

Unidad: La Pereda

País: España

Inicio de Operación: 1994

Características:

| | |
|---------------------|----------------------|
| Capacidad | 50 MWe |
| Flujo de vapor | 185 ton/h |
| Condiciones vapor | 530°C y 115 bar |
| T agua alimentación | 220°C |
| T gases chimenea | 135°C |
| T cenizas | 150°C |
| Combustible | Residuos mina carbón |
| Composición: | |
| Carbón | 21.1% |
| Humedad | 6.5% |
| Azufre | 0.8% |
| Hidrógeno | 2.1% |
| Oxígeno | 7.6% |
| Nitrógeno | 0.6% |
| Ceniza | 61.3% |
| HHV | 8742 kJ/kg |
| Altura | 42 m |
| Sección transversal | 4.26 m X 9.75 m |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| Eficiencia combustión | 98% |
| Exceso de aire | 20% |
| T lecho | 850°C |
| Retención azufre | 90% |
| Relación Ca/S | 2 |
| Relación AP/AE | 78% |
| Aditivo: | |
| Humedad | 7.1% |
| Calcio | 90% base seca |
| Magnesio | 9% base seca |
| Inertes | 1% base seca |
| Q/m ² | 3.51 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3.5 segundos |
| Coefficiente | 58 W/m ² °C |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

Unidad: Esquema de Cogeneración con Gasificación basado en Lecho Fluidizado

País: China

Inicio de Operación: 1995

Características:

| | |
|-----------------------|------------------|
| Capacidad | 12 MWe |
| Flujo de vapor | 75 ton/h |
| Condiciones vapor | 450°C y 3.82 MPa |
| Eficiencia caldera | 88% |
| T agua alimentación | 150°C |
| T gases chimenea | 150°C |
| T lecho | 900°C |
| Relación de aire | 60/40 |
| Exceso de aire | 20% |
| Eficiencia combustión | 98% |
| Combustible | Carbón |
| Composición: | |
| Carbón | 57.65% |
| Humedad | 2.32% |
| Azufre | 4.65% |
| Ceniza | 24.74% |
| Hidrógeno | 4.23% |
| Nitrógeno | 1.01% |
| Oxígeno | 5.41% |
| HHV | 23450 kJ/kg |
| Altura | 20 m |
| Sección transversal | 2.45 m X 5.45 m |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| T cenizas | 220°C |
| Retención azufre | 90% |
| Relación Ca/S | 2 |
| Aditivo: | - |
| Humedad | 7.1% |
| Calcio | 90% base seca |
| Magnesio | 9% base seca |
| Inertes | 1% base seca |
| Q/m ² | 3.51 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3.5 segundos |
| Coefficiente | 70 W/m ² K |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

**Unidad: Instituto de Investigaciones
Eléctricas**

País: México

Inicio de Operación: 1995

Características:

| | |
|----------------------|----------------|
| Capacidad | 0.5 MWt |
| Combustible | Combustóleo |
| Composición: | |
| Carbón | 82.8% |
| Humedad | 0.4% |
| Azufre | 2.93% |
| Ceniza | 0.3% |
| Hidrógeno | 10.4% |
| Nitrógeno | 2.97% |
| Oxígeno | 0.2% |
| HHV | 42827 kJ/kg |
| Altura chaqueta agua | 2.4 m |
| Diámetro | 0.3316 m |

Consideraciones para evaluar la caldera

| | |
|--------------------------|-------------------------|
| Condiciones vapor | 450°C y 3.82 MPa |
| Carga térmica evaporador | 0.4 * Q caldera |
| Ceniza volante | 10% |
| Carbón en ceniza | 1.5% |
| T cenizas | 220°C |
| T lecho | 850°C |
| T gases | 150°C |
| Retención azufre | 90% |
| Relación Ca/S | 2 |
| Eficiencia combustión | 98% |
| Exceso de aire | 20% |
| Relación AP/AE | 78% |
| Aditivo: | |
| Humedad | 7.1% |
| Calcio | 90% base seca |
| Magnesio | 9% base seca |
| Inertes | 1% base seca |
| Q/m ² | 5.5 MW/m ² |
| Densidad gases | 0.326 kg/m ³ |
| Tiempo residencia | 3 segundos |
| Coefficiente | 100 W/m ² K |
| Diámetro de tubos | 2 pulgadas |
| Pitch | 3 pulgadas |

APÉNDICE B

Procedimiento de cálculo empleado para las corridas experimentales

1) Flujo de aire

Aire secundario (F_{sec})

$$F_{sec} = 0.00783 \Delta P_{or}^{1/2} \quad (B.1)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta P_{or} &= \text{Caída de presión en la placa de orificio (in } H_2O) \\ F_{sec} &= \text{Flujo de aire secundario (kg/s)} \end{aligned}$$

Aire primario y by pass

$$F = 0.0280688 \Delta P_{or}^{1/2} \quad (B.2)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta P_{or} &= \text{Caída de presión en la placa de orificio (in } H_2O) \\ F &= \text{Flujo de aire primario y by pass (kg/s)} \end{aligned}$$

By pass

$$F_{by\ pass} = 0.01002983 \Delta P_{or}^{1/2} \quad (B.3)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta P_{or} &= \text{Caída de presión en la placa de orificio (in } H_2O) \\ F_{by\ pass} &= \text{Flujo de aire a través del by pass (kg/s)} \end{aligned}$$

Aire primario

$$F_{prim} = F - F_{by\ pass} \quad (B.4)$$

Aire total de fluidización

$$F_t = F_{prim} + F_{sec} \quad (B.5)$$

2) Velocidad de fluidización

$$v = \frac{F_t \rho_{\text{aire}}}{A_{\text{lecho}}} \quad (\text{B.6})$$

donde

v = Velocidad del aire de fluidización (m/s)
 F_t = Flujo de aire total de fluidización (kg/s)
 ρ_{aire} = Densidad del aire (kg/m³)
 A_{lecho} = Area transversal del lecho (0.23m x 0.23m)

3) Densidad del lecho

$$\rho_{\text{lecho}} = \frac{\Delta P_{\text{lecho}}}{g \Delta h} \quad (\text{B.7})$$

donde

ρ_{lecho} = Densidad del lecho (kg/m³)
 ΔP_{lecho} = Caída de presión en el lecho (N/m²)
 g = Aceleración debida a la gravedad (9.81 m/s²)
 Δh = Distancia entre los puntos de toma de presión (m)

4) Coeficiente de transferencia de calor

Coeficiente de transferencia de calor por radiación

$$q_r = \varepsilon * \sigma * A_s * (T_a^4 - T_l^4) \quad (\text{B.8})$$

donde

q_r = Cantidad de energía radiante intercambiada (W)
 ε = Emisividad del material, para el acero inoxidable su valor es de 0.3
 σ = Constante de la ley de Stefan-Boltzmann (5.6697e-8 W/m² K⁴)
 T_a = Temperatura del agua (K)
 T_l = Temperatura del lecho (K)
 A_s = Area del equipo expuesta a la transferencia de calor (0.15367 m²)

$$h_r = \frac{q_r}{A_s * (T_a - T_l)} \quad (\text{B.9})$$

donde

h_r = Coeficiente de transferencia de calor por radiación (W/m² C)
 q_r = Cantidad de energía radiante intercambiada (W)
 T_a = Temperatura del agua (C)
 T_l = Temperatura del lecho (C)
 A_s = Area del equipo expuesta a la transferencia de calor (0.15367 m²)

Carga térmica

$$Q = F_{\text{agua}} C_p (T_s - T_e) * 4.186 \quad (\text{B.10})$$

donde

Q = Carga térmica transferida (W)
F_{agua} = Flujo de agua (g / s)
C_p = Calor específico del agua (1 cal / g °C)
T_s = Temperatura de salida del agua (°C)
T_e = Temperatura de entrada del agua (°C)

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor

$$U = \frac{Q}{A_s (T_a - T_l)} \quad (\text{B.11})$$

donde

U = Coeficiente global de transferencia de calor (W / m² °C)
Q = Carga térmica transferida (W)
A_s = Area del equipo expuesta a la transferencia de calor (0.15367 m²)
T_a = Temperatura del agua (°C)
T_l = Temperatura del lecho (°C)

Cambiador de calor normal

Número de Reynolds interno

$$Re_i = \frac{W * D}{A_i * \mu} \quad (\text{B.12})$$

donde

W = Flujo másico de agua al cambiador (kg/s)
D = Diámetro hidráulico¹ del cambiador $D = 4 * \frac{\text{Area}}{\text{Perímetro}} = 0.0104913 \text{ m}$
A_i = Area transversal del cambiador (0.00038306 m²)
μ = Viscosidad del agua, para el intervalo de temperaturas empleado fue de 0.000492 kg / m s

¹ Mills, A. E., (1994), Transferencia de Calor, Ed. Irwin, pp. 285

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor interno

Dado que los números de Reynolds, para todos los experimentos en este equipo, se ubicaron en el régimen laminar, el cálculo del número de Nusselt se efectuó con la siguiente correlación²:

$$Nu = 3.66 + \frac{0.065 * \left(\frac{D}{L}\right) * Re * Pr}{1 + 0.04 * \left[\left(\frac{D}{L}\right) * Re * Pr\right]^{(2/3)}} \quad \text{Para } Re < 2300 \quad (B.13)$$

donde

Nu = Número de Nusselt (adimensional)
D = Diámetro del tubo, 0.0104913 m para cambiador normal.
L = Longitud (0.55 m)
Re = Número de Reynolds (adimensional)
Pr = Número de Prandtl del agua, su valor para el intervalo de temperaturas empleado fue 3.2 (adimensional)

Con el resultado de la ecuación anterior se obtiene el coeficiente como:

$$h_i = \frac{Nu * k_{agua}}{D} \quad (B.14)$$

donde

h_i = Coeficiente de transferencia de calor interno (W/m² °C)
Nu = Número de Nusselt (adimensional)
 k_{agua} = Conductividad térmica del agua (W/m °C)
D = Diámetro del tubo (0.0104913 m)

Coeficiente de transferencia de calor del lecho hacia el cambiador

$$\frac{1}{h_c} = \frac{1}{U} - \frac{1}{h_i} - \frac{\text{Espesor}}{k_{cambiador}} \quad (B.15)$$

donde

h_c = Coeficiente de transferencia de calor del lecho al cambiador (W / m² °C)
U = Coeficiente global de transferencia de calor (W / m² °C)
 h_i = Coeficiente de transferencia de calor interno (W / m² °C)
Espesor = Espesor del cambiador (0.003175 m)
 $k_{cambiador}$ = Conductividad térmica del material del cambiador, acero inoxidable (15 W / m K)

² Ibidem, pp. 282.

Cálculo de la temperatura de pared par el cambiador normal

$$T_p = \frac{Q}{A_s * h_e} + T_l \quad (B.16)$$

donde

- T_p = Temperatura de la pared del cambiador (°C)
- Q = Carga térmica transferida (W)
- h_e = Coeficiente de transferencia de calor externo (W / m² °C)
- A_s = Area del equipo expuesta a la transferencia de calor (0.15367 m²)
- T_l = Temperatura del lecho (°C)

Cálculo del flujo de calor por unidad de área

A partir de la ecuación B.10 se calcula la carga térmica transferida y su valor se divide entre el área del equipo expuesto a la transferencia de calor.

$$Q_{\text{área}} = \frac{Q}{A_s}$$

donde

- Q = Carga térmica transferida (W)
- A_s = Area del equipo expuesta a la transferencia de calor (0.15367 m²)

Cálculo del número de Reynolds para el lado del aire



$$Re = \frac{L * v * \rho}{\mu}$$

donde

- L = Longitud característica del cambiador de calor normal (0.0254 m)
- v = Velocidad del aire de fluidización (m/s)
- ρ = Densidad del aire (kg/m³) a la temperatura de película
($T_{\text{pared}} + T_{\text{lecho}}$)/2 (1.141 kg/m³)
- μ = Viscosidad del aire a la temperatura de película (18.87e-6 kg / m s)

Cálculo del número de Nusselt para el cambiador de calor normal

$$Nu = \frac{h_e * L}{k_{aire}}$$

donde

L = Longitud característica del cambiador de calor normal (0.0254 m)

h_e = Coeficiente de transferencia de calor externo (W / m² °C)

k_{aire} = Conductividad térmica del aire, a la temperatura de película
(0.0274 W / m K)

APÉNDICE C

Resultados experimentales obtenidos en las series uno, dos, tres y sin arena en el combustor, el procedimiento de cálculo para las distintas variables se muestra en el Apéndice B.

Serie 1

Variación de la temperatura del lecho

Ensayo experimental 1.1

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 20.66 |
| T ₂ | (°C) | 20.58 |
| T ₃ | (°C) | 19.66 |
| T ₄ | (°C) | 19.66 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.1075 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.52 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.693 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.85 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.56 |
| Temperatura de pared | (°C) | 52.65 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03023 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 68.508 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 82.11 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.85 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.56 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03020 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 68.508 |

Ensayo experimental 1.2

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 27.36 |
| T ₂ | (°C) | 27.09 |
| T ₃ | (°C) | 26.27 |
| T ₄ | (°C) | 26.36 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.0919 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.52 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.44 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.29 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.31 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.0329 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 66.74 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 79.18 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.99 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03248 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 74.23 |

Ensayo experimental 1.3

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 28 |
| T ₂ | (°C) | 27.7 |
| T ₃ | (°C) | 27.1 |
| T ₄ | (°C) | 28 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.08135 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.603 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.28 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.94 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.36 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.24 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03261 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 72.41 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 87.34 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.94 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.25 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03211 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 74.47 |

Ensayo experimental 1.4

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 28.8 |
| T ₂ | (°C) | 28.5 |
| T ₃ | (°C) | 28.4 |
| T ₄ | (°C) | 29 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.09924 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.33 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.56 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 61.2 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.58 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.37 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03276 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 75.68 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 92.122 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 61.2 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.5 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03254 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 77.58 |

Serie 2

Variación de la densidad del lecho

Ensayo experimental 2.1

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 28.8 |
| T ₂ | (°C) | 28.5 |
| T ₃ | (°C) | 28.4 |
| T ₄ | (°C) | 29 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.09924 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.33 |
| Densidad del lecho | (kg/m ³) | 4.98 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.56 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 61.2 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.58 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.37 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03276 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 75.68 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 92.122 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 61.2 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.5 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03254 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 77.58 |

Ensayo experimental 2.2

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 27.36 |
| T ₂ | (°C) | 27.09 |
| T ₃ | (°C) | 26.27 |
| T ₄ | (°C) | 26.36 |
| Flujo de aire | | |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.52 |
| Densidad del lecho | (kg/m ³) | 7.86 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.44 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.29 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.31 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.0329 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 66.74 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 79.18 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.99 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03248 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 74.23 |

Ensayo experimental 2.3

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 28 |
| T ₂ | (°C) | 27.7 |
| T ₃ | (°C) | 27.1 |
| T ₄ | (°C) | 28 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.08135 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.603 |
| Densidad del lecho | (kg/m ³) | 9.11 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.28 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.94 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.36 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.24 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03261 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 72.411 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 87.34 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.94 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.25 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03211 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 74.47 |

Serie 3

Variación de la velocidad de fluidización

Ensayo experimental 3.1

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 26.54 |
| T ₂ | (°C) | 25.63 |
| T ₃ | (°C) | 25.36 |
| T ₄ | (°C) | 25.63 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.06193 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.45 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 0.975 |
| Densidad del lecho | (kg/m ³) | 6.808 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 61.29 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.5 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.002 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03295 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 73.08 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 88.2605 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 61.29 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.51 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03251 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 71.83 |

Ensayo experimental 3.2

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 25.58 |
| T ₂ | (°C) | 25.58 |
| T ₃ | (°C) | 25 |
| T ₄ | (°C) | 25.5 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.0791 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.63 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.24 |
| Densidad del lecho | (kg/m ³) | 9.531 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.48 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.79 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.033 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 60.06 . |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 69.94 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.26 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03279 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 65.71 |

Ensayo experimental 3.3

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 27.36 |
| T ₂ | (°C) | 27.09 |
| T ₃ | (°C) | 26.27 |
| T ₄ | (°C) | 26.36 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.0919 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.52 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.44 |
| Densidad del lecho | (kg/m ³) | 7.86 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 58.29 |
| Temperatura de pared | (°C) | 54.31 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.0329 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 66.74 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 79.18 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.76 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.99 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03248 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 74.23 |

Ensayo experimental 3.4

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 20.66 |
| T ₂ | (°C) | 20.58 |
| T ₃ | (°C) | 19.66 |
| T ₄ | (°C) | 19.66 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.1075 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.52 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.693 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.85 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.56 |
| Temperatura de pared | (°C) | 52.65 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03023 |
| Coeficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 68.50 |
| Coeficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 82.11 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.85 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.56 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03020 |
| Coeficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 68.508 |

Ensayo experimental sin arena en el lecho

| Parámetro | Unidad | Valor |
|--|-------------------------|---------|
| Temperatura a lo largo del lecho | | |
| T ₁ | (°C) | 21.41 |
| T ₂ | (°C) | 20.75 |
| T ₃ | (°C) | 20.41 |
| T ₄ | (°C) | 20.41 |
| Flujo de aire | (kg/s) | 0.09851 |
| Caída de presión en la zona de las superficies de intercambio térmico | (in H ₂ O) | 0.71 |
| Velocidad del aire de fluidización | (m/s) | 1.55 |
| Intercambiador de calor normal | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.37 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.68 |
| Temperatura de pared | (°C) | 53.59 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.03083 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 58.5 |
| Coefficiente de transferencia de calor del lecho a la pared del equipo | (W / m ² °C) | 68.065 |
| Intercambiador de calor con tubos de cobre | | |
| Temperatura de entrada del agua | (°C) | 60.37 |
| Temperatura de salida del agua | (°C) | 57.4 |
| Flujo de agua | (kg/s) | 0.0302 |
| Coefficiente global de transferencia de calor | (W / m ² °C) | 63.50 |

Números de Nusselt y Reynolds

| Experimento | Velocidad (m/s) | Reynolds | Coefficiente h_c ($W/m^2\text{°C}$) | Nusselt |
|-------------|-----------------|----------|---|---------|
| 31. | 0.975 | 1497.44 | 88.2605 | 81.818 |
| 3.2 | 1.24 | 1904.44 | 69.94 | 64.83 |
| 1.3 | 1.28 | 1965.88 | 87.34 | 80.96 |
| 1.2 | 1.44 | 2211.61 | 79.18 | 73.40 |
| Sin arena | 1.55 | 2380.56 | 68.065 | 63.096 |
| 1.4 | 1.56 | 2395.91 | 92.122 | 85.39 |
| 1.1 | 1.693 | 2600.18 | 82.11 | 76.116 |