

Lij. 8



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Facultad de Química

**" GENERADORES DE VAPOR DE LECHE
FLUIDIZADO "**

TESIS MANCOMUNADA

Que para obtener el título de:
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N:

Yara Virginia Angulo Del Rio

Héctor Rafael Vargas Madrazo

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

1988



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

I.- INTRODUCCION	2
II.- DESCRIPCION DEL EQUIPO	3
1.- Historia y Ventajas de los Combustores de Lecho Fluidizado.	3
2.- Evolucion de los Generadores de Vapor de Lecho Fluidizado.	4
3.- Descripción del Lecho Fluidizado en los Generadores de Vapor.	6
4.- Equipo Principal.	17
5.- Equipo Periférico	24
III.- BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO	29
IV.- ECUACIONES DE DISEÑO	35
V.- DISEÑO DE LA CALDERA	51
VI.- EVALUACION ECONOMICA	97
VII.- CONCLUSIONES	105
IX.- BIBLIOGRAFIA	108
X.- APENDICE	116

C A P I T U L O I
I N T R O D U C C I O N

C A P I T U L O I

Introducción

Desde el inicio de la década de los años cincuentas, con el auge industrial y del petróleo, se inició en forma paralela la destrucción paulatina del medio ambiente. Si bien este problema fue exclusivo de los países industrializados, hoy en día, la contaminación ambiental, es un problema que atañe a toda la humanidad.

Debido a esto, las innovaciones e investigaciones tecnológicas se han enfocado a la obtención de técnicas de generación de energía en forma limpia, un ejemplo de lo anterior, es la tecnología para la generación de vapor mediante un combustor de lecho fluidizado.

El presente trabajo de tesis tiene como objetivo la presentación de un panorama general de lo que son los generadores de vapor de lecho fluidizado, novedosa tecnología que es capaz de reducir los niveles de contaminación del fenómeno de combustión, conviene indicar también que se pueden aprovechar otros materiales no utilizados en combustores convencionales, debido a la reducción de contaminantes en los gases de desecho; con el fin de que se le considere como una opción viable y confiable en proyectos futuros.

Para lograr lo anterior, se incluye una descripción detallada del equipo, los principios de operación en los que está basada esta tecnología, las ecuaciones de diseño, un ejemplo de cálculo y la evaluación económica de este ejemplo.

CAPITULO II
DESCRIPCION DEL
EQUIPO

C A P I T U L O I I

Descripción del Equipo

1.- Historia y ventajas de los combustores de lecho fluidizado.

La combustión en lecho fluidizado ha sido utilizada por varias décadas. Originalmente, en la década de los veinte, se empleó en procesos de gasificación de carbón dentro del campo de la industria química. Posteriormente durante la Segunda Guerra Mundial se desarrolló un proceso para el "cracking" del petróleo utilizando un lecho fluidizado y con el fin de producir gasolina de alto octanaje para aviones. Durante el periodo de la postguerra se iniciaron experimentos relacionados con la generación de vapor quemando materiales en un lecho fluidizado. Pero el mayor auge en la investigación y desarrollo de esta tecnología fue a fines de la década de los sesenta e inicio de la de los setentas, esto motivado, por el interés en generar vapor usando cualquier combustible sólido, sin importar su calidad, pero con un poder calorífico adecuado, y sin producir un alto grado de contaminación, al igual que lograr bajos costos de capital y de operación.

Los países industrializados, principalmente Estados Unidos y Gran Bretaña, fueron los precursores en el desarrollo de esta tecnología. Después de varios años de investigaciones se logró implementar una nueva tecnología para la generación de vapor, que aporta las siguientes ventajas:

- 1).- Permite quemar combustibles de baja calidad y costo.
- 2).- Las temperaturas de combustión son menores a las de fusión de las cenizas del carbón, evitándose el problema de escoriamiento y ensuciamiento del equipo y por lo tanto necesitando de poco mantenimiento.

3).- Las temperaturas de operación son menores a las temperaturas en que se forman grandes cantidades de NO_x , por esta razón no es necesario adicionar equipo alguno para la eliminación de estos gases.

4).- El lecho fluidizado está formado de piedra caliza, que reacciona con el azufre contenido en el combustible, eliminándose así las emisiones de dióxido de azufre.

5).- Los combustores de lecho fluidizado ocupan menor espacio que las unidades convencionales, de la misma capacidad.

6).- Como el azufre es captado al momento de formarse reaccionando con la piedra caliza y transformándose en sulfato de calcio, es más fácil disponer de estos desechos que de los obtenidos en un desulfurador tradicional.

Ahora bien, así como esta nueva tecnología presenta todas las ventajas enumeradas, también es cierto que es algo que en la actualidad está aun en proceso de investigación; aunque existen diversas plantas piloto de las que se han obtenido datos muy alentadores y de los cuales se puede inferir que esta tecnología tendrá un gran futuro.

2.- Evolución de los generadores de vapor de lecho fluidizado.

La tecnología de combustión de lecho fluidizado se ha desarrollado a través de varias generaciones en su diseño.

La primera generación de este tipo de generadores de vapor es el llamado burbuceante (Figura 1), del inglés bubbling, consiste básicamente en una cama de partículas sólidas formada por el combustible sólido y la piedra caliza, las cuales son mantenidas en suspensión por medio de una corriente de aire que entra por la sección baja de la cámara de combustión. Con la fluidización, que consiste en mantener en movimiento constante a las partículas de combustible y piedra caliza mediante el paso de una corriente de aire por debajo de la cama, se adquieren las condiciones de turbulencia necesarias para una buena combustión. Al experimentar con este equipo se descubrió que se tenían muchos problemas en relación a la operación y eficiencia del mismo.

Para eliminar y solucionar estos problemas, los diseñadores idearon variaciones en la cama fluidizada clásica, que es el generador de vapor de tipo burbujeante, originándose una segunda generación de combustores de lecho fluidizado, representada por dos diseños, el primero llamado de circulación de sólidos (Figura 2) y el segundo conocido como de dos etapas (Figura 3).

El primer diseño de esta segunda generación de generadores de vapor de lecho fluidizado, originó los siguientes cambios:

Se encontró que las eficiencias de combustión obtenidas en los generadores de vapor de lecho fluidizado burbujeante eran inferiores a los valores que teóricamente se esperaban. Esto se atribuyó a los siguientes factores:

- Existía una alta elutriación de partículas de combustible sin quemar, así como piedra caliza sin reaccionar, lo que también producía un elevado consumo de ambas materias primas.
- El volumen libre de la cámara de combustión no era suficiente para permitir tiempos de residencia adecuados para una completa combustión.

Para solucionar estos problemas, se adicionó un sistema de reinyección de los sólidos que son arrastrados afuera de la cámara de combustión. Esta recirculación permite además, que tanto el combustible como la piedra caliza tengan un mayor tiempo de residencia, obteniéndose una mayor eficiencia de combustión, así como también un aumento en el rendimiento de las reacciones de eliminación de azufre.

Este tipo de combustores tienen una mayor longitud de cama efectiva, permitiendo a su vez que la reacción del combustible con la piedra caliza se complete en su totalidad; para esto es necesario aumentar la velocidad del aire con objeto de lograr una buena fluidización del material de la cama.

El segundo diseño de la generación que se está exponiendo, el de dos etapas, optimiza la eficiencia de combustión, por medio de la separación física de la combustión en una cama, y la desulfuración, en otra.

La cama inferior, que opera a altas temperaturas, es de menor profundidad que la de los hervidores clásicos midiendo de 1 a 2 pies, aquí se lleva a cabo la combustión.

La cama superior contiene piedra caliza y opera a las temperaturas óptimas para que se lleven a cabo las reacciones de desulfuración. Su profundidad es aproximadamente de 0.5 a 1.5 pies. Además este diseño tiene una zona en donde se queman las partículas de carbón que son arrastradas fuera de la cama inferior.

Los combustores anteriormente descritos, operan a la presión atmosférica, pero también se han desarrollado combustores de lecho fluidizado que operan a presiones más altas. Investigaciones y experimentos realizados en plantas piloto mostraron que las eficiencias de combustión y desulfuración en estos equipos son mejores; igualmente las emisiones de SO_2 son 2 a 5 veces menores en comparación con los combustores que trabajan a la presión atmosférica.

Con este tipo de generadores de vapor, los gases de la combustión escapan directamente para mover una turbina y el calor residual puede ser recuperado por medio de intercambiadores de calor, que después de abandonar la turbina producen vapor que moverá la segunda turbina.

Otra de las ventajas de la combustión en lecho fluidizado a presión y relacionado al desarrollo en transferencia de energía, es su potencial en la generación de corriente eléctrica, lo que hace que se requieran plantas 3 a 4 veces más pequeñas que las convencionales.

3.- Descripción del lecho fluidizado en los generadores de vapor.

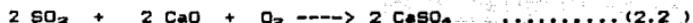
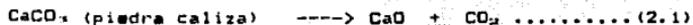
a) Material que lo constituye.

Una de las principales ventajas de este tipo de combustores reside precisamente en los constituyentes de su cama. La eliminación del dióxido de azufre se debe a la piedra caliza que se adiciona a la cama junto con el combustible a quemar.

La cama de partículas en un lecho fluidizado está formado aproximadamente de un 85% de combustible y un 15% de piedra caliza. A su vez la piedra caliza se compone de 84.0% en peso de carbonato de calcio, 10.0% en peso de carbonato de magnesio y 6.0% en peso de otras sustancias.

El mecanismo por el cual el dióxido de azufre es eliminado se basa en las siguientes reacciones:

El carbón típico contiene de 1 a 4% de azufre y en general el 95% del azufre contenido en los combustibles se convierte en dióxido de azufre durante la combustión. La piedra caliza captura al dióxido de azufre según las siguientes reacciones.



La primera reacción, donde se lleva a cabo la calcinación de la piedra caliza, es endotérmica y no ocurre sino se le suministra suficiente energía.

Ahora bien la segunda reacción donde el óxido de calcio reacciona con el dióxido de azufre formado por la combustión, es exotérmica y libera energía, coincidentalmente la energía liberada es suficiente para vencer la endotermicidad de la primera reacción, teniendo como resultado un sistema químico que es termoneutral.

El anterior sistema de reacciones, alcanza su máxima eficiencia a 1500-1600 °F, el cual viene siendo el rango de temperaturas estándar al que operan estos combustores.

El producto obtenido se denomina Gypsum o sulfato de calcio, el cual no es difícil de manejar y puede ser utilizado principalmente como fertilizante.

b) Funcionamiento de la cama.

Antes de que el combustible sólido (carbón) pueda ser quemado en el lecho fluidizado, es necesario calentar el material inerte (piedra caliza) del lecho entre 850 y 900 °F aproximadamente, esto se

logra utilizando un sistema de calentamiento auxiliar. Normalmente se utilizan dos métodos, que son:

1).- El uso de un combustible auxiliar, por medio de un quemador colocado en la parte superior de la cama mientras que esta se fluidiza con una corriente de aire frío. La ventaja de este método es que tiene un costo relativamente bajo; una desventaja es que solo una parte del calor producido es transferido a la cama, ya que el quemador se encuentra en la parte superior. Existe una variante de este método, por medio del cual se logra una temperatura de precalentamiento de 1100 °F, esta variante consiste en mezclar el combustible con el aire que fluidiza la cama, esta mezcla se alimenta por la parte inferior de la misma.

2).- La utilización de una corriente de aire caliente a través de la cama. Una forma de hacer eficiente este método es logrando que esta corriente de aire, además de servir como medio de calentamiento, también sea el medio fluidificante. La desventaja de esta segunda alternativa es que resulta caro, ya que no es factible tener el equipo para calentar el aire así como ductos y distribuidores de aire, los cuales deben estar aislados. La selección de cualquiera de los dos métodos dependerá de las condiciones con que se cuente en la planta.

La alimentación del combustible, se inicia una vez que la cama alcanza una temperatura aproximada entre 850 a 900 °F; por el aumento de la temperatura y una vez iniciada la ignición, disminuirá la cantidad necesaria del combustible auxiliar, hasta alcanzar un cien por ciento de combustible. Esto se logra cuando la cama llega a su temperatura de operación normal, que es entre 1500 y 1600 °F.

La cantidad de aire que se alimenta al combustor debe de cumplir dos funciones: fluidificar las partículas de la cama y proporcionar el oxígeno necesario para la combustión.

Conforme el combustor siga operando, la formación de sulfato de calcio aumentará, y por gravedad irá depositándose en el fondo del mismo. Este material será descargado por medio de un vertedero hacia un enfriador de aire, el aire caliente resultante es alimentado a la cama como medio fluidificante.

Al material de desecho también se le extrae calor por medio de espirales de enfriamiento con agua, esta es precalentada y posteriormente enviada al combustor para ser evaporada. El material de la cama es enfriado de 1600 a 335 °F. Después de ser enfriado, este es transportado neumáticamente a un silo de almacenamiento. (Figura 4)

Otra de las ventajas de las camas fluidizadas es su operación a más bajas temperaturas, gracias a esto se reducen las emisiones del nitrógeno de la combustión. El óxido de nitrógeno se forma por dos caminos:



La primera reacción es justamente la oxidación del nitrógeno atmosférico. La segunda reacción es la oxidación del nitrógeno contenido en el combustible. El carbón contiene de 0.2 al 1.2% de nitrógeno. El nitrógeno molecular comienza a oxidarse a 2200 °F, por lo tanto, la combustión en lecho fluidizado, suprime la formación de este contaminante.

Por medio de la segunda reacción se pueden producir cantidades pequeñas de óxido de nitrógeno, pero cuidando la selección de los parámetros de operación, éstas resultan menores a las producidas en combustores convencionales.

c) Platos de Distribución y Material de Construcción.

La función de los platos de distribución es la siguiente:

- a) dispersar el aire fluidificante a lo ancho de toda la cama;
- b) soportar el peso de las partículas de la misma y
- c) evitar el flujo descendente de los sólidos hacia el fondo del combustor.

En este aspecto, cada fabricante tiene un diseño específico, pero destacan dos de ellos:

- Plato con enfriamiento de agua. (Figura 5).

El plato consiste en una membrana perforada, con orificios por donde se alimenta el combustible y se distribuye el aire. El material que se encuentra directamente sobre el plato de distribución no está fluidizado, por lo que sirve como una capa de aislante que protege al plato de las condiciones de la cama. Los distribuidores de aire se encuentran cubiertos con tapas tipo cachucha para prevenir el flujo de los sólidos hacia el fondo del combustor.

- Plato con capa de material refractario. (Figura 6).

Este diseño no tiene enfriamiento, pero el plato de metal se recubre con una capa de material refractario. Esto evita potencialmente problemas de erosión y corrosión, así como los que ocurren con camas sobreenfriadas. Cuando se tienen condiciones de disminución de carga y con platos de distribución con agua a veces se produce erosión y corrosión.

Una desventaja de este segundo diseño es que el plato con refractario es más propenso a sufrir deformaciones o a tener fallas en los sellos, debido al ciclo térmico del combustor, lo que obliga a un mayor mantenimiento.

En el caso de platos de distribución para combustores muy grandes, se tiene el problema de que si el espacio entre los puntos de alimentación del combustible son muy grandes, se crean zonas localizadas de oxidación y reducción en las superficies de transferencia de calor; esto puede evitarse colocando más distribuidores de combustible, sin olvidar que la caída de presión no debe ser muy grande, y recordando que es un valor fijo de la caída de presión total a lo largo del combustor. Este valor por lo general es un 30% ó aproximadamente 10 pulgadas de agua para una cama de 3-4 pies. Aunque esta caída de presión aumenta la energía consumida por el ventilador, deben evitarse canalizaciones a través de la caja de aire.

En el caso de tener una alimentación de combustible arriba de la cama, el plato de distribución será igual pero deberán eliminarse los orificios para la alimentación de este.

Cuando se utiliza un medio fluidificante con una temperatura menor de 315 °C el plato se fabricará de acero al carbón y se soportará con miembros estructurales de acero estándar soldados a la

caja de aire. Además para evitar la erosión se adicionarán dos capas de refractario de 10 centímetros a los lados del plato y 10 centímetros de aislamiento en la superficie.

En el caso de utilizar aire de fluidización caliente a más de 538 °C., se han fabricado platos autosoportados refractarios, construidos de acero inoxidable 309 o 310.

Por otro lado en lo que respecta al diseño del recipiente donde se aloja el lecho fluidizado se recomienda fabricarlos de acero al carbón A-36 o A-283 grado C. Para determinar el espesor, se sigue el código ASME en su sección VIII o el código API 620. La forma geométrica recomendada para este tipo de combustores es el cilindro o la esfera esto obedece a varias razones, entre las que destacan: a) La fluidización no es completa en recipientes con ángulos, pues en las esquinas la fluidización es menor ya que elimina el gasto de refuerzo de soldadura en los ángulos. b) Con un recubrimiento refractario circular será necesaria una menor cantidad, además de que puede utilizarse solo una lamina.

Para protección contra la corrosión en la pared, se debe seleccionar un aislante que cumpla con los siguientes requisitos:

- Debe soportar lo abrasivo del fluido de la cama, así como, proporcionar un control predecible de las temperaturas que se alcancen en la pared.

Lo recomendable para cumplir con estos requerimientos es el utilizar un recubrimiento en capas múltiples de diferentes materiales, tal y como se observa en la figura 7.

d) Velocidad de fluidización y otras variables.

Sin lugar a dudas, la variable mas importante en el diseño de los generadores de vapor de lecho fluidizado, es la velocidad de fluidización del aire. Esta variable influye directamente en la eficiencia de la combustión, el tamaño del combustor, los costos fijos y los costos variables.

La velocidad de fluidización de operación de la cama se define como el promedio de la velocidad vertical de los gases de combustión

en un área libre, directamente por encima de la cama, mientras los gases de combustión estén a igual temperatura.

La velocidad de fluidización es inversamente proporcional al tamaño de la unidad de combustión, también a mayor velocidad de fluidización menor eficiencia en la combustión. Una solución es el agregar aire en exceso óptimo lo que ocasiona una pérdida en la eficiencia global del equipo, ya que este aumentará al incrementar la profundidad de la cama. Este hecho mejorará la eficiencia de la combustión, pero influirá en los costos fijos y gastos de operación. Por esta razón se requerirían ventiladores o sopladores muy grandes y con un costo muy elevado.

Por otro lado, si se aumenta la velocidad de fluidización, aumentan los problemas de erosión y corrosión, lo que obliga a tener una mayor zona de combustión con el objeto de disminuir o eliminar las partículas de carbón y piedra caliza que llegasen a elutriarse.

Otra opción es el colocar una segunda cámara de combustión, ya que a menor tamaño de esta, las partículas que alcanzan a elutriarse son de menor diámetro; sin embargo, este camino repercutirá directamente en los costos fijos.

Al aumentar la velocidad de fluidización se disminuye la cantidad de dióxido de azufre retenido, pero este no es un parámetro decisivo en la selección de esta, ya que la retención del azufre depende en primera instancia, de la calidad del combustible que se esté quemando, así como de la calidad del aire que se pretenda obtener.

Como puede observarse, el efecto de la velocidad de fluidización es muy complejo en los costos de capital y difícil de evaluar; al aumentar la velocidad de fluidización, el área de la cama se verá reducida, haciendo necesario el aumentar la profundidad de la misma y la altura de la sección de combustión. De igual forma, al tener altas velocidades se requerirá de una mayor cantidad de material en la cama, y si se tienen tubos de transferencia de calor inmersos en ella, se requerirá de un mayor número de ellos, ya que la transferencia de calor se ve mermada. El colocar más tubos origina un aumento en la caída de presión del aire de fluidización. Además

altas velocidades, se requerirá de una segunda cámara de combustión.

g) Alimentación de las Materias Primas.

La alimentación de las materias primas ha sido un factor que ha atraído la atención de los diseñadores de combustores de lecho fluidizado, además de que ha requerido de grandes esfuerzos en investigación. Esto se debe a que existen dos posibilidades de alimentación de las materias primas (combustible y sorbente) a la cama de fluidización, ya sea por arriba o por debajo del lecho. Estas dos formas afectan directamente a la eficiencia de combustión y otros factores.

El sistema de alimentación por debajo de la cama consiste en alimentar el combustible y sorbente neumáticamente a través del plato de distribución colocado en el fondo de la cama (de este plato ya se habló en incisos anteriores), ambos se pasan a través de la cama antes de ser elutriados; esto origina una mayor eficiencia en la combustión y una mayor captura de dióxido de azufre, comparado con el sistema de alimentación por arriba de la cama.

El problema de este primer método de alimentación es que es muy complejo ya que requiere de ventiladores, transportadores de aire o compresores bastante grandes. También se pueden tener problemas si alguna partícula se queda atorada en el plato de distribución o en los transportadores neumáticos.

Por otra parte la alimentación de materias primas por arriba de la cama ocasiona diferentes problemas, debido a que las partículas del combustible sólido y de piedra caliza pueden ser arrastradas antes de caer a la cama de fluidización. Este tipo de sistema requiere de una mayor recirculación del combustible, pues se reduce la captura de dióxido de carbono por la piedra caliza; esto se debe a que parte del carbón se va a quemar en la parte alta del combustor y no caerá o llegará a la cama. Además, al permanecer las partículas de carbón poco tiempo, los drenajes de cenizas se podrán taponar más fácilmente ya que las partículas elutriadas serán de mayor tamaño. Para hacer mas funcional esta segunda forma de alimentación se han hecho estudios en plantas piloto en donde el combustible, antes de alimentarlo, se "lava" por medio de unos limpiadores que

prácticamente lo que hacen es uniformizar el tamaño de las partículas, así como eliminar posibles impurezas del combustible. Con esto se logra mejorar las eficiencias de combustión y captura del dióxido de azufre llegándose a igualar con las eficiencias en los sistemas de alimentación por debajo de la cama de fluidización.

No obstante, la temperatura en el área libre o cámara de combustión debe de permanecer alta por lo que es necesario emplear una cama con mas profundidad. Además, el hecho de limpiar el combustible representa una desventaja en costos y tiempo lo que aumenta cuando se llegan a utilizar combustibles de baja calidad. A esto se contrapone el hecho de que una de las principales ventajas de los combustores de lecho fluidizado es el poderlos alimentar con combustible de bajísima calidad.

Salta a la vista que cada uno de estos métodos de alimentación tiene sus ventajas y desventajas, dependiendo la elección, de las características del combustible disponible, de los requerimientos de espacio y por supuesto, del costo.

Antes de alimentar las materias primas al combustor, estas deben de molerse en partículas de un tamaño definido. Cuando se alimentan por debajo de la cama, el tamaño de las mismas debe de ser menor que cuando se alimentan por arriba; esto se debe a que mientras que en el primer caso se requiere que las partículas suban a través de la cama, en el segundo deben caer y no elutriarse; por esta razón las mismas al ser mayores no podrán ser tan facilmente elutriadas obligando a que permanezcan mas tiempo en la cama.

En el caso de que la piedra caliza y el combustible no tengan el tamaño de partícula requerido, se debe contar con un sistema externo de molienda, lo que influirá en los costos de capital y de operación, ya que la cantidad de energía suministrada al molino es aproximadamente proporcional a la nueva área generada.

Este factor debe de considerarse en el momento de seleccionar el sistema de alimentación, ya que deberá estudiarse si el aumento en la eficiencia de la combustión, si se ha elegido un sistema por debajo de la cama, es preponderante, en relación al aumento en el costo, tomando en cuenta que se requerirá un sistema de molienda.

Otro factor que se debe tomar en cuenta es el de la velocidad del aire de fluidización, con objeto de seleccionar en forma adecuada el tamaño de la partícula y también con el fin de adaptar y conjuntar estas dos variables, si se desea una óptima eficiencia en combustión y captura del dióxido de azufre.

La velocidad con que se alimentan las materias primas al lecho fluidizado va a estar en función del tiempo de residencia, esto es, para el combustible el tiempo que tarde en completar la combustión y para la piedra caliza el tiempo necesario en que el carbonato de calcio reaccionará con el azufre y forme el sulfato de calcio, el cual se irá depositando en el fondo del combustor.

Ya se discutió la manera como se alimenta la cama de las materias primas, pero otro factor a considerar es el relacionado al número de boquillas o puntos de alimentación; así para el caso del combustible este se surte en los puntos cercanos a la parte baja de la cama, lo que disminuye la eficiencia en la combustión a medida que aumenta la separación entre los puntos de alimentación del combustible, pero esto reduce la complejidad, el costo del sistema de alimentación. Otra alternativa sería el alimentar partículas de combustible sin triturar (obviamente en menor cantidad), esto se hace con el fin de disminuir los puntos de alimentación, ya que el tiempo de residencia de las partículas sin triturar es mayor.

En relación al número de puntos de alimentación del carbón, se sabe que existe un gradiente de concentración a lo largo de la cama con el fin de dar una fuerza suficiente para una buena mezcla lateral de las partículas del mismo. Cerca de los puntos de alimentación del carbón, la concentración será alta, en casos extremos llegará a ser de tal magnitud que el oxígeno en el aire de alimentación se utilizará totalmente.

Otro aspecto de interés es el conocer la cantidad de cenizas que se llegan a elutriar, con el propósito de calcular los equipos de recolección de polvos antes de que salgan a la atmósfera. También se debe calcular la cantidad de sorbente que alcance a elutriarse.

Para realizar lo anterior, se necesita conocer la distribución del tamaño de las partículas de carbón al ser quemadas en el lecho

fluidizado. Existen dos componentes de las cenizas que son elutriadas del lecho:

a) Las partículas finas con la distribución del tamaño original, es decir el polvo de combustible que se alimenta.

b) Las partículas finas que llegan a formarse por la abrasión de partículas más grandes que permanecen en la cama. También es necesario conocer la cantidad de finos que existen en un lecho fluidizado. Esto obedece a que cuando el aire pasa a través de una cama con mezcla de partículas en una proporción de ellas con una marcada diferencia de tamaño, densidad o forma, provoca una inhibición de la fluidización. El mezclado de las partículas a diferentes niveles de la cama de acuerdo a sus propiedades físicas, se conoce como segregación.

La segregación ocurre cuando las partículas grandes o densas emigran al fondo de la cama y las menos densas ascienden a la parte superior. Así, una cama segregada puede continuar completamente fluidizada, y la pérdida de fluidización solo ocurre cuando el flujo del aire es insuficiente para soportar parte o el total del material de la misma. En una desfluidización, se forma una capa estática cerca del distribuidor en los combustores de operación continua, en los cuales los materiales son adicionados y retirados de la cama en forma continua. Puede acontecer que la segregación ocurra en varios grados de severidad:

1) Solo segregación. Todas las partículas están todavía en movimiento aún en el fondo de la cama. Esta situación es aceptable, proporcionando aumento y remoción del material que está en equilibrio. De cualquier forma existe material segregado o un aumento en el tamaño promedio de las partículas de la cama con una probable pérdida de la fluidización.

2) Segregación con algo de pérdida de fluidización. Las partículas más densas se desfluidizan y forman una capa estática en el fondo de la cama, ocasionando que la velocidad de adición de las partículas segregadas disminuya, la carga estática permanece en un nivel bajo. Con esto, se pueden provocar gradientes marcados de temperatura en la cama.

3) Segregación con pérdida de fluidización. En este caso la velocidad de remoción de cenizas es insuficiente para prevenir la formación de una capa en el fondo de la cama. Esta capa puede interferir con la fluidización, con la transferencia de calor y en circunstancias extremas, provocar severos gradientes de temperatura, así como la posible formación de escorias.

Por otra parte, si el contenido de finos en el combustible es muy alto ocurrirá una mayor elutriación. El combustible que sale de la cama sin quemar ocasiona que la eficiencia de la cama disminuya en forma considerable, lo que conduce a tener mayores radios o ciclos de recirculación.

Para cada diseño se determina la cantidad de calor que se desprenderá en el área superior de la cama, este valor oscila entre el 10 y el 30% del total. Esta cantidad es el resultado de la combustión de los finos y de las sustancias volátiles que son arrastradas por los gases de la combustión, ahora bien, si los finos son excesivos, la unidad no trabajará según las especificaciones. La razón es que si existe un exceso de combustión en la parte superior del combustor provocará que la temperatura en la zona libre exceda su valor de diseño, lo que a su vez generará un descenso en la temperatura de la cama, ya que el combustible no permanecerá en ella en tiempo necesario para ser quemado.

4.- Equipo Principal

a) Cámara de Combustión e Intercambio de Calor.

La parte superior del lecho fluidizado se denomina cámara de combustión o área libre de la caldera; la función de esta es proporcionar a las partículas de combustible y de piedra caliza un tiempo de residencia suficiente, tal que permita la combustión total del combustible así como la captura del dióxido de azufre mediante el agotamiento de la piedra caliza. En las paredes de esta área se localizan tubos de agua, en los cuales se lleva a cabo un intercambio de calor por medio de un mecanismo de convección.

En este tipo de combustores existen dos formas principales para generar vapor, a saber:

1.- Generadores donde no hay contacto directo entre las partículas fluidizadas y la superficie de transferencia de calor. En este modelo el calor de los gases de combustión genera la totalidad del calor en forma convencional, es decir por convección.

2.- Generadores de vapor por contacto directo. Estos generadores de vapor tienen la superficie de transferencia de calor inmersa en la cama de partículas fluidizadas, dando como resultado una disminución en la cantidad de superficie de transferencia del calor que se requiere.

De estos dos tipos de combustores el más utilizado comercialmente es el segundo, aunque el hecho de colocar tubos de agua dentro del lecho represente un problema, ya que, existirá una mayor caída de presión del aire de fluidización, lo que provoca que para que se logre una buena fluidización se deba de aumentar la velocidad del mismo con el subsecuente aumento en los costos de operación; además si se aumenta la velocidad de fluidización se aumentará la cantidad de partículas acarreadas por los gases de combustión, lo que repercute en una disminución de la eficiencia de la combustión. Otro problema es que por el golpeteo de las burbujas de aire, las partículas de combustible y piedra caliza ocasiona que los tubos de la cama se erosionen con mayor facilidad, requiriendo que su fabricación sea con materiales más resistentes.

Para disminuir el problema de la caída de presión del aire y la erosión de los tubos, lo aconsejable es colocar tubos cromados colocados con una inclinación de 12 grados con respecto a la horizontal para que la incidencia de las burbujas de aire no sea perpendicular, además así se evita el depósito de partículas en la parte inferior de los tubos debido a que estas se deslizan por los mismos hasta llegar a la pared y ascenderán por la misma.

Por otra parte, la ventaja de colocar tubos de agua en la cama, reside en que en esta zona se absorbe el cincuenta por ciento del calor total generado, puesto que al estar los tubos a la temperatura de la cama, que es la mayor, existirá una mayor transferencia del mismo. En esta zona el mecanismo de transferencia de calor es por radiación.

A continuación, es necesario analizar por medio de un estudio económico si conviene o no el colocar los tubos inmersos en la cama o

no; cabe aclarar que el mecanismo de transferencia de calor por radiación no es dominante en el proceso general, la ventaja principal es la alta temperatura de la cama con lo que habrá la posibilidad de un mayor gradiente de temperatura.

Con los generadores de vapor de lecho fluidizado se tiene un gran ahorro, comparado con los generadores de vapor convencionales, esto relacionado a la reducción de la cantidad total de la superficie de transferencia de calor, además como ya se mencionó con anterioridad, la temperatura es menor que en los generadores de vapor convencionales.

La cantidad de calor transferido a los tubos de agua tanto inmersos en la cama como los de las paredes, se puede obtener con la siguiente ecuación:

$$Q = h * A * (T_b - T_t) + e * C_b * A * (T_b^4 - T_t^4) \dots (2.4)$$

donde:

Q = Cantidad de calor transferido. (W).

h = Coeficiente de transferencia de calor por convección.
(W/m² K).

A = Área de transferencia de calor en la cama. (m²).

T_b = Temperatura del lecho fluidizado. (K).

T_t = Temperatura de la superficie de transferencia de calor.
(K).

e = Factor de emisividad por radiación. (Adimensional).

C_b = Constante de Stefan-Boltzman. (W/m² K).

En esta ecuación, el primer término se refiere a la transferencia de calor por convección, mientras que el segundo indica la transferencia de calor por radiación. El mecanismo de transferencia de calor por convección representa un 80% de la cantidad total del calor transferido siendo por ende el mecanismo controlante.

Se sabe que si la cama esta bien fluidizada, es decir, con una temperatura uniforme, el valor del coeficiente de transferencia de calor por convección (h) es prácticamente constante con respecto a la cantidad de aire suministrado; su valor se determina por medio del

tamaño promedio de las partículas del material que entra a la cama, este valor disminuye al aumentar el tamaño de las partículas de combustible.

Debido a que la temperatura del tubo metálico es esencialmente la misma de la ecuación 2.4, se puede observar que las únicas variables del sistema, son la temperatura y el área de transferencia de calor de la cama.

Puede observarse que para el caso de un generador de vapor perfectamente fluidizado el coeficiente de transferencia de calor es constante y no depende de la velocidad de fluidización, presión de operación del hervidor, longitud y densidad de la cama, excepto en el caso de que alguna o algunas de estas propiedades afecten el tamaño de las partículas que residen en la misma.

Se ha estudiado que para una mezcla de partículas que posean un amplio rango de tamaños, el proceso de transferencia de calor es determinado predominantemente por las partículas finas de la mezcla, no siendo afectado este proceso por las partículas más gruesas.

Al quemarse el combustible en un lecho fluidizado, la mitad del calor generado se emplea para calentar el aire de combustión hasta la temperatura de operación de la cama, de esta forma, si el combustor es operado con un bajo exceso de aire, el calor restante será transferido directamente de la cama a las superficies de transferencia de calor.

En lo que respecta al diseño térmico de un generador de vapor de lecho fluidizado, hay una pequeña variación en el valor del coeficiente de transferencia de calor dentro del lecho fluidizado, en contraste con la gran variación que existe a través del área de un generador de vapor convencional de carbón pulverizado, esta ventaja permite al diseñador minimizar la cantidad de combustible requerido para lograr un adecuado sobrecalentamiento, esto es, localizar el área de sobrecalentamiento en la zona de mayor temperatura.

Otro factor que caracteriza a estos equipos es la rapidez con la que se quema el combustible, originando una alta liberación de calor volumétrico, como consecuencia se tiene un tamaño muy reducido de la cámara de combustión, comparado con una unidad generadora de vapor

convencional que utilice combustible triturado. Este punto origina un ahorro bastante significativo en lo que respecta a costos de capital.

El método de reducir la carga disminuyendo la altura de la cama depende del hecho de que los coeficientes de transferencia de calor de los tubos, colocados en la parte superior de la cama, son menores que en aquellos tubos localizados inmersos en el lecho fluidizado; esta situación es conocida, pero no es totalmente cuantificable, en particular en la zona de cama expandida, en la cual los coeficientes de transferencia de calor cambian rápidamente.

La velocidad de combustión de una sola partícula de carbón está determinada por la siguiente ecuación:

$$\dot{m} = 24 * \pi * Sh * D_{02} * d * C_p \dots (2.5)$$

$$Sh = \frac{kg * d}{D_{02}} \dots (2.6)$$

donde:

- \dot{m} = Velocidad de combustión de una partícula de carbón. (kg/s).
- Sh = Número de Sherwood.
- D_{02} = Coeficiente de difusión molecular en fase gaseosa. (m^2/s).
- d = Diámetro de partícula de carbón. (m).
- C_p = Concentración de oxígeno en la fase en cuestión. (kgmol de oxígeno/ m^3).
- kg = Coeficiente de transferencia de masa. (m/s).

La velocidad de combustión de las partículas de combustible en un lecho fluidizado está influenciada significativamente por las condiciones de operación de la cama y por los parámetros de diseño.

b) Ciclones Eliminadores de Cenizas.

Este equipo se utiliza con el fin de aprovechar al máximo las partículas de combustible que no se hayan quemado evitando que se disipen en la atmósfera. La cantidad de finos que se necesitan

colectar va a depender de la calidad con la que se quieran obtener los gases de combustión, y por lo tanto tener una mayor recolección de finos; este hecho aumentará el costo de capital del equipo.

El principio de estos ciclones está basado en la separación en dos fases, una sólida y otra gaseosa. Tomando en cuenta las fuerzas activantes el mecanismo para la recolección de polvos se clasifica de la siguiente forma:

- 1.- Asentamiento por gravedad.
- 2.- Depositación inercial.
- 3.- Intercepción de línea de flujo.
- 4.- Depositación difusional.
- 5.- Depositación electrostática.
- 6.- Precipitación térmica.
- 7.- Aglomeración sónica.

La mayoría de los equipos recolectores de polvos funcionan en base a dos o más mecanismos de los anteriormente señalados, por esta razón es conveniente clasificar a los eliminadores de polvo por su tipo y no por su mecanismo.

La clasificación es como sigue:

- 1.- Filtros de aire.
- 2.- Precipitadores eléctricos.
- 3.- Depuradores. (Scrubbers).
- 4.- Filtros de bolsa.
- 5.- Separadores mecánicos centrífugos.
- 6.- Ciclones separadores.
- 7.- Cámaras de depositación por gravedad.

De estos tipos de separadores el más comúnmente utilizado es el ciclón separador ya que siendo muy simple el principio con el que funciona, es económico en cuanto a su operación y costos de capital.

Su funcionamiento básico es el siguiente: La mezcla de gas sólido entra en una cámara cónica o cilíndrica colocada tangencialmente en uno o más puntos, saliendo por debajo por una abertura central; las partículas de polvo, por su misma inercia, tenderán a moverse hacia abajo por la fuerza de gravedad para depositarse en un receptor. Este tipo de separadores se utiliza con gases a 1000 °C y se aplica a gases con partículas sólidas hasta de 5 micras de diámetro. Con partículas de 3 micras de diámetro, la eficiencia disminuye entre el 80 y el 85 por ciento.

c) Economizadores

Un economizador es un equipo que se emplea para enfriar las corrientes de gases de combustión que se expulsan a la atmósfera, igualmente sirve para precalentar corrientes que a temperaturas inferiores a las del proceso e introducidas en esas condiciones, bajarían la eficiencia del mismo. En esta forma, para el caso de un hervidor de lecho fluidizado, los gases de combustión salen a una temperatura aproximada de 500 °C los cuales ocasionarían una gran pérdida de energía si se dejasen salir a la atmósfera a esa temperatura.

Además existe una corriente de aire que se emplea para fluidizar el combustible y que también sirve como medio de combustión. En condiciones normales este aire a temperatura ambiente, implica la necesidad de una gran cantidad de energía para llevarlo a la temperatura de operación de la cama, razón por la cual debe ser precalentado en un economizador. Otro elemento que normalmente es precalentado con un economizador, es el agua que se alimenta para generar vapor. La utilización de estos economizadores tiene como objetivo el lograr un substancial ahorro de energía.

d) Sopladores y/o ventiladores.

Estos implementos, son usados para el suministro de aire al lecho fluidizado y para que también funcione como agente fluidificante.

Los ventiladores son aparatos que manejan bajas presiones, con cabezas menores de 0.5 libras sobre pulgada cuadrada. Se clasifican en axiales o centrifugos.

Los ventiladores de tipo axial se dividen en dos tipos: de disco y de propela. Los primeros se utilizan para la circulación en general o en trabajos donde no se requieren ductos.

En lo que respecta a los ventiladores centrifugos, se conocen tres tipos: de aspas curvadas hacia adelante, de aspas curvadas hacia atrás y de aspas rectas. De estos tres, el más empleado es el de aspas rectas y es el recomendado para suministrar el aire a una caldera de lecho fluidizado.

5.- Equipo periférico.

a) Molienda de materias primas.

Para lograr una correcta eficiencia en la combustión del combustible al igual que en la reacción de la piedra caliza, se recomienda que las partículas que se alimentan al combustor tengan un diámetro específico; éste ha sido determinado experimentalmente, ya que si las dimensiones son muy pequeñas ocasionaría el arrastre de las mismas por los gases de combustión.

Para obtener un tamaño uniforme de partículas, se utilizan molinos, los cuales trituran las materias primas antes de ser alimentadas. En el caso de la piedra caliza y el carbón se recomienda el uso de molinos de martillos de bolas.

Este tipo de molinos poseen una coraza cilíndrica o cónica, que gira en un eje axial y que se carga junto con un medio pulverizante, como pueden ser unas bolas de acero, de porcelana o bien unos rodillos de acero. Al girar el cilindro, el medio pulverizante se desliza por la pared y al llegar a la parte alta del mismo, caen produciendo el rompimiento o despedazamiento del material.

b) Sistema de transporte de sólidos.

Para llevar el combustible y la piedra caliza hacia el hervidor de lecho fluidizado, es necesario el uso de un sistema de transporte de sólidos. Se pueden observar los diferentes tipos de transportadores empleados para el proceso de alimentación de las materias primas. (Figura 8).

Como primer paso, la materia prima proveniente de camiones o furgones de ferrocarril se descarga en tolvas receptoras, de estas

caen hacia un transportador de banda sinfin, el cual sirve para llevar cantidades no muy grandes de sólidos a distancias medias. No es necesario alimentar una cantidad específica del material, su función es sólo llevarlo de un lugar a otro sin importar su cantidad. Después de este alimentador, se localiza un elevador de cangilones, el cual consta de unas paletas que acarrean el material elevándolo hasta el lugar donde se localiza una banda de giro de 180 grados; dichas paletas se colocan boca abajo para provocar la caída del material. Este tipo de transportador es útil sobre todo, en el caso de que se tengan espacios reducidos. De este elevador helicoidal, el combustible cae por gravedad a través de unos ductos hacia una tolva almacenadora. Paralela a esta tolva se localiza otra almacenadora de piedra caliza la cual se llena con la ayuda de un transportador neumático. Este sistema de transporte, consiste en una bomba de vacío, la cual está conectada a un cargador que al succionar aire, cierra la salida del cargador y jala el aire por un orificio en donde se conecta una manguera que conduce al lugar en donde se tiene el material; cuando se interrumpe la succión, se abre la tapa inferior del cargador provocando la caída del material hacia la tolva. Por debajo de estas dos tolvias, se localiza un alimentador gravimétrico, el cual acarrea tanto la piedra caliza como el carbón hacia otro elevador de cangilones. Los alimentadores gravimétricos son recomendables cuando se desea transportar por distancias cortas una cantidad específica del material. Estos equipos funcionan bajo el principio de pérdida de peso, es decir, dejan caer una cantidad de material previamente calculado y se desaloja a compartimientos que posteriormente lo dejan caer. Una vez que se tiene una mezcla conocida de piedra caliza y carbón, se vuelve a utilizar un elevador de cangilones; la mezcla asciende hasta caer en un transportador de banda sinfin que desplaza el material hasta la parte superior de una tolva alimentadora de materia prima al lecho fluidizado.

Para ayudar a la caída del material, se utilizan unos ductos. Una vez que se tiene el material en la tolva, se inicia su alimentación hacia el lecho mediante el uso de un transportador helicoidal o de tornillo, este material tiene que ser alimentado a una velocidad que está determinada por la velocidad de combustión del combustible y la velocidad de reacción o agotamiento de la piedra caliza. El uso de estos transportadores permite que exista una mayor distribución del

material en el lecho, ya que, el material es introducido con una cierta presión y no cae en un solo lugar, como sucedería si escurriese por las paredes.

Este sistema puede variar, pero en definitiva, su elección dependerá de un análisis económico y sobre todo del espacio con que se cuenta.

c) Chimenea.

Como todas las calderas, las de lecho fluidizado también cuentan con una chimenea para desalojar los gases de la combustión hacia la atmósfera. Las chimeneas deben tener una altura mínima, determinada por las normas establecidas por la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología.

En las calderas convencionales los limpiadores de gases (scrubber) están localizados en la chimenea, en el caso de calderas de lecho fluidizado estos no son necesarios, pero la chimenea debe tener un sistema refractario para prevenir la corrosión de las paredes por los gases de la combustión. Su diseño es importante, ya que se requiere un diámetro y una altura adecuada con el fin de que no existan grandes caídas de presión que ocasionen que los gases de la combustión no fluyan libremente.

d) Filtros de bolsa.

Este equipo se coloca generalmente entre el economizador de aire y la chimenea. Se utiliza para separar y coleccionar polvos industriales que se tengan en corrientes de proceso.

Los baghouses o filtros de bolsa consisten de una estructura metálica la cual tiene varios tubos cilíndricos verticales, también metálicos, los cuales tienen en su interior una bolsa hecha de algún tipo de fibras, ya sea natural o sintética.

Además de soportar los tubos donde se colocan las bolsas, la estructura tiene unos baffles cuyo fin es el de desviar el flujo de los elementos filtrantes encausándolos entre las bolsas.

Su funcionamiento consiste en que se hace pasar la mezcla de gases con partículas sólidas por entre las bolsas, las cuales solo dejan pasar los gases reteniendo en su interior a los sólidos.

Inicialmente la bolsa se encuentra limpia y a medida que va pasando el gas, se va formando una capa de sólidos en la superficie interna de la bolsa, esta capa de sólidos se conoce como pastel, esta capa ayuda a retener los sólidos ya que va cerrando los intersticios de la fibra. A medida que el pastel va creciendo, la caída de presión aumenta, lo que provoca que los gases no fluyan. Cuando esto sucede se deben limpiar las bolsas haciendo pasar una corriente de aire a contraflujo.

Las bolsas deben tener algunas propiedades para poder llegar a la eficiencia normal de operación, que es del 99% o mas. Esas propiedades son:

a) Permeabilidad.- La fibra debe ser suficientemente porosa para permitir un flujo satisfactorio de aire.

b) Esfuerzo Mecánico.- La bolsa debe resistir esfuerzos a la tensión ocasionados por diferenciales de presión en la operación, esfuerzos cortantes durante el proceso de limpieza y pulsaciones cuando se hace pasar aire a contracorriente en el ciclo de lavado. Debe soportar la abrasión, especialmente en el punto donde se encuentra sujeta el tubo soporte o marco del tubo donde esta soportada.

c) Retención de Sólidos.- La fibra de que esté hecha la bolsa debe estar suficientemente abierta con el fin de prevenir la acumulación de finos en los intersticios, a su vez debe ser cerrada para ser capaz de impedir la salida de las partículas de sólidos a través de la bolsa.

d) Resistencia a la Corrosión.- Debe resistir ataques y fatiga debido a la acción de agentes químicos entre las fibras y los materiales filtrados, este factor debe tomarse muy en cuenta en el caso de existir humedad en los gases que se desea limpiar.

e) Resistencia al Calor.- Para algunos procesos, el filtro debe resistir el paso de los gases a altas temperaturas. Cada tipo de filtro tiene un límite definido de temperatura en el cual puede trabajar, si se excede esa temperatura se puede desintegrar la fibra.

f) Facilidad de Limpieza.- El filtro debe tener una textura que permita una fácil eliminación del polvo acumulado (pastel) durante el proceso de limpieza.

g) Estabilidad Dimensional.- La bolsa debe resistir los alargamientos y encogimientos, los cuales afectarán su permeabilidad.

Algunos tipos de fibras utilizadas en la fabricación de bolsas son: algodón, lana, nylon, orlón, dacrón, dinel, vidrio, nomex, polipropileno, polietileno, teflón, etc.

C A P I T U L O I I I
B A S E S Y C R I T E R I O S
D E D I S E Ñ O

C A P I T U L O I I I

BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO

En la actualidad existen plantas piloto en donde se ha experimentado en forma muy amplia, la combustión en lecho fluidizado. Gracias a estas investigaciones ha sido posible obtener parámetros en su diseño, los cuales han servido para el cálculo de los combustores de este tipo.

a) Criterios de Operación:

Uno de los parámetros más importantes al diseñar un combustor de lecho fluidizado, es el de la cantidad de bióxido de azufre que puede ser extraído de los gases de la combustión. La variable que gobierna a esta cantidad es la relación Calcio : Azufre, recomendándose que sea entre 3:1 y 5:1, dependiendo este valor de la cantidad de azufre que contenga el combustible y de las propiedades de la piedra caliza. En términos generales, estos combustores son capaces de remover del 85 al 90% del azufre contenido en el mismo. Para elegir esta variable debe ponerse especial cuidado, ya que la eliminación del bióxido de azufre de los gases de combustión desde el momento en que se forma, evita la necesidad de adicionar un sistema de limpieza complejo; en otro aspecto es uno de los factores que hacen más atractivos a esta clase de combustores en comparación con los convencionales.

Otra variable importante a tomarse en cuenta, es el tiempo que permanecerán las partículas del combustible y piedra caliza dentro de la cámara de combustión. Este deberá ser lo suficiente para permitir una adecuada combustión y a la vez lograr reacciones completas de la piedra caliza. Por el contrario, si el lapso de residencia es muy grande, hará necesaria una altura considerable del combustor, lo que afectaría directamente a la velocidad de fluidización; por lo tanto, estas variables deben ser calculadas rigurosamente. El tiempo de residencia recomendado es de 0.8 segundos.

Debe hacerse hincapié en que dos son las variables que determinan la formación de NO_x , a saber: la temperatura de la cama y la cantidad de aire alimentada al combustor.

La temperatura de la cama debe de mantenerse en un rango que oscile entre los 1500 y 1600 °F, para evitar que haya formación de NOx y a la vez capturar a un grado máximo el azufre.

La cantidad de aire debe ser lo suficiente para garantizar una combustión adecuada. Para lograr que el 98% del combustible se quemé, se requiere, que la alimentación de aire sea con un exceso de entre el 15 y 25%, con lo que también se controla la formación excesiva de NOx.

La velocidad de fluidización es otra de las variables clave al diseñar estos combustores. Se sabe que el calor transferido por unidad de área en la cama fluidizada, es una función lineal de la velocidad con que los gases abandonan la misma; es decir, a mayor velocidad de fluidización la cantidad de calor liberado es mayor; por otra parte, si el aire tiene una velocidad muy grande las partículas de combustible, de la piedra caliza y de el material inerte, tienen que ser de mayor tamaño para no ser arrastradas fuera de ella por los gases de combustión antes de que se quemen o entren en reacción; en consecuencia, conforme aumenta el tamaño de las partículas, disminuye la velocidad de transferencia del calor. Por otro lado, si la velocidad aumenta, la profundidad de la cama deberá de ser mayor con el propósito de proveer un tiempo de residencia adecuado y una área suficiente de transferencia del calor.

Tomando en cuenta los aspectos anteriormente descritos, se recomienda que la velocidad de fluidización sea entre 6 y 12 pies por segundo y el tamaño de la partícula de combustible de 1.5 pulgadas, si la alimentación se hace por encima de la cama y de 0.25 pulgadas si se hace por debajo de la misma. Para la piedra caliza el tamaño aconsejable es de 1/8 de pulgada.

El aire que se alimenta para la combustión debe de estar caliente, con objeto de aumentar la eficiencia del combustor, para este fin se emplea un precalentador o economizador, en el cual se aprovecha el calor residual de los gases de la combustión antes de que pasen al filtro de bolsa y a la chimenea. La temperatura de este aire que entra al combustor se recomienda que esté entre 600 y 800 °F. por otro lado los gases de combustión no deben penetrar al filtro de bolsa a alta temperatura, siendo la máxima permitida de 425 °F, al

salir del combustor alcanzan una temperatura de aproximadamente 950 °F, el economizador la disminuye a 350 °F.

En lo referente a los sólidos sobrantes (sulfato de calcio y material inerte), estos deben ser extraídos continuamente para que en la cama haya piedra caliza fresca. Se almacenarán en silos abiertos, enfriados previamente a una temperatura de aproximadamente 250 °F, ya que del combustor salen a una temperatura de entre 1500 y 1600 °F. El calor excedente puede ser empleado en precalentar el agua de alimentación o para alguna otra corriente del proceso.

El combustor deberá diseñarse del tipo atmosférico y en los cuales la presión de operación oscila entre 16 y 18 libras sobre pulgada cuadrada absolutas, siendo la presión de diseño entre 20 y 25 libras sobre pulgada cuadrada absolutas.

La calidad del vapor que se genera en un combustor de lecho fluidizado puede tener una presión baja, media y alta, esto dependerá de las necesidades de los usuarios.

Las partículas en la cama se expanden al pasar a través de ellas el aire de la fluidización, la altura de expansión es de entre 5 y 8 pies y tendrá que ser considerada para calcular dentro del combustor, el área disponible para la cama.

b) Criterios del Equipo:

El diseño del plato de distribución y los materiales que lo componen deberá hacerse con especial cuidado. Con este fin se consideran los criterios siguientes: se calculará para producir una libra por pulgada cuadrada de caída de presión normal y tres libras por pulgada cuadrada como máximo. Para lograrlo se hacen las siguientes recomendaciones:

- a) que tenga una placa de 3 pulgadas de espesor,
- b) que sea de fibra de acero inoxidable 310,
- c) que esté recubierto con una capa de refractario de 3/4 de pulgada de espesor y
- d) que su parte superior sea de acero inoxidable 304.

Los orificios en el plato deben de tener un diámetro de 3/16 de pulgada y estar colocados con una distribución de 1.5 pulgadas

cuadradas de separación entre centros, con un arreglo cuadrado y soportar temperaturas hasta de 1650 °F.

En lo tocante a la localización de los tubos dentro del combustor se aconseja dejar una distancia de 1.5 pies entre el plato y la primera hilera de los mismos; la separación entre la pared del combustor y los tubos debe de ser de 5.3 pulgadas. El espacio entre cada uno de ellos debe tener aproximadamente 2 diámetros en una distribución con un arreglo de los tubos triangular (pitch). Estas especificaciones permiten una adecuada fluidización y excelentes propiedades de transferencia del calor.

El material de los tubos debe de ser de acero inoxidable 347 con un contenido de carbón no mayor al 0.04%, esto para que soporten la corrosión que se ocasiona por el contacto directo con el lecho fluidizado. Al utilizar este material se produce una corrosión de 0.2 pulgadas durante cuatro años de operación.

El sistema de alimentación del combustible se diseñará en tal forma de que proporcione a través de la cama, una temperatura uniforme y para lo cual por cada 20 pies cuadrados debe de tenerse un punto de alimentación.

A continuación se detalla una tabla con los valores mencionados anteriormente:

CONCEPTO	VALOR
a) Criterios de Operación:	
+ Relación Calcio : Azufre	3:1-5:1
+ Por ciento de bióxido de azufre removido	85-90%
+ Tiempo de residencia	0.8 seg.
+ Temperatura de la cama	1500-1600 °F
+ Exceso de aire	15-25%
+ Velocidad de fluidización	6-12 ft/s

+ Tamaño de la partícula de combustible	1.5-1/4 pulg.
+ Tamaño de la partícula de Piedra Caliza	1/8"
+ Temperatura aire	600-800 °F
+ Puntos de alimentación del combustible	Uno por cada veinte pies cuadrados de área de cama
+ Temperatura de salida del material de la cama	1500-1600 °F
+ Temperatura de almacenamiento del material de la cama	250 °F
+ Presión de operación	16-18 psia
+ Presión de diseño	20-25 psia
+ Altura cama expandida	5-8 ft

b) Criterios del Equipo:

PLATO DE DISTRIBUCION

- Caída de presión	1 psi normal, 3 psi máximo
- Espesor de la placa	3"
- Material construcción	Acero Inoxidable 310
- Espesor capa refractaria	3/4"
- Material del refractario	Ac. Ino. 304
- Diámetro orificios	3/16"
- Distancia centro a centro (pitch)	1.5" Cuadrado
- Temperatura	1650 °F

TUBOS

- Distancia entre el plato de distribución y tubos.	1.5 ft.
- Distancia entre pared del combustor y los tubos	5.3"
- Espacio entre tubos	2 diámetros
- Arreglo centro a centro (pitch)	Triangular
- Material de construcción	Acero Inoxidable 347
- Corrosión permisible	0.02" en 4 años

Dentro de las bases de diseño se tienen las siguientes:

La planta será edificada en la Ciudad de México.

Temperatura ambiente 75 °F

Temperatura del agua 70 °F

Presión atmosférica 11.31 lb/in²

La piedra caliza utilizada contiene 80.4% de carbonato de calcio.

El combustible a utilizar en el diseño es carbón, con un contenido de carbón del 70.15%.

C A P I T U L O I V
E C U A C I O N E S D E
D I S E Ñ O

CAPITULO IV

ECUACIONES DE DISEÑO

El presente capítulo es una presentación de todas las ecuaciones y metodología para el diseño de una caldera de lecho fluidizado.

Para este diseño se debe considerar que la caldera se encuentra dentro de un sistema cuyo fin es la generación de vapor para obtener energía.

Dentro de los equipos que componen el sistema tenemos, sistemas separadores de mezclas sólido-gas, sistemas economizadores de energía, sistemas de transporte de sólidos, sistemas de recirculación de condensado, etc.

A continuación se presenta una secuencia de cálculo para el diseño de una caldera de lecho fluidizado.

Como primer paso se debe definir la cantidad y la calidad del vapor que se va a generar en la caldera. El primer cálculo a realizar es un balance de materia y energía para conocer la cantidad de calor producido y consecuentemente la cantidad de combustible requerido. Para esto se utiliza la ecuación general de balance:

$$\text{Entradas} + \text{Generación} = \text{Salidas} + \text{Acumulación} \quad (4.1)$$

El calor transferido entre el carbón y el agua, se evalúa de la siguiente forma:

$$Q = w C_p \Delta T \quad (4.2)$$

donde:

Q = Calor Transferido BTU/Hr
 w = Cantidad de materia lb/Hr
 ΔT = Gradiente de temperatura °F
 del fluido

Aunque también puede ser evaluado como:

$$Q = w (H_m - H_{m_2}) \quad (4.3)$$

donde:

Q = Calor Transferido	BTU/Hr
w = Cantidad de Materia	lb/Hr
H _m = Entalpía de Entrada del Agua	BTU/lb
H _{m₂} = Entalpía de Salida del Agua	BTU/lb

La diferencia de temperatura se calcula en general de acuerdo a la siguiente relación:

$$\Delta T = t_2 - t_1 \quad (4.4)$$

donde:

t ₂ = Temperatura de la corriente a la salida	°F
t ₁ = Temperatura de la corriente a la entrada	°F
ΔT = Gradiente de temperatura del fluido	°F

Se debe considerar una eficiencia de la caldera en cuanto al proceso de transferencia de calor se refiere. Esto se evalúa:

$$Q_r = \frac{Q}{\eta_T} \quad (4.5)$$

donde:

Q _r = Calor real Transferido	BTU/Hr
Q = Calor Transferido al 100% de Eficiencia	
η _T = Eficiencia en la transferencia de calor	

Para el cálculo de la masa de carbón necesaria para proporcionar dicha cantidad de calor real, se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q_{comb} = w_c P_c \quad (4.6)$$

donde:

Q _{comb} = Calor Transferido al combustible	BTU/Hr
w _c = Masa del combustible	lb/Hr
P _c = Poder calorífico del Combustible	BTU/lb

Una vez conocida la cantidad de combustible, y la composición del mismo, se tiene determinada la cantidad de azufre contenida en el combustible. Como ya se ha mencionado con anterioridad, el azufre es el principal contaminante de los gases de combustión, y para ser

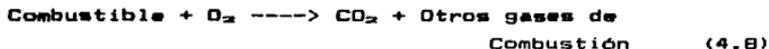
eliminado se adiciona piedra caliza la cual tiene una composición de carbonato de calcio determinada, la cual es la sustancia que reacciona con el azufre según la siguiente reacción:



Estequiométricamente se puede conocer cuanto carbonato de calcio es necesario para eliminar una mol de azufre, así como el oxígeno requerido para la combustión. Esta reacción lleva asociada una eficiencia.

Además de esto, también por bases de diseño, existe una cantidad de azufre que debe ser eliminada, ya que la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología establece una cantidad de contaminantes máximo, contenido en los gases de combustión.

El siguiente paso es la determinación del oxígeno necesario para la combustión y para esto se utiliza la reacción:



Es necesario considerar un exceso de aire y una eficiencia en la reacción para conocer la cantidad real de aire que se debe alimentar a la caldera. A esta cantidad se le denomina oxígeno alimentado. El oxígeno alimentado se calcula como:

$$O_{2a} = O_{2r} + \frac{O_{2r} * Ek}{100} \quad (4.9)$$

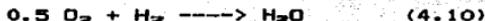
donde:

O_{2a} = Oxígeno Alimentado lbmol/Hr

O_{2r} = Oxígeno Requerido lbmol/Hr

Ek = Porcentaje de Exceso de aire.

Otro de los componentes del combustible es el nitrógeno, el cual reacciona con el oxígeno formando agua, según la reacción:



Otro aspecto que se toma en cuenta en el balance de materia, es la cantidad de sólidos que son removidos por la parte inferior de la caldera, estos sólidos están formados por el sulfato de calcio generado en la reacción (4.7) y los sólidos inertes que acompañan a la piedra caliza.

Por otra parte, las partículas muy pequeñas de combustible y piedra caliza, son acarreadas hacia la parte superior de la caldera, estas son recirculadas por medio de un ciclón, al lecho fluidizado. Estos sólidos elutriados se calculan con la siguiente ecuación:

$$E_L = 130 G \text{ EXP} \left[-10.4 \left(\frac{U_t}{U_f} \right)^{0.5} \left(\frac{U_o}{U_f - U_o} \right)^{0.25} \right] \quad (4.11)$$

donde:

E_L = Sólidos Elutriados por unidad de área	lb/Hr ft ²
U_t = Velocidad Terminal del Gas	ft/s
U_f = Velocidad nominal del Gas	ft/s
U_o = Velocidad inicial del Gas	ft/s
G = Flujo masa Velocidad del Gas	lb/Hr ft ²

Los sólidos elutriados calculados con la ecuación anterior son por unidad de área.

Para calcular los sólidos elutriados totales se utiliza la expresión:

$$R = E_L * A_c \quad (4.12)$$

donde:

R = Sólidos Elutriados	lb/Hr
E_L = Sólidos Elutriados por unidad de área	lb/Hr ft ²
A_c = Área de la Cama.	ft ²

Para poder desarrollar la ecuación 4.11 y 4.12, es necesario seguir el procedimiento que a continuación se indica:

- Área de la cama

$$A_c = \frac{V_c}{h_c} \quad (4.13)$$

donde:

A_c = Area de la Cama	ft^2
V_c = Volumen de la Cama	ft^3
h_c = Altura lineal de la cama fija	ft
- Altura de la Cama	

$$h_c = U_f * \theta_r \quad (4.14)$$

donde:

θ_r = Tiempo de residencia de las partículas	seg
h_c = Altura de la Cama	ft
U_f = Velocidad Nominal del Gas	ft/s

El tiempo de residencia y la velocidad nominal del gas se toman de bases de diseño (Cap III).

- Volumen de la Cama

$$V_c = \frac{m_c}{\rho_c} \quad (4.15)$$

donde:

V_c = Volumen de la cama	ft^3
m_c = Masa del Material contenido en la cama	lb
ρ_c = Densidad de la cama	lb/ft^3

Para conocer la masa de material contenido en la cama, de bases de diseño, se toma la masa de materiales necesarios al momento del arranque de la caldera.

En cuanto a la densidad de la mezcla, se calcula de la siguiente forma:

$$\rho_m = \rho_{comb} * X_{comb} + \rho_{pc} * X_{pc} \quad (4.16)$$

donde:

ρ_m = Densidad de la mezcla de combustible y piedra caliza	lb/ft^3
ρ_{comb} = Densidad del combustible	lb/ft^3
ρ_{pc} = Densidad de la piedra caliza	lb/ft^3
X_{pc} = Fracción peso de piedra caliza	
X_{comb} = Fracción peso de combustible	

- Velocidad inicial del aire en el lecho fluidizado

$$U_0 = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g)}{1650 \mu} \quad (4.17)$$

Esta ecuación se utiliza para el caso en el que el número de Reynolds sea menor de 20.

$$U_0 = \left[\frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g} \right]^{0.5} \quad (4.18)$$

Esta ecuación es válida para cuando el número de Reynolds sea mayor de 1000.

- Número de Reynolds

$$Re = \frac{d_p U_f \rho_g}{\mu} \quad (4.19)$$

donde:

Re = Número de Reynolds	Adimensional
d_p = Diámetro de las partículas	ft
U_f = Velocidad nominal del gas	ft/s
μ = Viscosidad del gas	lbs/ft ²
ρ_g = Densidad del gas	lb/ft ³
ρ_s = Densidad del sólido	lb/ft ³

- Velocidad terminal del aire en el lecho fluidizado.

$$U_t = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{18 \mu} \quad (4.20)$$

El campo de aplicación de esta ecuación, es para números de Reynolds menores de 0.4 .

$$U_t = \left[\frac{0.0177 (\rho_s - \rho_g) g d_p^2}{\rho_g \mu} \right]^{1/3} \quad (4.21)$$

Esta ecuación se aplica cuando el número de Reynolds oscila entre 0.4 y 500.

$$U_t = \left[\frac{3.1 g (\rho_s - \rho_g) d_p}{\rho_g} \right]^{0.5} \quad (4.22)$$

Su aplicación es para números de Reynolds que estén dentro del rango comprendido entre 500 y 200,000.

donde:

d_p	= Diámetro de las partículas	cm
g	= Aceleración debida a la fuerza de gravedad	980 cm/s ²
ρ_s	= Densidad del sólido	lb/ft ³
ρ_g	= Densidad del gas	lb/ft ³
μ	= Viscosidad del gas	cP

- Flujo Masa Velocidad del Gas:

$$G = \frac{W}{A_c} \quad (4.23)$$

donde:

G	= Flujo masa velocidad del gas	lb/Hr ft ²
W	= Flujo másico del gas	lb/Hr
A_c	= Area de la cama	ft ²

Después de calcular el flujo masa de velocidad ya puede ser evaluada la ecuación 4.11.

Por último, se realizará un balance total de materia, es decir, de acuerdo a la ecuación 4.1:

Entradas = Piedra Caliza, Combustible y Aire.

Salidas = Exceso de Piedra Caliza, Sólidos Inertes, Sulfato de Calcio y Gases de Combustión.

Después se realizarán los balances de materia en los equipos periféricos tales como: Ciclón Eliminator de Cenizas, el cual tiene una eficiencia asociada que es mayor del 99%. Los sólidos eliminados en este ciclón son recirculados al lecho fluidizado.

Los sólidos restantes en los gases de combustión son eliminados en su mayoría en el filtro bolsa.

El siguiente paso es la evaluación de las condiciones térmicas de la caldera. El calor total es transferido en dos pasos dentro de la caldera, de bases de diseño, el 80% en la zona de la cama fluidizada y el 20% faltante en la zona de convección.

Para el cálculo de el Área de transferencia de calor en el lecho fluidizado, se utiliza la ecuación:

$$Q_{LF} = U_{LF} A_{LF} LMTD_{LF} \quad (4.24)$$

donde:

Q_{LF}	= Calor Transferido	BTU/Hr
U_{LF}	= Coeficiente Global de Transferencia de Calor	BTU/Hr ² F
$LMTD_{LF}$	= Temperatura Media Logarítmica del Lecho	°F

De la ecuación anterior se obtiene el valor del área de transferencia de calor. Los demás términos se evalúan de la siguiente forma.

+ El coeficiente global de transferencia se determina como:

$$U_{LF} = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + R_d} \quad (4.25)$$

donde:

U_{LF}	= Coeficiente Global de Transferencia de Calor	BTU/Hr ² F
h_{io}	= Coeficiente Interno de Transferencia de Calor	BTU/Hr ² F
h_o	= Coeficiente Externo de Transferencia de Calor	BTU/Hr ² F
R_d	= Factor de Incrustación	

La temperatura media logarítmica del lecho, la cual se asume que es constante, se determina de la siguiente forma:

$$LMTD_{LF} = \frac{t_{so} - t_{eo}}{\ln \frac{T_{LF} - t_{so}}{T_{LF} - t_{eo}}} \quad (4.26)$$

donde:

$LMTD_{LF}$	= Temperatura Media Logarítmica del Lecho	°F
T_{LF}	= Temperatura del Lecho	°F
t_{so}	= Temperatura de Salida del Agua	°F

t_{ea} = Temperatura de Entrada del Agua

$^{\circ}F$

La temperatura de salida del agua se calcula por medio de un balance de entalpías:

$$h_{sa} = \frac{Q_{LF}}{W_a} + h_{ea} \quad (4.27)$$

donde:

h_{sa}	= Entalpía del Agua de Salida	BTU/lb
Q_{LF}	= Calor Transferido en la Zona del Lecho Fluidizado	BTU/ Hr
W_a	= Masa de Agua	lb/Hr
h_{ea}	= Entalpía del Agua de Entrada	BTU/lb

Utilizando un diagrama de Mollier y la entalpía de salida del agua se determina la temperatura.

Para determinar los valores de los coeficientes interno y externo de transferencia de calor, se utilizan las ecuaciones:

$$\frac{h_{io}}{\phi_i} = 0.027 * Re^{0.8} * Pr^{0.4} * \frac{d_{ia}}{d_{oa}} * \frac{k}{d_{ia}} \quad (4.28)$$

donde:

h_{io}	= Coeficiente Interno de Transferencia de Calor	BTU/Hr $^{\circ}F$
ϕ_i	= Factor de Corrección por Viscosidad, entre la Temperatura de la pared y la Temperatura del fluido.	Adimensional.
Re	= Número de Reynolds	Adimensional.
Pr	= Número de Prandtl	Adimensional.
d_{ia}	= Diámetro Interno de la Tubería en la cama	ft
d_{oa}	= Diámetro Externo de la Tubería en la cama	ft
k	= Conductividad Térmica	BTU/Hr ft $^{\circ}F$

Para los números de Reynolds y Prandtl:

$$Re = \frac{d_{ia} G_t}{\mu} \quad (4.29)$$

donde:

Re = Número de Reynolds	Adimensional
d_{ic} = Diámetro Interno de la Tubería dentro de la cama	ft
G_t = Flujo Masa Velocidad del Gas	lb/Hr ft ²
μ = Viscosidad del Gas	lb/ft s

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad (4.30)$$

donde:

Pr = Número de Prandtl	Adimensional
C_p = Calor Específico	BTU/lb ^o F
μ = Viscosidad	lb/ft s
k = Conductividad Térmica	BTU/'F ft s

Posterior al cálculo de el área de transferencia de calor, se determina el número de tubos necesarios para dicha área:

$$N = \frac{12 A_{LP}}{\pi L_o d_{oe}} \quad (4.31)$$

donde:

N = Número de Tubos en la Cama	
A_{LP} = Área total de Transferencia de Calor	ft ²
π = Número Pi 3.1415926	
L_o = Longitud de Tubos en la cama	ft
d_{oe} = Diámetro externo de los Tubos en la cama	ft
12 = Factor de Conversión de Pies a Pulgadas	

La longitud de los tubos queda determinada por las dimensiones de la cama y el diámetro de los tubos es seleccionado en función de las bases de diseño.

Para calcular el número de tubos por hilera, se utiliza la ecuación:

$$L_t = 2 E + d_{oe} x + 2 d_{oe} (x - 1) \quad (4.32)$$

donde:

E = Distancia entre la Pared y el Primer Tubo.

El número 2 es debido a las dos paredes ft
 Lt = Longitud Total de la Cama ft
 do_e = Diámetro Externo de los Tubos
 en la Cama ft
 x = Número de Tubos

De la ecuación 4.32, el primer término representa el espacio existente entre la pared de los tubos y la pared de la caldera, considerando ambos lados; el segundo término se refiere al espacio que ocupa cada tubo y por último el tercer término es el número de espacios existente entre los tubos, este espacio se calcula como dos veces el diámetro externo del tubo, el factor x-1 se refiere al espacio menos que existirá con respecto al número de tubos.

En lo que respecta al número de hileras, estas se determinan en función de la altura expandida de la cama, es decir, la altura máxima que alcanzan las partículas del lecho fluidizado. Se considera por bases de diseño, que la cama se expande de 4 a 6 pies.

La ecuación para evaluar el número de hileras es:

$$hc_{ex} = Ev + do_e Y + 2 (Y - 1) do_e \quad (4.33)$$

donde:

hc_{ex} = Altura de la Cama Expandida ft
 Ev = Distancia entre el Plato de
 Distribución o Fondo de la Cama
 y la Primera Hilera de Tubos. ft
 Y = Número de Hileras
 do_e = Diámetro Externo del Tubo ft

La ecuación 4.33 cuenta también con tres términos. El primero de ellos se refiere a la distancia existente entre el plato de distribución de aire y soporte de la cama a la primera hilera de tubos, el segundo término indica la distancia que ocupa cada hilera y el último la distancia entre cada hilera, la cual se elige de acuerdo a valores obtenidos de la experiencia con otras calderas. El factor (Y - 1) se refiere al espacio menos con respecto a el número de hileras.

Una vez diseñada la zona de transferencia de calor en el lecho fluidizado se procede a determinar la zona de convección. Lo primero que debe determinarse es la temperatura de salida de los gases de combustión de la zona de convección, en función del calor transferido que ya se conoce:

$$T_{go} = T_{ge} - \frac{Q_{oc}}{w_{oc} C_{poc}} \quad (4.34)$$

donde:

T_{go}	= Temperatura de Salida de los Gases	° F
T_{ge}	= Temperatura de Entrada de los Gases, esta corresponde a la Temperatura de salida de la Zona del Lecho Fluidizado	° F
Q_{oc}	= Calor Transferido en la Zona de Convección	BTU/Hr
w_{oc}	= Masa de Gases de Combustión	lb/Hr
C_{poc}	= Calor Específico de los Gases de Combustión	BTU/lb°F

Los coeficientes de transferencia de calor globales se calculan con las ecuaciones 4.24, 4.25, 4.27, 4.28, 4.29 y 4.30. La ecuación 4.26 debe de ser modificada, debido a que la temperatura de los gases a través de la zona de convección no es constante.

$$LMTD = \frac{(T_{go} - T_{ga}) - (t_{go} - t_{ga})}{\ln \frac{T_{go} - T_{ga}}{t_{go} - t_{ga}}} \quad (4.35)$$

donde:

LMTD	= Temperatura Media Logarítmica	° F
T_{go}	= Temperatura de Entrada de los Gases de Combustión	° F
T_{ga}	= Temperatura de Salida de los Gases de Combustión	° F
t_{ga}	= Temperatura de Entrada del Agua	° F
t_{go}	= Temperatura de Salida del Agua	° F

A continuación se procede a calcular el ducto de salida de los gases de combustión, este conduce los gases hacia la entrada del ciclón recolector de polvos.

$$D = \sqrt{\frac{w_g}{\pi v_g \rho_g}} \quad (4.36)$$

donde:

D = Diámetro del Ducto de Salida	ft
w _g = Masa de los Gases	lb/Hr
v _g = Velocidad de los Gases, de Bases de Diseño	ft/Hr
ρ _g = Densidad de los Gases	lb/ft ³
π = Número Pi	3.1415926

El plato de distribución de aire se diseña siguiendo el procedimiento que a continuación se indica:

- La velocidad inicial de fluidización se determina mediante la ecuación 4.17 o 4.18, según el caso. Se calcula el área necesaria para obtener dicha velocidad con la ecuación:

$$A_0 = \frac{m_a}{\rho v_0} \quad (4.37)$$

donde:

A ₀ = Área total de los orificios por donde pasa el aire	ft ²
m _a = Masa de Aire	lb/Hr
ρ = Densidad del Aire	lb/ft ³
v ₀ = Velocidad Inicial del Aire	ft/s

- De bases de diseño se obtiene un diámetro de los orificios en el plato de distribución.

- Con este diámetro se calcula el área de cada orificio.

$$A_{OR} = \frac{\pi}{4} * D_{OR}^2 \quad (4.38)$$

donde:

A _{OR} = Área de cada Orificio	in ²
D _{OR} = Diámetro de cada Orificio	in

- El número de orificios se obtiene dividiendo el área total entre el área de cada orificio.

$$N \text{ orif.} = \frac{A_T}{A_{OR}} \quad (4.39)$$

donde:

N orif. = Número de Orificios en el
Plato de Distribución

A_T = Area Total Requerida in^2

A_{OR} = Area de cada Orificio in^2

El último factor a determinar para tener completamente diseñada la caldera, es el cálculo del espesor de la pared, el cual se determina mediante la ecuación:

$$t = \frac{P D}{2 S \epsilon} + C \quad (4.40)$$

donde:

t = Espesor de la Pared in
 P = Presión de Operación lb/in^2
 S = Esfuerzo Máximo Permisible lb/in^2
 ϵ = Eficiencia de las Uniones
 C = Corrosión Total in

La corrosión se determina como:

$$C = C_i + C_e \quad (4.41)$$

donde:

C = Corrosión Total in
 C_e = Corrosión Producida en la Parte exterior de la Caldera in
 C_i = Corrosión Producida en la Parte interior de la Caldera in

En cuanto a la presión total:

$$P_T = P_b + P_h \quad (4.42)$$

donde:

P_T = Presión Total lb/in^2
 P_b = Presión Barométrica lb/in^2
 P_h = Presión Hidrostática lb/in^2

Se procede al cálculo de los equipos periféricos de la caldera.

+ Ciclón Recolector de Polvos:

Para el cálculo de las dimensiones se utiliza el método establecido en la referencia II-1, página 20-82. En cuanto a la evaluación de la caída de presión se utiliza la siguiente ecuación:

$$P_{c_1} = 0.024 \rho_g V_c^2 \quad (4.43)$$

donde:

P_{c_1} = Caída de Presión a través del Ciclón in H₂O

V_c = Velocidad de los Gases en el Ciclón ft/s

ρ_g = Densidad de los Gases de Combustión lb/ft³

+ Economizadores:

Con el fin de aprovechar el calor remanente de los gases de combustión y a la vez precalentar el aire y el agua alimentada a la caldera, se utilizan intercambiadores de calor. Para el diseño de estos equipos se utiliza el método establecido en la referencia II-2.

+ Transportadores Neumáticos:

Las materias primas se transportan de un silo de almacenamiento hacia la caldera, por medio de transportadores neumáticos. Para el cálculo de la capacidad y diámetro de la tubería se utiliza el método establecido en la referencia II-1, página 7-18.

+ Silos de Almacenamiento:

La capacidad se determina en función de el tiempo de suministro de materiales. Para su cálculo se selecciona una geometría y se evalúan sus dimensiones.

+ Chimenea:

Para el cálculo de la chimenea se utiliza el método indicado en la referencia II-4. La caída de presión se determina con la siguiente ecuación:

$$P_{CH} = \frac{2.76}{B} * \frac{T_g}{D_i^4} * \frac{m_g}{10^6} * \frac{FL_{CH}^2}{D_i} + 1 \quad (4.44)$$

donde:

P_{CH} = Caída de Presión en la Chimenea in H₂O

B = Presión Barométrica in H₂O

Tg = Temperatura Promedio del Gas	° F
Di = Diámetro Interno de la Chimenea	ft
ma = Flujo de los Gases	lb/Hr
F = Factor de Fricción de Moody	
LCH = Altura de la Chimenea	ft

El factor de fricción se calcula con la figura 3, pagina 17-4 de la referencia II-4 y con el número de Reynolds, el cual se determina con la siguiente ecuación:

$$Re_{CH} = \frac{20000 m_a}{T_g' D_i} \quad (4.45)$$

donde:

Re _{CH} = Número de Reynolds	Adimensional
m _a = Flujo de Gases de Combustión	lb/Hr
Tg' = Temperatura de los Gases	°R
Di = Diámetro Interno de la Chimenea	ft

Para calcular el tiro de la chimenea se determina como:

$$T_{CH} = 7.57 * L_{CH} \frac{1}{T_a} - \frac{1}{0.965 T_g} \frac{B}{*30} \quad (4.46)$$

donde:

T _{CH} = Tiro de la Chimenea	in H ₂ O
L _{CH} = Altura de la Chimenea	ft
T _g = Temperatura Promedio de los Gases	°R
B = Presión Barométrica	in H ₂ O

+ Ventilador de Tiro Inducido:

Para el cálculo del Ventilador se utiliza el método propuesto por el fabricante Flacktt S. F. de México, el cual se detalla en el siguiente capítulo de esta tesis.

+ Compresor:

En el caso del compresor se utiliza el método y gráficas propuestas por el fabricante Sulzer, el cual se detalla en el siguiente capítulo de esta tesis.

CAPITULO V
DISEÑO DE LA
CALDERA

CAPITULO V

DISEÑO DE LA CALDERA

- BALANCE GLOBAL DE MATERIA:

Descripción de las corrientes definidas en la figura 9:

- 1.- Líquido a $P_1 = 30$ psi y $T_1 = 70^\circ\text{F}$; $W_1 = ?$
- 2.- Líquido a $P_2 = 30$ psi y $T_2 = ?$; $W_2 = ?$
- 3.- Vapor Saturado a $P_3 = 10$ psi y $T_3 = 193.2^\circ\text{F}$; $W_3 = 50$ lb/hr
- 4.- Líquido Saturado a $P_4 = 10$ psi y $T_4 = 193.2^\circ\text{F}$; $W_4 = 2\%$ de W_6
- 5.- Vapor Saturado a $P_5 = 30$ psi y $T_5 = ?$; $W_5 = ?$
- 6.- Líquido Saturado a $P_6 = 10$ psi y $T_6 = 193.2^\circ\text{F}$; $W_6 = ?$
- 7.- Líquido a $P_7 = 650$ psi y $T_7 = 193.2^\circ\text{F}$; $W_7 = W_6$
- 8.- Líquido a $P_8 = 650$ psi y $T_8 = 250^\circ\text{F}$; $W_8 = W_7$
- 9.- Gases de Combustión a $T_9 = 690^\circ\text{F}$; $W_9 = 102,970.822$ lb/hr
- 10.- Gases de Combustión a $T_{10} = ?$; $W_{10} = 102,970.822$ lb/Hr
- 11.- Líquido Saturado a $P_{11} = 600$ psi y $T_{11} = 486.2^\circ\text{F}$; $W_{11} = 15\%$ de W_{12}
- 12.- Vapor Sobrecalentado a $P_{12} = 600$ psi y $T_{12} = 583.4^\circ\text{F}$; $W_{12} = 100,000$ lb/Hr
- 13.- Líquido Saturado a $P_{13} = 30$ psi y $T_{13} = 250^\circ\text{F}$; $W_{13} = 25\%$ de W_1
- 14.- Líquido a $P_{14} = 30$ psi y $T_{14} = 110^\circ\text{F}$; $W_{14} = ?$

+ La " T " unión opera a una presión de 30 libras sobre pulgada cuadrada.

+ Condiciones de Operación del Desareador:

Pop = 10 psi

Top = 193.2 °F

+ Balance en la Caldera:

$$W_B = W_{11} + W_{12}$$

$$W_{11} = 0.15 W_{12}$$

$$W_{11} = (0.15) * (100,000) = 15,000 \text{ lb/Hr}$$

$$W_B = 100,000 + 15,000 = 115,000 \text{ lb/Hr}$$

+ Balance de Materia en el Desaareador:

$$W_2 + W_B = W_3 + W_A + W_6$$

$$W_A = 115,000 \text{ lb/Hr}$$

$$W_6 = 2,300 \text{ lb/Hr}$$

$$W_3 = 50 \text{ lb/Hr}$$

$$W_2 + W_B = 50 + 2,300 + 115,000$$

$$W_2 + W_B = 117,350 \text{ lb/Hr} \quad (a)$$

+ Balance de Energia en el Desaareador:

$$W_2 H_2 + W_B H_B = W_3 H_3 + W_A H_A + W_6 H_6$$

Del diagrama de Mollier:

Liq a 95 °F, 30 psi, $H_a = 67.567 \text{ BTU/lb}$

Vap Sat a 193.2 °F, 10 psi, $H_B = 1,143.3 \text{ BTU/lb}$

Liq Sat a 193.2 °F, 10 psi, $H_A = 161.17 \text{ BTU/lb}$

Vap Sat a 250 °F, 30 psi, $H_3 = 1,164.1 \text{ BTU/lb}$

Liq Sat a 193.2 °F, 10 psi, $H_6 = 161.17 \text{ BTU/lb}$

Se supone el valor de la temperatura dos, que será de 95 °F ya que esta temperatura debe de estar comprendida entre los valores de temperatura de las corrientes uno y catorce, la temperatura de la corriente uno es de 70 °F y la de la corriente 14 es de 110 °F pero la de la corriente catorce tiene un mayor flujo que la corriente 1, por lo que debe de ser el valor mas cercano al de la corriente catorce.

$$57.567 W_2 + 1164.1 W_B = 50 * 1143.3 + 2300 * 161.7 + 161.7 * 115,000$$

$$67.567 W_2 + 1164.1 W_B = 19,024,575 \quad (b)$$

Resolviendo simultaneamente (a) y (b):

De (a).-

$$W_2 = 117,350 - W_B$$

Sustituyendo en (b).-

$$67.567(117,350 - W_B) + 1164.1 W_B = 19,024,575$$

$$7,928,987.45 - 67.567 W_B + 1164.1 W_B = 19,024,575$$

$$1096.53 W_B = 11,095,587.55$$

$$W_B = 10,118.79 \text{ lb/Hr}$$

$$W_2 = 117,350 - 10,118.79$$

$$W_2 = 107,231.2 \text{ lb/Hr}$$

+ Balance de Materia en la Zona de Servicios:

$$W_{12} = W_B + W_{13} + W_{14}$$

$$W_{12} = 100,000 \text{ lb/Hr}$$

$$W_{13} = 25,000 \text{ lb/Hr}$$

$$W_B = 10,118.79 \text{ lb/Hr}$$

$$W_{14} = W_{12} - (W_B + W_{13})$$

$$W_{14} = 100000 - (25,000 + 10,118.79)$$

$$W_{14} = 64,881.21 \text{ lb/Hr}$$

+ Balance de Energia en la " T ":

$$W_1 H_1 + W_{14} H_{14} = W_2 H_2 \quad (c)$$

$$H_1 = 54.054 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{14} = 168.108 \text{ BTU/lb}$$

+ Balance de Materia en la " T ":

$$W_1 + W_{14} = W_2 \quad (d)$$

$$W_1 = W_2 - W_{1A}$$

$$W_1 = 107,231.2 - 64,881.21 = 42,349.99 \text{ lb/Hr}$$

$$H_2 = \frac{(42,349.99) * (54.054) + (64,881.21) * (108,108)}{107,231.2}$$

$$H_2 = 86.75 \text{ BTU/lb}$$

Se compara el valor de la entalpia calculada inicialmente con el nuevo valor, como no son iguales se vuelve a repetir los balances, con esta nueva entalpia:

+ Balance de Energia en el Desagregador:

$$T_2 = 105 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$H_2 = 86.75 \text{ BTU/lb}$$

+ En ecuación (b):

$$86.75 W_2 + 1164.1 W_B = 19,024,575$$

$$W_2 = 117,350 - W_B$$

$$86.75 (117,350 - W_B) + 1164.1 W_B = 19,024,575$$

$$W_B = 8209.46 \text{ lb/Hr}$$

$$W_2 = 117,350 - 8209.46$$

$$W_2 = 109,140.54 \text{ lb/Hr}$$

+ Balance en la Zona de Servicios:

$$W_{1A} = 100,000 - (8209.46 + 25000)$$

$$W_{1A} = 66,790.54 \text{ lb/Hr}$$

+ Balance en la " T ":

$$W_1 = W_2 - W_{1A}$$

$$W_1 = 109,140.54 - 66,790.54 = 42,350$$

$$H_2 = \frac{(42,350) * (54.054) + (66,790.54) * (108,108)}{109,140.54}$$

$$H_2 = 87.1333 \text{ BTU/lb}$$

+ Balance General:

$$W_1 = W_2 + W_A + W_{11} + W_{13}$$

$$W_1 = 56 + 2300 + 15,000 + 25,000$$

$$W_1 = 42,350 \text{ lb/HR}$$

$$42,350 = W_2 - W_{14} = 109,140.54 - 66,790.54$$

$$42,350 = 42,350$$

Con el balance general se demuestra que el sistema se encuentra en equilibrio.

- CALCULO DE LA CALDERA:

+ Balance de Energía, Ecuación 4.3 :

Datos:

$$w = 115,000 \text{ lb/Hr}$$

$$H_1 = 236.49 \text{ BTU/lb}$$

$$H_2 = 1270.27 \text{ BTU/lb}$$

$$Q = 115,000 (1270.27 - 236.49)$$

$$Q = 103.378 \text{ E } 6 \text{ BTU/Hr}$$

Considerando una eficiencia del 90%, ecuación 4.5:

$$Q_r = \frac{103,378 \text{ E } 6}{0.90}$$

$$Q_r = 113.7158 \text{ E } 6 \text{ BTU/Hr}$$

+ Obtención de la masa de combustible y piedra caliza, ecuaciones 4.6 y 4.7 :

El carbón que se va a utilizar, es un carbón que se puede obtener en la República Mexicana en el Estado de Veracruz, cerca de la ciudad de Perote. La composición de este carbón es la que sigue:

Componente	% Peso
Carbón	70.15
Hidrógeno	5.07
Oxígeno	10.24
Azufre	4.14
Nitrógeno	1.19
Cloruro	0.11
Cenizas	9.10

$$P_c = 12,663 \text{ BTU/lb}$$

$$W_a = \frac{113,7158 \text{ E } 6}{12,663}$$

$$W_a = 8980.163 \text{ lb/Hr}$$

En lo que respecta a la piedra caliza, esta también se puede encontrar en la República Mexicana en el Estado de Veracruz, cerca de la ciudad de Orizaba, la composición de esta piedra caliza es la siguiente:

Componente	% Peso
Carbonato de calcio	80.4
Oxido de sílice	3.89
Trióxido de hierro	1.24
Trióxido de aluminio	3.19
Oxido de sodio	0.23
Otros	1.17

De bases de diseño, se elimina el 90% del total de azufre contenido en el combustible.

$$\text{Azufre total en combustible} = 371.779 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{Azufre eliminado} = 334.601 \text{ lb/Hr}$$

Azufre en gases de combustión = 37.178 lb/Hr = 1.162 lbmol/Hr

De la estequiometria de la reaccion 4.7 :

1 mol de Azufre ---> 1 mol Carbonato de Calcio

PM azufre = 32 lb/lbmol

PM carbonato de calcio = 100 lb/lbmol

371.779 lb/Hr azufre * $\frac{1 \text{ lbmol}}{32 \text{ lb}}$ = 11.618 lbmol/Hr azufre

11.618 lbmol/Hr azufre --> 11.618 lbmol/Hr carbonato de calcio --> 11.618 lbmol/Hr bioxido de carbono

La cantidad de carbonato de calcio será:

11.618 lbmol/Hr * $\frac{100 \text{ lb}}{1 \text{ lbmol}}$ = 1161.809 lb/Hr

Se toma una eficiencia del 95 % en la reaccion 4.7:

Masa de carbonato de calcio = 1219.899 lb/Hr

Para calcular la cantidad de piedra caliza, se considera que contiene 80.4 % en peso de carbonato de calcio:

Masa de piedra caliza = 1517.288 lb/Hr

Inertes de la piedra caliza = 297.389 lb/Hr

Exceso de Piedra Caliza = 58.090 lb/Hr

+ Cantidad de Aire, ecuaciones 4.8 y 4.9:

- Oxigeno requerido para la combustión:

Se considera un exceso de aire del 25 %:

Masa de combustible = 8980.163 lb/Hr

Masa de carbón = 6299.584 lb/Hr (70.15 % del combustible).

PM del carbón = 12 lb/lbmol

6299.584 lb/Hr * $\frac{1 \text{ lbmol}}{12 \text{ lb}}$ = 524.965 lbmol/Hr

524.965 lbmol/Hr carbón ---> 524.965 lbmol/Hr de oxígeno. esto si se considera la reacción al 100 % de eficiencia. Considerando la reacción al 98 % de eficiencia:

Oxígeno requerido
para la combustión = 535.465 lbmol/Hr
del carbón

Oxígeno requerido en la reacción 4.7:

Se requiere 1.5 lbmol de oxígeno por cada lbmol de azufre.

$$334.601 \text{ lb/Hr azufre} \times \frac{1 \text{ lbmol}}{32 \text{ lb}} = 10.456 \text{ lbmol/Hr azufre}$$

$$10.456 \text{ lbmol/Hr} \times 1.5 = 15.684 \text{ lbmol/Hr de oxígeno}$$

oxígeno requerido = oxígeno combustible + oxígeno del azufre

$$\text{oxígeno requerido} = 534.465 + 15.684 = 551.149 \text{ lbmol/Hr}$$

Por último la cantidad de oxígeno alimentado a la caldera, ecuación 4.9:

$$\text{oxígeno alimentado} = 551.149 + \frac{25 \times 551.149}{100} = 688.936 \text{ lbmol/Hr}$$

$$\text{Aire alimentado} = 95,138.781 \text{ lb/Hr de aire}$$

+ Cantidad de gases de combustión:

De un balance de materia, se tiene:

CO ₂	536.583 lbmol/Hr	23,609.652	lb/Hr
SO ₂	1.162 lbmol/Hr	74.368	lb/Hr
N ₂	2595.529 lbmol/Hr	72,674.800	lb/Hr
O ₂	137.787 lbmol/Hr	4,409.184	lb/Hr

Se considera que el hidrógeno del combustible reacciona de acuerdo a la reacción 4.10, y dado que el combustible contiene 5.07% en peso de hidrógeno para un 100% de eficiencia en la reacción:

$$455.294 \text{ lb/Hr hidr\u00f3geno} + \frac{1 \text{ lbmol}}{2 \text{ lb}} = 227.647 \text{ lbmol/Hr}$$

227.647 lbmol/Hr hidr\u00f3geno ---> 113.824 lbmol/Hr de ox\u00edgeno --->
227.647 lbmol/Hr de agua

De esto se obtiene:

Hidr\u00f3geno = 455.294 lb/Hr (Entrada)
Ox\u00edgeno = 3642.368 lb/Hr (Entrada)
Agua = 4097.646 lb/Hr (Salida)

Se considera que el carb\u00f3n contiene 0.11% en peso de cloruros y 9.11% en peso de cenizas:

Cloruros en el combustible = 9.878 lb/Hr (Inerte)
Cenizas en el combustible = 818.093 lb/Hr (Inerte)

Se considera que todos los componentes que integran a los gases de combusti\u00f3n se tiene:

Gases de combusti\u00f3n = 102,970,822 lb/Hr

+ S\u00f3lidos removidos.

Por la estequiometr\u00eda de la reacci\u00f3n 4.7, se forman 11.618 lbmol/Hr de sulfato de calcio.

PM sulfato de calcio = 136 lb/lbmol

11.618 lbmol/Hr * 136 lb/lbmol = 1517.288 lb/Hr

Cantidad total de piedra caliza = 1517.288 lb/Hr

Cantidad total de carbonato de calcio = 1219.899 lb/Hr

Cantidad de inertes = 297.389 lb/Hr

Cantidad de s\u00f3lidos removidos = Cantidad total de carbonato de calcio + cantidad de inertes

S\u00f3lidos removidos = 1877.437 lb/Hr

+ Sólidos elutriados, ecuaciones 4.11, 4.12, 4.13 4.14, 4.15, 4.16, 4.17, 4.18, 4.19, 4.20, 4.21, 4.22 y 4.23.

+ Cálculo de la altura de la cama:

$$U_f = 8 \text{ ft/s}$$

$$E_r = 0.8 \text{ s}$$

$h_c = 8 \text{ ft/s} * 0.8 \text{ s} = 6.4 \text{ ft}$ Altura de la cama en todo momento.

+ Cálculo de el volumen de la cama:

Para poder calcular el volumen de la cama, se considera de bases de diseño que el requerimiento inicial es de 6 veces el consumo de piedra caliza y carbón por hora de proceso.

$$m_c = m_{\text{piedra caliza}} + m_{\text{combustible}}$$

$$m_{\text{piedra caliza}} = 1517.288 \text{ lb/Hr}$$

$$m_{\text{combustible}} = 8980.163 \text{ lb/Hr}$$

$$\rho_{\text{PC}} = 154.0 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_c = 32.0 \text{ lb/ft}^3$$

$$X_{\text{PC}} = 0.145$$

$$X_c = 0.855$$

$$\rho_m = (0.145)(154) + (0.855)(32) = 49.690 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = \frac{6 * 10,497,451}{49.69} = 1267.553 \text{ ft}^3$$

+ Cálculo del área de la cama:

$$A_c = \frac{1267.553}{6.4} = 198.055 \text{ ft}^2$$

Se toma en cuenta un combustor cuadrado:

$$A_c = L^2$$

$$L = \sqrt{198.055 \text{ ft}^2} = 14.073 \text{ ft}$$

De bases de diseño, la cama se expande a ft.

$$h_{exp} = 12.4 \text{ ft}$$

$$V_{exp} = 12.4 * 198.055 = 2455.882 \text{ ft}^3$$

Cálculo de el número de Reynolds:

$$d_p = 1.5 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$U_f = 8 \text{ ft/s}$$

$$\mu = 0.03 \text{ cP} = 2.016 \text{ E-5 lbs/ft}$$

$$\rho_s = 0.19 \text{ lb/ft}^3$$

$$Re = \frac{0.13 * 8 * 0.19}{2.016 \text{ E-5}} = 9801.58$$

Cálculo de las velocidades iniciales y terminales del aire:

$$g = 980 \text{ cm/s}^2$$

$$\rho_s = 49.690 \text{ lb/ft}^3 = 0.797 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_a = 0.19 \text{ lb/ft}^3 = 0.00305 \text{ g/cm}^3$$

$$d_p = 0.0886 \text{ in} = 0.225 \text{ cm}$$

$$U_t = \left[\frac{3.1(980)(0.797-0.00305)(0.225)}{0.00305} \right]^{0.5} = 421.825 \text{ cm/s}$$

$$421.825 \text{ cm/s} * \frac{1 \text{ ft}}{30.48 \text{ cm}} = 13.839 \text{ ft/s}$$

$$U_b = \left[\frac{0.225(0.797-0.00305)(980)}{24.5(0.00305)} \right]^{0.5} = 48.389 \text{ cm/s}$$

$$48.389 \text{ cm/s} * \frac{1 \text{ ft}}{30.48 \text{ cm}} = 1.588 \text{ ft/s}$$

$$U_0 = 1.588 \text{ ft/s}$$

$$U_f = 8.000 \text{ ft/s}$$

$$U_t = 13.839 \text{ ft/s}$$

G = Flujo Masa Velocidad del Gas

$$G = \frac{W}{A_e} = \frac{95,138.781}{198.055} = 480.365 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$E_L = 130(480.365) \text{ EXP} \left[-10.4 \left(\frac{13.839}{8} \right)^{0.5} \left(\frac{1.588}{8.1588} \right)^{0.25} \right]$$

$$E_L = 4.025 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$E_L * A = R$$

$$R = (4.025) (198.055)$$

$$R = 797.213 \text{ lb/Hr Sólidos Elutriados}$$

- Balance Global de la Caldera:

Entradas	Salidas
- Combustible	- Gases de Combustión
C 6299.584	CO ₂ 23,609.652
H ₂ 455.294	H ₂ O 4097.646
O ₂ 919.569	O ₂ 1686.385
S 371.779	N ₂ 72,674.800
N ₂ 106.864	Cl 9.878
Cl 9.878	Cenizas 818.093
Cenizas 817.195	SO ₂ 74.368
- Piedra Caliza	- Sólidos Drenados
CaCO ₃ 1219.899	CaSO ₄ 1580.048

Inertes 297.389

Inertes 297.389

- Aire

- Exceso de Piedra Caliza 58.070

O₂ 22,045.952N₂ 73,092.829Entradas = 105,636.232 lb/Hr Salidas = 104,906.349 lb/Hr

Por ciento de error = 0.691 %

- Balance de materiales en el ciclón:

Por bases de diseño, se considera que el ciclón tiene una eficiencia del 99%.

Sólidos elutriados = 797.213 lb/Hr

Sólidos recirculados = 789.241 lb/Hr

Sólidos eliminados = 7.972 lb/Hr

Descripción de las corrientes de la figura 10.

Corriente 1:

CO₂ = 23,609.652 lb/HrH₂O = 4,097.646 lb/HrO₂ = 1,686.385 lb/HrN₂ = 72,674.800 lb/HrCl⁻ = 9.878 lb/HrSO₂ = 74.368 lb/Hr

Cenizas = 818.093 lb/Hr

Sólidos = 797.213 lb/Hr

TOTAL 103,762.035 lb/Hr

Corriente 2:

CO₂ = 23,609.652 lb/HrH₂O = 4,097.646 lb/HrO₂ = 1,686.385 lb/HrN₂ = 72,674.800 lb/Hr

M

Cl⁻ = 9.878 lb/Hr
SO₂ = 74.369 lb/Hr
Cenizas = 818.093 lb/Hr
Sólidos = 7.972 lb/Hr

TOTAL 102,978,794 lb/Hr

Corriente 3:

Sólidos = 789,241 lb/Hr

- Balance de materiales en el filtro bolsa:

De bases de diseño, el filtro bolsa trabaja con un 99% de eficiencia.

Sólidos que entran al filtro = 7.972 lb/Hr

Sólidos que salen del filtro = 0.080 lb/Hr

Sólidos retenidos en el filtro = 7.892 lb/Hr

De este balance, se tiene que se desalojan a la atmósfera 102,970.902 lb/Hr de gases de combustión.

- Balance de calor en la cama:

Temperatura de la cama = 850 °C = 1550 °F

Del calor total transferido, el 80% es cedido en la cama.

Q_T = Calor total

Q_C = Calor transferido en la cama

Q_Z = Calor transferido en la zona de convección

Q_T = Q_C + Q_Z

Q_T = 113.7158 E 6 BTU/Hr

Q_C = 90.97264 E 6 BTU/Hr

Q_Z = 22.74316 E 6 BTU/Hr

+ Cálculo del Area de Transferencia de Calor en el Lecho Fluidizado:

Se considera que la temperatura de los gases de combustión en la cama fluidizada es constante:

$$T = 1550 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De las ecuaciones 4.28, 4.29 y 4.30, se suponen los siguientes valores:

$G_t = 500,000 \text{ lb/Hr ft}^2$ y tubos de 2 pulg. de diámetro nominal.

Se tiene:

$$d_{oe} = 2.38 \text{ pulg}$$

$$d_{ie} = 1.939 \text{ pulg}$$

$$K = 0.015 \text{ BTU/Hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0152 \text{ cP}$$

$$C_p = 0.46 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 250 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 486.21 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Re = \frac{(1.939/12) (500,000)}{0.0152 * 2.42} = 2.19 \text{ E}6$$

$$Re^{0.33} = 1.184 \text{ E} 5$$

$$Pr = \frac{(0.46) (0.0152 * 2.42)}{0.015} = 1.13$$

$$Pr^{0.33} = 1.04$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_i} = 0.027 * (1.184 \text{ E} 5) (1.04) \frac{1.939}{2.38} \frac{0.015}{1.939/12}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_i} = 251.45 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\phi_i = 1$$

$$h_{io} = 251.45 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De la figura 11. el valor de h_o es de $60 \text{ Btu/hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

De la ecuación 4.25:

$$U_{LF} = \frac{1}{\frac{1}{251.45} + \frac{1}{60} + 0.001} = 46.20$$

De la ecuación 4.26:

$$LMTD_{LF} = \frac{486.21 - 250}{\ln \frac{1550 - 250}{1550 - 486.21}} = 1177.95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De la ecuación 4.24:

$$A_{LF} = \frac{90.97264 * 10^6}{46.20 * 1177.95} = 1671.637 \text{ ft}^2$$

Para obtener el número de tubos, se utiliza la ecuación 4.29

$$N = \frac{12 * 671.637}{3.14159 * 14 * 2.38} = 191.63 \text{ ----> } 192 \text{ tubos}$$

La distribución de los tubos será, de acuerdo a las ecuaciones 4.32 y 4.33:

$$14.7 = 2(0.4) + 0.198x + 2(0.198)(x-1)$$

$$x = 24 \text{ tubos horizontales.}$$

$$12.4 = 1 + 0.198 Y + 2(0.198)(Y-1)$$

$$Y = 19.859 \text{ ----> } 20 \text{ hileras de tubos.}$$

De este arreglo se tiene que caben 480 tubos, por lo que los 192 tubos necesarios entran perfectamente bien en este espacio.

- Cálculo de la Zona de convección o Freeboards:

+ Cálculo de la temperatura de Salida de los Gases de Combustión:

Se Calcula el Calor Específico :

Comp.	Frac. peso	PM	lbmol	Frac.mol	Cp	Cp*PM	XCp
CO ₂	0.229	44	0.005	0.147	0.3	13.2	1.94
H ₂ O	0.040	18	0.002	0.059	0.55	9.9	0.584
O ₂	0.016	32	0.001	0.029	0.29	9.28	0.269
N ₂	0.706	28	0.025	0.735	0.28	7.84	5.762
Cl	9.593E-5	35	2.74E-6	8E-5	0.15	5.25	4.2E-4
Cenizas	.008	12	0.001	0.0294	4.73	56.7	1.669
SO ₂	0.001	64	1.56E-5	0.0046	0.2	12.8	0.059

=====

10.284

Peso Molecular Promedio = 29.688 lb/lbmol

Cp = 10.284 BTU/lbmol °F * lbmol/29.688 lb

Cp = 0.346 BTU/lb °F

Para determinar la temperatura de salida de los gases de combustión, se utilizará la ecuación 4.34 :

$$T_{eo} = - \frac{22,74316 * 10^4}{102,970.822 * 0.346} + 1550 = 912 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Cálculo del Area de Transferencia de Calor en la Zona de Convección:

De bases de diseño, se tiene:

$$h_o = 35 \text{ Btu/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Se supone los siguientes datos:

$$d_{o_1} = 1.320 \text{ in} = 0.110 \text{ ft}$$

$$d_{i_1} = 0.977 \text{ in} = 0.081 \text{ ft}$$

$$G_{t_2} = 500,000 \text{ lb/Hr ft}_2$$

Las propiedades serán evaluadas a la temperatura promedio del agua.

$$T_{\text{ca}} = 486.21 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{ca}} = 583.45 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{prom}} = (486.21 + 583.45) / 2 = 534.83 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Las propiedades del agua a esta temperatura son las siguientes:

$$C_p = 0.49 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.019 \text{ cP}$$

$$k = 0.0248 \text{ Btu/Hr ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

Se sigue la misma metodología de cálculo que la empleada en la determinación de el área de transferencia de calor en los tubos dentro de la cama, se obtienen los siguientes datos:

$$Re = 8.6994 \text{ E } 6$$

$$Pr = 0.9085$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_1} = 2099.53$$

$$h_{io} = 2099.53 \text{ Btu/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U = 33.28 \text{ Btu/Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Para el cálculo de la temperatura media logarítmica del sistema, se tiene la ecuación 4.35:

$$LMTD = \frac{(1550 - 486.21) - (912 - 583.45)}{\ln \frac{1550 - 486.21}{912 - 583.45}}$$

$$LMTD = 625.787 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De la misma forma que en el caso de la zona del lecho fluidizado, se determinan el Área de transferencia de calor, el número de tubos y el arreglo de los mismos.

$$A_s = \frac{22.74316 \text{ E6}}{(33.28) (625.787)}$$

$$A_s = 1092.046 \text{ ft}^2$$

Se considera una longitud de tubos de 14 ft:

$$\text{Número de Tubos} = \frac{1092.046}{(14) (0.11)}$$

$$\text{Número de Tubos} = 226.0$$

La altura disponible es la suficiente para colocar 226 tubos de una pulgada de diámetro con un arreglo de tubos (pitch) triangular de dos diámetros de separación entre tubos.

El cálculo de el número de tubos por hilera, el número de hileras y la altura de la zona de convección se utilizan las ecuación 4.32 :

$$14.7 = (0.4) (2) + x (0.11) + 2 (0.11) (x-1)$$

$$x = 42.7879 \text{ ---> } 43 \text{ tubos por hilera}$$

$$\text{Número de Hileras} = \frac{226}{43} = 6 \text{ Hileras}$$

$$\text{Altura de la Zona de Convección} = (\text{Núm. de hileras} \times \text{do}) + (\text{Núm. Hileras} - 1) (\text{do}) (2)$$

$$\text{Altura de la Zona de Convección} = 6 \times 0.11 + (6-1) (0.11) (2)$$

$$\text{Altura de la Zona de Convección} = 1.76 \text{ ft}$$

- Cálculo de la Altura Total de la Caldera:

Se considera una distancia entre la última hilera de tubos de la cama y la primera hilera de tubos de la zona de convección de un pie.

$$\text{Altura Total} = \text{Altura Cama} + \text{Altura Zona convección} + \text{Separación}$$

$$\text{Altura Total} = 12.4 + 1.76 + 1$$

$$\text{Altura Total} = 15.16 \text{ ft}$$

- Cálculo del Ducto de Salida de los Gases de la Caldera al Ciclón Colector de Polvos.

De la referencia II-1 se selecciona un rango de velocidad de entrada de los gases al ciclón de 20 a 70 ft/s.

Utilizando la ecuación 4.36:

$$v_{ca} = 40 \text{ ft/s} = 144,000 \text{ ft/Hr}$$

$$W_{ca} = 103,768.035 \text{ lb/Hr}$$

$$= 0.19 \text{ lb/ft}^3$$

$$D = \frac{103,768.035}{(144,000) (0.19) (3.1415926)}$$

$$D = 1.099 \text{ ft} = 13.185 \text{ pulg.} \Rightarrow 14 \text{ pulg.} \Rightarrow 1.167 \text{ ft}$$

$$A_{ca} = (1.167)^2 = 4.276 \text{ ft}^2$$

$$v_{ca} = \frac{m_{ca}}{A_{ca}}$$

$$v_{ca} = \frac{103,768.035}{(4.276) (0.19)} = 127,723.94 \text{ ft/Hr} = 35.479 \text{ ft/s}$$

$$v_{ca} = 35.479 \text{ ft/s} \rightarrow 40 \text{ ft/s}$$

De lo anterior se asegura un diámetro de 14 pulg de el ducto.

- Cálculo del Plato de Distribución:

El área necesaria para lograr una velocidad de fluidización inicial de 13.839 ft/s se calcula con la ecuación 4.37:

$$m_a = 95,138 \text{ lb/Hr de aire}$$

$$\rho = 2.69 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = 13.839 \text{ ft/s}$$

$$A_o = \frac{95.138}{2.69 * 13.839}$$

$$A_o = 8.51875 \text{ pulg}^2$$

De bases de diseño, el diámetro de los orificios debe ser de 0.125 pulgadas. El área de cada orificio se determina con la ecuación 4.38:

$$A_{or} = \frac{\pi}{4} * D_{or}^2 = \frac{\pi}{4} * (0.125)^2$$

$$A_{or} = 0.0123 \text{ pulg}^2$$

El número de orificios se calcula con la ecuación 4.39:

$$N_{orif.} = \frac{8.51875}{0.0123}$$

$$N_{orif} = 694$$

Se aproxima a un número que tenga raíz cuadrada exacta; 676.

Se tienen 26 tubos horizontales e igual número de tubos verticales.

Para calcular la separación entre los orificios se hace lo siguiente:

z = separación entre orificios.

$$168.876 = 2z + 45iz + (26 * 0.125)$$

$$z = 0.3656 \text{ in} \Rightarrow 3/8 \text{ in.}$$

- Cálculo del Economizador de Aire :

Datos generales.

$$\text{Masa gases de combustión} = 102,970.822 \text{ lb/Hr}$$

Masa de aire = 95,138.781 lb/Hr

Temperatura de entrada de gases de combustión = 912 °F

Temperatura de entrada aire = 395.6 °F

Temperatura de salida del aire = 700 °F (Bases de diseño)

Calor específico del aire a 548 °F = 0.26 BTU/lb°F

Para el caso del agua. De la ecuación 4.2:

$$Q = 95,138.781 * 0.26 * (700 - 395.6) = 7,529,663.7 \text{ BTU/Hr}$$

Se debe evaluar el calor específico de los gases de combustión, el cual difiere del calculado con anterioridad en la zona de convección, ya que la temperatura y la composición son diferentes.

Comp.	Fracc. mol	C_{p_i} (912°F)	PM	κC_p
CO ₂	0.147	0.28	44	1.811
H ₂ O	0.059	0.50	18	0.531
O ₂	0.029	0.25	32	0.232
N ₂	0.735	0.27	28	5.557
Cl ⁻	8 E-5	0.12	35	3 E-4
Cenizas	0.029	4.60	12	1.623
SO ₂	0.005	0.19	64	0.056

$$C_p = 0.3304 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$T_{sa1} = 912 - \frac{7,529,663.7}{102,970.822 * 0.3304} = 690.67 \text{ }^\circ\text{F}$$

Se propone el uso de un precalentador a contracorriente utilizando tubos de 3/4 pulgada de diámetro y con un calibre de 16 BWG.

Gases de Combustión	Coraza
Aire	Tubos

Condiciones de las corrientes:

Fluido Caliente

Fluido Frio

$$T_1 = 912 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 395.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 690.67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 700 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(912 - 700) - (690.67 - 395.6)}{\ln \frac{912 - 700}{690.67 - 395.6}} = 251.53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del Factor de corrección de la temperatura media logarítmica:

$$R = \frac{912 - 690.67}{700 - 395.6} = 0.7271$$

$$S = \frac{700 - 395.6}{912 - 395.6} = 0.5895$$

$$F_t = 0.96$$

El equipo debe ser de 4 ó más pasos por los tubos y dos pasos por la envolvente.

Cálculo del coeficiente por el lado de los tubos:

Se supone:

$$G_T = 500,000 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$d_i = 0.62 \text{ in}$$

$$d_e = 0.75 \text{ in}$$

Datos evaluados a 548 $^\circ\text{F}$:

$$\mu = 0.028 \text{ cP}$$

$$C_p = 0.260 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0265 \text{ BTU/Hr ft}^\circ\text{F}$$

De las ecuaciones 4.29 y 4.30 se obtiene:

$$\text{Re} = \frac{0.62 * 500,000}{0.028 * 2.42} = 3.81 \text{ E } 5$$

$$Re^{0.4} = 2.92 E 4$$

$$Pr = \frac{0.26 * (0.028 * 2.42)}{0.0265} = 0.665$$

$$Pr^{0.33} = 0.873$$

$$\frac{h_{io}}{\rho_i} = 0.027 * 2.92 E 4 * 0.873 * \frac{0.62}{0.75} * \frac{0.0265}{0.052}$$

$$\frac{h_{io}}{\rho_i} = 292$$

Se considera un arreglo o pitch entre los tubos triangular de una pulgada

Coficiente por el lado de la envolvente

Por el lado de la envolvente se suponen los siguientes valores:

$$De = 0.73 \text{ pulg}$$

$$G_s = 300,000 \text{ lb/Hr ft}^2$$

Para los gases de combustión se tienen las siguientes propiedades a 801.4 °F

$$C_p = 0.3304 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0330 \text{ cP}$$

$$k = 0.0240 \text{ BTU/Hrft}^\circ\text{F}$$

De las ecuaciones 4.29 y 4.30 se obtienen los siguientes valores:

$$Re = \frac{(0.73 / 12) * (300,000)}{0.033 * 2.42} = 2.29 E 5$$

$$Re^{0.4} = 8.86 E 2$$

$$Pr = \frac{(0.033 * 2.42) * (0.3304)}{0.024} = 1.1$$

$$Pr^{0.33} = 1.03$$

$$\frac{h_o}{\phi_o} = 0.36 * Re^{0.55} * Pr^{0.33} * \frac{k}{d_e}$$

$$\frac{h_o}{\phi_o} = 0.36 * 8.86 E 2 * 1.03 * \frac{0.024}{0.73/12} = 129.6$$

La temperatura de la pared se determina como:

$$T_w = T + \frac{1}{\frac{h_{io}/i_o}{h_{io}/i_o} + \frac{1}{h_o/o}} (T - t)$$

$$T_w = 548 + \frac{1/292}{1/292 + 1/129.6} (801.4 - 548)$$

$$T_w = 626 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Se determinan la viscosidades de los dos fluidos a la temperatura de la pared:

$$\mu_{\text{aire}} = 0.0295 \text{ cP}$$

$$\mu_{\text{g.c.}} = 0.03 \text{ cP}$$

$$\phi_{i_o} = 0.028 / 0.0295 = 0.9492$$

$$\phi_o = 0.033 / 0.03 = 1.1$$

$$h_{io} = 292 * 0.9492 = 277.2$$

$$h_o = 129.6 * 1.1 = 142.56$$

$$U_c = \frac{1}{1/277.2 + 1/142.56} = 94.2$$

Los coeficientes de ensuciamiento son:

$$R_d \text{ aire} = 0.002$$

$$R_d \text{ g.c.} = 0.01$$

$$R_d \text{ total} = 0.022$$

$$U_d = \frac{1}{1/94.2 + 0.012} = 44.217$$

El área total de transferencia de calor se evalúa según la ecuación:

$$A = \frac{Q}{U_d \text{ LMTD } F_t}$$

$$A = \frac{7,529,463.7}{44.217 * 251.53 * 0.96}$$

$$A = 677.012 \text{ ft}^2$$

Se selecciona una longitud de tubos de 10 ft:

$$\text{Num. Tubos} = \frac{A_t}{\pi \text{ do } L_t}$$

$$\text{Num. Tubos} = \frac{677.012 * 12}{\pi * 0.75 * 10} = 344.8 = 345 \text{ tubos}$$

El siguiente cálculo es la evaluación del área de flujo por tubo:

$$a_{ft} = \frac{W}{G_t}$$

$$a_{ft} = \frac{95,138.781}{500,000} = 0.1903 \text{ ft}^2$$

A continuación se determina el número de tubos por paso:

$$N \text{ tubos/paso} = \frac{a_{ft}}{a/\text{tubo}}$$

$$N \text{ tubos/paso} = \frac{0.1903 * 144}{0.302} = 90.73 \implies 91 \text{ tubos}$$

Por último se determina el número de pasos por los tubos:

$$N \text{ pasos} = \frac{N \text{ tubos}}{N \text{ tubos/paso}}$$

$$N \text{ pasos} = \frac{345}{91} = 3.79 \implies 4 \text{ pasos}$$

Seleccionando un arreglo de la tubería o pitch triangular de una pulgada, para tubos de 3/4 de pulgada, de 345 tubos y de 4 pasos por el lado de los tubos, se tiene de la referencia II-2:

$$D_s = 23.25 \text{ pulg}$$

$$afs = \frac{W_s}{G_s}$$

$$afs = \frac{102,970.822}{300,000} = 0.3432 \text{ ft}^2$$

El siguiente paso es determinar la separación que debe de existir entre las mamparas:

$$B = \frac{afs * 144 * Pt}{D_s * c'}$$

$$c' = 0.25 \text{ pulg}$$

$$B = \frac{0.3432 * 144 * 1}{23.25 * 0.25} = 8.5 \text{ pulg.}$$

El rango de operación es:

$$D_s/5 < B < D_s$$

Para comprobar que los cálculos estén hechos en forma correcta, se determina el valor de la caída de presión tanto por los tubos como por la envolvente del intercambiador de calor.

a) Envolvente:

$$A_{ps} = \frac{f (G_s)^2 D_s (N+1)}{5.22 E 10 * S_g * D_e * \rho_s}$$

De la tabla 29 de la referencia II-2:

$$f = 0.00012$$

$$N + 1 = \frac{12 L}{B} = \frac{12 * 10}{8.5} = 14.11$$

$$S_g = \frac{29,688 * 472 * 28}{359 * (460 + 801.4) * 14.7} = 0.0614$$

$$A_{ps} = \frac{0.00012 * (300,000)^2 * 23.25 * 14.11}{5.22 E 10 * 0.0614 * 0.73/12 * 1.1} = 16.51 \text{ psi}$$

Este valor es incorrecto, dado que el valor máximo para la caída de presión por el lado de la envolvente es de 10 libras sobre pulgada cuadrada. Se ajusta aumentando la separación entre las mamparas.

$$B = D_s/2 = 11.62 \text{ pulg.}$$

$$a_{fs} = \frac{23.25 * 0.25 * (23.25 / 2)}{144 * 1} = 0.4692 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{102,970.822}{0.4692} = 219,460.4 \text{ lb/Hr ft}^2$$

$$N+1 = \frac{12 * 10}{11.62} = 10.327$$

$$A_{ps} = \frac{0.00012 * (219,460.4)^2 * 10.327 * 23.25}{5.22 E 10 * 0.0614 * 0.06083 * 1.1} = 6.47 \text{ psi}$$

Con el valor de la caída de presión por el lado de la envolvente, dentro del rango permitido, se deben de ajustar los calculos ya que se modificó el valor de el flujo másico por el lado de la envolvente y por ende el valor del coeficiente global de transferencia de calor.

$$U_{req} = \frac{1}{\frac{1}{292} + \frac{1}{129.6 * (219,460.4/300,000)} + 0.012}$$

$$U = 38.50$$

$$A_{req} = \frac{7,529,663.7}{38.5 * 251.53} = 777.54 \text{ ft}^2$$

Corrigiendo la longitud de los tubos:

$$L = \frac{777.54}{3.141592 * (0.75/12) * 345} = 11.47 \text{ ft} \implies 12 \text{ ft}$$

b) Lado tubos:

Por el lado de los tubos, también el valor máximo de caída de presión debe de ser de 10 libras sobre pulgada cuadrada.

La fórmula de calcularla es:

$$APt = \frac{f (Qt)^2 L Np}{5.22 E 10 * di * Sg * Cio}$$

$$Np = 4 \text{ pasos}$$

$$di = 0.62 \text{ pulg.}$$

$$f = 0.00011 \quad \text{Referencia II-2}$$

$$Sg = \frac{29 * 492 * 28}{359 * (460+548) * 14.7} = 0.0751$$

$$APt = \frac{0.00011 * (500,000)^2 * 12 * 4}{5.22 E 10 * (0.62/12) * 0.0751 * 0.9492} = 6.86 \text{ psi}$$

Datos generales del intercambiador:

345 - 3/4" D - 16 BWG - Ft triang. 1"
(2-4) - 23.25" - 12 ft - B= 11.62"

- Cálculo del Ciclón colector de finos:

Para ello, se utiliza la metodología de la referencia II-1, valiéndose para ello de la figura 12.

- Hc = 14 pulgadas
- Dc = Hc*2 = 28 pulgadas
- Bc = Dc/4 = 7 pulgadas
- De = Dc/2 = 14 pulgadas
- Lc = De*2 = 28 pulgadas
- Sc = Dc/8 = 3.5 pulgadas
- Zc = Dc*2 = 56 pulgadas
- Jc = Dc/4 = 7 pulgadas

Caída de presión en el ciclón, ecuación 4.43:

$$\rho = 0.19 \text{ lb/ft}^3$$

$$Vc = 35.479 \text{ ft/s}$$

$$AP = 0.024 * 0.19 * (35.479)^2 = 5.74 \text{ in H}_2\text{O}$$

$$5.74 \text{ in H}_2\text{O} = 0.2074 \text{ psi}$$

- Cálculo de los Transportadores Neumáticos:

Las materias primas que se alimentarán al combustor, serán transportadas neumáticamente desde un silo de almacenamiento, para ello se requieren las densidades de las materias primas:

$$\text{Densidad carbón} = 32.0 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densidad P.Caliza} = 154.0 \text{ lb/ft}^3$$

Se utiliza el método de evaluación de transportadores neumáticos presentada en al referencia II-1:

- Piedra Caliza:

$$\text{Velocidad del Aire} = 10,500 \text{ ft/min}$$

$$\text{Longitud equivalente} = 200 \text{ ft (valor supuesto)}$$

$$\text{Diámetro} = 4 \text{ pulgadas}$$

$$\text{De la figura 13} \text{ ---> Volumen aire} = 1000 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{De la figura 14} \text{ ---> Factor de diseño} = 1$$

$$\text{Cantidad de material} = 1517.288 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{De la figura 15} \text{ ---> } AP_{100} = 230$$

$$\text{De la figura 16} \text{ ---> } AP \text{ sistema} = 3 \text{ psi}$$

$$\text{De la figura 17} \text{ ---> Equipo de } 20 \text{ HP}$$

Se requiere un transportador neumático de 20 Caballos de Potencia, con una tubería de 4 pulgadas.

- Carbón:

$$\text{Velocidad del aire} = 5050 \text{ ft/min}$$

$$\text{Longitud equivalente} = 200 \text{ ft}$$

$$\text{Diámetro manguera} = 2 \text{ pulgadas}$$

$$\text{De la figura 13} \text{ ---> Velocidad del aire} = 115 \text{ ft}^3/\text{min}$$

De la figura 14 ---> Relación de sólidos = 15
 Cantidad de material = 8980.163 lb/Hr

De la figura 15 ---> $AP_{100} = 80$

De la figura 16 ---> AP sistema = 10 psi

Como la caída de presión es muy alta, se debe aumentar el diámetro de la tubería.

Se decide cambiar a una tubería de 2.5 pulgadas

De la figura 13 ---> Velocidad del aire = 180 ft³/min

De la figura 14 ---> Relación de sólidos = 12

De la figura 15 ---> $AP_{100} = 70$

De la figura 16 ---> AP sistema = 8.5 psi

De la figura 17 ---> Equipo de 10 HP

Para el carbón, se requiere una bomba de vacío de 10 Caballos de Potencia y una tubería de 2.5 pulgadas.

De bases de diseño, se tiene que por cada veinte pies cuadrados de cama se debe considerar un punto de alimentación para las materias primas. En este caso, el área total es de 198 pies cuadrados de cama, por lo que es necesario 10 orificios o puntos de alimentación. Para ello, se requieren 10 cargadores, los cuales estarán conectados a una misma bomba de vacío con ciclos alternados de alimentación.

- Cálculo de los silos de almacenamiento de materias primas.

Dado que se va a tener un sistema de generación de vapor continuo, con operación las 24 horas del día, es necesario tener un almacenamiento de piedra caliza y de carbón, lo cual a continuación se presenta:

Piedra Caliza = 1517.288 lb/Hr

Carbón = 8980.163 lb/Hr

Tomando en cuenta que dichos materiales serán enviados por ferrocarril en furgones de 100 toneladas de capacidad, para trabajar 24 horas al día se requiere:

- Piedra Caliza

$$1517.288 \text{ lb/Hr} * 24 \text{ Hr/día} * 0.454 \text{ kg/lb} = 16,532.37 \text{ kg}$$

Se requiere de un furgón cada seis días de operación.

Para ello se considera el uso de un tanque cilíndrico de 100 toneladas de capacidad.

$$100,000 \text{ kg} * 2.2 \text{ lb/kg} = 220,264.3 \text{ lb}$$

$$220,264.3 \text{ lb} * \text{ft}^3 / 154 \text{ lb} = 1430.29 \text{ ft}^3$$

Seleccionando un diámetro de tanque de diez pies:

$$A = 78.54 \text{ ft}^2$$

$$h = \frac{1430.29}{78.54} = 18.21 \text{ ft}$$

Tomando en cuenta un factor del 20 % de sobrediseño:

$$h = 22 \text{ ft}$$

- Carbón

$$8980.163 \text{ lb/Hr} * 24 \text{ h/día} * 0.454 \text{ kg/lb} = 97,848 \text{ ton/día}$$

Se requiere un furgón de cien toneladas de ferrocarril al día.

La intención es recibir seis furgones de ferrocarril cada seis días, esto se almacenará en un patio a cielo abierto, para después transportarse continuamente a un silo de almacenamiento de carbón que tendrá una capacidad de 24 horas de operación, lo cual se diseña de la siguiente forma:

$$8980.163 \text{ lb/Hr} * 24 \text{ h} * 0.454 \text{ kg/lb} = 97,847.855 \text{ kg}$$

$$97,847.855 \text{ kg} = 215,523.9 \text{ lb} * \text{ft}^3 / 32 \text{ lb} = 6735.12 \text{ ft}^3$$

Seleccionando un diámetro del tanque de diez pies:

$$A = 78.5398 \text{ ft}^2$$

$$h = \frac{6735.12 \text{ ft}^3}{78.5398 \text{ ft}^2} = 85 \text{ ft}$$

Para el caso del carbón, no es necesario considerar el factor de sobrediseño, ya que se tendrá almacenado al aire libre.

La capacidad de este tanque es de 50,000 galones.

- Cálculo del espesor de la pared del lecho fluidizado:

Las ecuaciones utilizadas son: 4.40, 4.41 y 4.42.

Se conoce:

P = atmosférica (mas la hidrostática).

Para calcular la presión hidrostática es necesario calcular la altura que alcanza el material en el lecho fluidizado, para ello:

$$\rho_{\text{material}} = 49.6338 \text{ lb/ft}^3$$

$$A_{\text{cama}} = 198.049 \text{ ft}^2$$

Carga inicial = 62,984.706 lb (Dato ya evaluado)

$$62,984.706 \text{ lb} * \frac{\text{ft}^3}{49.6338 \text{ lb}} = 1268.9861 \text{ ft}^3$$

$$h = \frac{1268.9861 \text{ ft}^3}{198.049 \text{ ft}^2} = 6.407 \text{ ft} \rightarrow 6.5 \text{ ft} \text{ altura del material en la cama.}$$

$$6.5 \text{ ft} * 49.6338 \text{ lb/ft}^3 * \text{ft}^2 / 144 \text{ in}^2 = 2.24 \text{ lb/in}^2$$

$$P = 14.7 \text{ lb/in}^2 + 2.24 \text{ lb/in}^2 = 16.94 \text{ lb/in}^2$$

Esto es considerando la máxima carga estática, este valor se tiene cuando el material de la cama se encuentra sin fluidizar.

Tomando una eficiencia en las uniones de 95 %.

Se considera que el tanque material deberá durar 20 años, así como el que la corrosión del acero a la humedad ambiente será de 0.05 mm/año, además el valor de la corrosión interna de las paredes de 1 g/m²dia.

$$c_{\text{interna}} = \frac{1 \text{ g}}{\text{m}^2 \text{ dia}} * \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} * 20 \text{ años} * \frac{\text{cm}^3}{7.85 \text{ g}} * \frac{\text{m}^2}{(100 \text{ cm})^2}$$

$$\rho_{\text{acero}} = 7.85 \text{ g/cm}^3$$

$$c_{\text{interna}} = 0.093 \text{ cm} = 0.0366 \text{ pulg.}$$

$$c_{\text{externa}} = 0.05 \text{ mm/año} * 20 \text{ años} = 1.0 \text{ mm}$$

$$c_{\text{externa}} = 0.0394 \text{ pulg}$$

$$c = 0.0366 + 0.0394 = 0.076 \text{ pulg.}$$

Considerando que el material de construcción de las paredes del lecho fluidizado es el A-283 grado C.

$$S = 60,000 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Diámetro} = 14.073 \text{ pies} = 168.876 \text{ pulg}$$

$$t = \frac{16.94 * 168.876}{2 * 60,000 * 0.95} + 0.076 = 0.1011 \text{ pulg.} \rightarrow 1/8"$$

- Cálculo de la Chimenea:

Se utiliza el método propuesto por en la referencia II-4.

Datos :

$$\text{Flujo} = 102,970.822 \text{ lb/Hr}$$

$$T_{\text{ent}} = 563.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Suposiciones:

$$T_{\text{sal}} = 460 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tiro chimenea} = 1 \text{ pulgadas de mercurio}$$

$$\text{Altitud} = 2308 \text{ m}$$

Se resuelve con la siguiente metodología:

+ Figura 18

$$D = 6.8 \text{ ft} \Rightarrow 7 \text{ ft} = 84 \text{ pulg}$$

$$T_{\text{med}} = 511.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

+ Asumiendo un sobrediseño del 1.1 pulg para el tiro de la chimenea, en lugar de 1 pulgada.

+ Figura 19

$$H = 180 \text{ ft} = 2160 \text{ pulg.}$$

+ Figura 20

Se rectifica la temperatura de salida.

$$T_{\text{sal}} = 395 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{media}} = 479.25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

+ Figura 19

Rectificando la altura

$$H = 192 \text{ ft}$$

+ Se asume un 95% de eficiencia en la chimenea

$$H = \frac{192}{0.95} = 202 \text{ ft}$$

+ Se comprueba la caída de presión, con la ecuación 4.44

$$T_g = 585 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$d_i = 7 \text{ ft}$$

$$W = 102,970.822 \text{ lb/Hr}$$

f = Factor de Fricción de Moody (fig 21)

$$L = 179 \text{ ft}$$

$$B = 22.59 \text{ pulgadas de Mercurio}$$

Para conocer el factor de fricción de la figura 21 se determina primeramente el número de Reynolds con la ecuación 4.45:

$$Re_{CH} = \frac{(20,000)(102,970.822)}{(479.25 + 460)(7)} = 313,231.14$$

$$\text{Caída de Presión} = \frac{2.76}{22.59} * \frac{479.25 + 460}{7^4} * \frac{102,970.822^2}{10^8} * \frac{(0.018) * (202)}{7} + 1$$

$$\text{Caída de Presión} = 0.0028 \text{ lb/pulg.}^2$$

+ Por último se determina el Tiro Real de la Chimenea con la Ecuación 4.46:

$$B = 22.59 \text{ pulgadas de Mercurio}$$

$$T_a = 521.52 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$T_g = 939.25 \text{ } ^\circ\text{R}$$

$$L = 202 \text{ ft}$$

$$\text{Tiro de la Chimenea} = 7.57 (202) \frac{1}{521.52} - \frac{1}{(0.965) (939.25)}$$

Tiro de la Chimenea = 0.9375 pulgadas de Mercurio

El tiro escogido es mayor que el calculado. Por lo que la suposición hecha fue correcta.

- Cálculo del ventilador de tiro inducido:

Se utiliza el método propuesto por el fabricante Flacktt.

$$\text{Flujo de gas} = 102,970.822 \text{ lb/Hr} = 114,643.4 \text{ m}^3/\text{Hr}$$

$$\text{Temperatura del gas} = 563.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Altura sobre el nivel del mar} = 2308 \text{ m} = 7573 \text{ ft}$$

$$\text{Densidad a } 70 \text{ F y } 29.92 \text{ in Hg} = 0.0658 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Presión estática} = 5 \text{ in Hg}$$

Densidad en la boca de entrada del ventilador, utilizando los datos siguientes: altura sobre el nivel del mar, temperatura, se obtiene $f = 0.37$

$$\text{Densidad} = 0.0658 * 0.37 = 0.0243 \text{ lb/ft}^3$$

Velocidad del gas a la salida del ventilador:

$$114,643.4 \text{ m}^3/\text{Hr} * \frac{35.31 \text{ ft}^3}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ Hr}}{60 \text{ min}} = 67,467.64 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\frac{67,467.64 \text{ ft}^3/\text{min}}{1.25 * 0.5 * (3.28)^2} = 100.34 \text{ ft/min}$$

De la figura 22:

$$P_d = 43 \text{ mm agua} = 1.7 \text{ pulgadas de agua}$$

$$P \text{ total} = 5 \text{ in agua} * \frac{0.075}{0.0243} + 1.7 = 15.43 \text{ in de agua}$$

$$15.43 \text{ in agua} = 391.92 \text{ mm agua}$$

$$\text{Velocidad angular} = 760 \text{ RPM}$$

$$\text{Potencia efectiva} = 159 \text{ KW}$$

Potencia corregida:

Corrigiendo por la diferencia entre las densidades:

$$159 * \frac{0.0243}{0.075} = 51.5 \text{ KW}$$

$$51.5 \text{ KW} * \frac{1.341 \text{ HP}}{1 \text{ KW}} = 69 \text{ HP}$$

La potencia del ventilador es de 69 HP.

- Cálculo del compresor:

Se utiliza el método propuesto por el fabricante Sulzer:

Capacidad = 95.138.781 lb/Hr = 12 kg/s m_w

Presión de succión = 585 mm Hg = 0.78 bar P_1

Temperatura de succión = 289.55 °K = 16.4°C T_1

Humedad relativa = 58 %

Presión de descarga = 7 bar P_2

Peso molecular = 29 kg/kgmol M_t

$C_p/C_v = 1.4$ K

$Z = 1$

+ Humedad absoluta

Con los datos de T_1 , P_1 , ϕ y M_t de la figura 23.

$$x = 0.012$$

+ Peso molecular húmedo

Con x y M_t . Figura 24.

$$M_f = 29.5 \text{ kg/kgmol}$$

+ Masa húmeda

$$m_f = m_t (1 + x)$$

$$m_f = 12 (1 + 0.012)$$

$$m_f = 12.144 \text{ kg/s}$$

+ Determinación de la velocidad periférica máxima permisible

Con Z , K , T_1 , M_f con la figura 25.

$$U_{max} = 300 \text{ m/s}$$

Seleccionando la velocidad del motor máxima de 290 m/s

+ Cálculo de la cabeza total politrópica (h^*_{PT}) con K , P_{1a} , P_2 , Z , M_f y T_1 , con la figura 26.

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{7}{0.78} = 8.97 \Rightarrow 9.0$$

$$h^*_{PT} = 290 \text{ KJ/kg}$$

+ Cálculo de la máxima cabeza politrópica por envolvente (h_{pmax})

Con el uso de U_{max} y de la figura 27.

$$h_{pmax} = 300 \text{ KJ/kg}$$

+ Cálculo del número de envolventes i

$$i = \frac{h_{PT}}{h_{pmax}}$$

$$h_{PT} = h^*_{PT} * f_T$$

f_T se obtiene de la figura 28.

$$f_T = 0.73$$

$$h_{PT} = 290 * 0.73 = 211.7$$

$$i = \frac{211.7}{300} = 0.7 \Rightarrow 1.0$$

+ Cálculo de la relación de presión por envolvente P_2/P_{1a} con el uso de la figura 29.

Por tratarse de un solo envolvente

$$P_2/P_{1a} = P_2/P_{1a} = 9.0$$

+ Evaluación de la cabeza politrópica por envolvente (h^*_{Pa}) con K_1 , P_2/P_{1a} , Z , M_f , T_1 y la figura 26.

Por tratarse de una sola envolvente

$$h^*_{Pa} = h^*_{PT} = 290 \text{ KJ/kg}$$

+ Cálculo de la influencia del enfriamiento en el requerimiento de la energía. Con el uso de P_2/P_{1a} , K , DT , T_1 e i , con el uso de la figura 28.

DT = 20 (Del agua de enfriamiento)

f = 0.89

+ Cálculo de la cabeza politropica real

$$h_{p0} = h^*_{p0} * f = 290 * 0.84 = 243.6 \text{ KJ/kg}$$

+ Evaluación del número de pasos por envolvente Z y la velocidad periférica real U, con el uso de h_{p0} , Z y la figura 30.

$$Z = 6 ; U = 290 \text{ m/s}$$

+ Cálculo del volumen de succión V_1

Con mf, P_1 , T_1 , Mf, Z y la figura 31.

$$V_1 = 12.6 \text{ m}^3/\text{s}$$

+ Selección del compresor (Diámetro nominal)

Figura 32.

Con la relación de $12.6 \text{ m}^3/\text{s} / 290 \text{ m/s} = 0.0434 \text{ m}^3$

$$\text{Diámetro} = 71 \text{ cm}$$

+ Se escoge el tipo del compresor

RZ 71-6

+ Cálculo de la velocidad n

$$n = \frac{60 * i}{P_i * D}$$

$$n = \frac{60 * 290}{P_i * 0.71} = 7800.8 \text{ RPM}$$

+ Cálculo de la potencia P.

Con h_{p0} , mf y la figura 33.

$$P = 3500 \text{ KW}$$

+ Cálculo de la temperatura de descarga T_2 , utilizando los valores de P_2/P_1 , k, T_1 y la figura 34.

$$T = 310^\circ\text{K}$$

$$P_2/P_1 = 3.1$$

$$T_2 = 475^\circ\text{K} = 202^\circ\text{C} = 395.6^\circ\text{F}$$

Una vez terminados los cálculos, se presenta la figura 35 donde se muestra el balance general con los valores de las corrientes del proceso.

TERMINOS EMPLEADOS EN LOS CAPITULOS IV Y V.

- A_c = Area de la cama del lecho fluidizado (ft²)
 A_{LRF} = Area total de transferencia de calor en el lecho. (ft²)
 A_o = Area total de los orificios por donde pasa el aire en el plato de distribución. (ft²)
 A_{OR} = Area de cada orificio del plato de distribución. (in²)
 A_T = Area total requerida. (in²)
 A^* = Area de transferencia de calor en la zona de convección. (ft²)

 B = Presión barométrica. (in H₂O)

 C = Corrosión total. (in)
 C_e = Corrosión producida en la parte externa de la caldera. (in)
 C_i = Corrosión producida en la parte interna de la caldera. (in)
 C_p = Calor específico, a presión constante. (BTU/lb°F)
 CP_{gas} = Calor específico, a presión constante, de los gases de combustión. (BTU/lb°F)

 d_{ic} = Diámetro interno de la tubería en la cama. (ft)
 d_{is} = Diámetro interno de los tubos en la zona de convección. (ft)
 d_{oc} = Diámetro externo de la tubería en la cama. (ft)
 d_{os} = Diámetro externo de los tubos en la zona de convección. (ft)
 dp = Diámetro de las partículas. (ft)
 D = Diámetro del ducto de salida del combustor. (ft)
 D_i = Diámetro interno de la chimenea. (ft)
 D_{OR} = Diámetro de cada orificio del plato de distribución. (in)

 E = Distancia entre la pared y el primer tubo de agua en la cama. (ft)
 EL = Sólidos elutriados de la cama, por unidad de área (lb/Hrft²)
 E_v = Distancia entre el plato de distribución o fondo de la cama y la primera hilera de tubos. (ft)
 E_x = Por ciento de exceso de aire.

 g = Aceleración debida a la fuerza de gravedad. (cm/s²)
 G = Flujo masa velocidad del gas. (lb/Hrft²)
 G_{*} = Flujo masa velocidad por cada tubo en la zona de convección. (lb/Hrft²)

- h_c = Altura de la cama. (ft)
 h_{cexp} = Altura de la cama expandida. (ft)
 h_{ea} = Entalpía del agua en la corriente de entrada. (BTU/lb)
 h_{i0} = Coeficiente interno de transferencia de calor. (BTU/Hr $^{\circ}$ F)
 h_o = Coeficiente externo de transferencia de calor. (BTU/Hr $^{\circ}$ F)
 h_{sa} = Entalpía de agua en la corriente de salida. (BTU/lb)
 H_R = Entalpía de entrada. (BTU/lb)
 H_1 = Entalpía de la corriente 1 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_2 = Entalpía de la corriente 2 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_3 = Entalpía de la corriente 3 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_4 = Entalpía de la corriente 4 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_5 = Entalpía de la corriente 5 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_6 = Entalpía de la corriente 6 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_7 = Entalpía de la corriente 7 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_8 = Entalpía de la corriente 8 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_9 = Entalpía de la corriente 9 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_{10} = Entalpía de la corriente 10 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_{11} = Entalpía de la corriente 11 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_{12} = Entalpía de la corriente 12 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_{13} = Entalpía de la corriente 13 de la figura 9. (BTU/lb)
 H_{14} = Entalpía de la corriente 14 de la figura 9. (BTU/lb)
- k = Conductividad térmica. (BTU/Hrft)
- L_c = Longitud de los tubos en la cama. (ft)
 L_{CH} = Altura de la chimenea. (ft)
 $LMTD$ = Temperatura media logarítmica del sistema. ($^{\circ}$ F)
 $LMTD_{LF}$ = Temperatura media logarítmica del lecho fluidizado. ($^{\circ}$ F)
 L_t = Longitud total de la cama. (ft)
- m_a = Cantidad de aire. (lb/Hr)
 m_c = Masa de material contenido en la cama. (lb)
 $m_{combustible}$ = Cantidad de combustible que entra al lecho. (lb/Hr)
 m_g = Flujo de gases. (lb/Hr)
 m_{ao} = Cantidad de gases de combustión. (lb/Hr)
 $m_{piedra\ caliza}$ = Cantidad de piedra caliza que entra al lecho. (lb/Hr)
- N = Número de tubos en el lecho fluidizado.
 N_{orif} = Número de orificios en el plato de distribución.
 O_2 = Cantidad de oxígeno alimentado al combustor. (lbmol/Hr)

$O_2 r$ = Cantidad de oxígeno requerido en el combustor. (lbmol/Hr)

P = Presión de operación del sistema. (lb/in²)

P_b = Presión barométrica. (lb/in²)

P_c = Poder calorífico del combustible. (BTU/lb)

P_{CH} = Caída de presión en la chimenea. (lb/in²)

P_{c1} = Caída de presión a través del ciclón. (lb/in²)

P_h = Presión hidrostática. (lb/in²)

P_n = Número de Prandtl. (Adimensional)

P_T = Presión total. (lb/in²)

P_1 = Presión de la corriente 1 de la figura 9. (lb/in²)

P_2 = Presión de la corriente 2 de la figura 9. (lb/in²)

P_3 = Presión de la corriente 3 de la figura 9. (lb/in²)

P_4 = Presión de la corriente 4 de la figura 9. (lb/in²)

P_5 = Presión de la corriente 5 de la figura 9. (lb/in²)

P_6 = Presión de la corriente 6 de la figura 9. (lb/in²)

P_7 = Presión de la corriente 7 de la figura 9. (lb/in²)

P_8 = Presión de la corriente 8 de la figura 9. (lb/in²)

P_9 = Presión de la corriente 9 de la figura 9. (lb/in²)

P_{10} = Presión de la corriente 10 de la figura 9. (lb/in²)

P_{11} = Presión de la corriente 11 de la figura 9. (lb/in²)

P_{12} = Presión de la corriente 12 de la figura 9. (lb/in²)

P_{13} = Presión de la corriente 13 de la figura 9. (lb/in²)

P_{14} = Presión de la corriente 14 de la figura 9. (lb/in²)

Q = Calor transferido entre el combustible y el agua. (BTU/Hr)

Q_c = Calor transferido en la zona de la cama. (BTU/Hr)

Q_{comb} = Calor transferido al combustible. (BTU/Hr)

Q_{gc} = Calor transferido por los gases de combustión. (BTU/Hr)

Q_{LF} = Calor transferido en el lecho fluidizado. (BTU/Hr)

Q_r = Calor real transferido. (BTU/Hr)

Q_T = Calor total transferido en la cama. (BTU/Hr)

Q_z = Calor transferido en la zona de convección. (BTU/Hr)

R = Cantidad de sólidos elutriados. (lb/Hr)

R_c = Factor de incrustación. (Adimensional)

Re = Número de Reynolds. (Adimensional)

S = Esfuerzo máximo permisible. (lb/in²)

t = Espesor de la pared. (in)

- t_{2A} = Temperatura de entrada del agua al lecho. ($^{\circ}F$)
 t_f = Temperatura del fluido frio. ($^{\circ}F$)
 t_{3A} = Temperatura de salida del agua del lecho. ($^{\circ}F$)
 t_1 = Temperatura del fluido en la corriente de entrada. ($^{\circ}F$)
 t_2 = Temperatura del fluido en la corriente de salida. ($^{\circ}F$)
 T = Temperatura del fluido caliente. ($^{\circ}F$)
 T_{CH} = Tiro de la chimenea. (in H_2O)
 T_{2A} = Temperatura de entrada del agua a la zona de convección. (F)
 T_{2D} = Temperatura de entrada de los gases de combustión. ($^{\circ}F$)
 T_g = Temperatura promedio del gas. ($^{\circ}F$)
 $T_{L,F}$ = Temperatura del lecho fluidificado. ($^{\circ}F$)
 T_{PA} = Temperatura promedio del agua. ($^{\circ}F$)
 T_{2A} = Temperatura de salida de los gases. ($^{\circ}F$)
 T_{3A} = Temperatura de salida del agua. ($^{\circ}F$)
 T_w = Temperatura de la pared. (F)
 T_1 = Temperatura de la corriente 1 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_2 = Temperatura de la corriente 2 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_3 = Temperatura de la corriente 3 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_4 = Temperatura de la corriente 4 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_5 = Temperatura de la corriente 5 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_6 = Temperatura de la corriente 6 de la figura 9. (F)
 T_7 = Temperatura de la corriente 7 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_8 = Temperatura de la corriente 8 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_9 = Temperatura de la corriente 9 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_{10} = Temperatura de la corriente 10 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_{11} = Temperatura de la corriente 11 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_{12} = Temperatura de la corriente 12 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_{13} = Temperatura de la corriente 13 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 T_{14} = Temperatura de la corriente 14 de la figura 9. ($^{\circ}F$)
 U_c = Coeficiente sucio de transferencia de calor. (BTU/Hr $^{\circ}F$)
 U_s = Coeficiente limpio de transferencia de calor. (BTU/Hr $^{\circ}F$)
 U_g = Velocidad nominal del gas. (ft/s)
 $U_{L,F}$ = Coeficiente global de transferencia de calor en el lecho. (BTU/Hr $^{\circ}F$)
 U_0 = Velocidad inicial del gas. (ft/s)
 U_t = Velocidad terminal del gas. (ft/s)
 v_c = Velocidad de los gases en el ciclón. (ft/s)
 v_g = Velocidad de los gases. (ft/s)

V_0 = Velocidad inicial del aire. (ft/s)

V_c = Volumen de la cama. (ft³)

w = Cantidad de materia. (lb/Hr)

w_c = Masa de combustible. (lb/Hr)

w_g = Masa de los gases. (lb/Hr)

W = Flujo másico del gas. (lb/Hr)

W_1 = Flujo de la corriente 1 de la figura 9. (lb/Hr)

W_2 = Flujo de la corriente 2 de la figura 9. (lb/Hr)

W_3 = Flujo de la corriente 3 de la figura 9. (lb/Hr)

W_4 = Flujo de la corriente 4 de la figura 9. (lb/Hr)

W_5 = Flujo de la corriente 5 de la figura 9. (lb/Hr)

W_6 = Flujo de la corriente 6 de la figura 9. (lb/Hr)

W_7 = Flujo de la corriente 7 de la figura 9. (lb/Hr)

W_8 = Flujo de la corriente 8 de la figura 9. (lb/Hr)

W_9 = Flujo de la corriente 9 de la figura 9. (lb/Hr)

W_{10} = Flujo de la corriente 10 de la figura 9. (lb/Hr)

W_{11} = Flujo de la corriente 11 de la figura 9. (lb/Hr)

W_{12} = Flujo de la corriente 12 de la figura 9. (lb/Hr)

W_{13} = Flujo de la corriente 13 de la figura 9. (lb/Hr)

W_{14} = Flujo de la corriente 14 de la figura 9. (lb/Hr)

x = Número de tubos por renglón.

X_{comb} = Fracción peso de combustible.

X_{pc} = Fracción peso de la piedra caliza.

Y = Número de hileras en el lecho fluidizado.

ΔT = Gradiente de temperatura. (°F)

ξ = Eficiencia en las uniones.

η_T = Eficiencia en la transferencia de calor.

ρ_c = Densidad de la cama. (lb/ft³)

ρ_{comb} = Densidad del combustible. (lb/ft³)

ρ_{pc} = Densidad piedra caliza. (lb/ft³)

ρ_g = Densidad del gas. (lb/ft³)

ρ_m = Densidad de la mezcla de combustible y piedra caliza (lb/ft³)

ρ_s = Densidad del sólido. (lb/ft³)

θ_r = Tiempo de residencia de las partículas. (seg)

D_o = Coeficiente externo de transferencia de calor. (BTU/Hrft²F)

D_i = Coeficiente interno de transferencia de calor. (BTU/Hrft²F)

Π = Número PI.

μ = Viscosidad del gas. (lb/ftseg)

CAPITULO VI
EVALUACION
ECONOMICA

C A P I T U L O V I

Evaluación Económica

En el presente capítulo se muestra una evaluación económica de un generador de vapor de lecho fluidizado, el objetivo del mismo es el dar un panorama de lo que representa esta opción para generar vapor económicamente hablando.

Para la evaluación de la inversión fija del generador de vapor de lecho fluidizado se incluyen los siguientes equipos: Desaerador, economizador de agua, economizador de aire, bomba alimentadora de agua a la caldera, con su respectivo motor, compresor de aire y motor, silo de almacenamiento de carbón, silo de almacenamiento de piedra caliza, transportador neumático de la piedra caliza a la caldera, transportador neumático del carbón a la caldera, ventilador y su motor, caldera, ciclón recolector de polvos, filtro de bolsa y la chimenea.

También se incluye los cálculos de los costos de operación, que incluyen el consumo de energía eléctrica, de agua de proceso, consumo de carbón y piedra caliza.

Para los cálculos económicos de los equipos se utilizó la paridad del peso de 2,300 por dólar. La abreviatura de USD significa costo en dólares estadounidenses.

- COSTOS DE CAPITAL:

Los precios de los equipos fueron obtenidos de fabricantes o proveedores.

+ Desaerador.

Costo en mayo de 1988 = \$ 200'000,000.00 (M.N.)

(Fuente: Belco de México)

+ Economizador de Agua:

Area = 250 ft²

Tubos tipo U

Material = Acero al Carbón

Temperatura de Diseño = 424 °F

Presión de Diseño = Atmosférico

Costo en mayo de 1988 = \$ 24'200,000 (M.N.)

(Fuente Mekano S.A.)

+ Economizador de Aire.

Area = 777,59 ft²

Tubos tipo U

Material = Acero al carbón

Temperatura de diseño = 675 °F

Presión de diseño = Atmosférico

Costo en mayo de 1988 = \$ 44'000,000 (M.N.)

(Fuente Mekano)

+ Bomba Alimentadora de Agua a la Caldera y su Motor.

Capacidad = 250 GPM

Diferencial de presión = 640 lb/in²Presión de succión = 10 lb/in² abs.

Temperatura de diseño = 193.2 °F

Costo en mayo de 1988 = \$ 80'000,000 (M.N.)

(Fuente Bombas Goulds)

+ Compresor y Motor.

Potencia = 3,500 KW = 5,000 HP

Costo en mayo de 1988 = \$ 4,000'000,000 (M.N.)

(Fuente Sulzer de México)

+ Silo de Almacenamiento de Carbón

Diámetro = 10 ft

Altura = 85 ft
 Estructura = Vertical
 Material = Acero al carbón

Costo en mayo de 1988 = \$ 290'000,000 (M.N.)

(Fuente SWECOMEX)

+ Silo de Almacenamiento de Piedra Caliza

Diámetro = 10 ft
 Altura = 22 ft
 Construcción = Vertical
 Material = Acero al Carbón

Costo en mayo de 1988 = \$ 110'000,000 (M.N.)

(Fuente SWECOMEX)

+ Transportador Neumático del Carbón a la Caldera.

Capacidad = 4,000 kg/Hr
 Longitud = 200 ft
 Material = Acero al Carbón

Costo en mayo de 1988 = \$ 23'000,000 (M.N.)

(Fuente CONNAIR de México)

+ Transportador Neumático de Piedra Caliza a la Caldera.

Capacidad = 1,000 kg/Hr
 Longitud = 200 ft
 Material = Acero al Carbón

Costo en mayo de 1988 = \$ 23'000,000 (M.N.)

(Fuente CONNAIR de México)

+ Ventilador.

Capacidad = 67,476.2 ft³/min

Costo en mayo de 1988 = \$ 40'000,000 (M.N.)

(Fuente Flack SF de México)

+ Motor del Ventilador.

Velocidad = 1,200 RPM

Potencia = 100 HP

Costo en mayo de 1988 = \$ 31'000,000 (M.N.)

(Fuente Industria Eléctrica de México)

+ Caldera.

Calor Liberado = 103.378 E 6 BTU/Hr

Presión de Operación = 600 lb/in²

Costo en mayo de 1988 = \$ 3,000'000,000 (M.N.)

(Fuente Babcock & Wilcox de México)

+ Ciclón Recolector de Polvos.

Capacidad = 10,000 ft³/min

Costo en mayo de 1988 = \$ 14'000,000 (M.N.)

(Fuente Wheelabrator de México S.A.)

+ Filtro de Bolsa.

Capacidad = 1'560,284.7 ft³/min

Costo en mayo de 1988 = \$ 2,000'000,000 (M.N.)

(Fuente Flack SF de México)

+ Chimenea.

Altura = 202 ft

Diámetro = 84 in

Costo en mayo de 1988 = \$ 37'000,000 (M.N.)

(Fuente Babcock & Wilcox de México)

A continuación se obtiene el costo total del equipo, sumando todos los costos de todos los equipos en moneda nacional.

Costo Total = \$ 9,599'173,118 (M.N.)

A este costo se le deben de considerar algunos aspectos, como son: Materiales, Mano de Obra, Costos Directos y Costos Indirectos. Estos factores fueron obtenidos de la referencia II-B.

Factor de materiales: (Tubería, concreto, acero, instrumentos, materiales eléctricos, aislamiento y pintura).

FM = El 62% del costo total.

Factor de mano de obra:

FMO = El 58% del costo total.

Factor de costos directos:

FCD = 2.20

Factor de costos indirectos:

FCI = El 34% del costo total.

Costo por materiales = \$ 5,951'487,333 (M.N.)

Costo mano de obra = \$ 5,567'520,408 (M.N.)

Costos directos = 9,599'173,118 + 5,951'487,333 + 5,567'520.408

Costos directos = \$ 21,118'200,000 (M.N.)

Costos indirectos = \$ 7,180'188,000 (M.N.)

A este valor de costos indirectos, se le debe considerar un 18% de contingencias.

Costo total parcial = \$ 28,298'400,000 (M.N.)

Contingencias = \$ 5,093'712,000 (M.N.)

Costo Total = \$ 33,392'100,000 (M.N.)

$$D = \frac{V - V_s}{N}$$

donde:

D = Depreciación

V = Valor de la planta lista para operar

V_s = Valor de recuperación

N = Años de vida útil de la planta

V_s = 15% del valor total (Referencia II-8)

N = 20 años (Referencia II-8)

$$\text{Depreciación anual} = \frac{3,33921 \text{ E } 10 - (3,33921 \text{ E } 10 * 0,15)}{20}$$

Depreciación anual = \$ 1,419'164,493 (M.N.)

COSTO TOTAL DE CAPITAL = \$ 61,775'000,000 (M.N.)

COSTOS DE OPERACION:

+ Agua de Proceso: \$ 141.95 m³ (en junio de 1988).

Consumo de Agua = 50,000 lb/Hr = 23.5 m³/Hr

Costo de Agua = \$ 29'221,827 anuales

+ Energía Eléctrica: \$ 85 KW Hr (junio de 1988)

Consumo:

- Motor bomba de agua = 15 HP

- Motor compresor = 5,000 HP

- Motor ventilador = 100 HP

- Transportador Piedra Caliza = 20 HP

- Transportador Carbón = 10 HP

Consumo Total = 5,145 HP = 3,836.6 KW

Costo Total = \$ 2,856'732,360 anuales

+ Carbón: 0.16 USD/lb (Chemical Marketing Report. Abril de 1988)

Consumo = 8,980.163 lb/Hr

Costo Total = \$ 28,949'200,000 anuales

+ Piedra Caliza: 60 USD/TON (Chemical Marketing Report. Abril 1988)

Consumo = 1,517.288 lb/Hr

Costo Total = \$ 832'735,479 anuales

COSTOS TOTALES DE OPERACION = \$ 32,668'000,000 anuales

Considerando que la planta tiene un valor de recuperación de 10 años (referencia II-B), la inversión fija anual a recuperarse será de \$ 6,177'500,000 anuales.

El costo del vapor de 600 lb/in² será de:

$$6,177'500,000 + 32,668'000,000 = 38,845'000,000$$

La cantidad de vapor producida anualmente es:

$$100,000 \text{ lb/Hr} = 397,704 \text{ TON/Año}$$

$$\text{Costo del vapor} = \frac{38,845'000,000 \text{ \$/año}}{397,704 \text{ Ton/Año}} = \$ 97,674 \text{ TON}$$

COSTO DEL VAPOR DE 600 lb/in² = \$ 97,674 TON

A continuación se presenta una tabla comparativa de los costos de envío y erección de una planta generadora de vapor de lecho fluidizado contra una planta generadora de vapor convencional, con la misma capacidad. Los valores son en miles de dólares.

	Lecho Fluidizado	Convencional
Generador de vapor	31,000	42,000
Controles	3,000	2,400
Ventiladores	5,000	4,900
Colectores de polvos	700	-
Calentadores de aire	4,700	3,800
Materias primas, sist. encendido	9,900	10,500
Extracción de materiales	15,700	2,100

Control de contaminantes	18,600	66,400
Trabajo en campo	26,200	23,800
Carga de energía auxiliar	3,100	Base
TOTAL	111,700	155,900

(Fuente referencia 37)

Esta estimación de costos, ha sido preparada para un sistema generador de vapor de 800 MW, valor que difiere de la capacidad de el generador de vapor diseñado en este trabajo de tesis, por lo cual el costo no es el mismo.

C A P I T U L O V I I
C O N C L U S I O N E S

C A P I T U L O V I I

CONCLUSIONES

- 1.- El objetivo de este trabajo de tesis fue alcanzado ya que presenta un panorama actualizado de este tipo de tecnología, lo cual puede servir como consulta y guía de aquellos diseñadores que deseen llegar a utilizar a los generadores de lecho fluidizado en nuestro país.
- 2.- Los generadores de vapor de lecho fluidizado, presentan un diseño mas compacto lo que representa una ventaja en cuanto a su instalación, el problema que puede representar consiste en que el equipo periférico es mas complicado que el de los sistemas convencionales de generación de vapor y por ende de mayor tamaño, es válido pensar en el espacio disponible debido a que en la actualidad es mas difícil contar con terrenos extensos para actividades industriales. Por otra parte, en cuanto al diseño de los generadores de vapor de lecho fluidizado, representa todavía una limitación ya que por estar en una etapa de experimentación los diseñadores se ven también limitados.
- 3.- Esta tecnología permite la modernización de plantas generadoras de vapor ya existentes, esto es útil en el caso de plantas situadas cerca de centros urbanos en donde se

deseé disminuir la contaminación proveniente de los gases de combustión, o bien en el caso de alguna planta edificada tiempo atrás en donde se tenga alguna otra alternativa de combustible a utilizar. Esta ventaja es además económicamente factible (ver tabla de comparación económica en el capítulo VI), comparada con alguna otra opción como podría ser la edificación de otra planta similar en algun otro lugar o la instalación de equipos limpiadores de gases de combustión.

4.- Por lo que se pudo observar en la investigación bibliográfica realizada, esta tecnología se encuentra actualmente en un periodo de experimentación a nivel de planta piloto, por lo que aún existen muchos aspectos que deben de ser perfeccionados, para que pueda ser utilizada en forma confiable. Debido a esto es por lo que no se tiene una verdadera confiabilidad en los costos tanto de capital como de operación de este equipo, quizá es por lo que algunos autores manifiestan que los generadores de vapor son mas económicos y otros se muestran pesimistas en lo que respecta al futuro de esta tecnología por los costos tan elevados.

5.- Para este trabajo de tesis se tomó como combustible al carbón, la única razón es para ejemplificar sobre la forma de cálculo, además de que este tipo de material es abundante. Esto no significa que sea restrictivo, por el contrario se pueden utilizar combustibles tales como bagazo de caña de azúcar, madera, principalmente residuos pesados del petróleo y cualquier sólido con poder calorífico aceptable.

6.- Esta tecnología representa una buena opción para el futuro de la generación de energía eléctrica dado el problema actual que representa la energía atómica para la generación de energía eléctrica.

7.- Los generadores de vapor de lecho fluidizado serán, sin lugar a dudas, una tecnología sumamente socorrida en los próximos años, esto es debido a que los fabricantes de esta tecnología tienen invertidas grandes esperanzas en sus investigaciones y desarrollos de plantas piloto. Esto también significa un polo de desarrollo de diseños de generadores de vapor de lecho fluidizado en la República Mexicana, ya que, como se pudo observar en la referencia I-33, en México ya se ha empezado a pensar en esta tecnología para generar vapor.

C A P I T U L O V I I I
B I B L I O G R A F I A

C A P I T U L O V I I I

B I B L I O G R A F I A

I.- Artículos consultados.

- 1.- Fennelly P.F.. Fluidized Bed Combustion.
American Scientist, Vol 72, May - June 1984. Page 254.
- 2.- Van Dyk G.C. Mechanical Design of Bed Combustors.
Chemical Engineering Progress. December 1979. Page 46.
- 3.- Gay P. FBB- Pie in the Sky or Commercial Reality?.
Chemical Engineering. March 1979. Page 61.
- 4.- Cohen L.S., Johnson W.B., Parlee M.C.. Desing Criteria for Stone
and Webster's Solids Circulation Fluid Bed Boiler.
Stone and Webster Corporation. Paper Presented at AICHE Spring
Meeting. March 1983.
- 5.- Makansi J.. Coal- Fired Combined-Cycle Plants are on the Horizon.
Power. June 1982. Page 63.
- 6.- Mesko J.E.. Fluidized Combustion. Energy Conversion Techniques
for High Sulfur-Low Grade Fuels. Pope, Evans and Robbins Inc. Paper
Presented at America Chemical Society 172 th National Meeting.
August-September 1976.
- 7.- Makansi J. and Schwieger R. Fluidized Bed Boilers. Special Report.
Power. May 1987. Page S-1.
- 8.- Kelly W.R., Rourke S.M., Mullin D.E.. Industrial Application of
Fluidized-Bed Cogeneration System.
Chemical Engineering Progress. January 1984. Page 35.
- 9.- Smith D.J.. Advances in Fluidized Bed Combustion and
Cogeneration.
Power Engineering. October 1985. Page 26.

- 10.- Nack H., Litt R.D. and Kim B.C.. Multisolid Fluidized Bed Combustion.
Chemical Engineering Progress. January 1984. Page 41.
- 11.-Gottko R.. Emissions Control with Fluidized Bed, Steam Generating Systems.
Chemical Engineering Progress. January 1984. Page 63.
- 12.- Chakraborty R.K., Howard J.R..Combustion of Char in Shallow Fluidized Bed Combustors: Influence of some Design and Operating Parameters.
Journal of The Institute of Energy. March 1981. Page 48.
- 13.- Desai N.J. and Yang R.T.. Catalytic Fluidized bed Combustion. Enhancement of Sulfation of Calcium Oxide by Iron Oxide.
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 1983. Volume 22. Page 119.
- 14.- Hoy H.R. and Kaye W.G.. Work by the NCB on the Development of Atmospheric and Pressurized Fluidized Bed Combustion.
Journal of The Institute of Energy. June 1979. Page 86.
- 15.- Cohen L.S., Johnson W.B. and Porlee M.C.. The Advantages of the Solid Circulation Fluid-Bed Boiler.
Chemical Engineering Progress. January 1984. Page 55.
- 16.- Chakraborty R.K. and Howard J.R.. Burning Rates and Temperatures of Carbon Particles in a Shallow Fluidized-Bed Combustor.
Journal of the Institute of Fuel. December 1978. Page 220.
- 17.- Beacham B. and Marshall A.R.. Experiences and Results of Fluidized Bed Combustion Plant at Renfrew.
Journal of the Institute of Energy. June 1979. Page 59.
- 18.- Gamble R.L. and Warshany F.R.. Commercial Development of Atmospheric Fluidized Bed Utility Steam Generators.
Paper presented at the 1975 Joint Power Generation Conference. September-October 1975.
- 19.-Gibson J., Eric E. and Highley J.. FBC for Industrial Applications.
Journal of Institute of Energy. June 1979. Page 51.
- 20.- Kraus M.N. Baghouses: Separating and Collecting Industrial Dusts.
Chemical Engineering. April 9, 1979. Page 94.

- 21.-Kravitz M.. Choosing Weight-belt and Loos-in-weigh Feeders.
Chemical Engineering. August 6, 1984. Page 65.
- 22.-Baghouse Diffuser Boosts Capacity, Cuts Bag Abrasion.
Staclean Diffuser Co.
Chemical Engineering. September 8, 1980. Page 67.
- 23.- Pettit J.R.. Feeding Solids Accurately.
Chemical Engineering. August 20, 1984. Page 159.
- 24.- N. Moir D.N.. Size Reduction.
Chemical Engineering. April 16, 1984. Page. 67
- 25.- The Sims Consulting Group Inc. Solids Material Handling.
Chemical Engineering. October 15, 1984. Page 61.
- 26.- Straus S.D.. Fluidized-bed Conversion Features Woodwaste Burning.
Power. June 1982. Page 119.
- 27.-Utility to Test Fluidized-bed Unit.
Chemical Engineering. November 12, 1984. Page 45.
- 28.- Makansi J.. Fluidized-bed Boilers Live up to Their Performance Goals.
Power. March 1986. Page 59.
- 29.-Modrak T.M. and Smith W.. AFBC Design and Operating Systems to Be Evaluated in Pilot Plant.
Power Engineering. March 1983. Page 58.
- 30.-Berry R.I.. Fluid-bed Gets the Nod.
Chemical Engineering. October 8, 1979. Page 60.
- 31.- Schwieger B.. Fluid-bed Boiler Meets State Clean-air Codes.
Power. October 1981. Page 126.
- 32.- Kinsinger F.L.. Fluidized-bed Combustion: Development and Experience.
Power Engineering. December 1985. Page 26.
- 33.- Mexico to Use New Fluidized-bed Boiler.
Oil and Gas Journal. January 30, 1984. Page 68.

- 34.- Butler P.. Large Fluid-bed Boilers Will Be Commercial in America this Year.
The Engineer. January 25, 1979. Page 33.
- 35.- Schwieger B..Coal-fired AFB Boiler Advances State-of-the-art.
Power. June 1984. Page 106.
- 36.- Baur P.. Multisolid Fluidized-bed Combustor Meets Industry Needs.
Power. March 1983. Page 126.
- 37.- Babcock Contractors Inc. Fluidized-bed boiler burns low-quality fuels.
Chemical Engineering. May 7, 1979. Page 47.
- 38.- Stubington F.. The Role of Coal Volatiles in Fluidized Bed Combustion.
Journal of the Institute of Energy. December 1980. Page 191.
- 39.- Juny K. and La Nauze R.D.. Particles Size and Density Changes During Fluidized-Bed Combustion.
The Canadian Journal of Chemical Engineering. April 1983. Page 262.
- 40.- Wilson W.I., Snyder R.B. and Johnson I.. The Use of Oil Shale for SO_2 Emission Control in Atmospheric-Pressure Fluidized-Bed Coal Combustors.
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 19- 1981. Page 47.
- 41.-Arthursson D.A. and Osterberg H.. A Demonstration and Pilot Plant for the Production of District Heat Using a Multi-fuel Fluidized bed Furnace.
Journal of the Institute of Energy. September 1979. Page 140.
- 42.-Fluidized-Bed Combustion Proves Viable for Generating Steam.
Georgetown University.
Power. November 1980. Page 128.
- 43.- Schwieger B.. Fluidized-Bed Boilers to Serve in Several Plants.
Power. December 1981. Page 93.
- 44.- Schwieger B.. Fluidized-Bed Boilers Keep Chinese Industry Running on Marginal Fuels.
Power. March 1983. Page 59.

- 45.- Heinschel K.J., Gottlieb J.M. and Aulisio C.A.. Demonstration of CFB for Plant Life Extension.
Power Engineering, February 1986. Page 29.
- 46.- Robson B. and Thurlow G.G.. Manufacture of Fuel Gas for Power Generation by Fluidized bed Gasification of Coal.
Journal of The Institute of Energy. June 1979. Page 94.
- 47.- Smock R.. New Generating Plants:When, Where and by Whom.
Power Engineering, April 1986. Page 28.
- 48.-Fluid-bed Boilers Steam Ahead.
ENR. December 6, 1984. Page 26.
- 49.- Makansi J.. Fluidized-bed Combustion Developments to Watch.
Power. January 1986. Page 60.
- 50.-Rohatgi N.D., Ulerich N.H., Newby R.A. and Keairns D.L.. Agglomeration of Sorbent and Ash Carry-over for Use in Atmospheric Fluidized-bed Combustors.
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. Vol 22, 1983. Page 257.
- 51.- Hoy H.R.. Research Aspects of the Grimethorpe PFBC Facility.
Journal of the Institute of Energy. June 1973. Page 73.
- 52.- Schwieger B.. Fluidized-bed Boilers Achieve Commercial Status Worldwide.
Power. February 1985. Page S-1.
- 53.- Roberts A.G., Hoy H.R. and Carpenter L.. Studies of Varying the Bed Depth to Watch Load Changes in Pressurized Fluidized Bed Combustion Systems.
Journal of the Institute of Energy. September 1982. Page 128.
- 54.- Butler P.. The NCB Pushes for Increased Use of Coal-fired Fluid Beds.
The Engineer. June 21, 1979. Page 36.
- 55.- Butler P.. Fluid Bed Is Proving a Hot Number at 80% Efficiency.
The Engineer. September 7, 1978. Page 57.
- 56.- Butler P.. Pressurised Fluid Bed Generation "Will Beat Gasification on Costs".
The Engineer. April 19, 1979. Page 12.

- 57.- Firetubes Boilers Converted to Solid-fuel Capability.
Power. April 1983. Page 144.
- 58.- Schwieger R.. Two New Fluidized-bed Boilers Start Up on Anthracite Cula.
Power. August 1984. Page 110.
- 59.- Fluidized Bed Allows Use of Local Fuel.
Power. August 1984. Page 120.
- 60.- Butler P.. Zoning a Fluid Bed Enables Big Boiler to Follow its Load.
The Engineer. October 1978. Page 47.
- 61.-Utilities Nuzzle Closer to Fluid-Bed Boilers.
ENR. October 18, 1984. Page 29.
- 62.-New Fluid-Bed is Unveiled.
ENR. June 7, 1984. Page 11.
- 63.-SO₂ Control in the Boiler: Fluidized Beds Now Commercial for Industry.
Power. October 1982. Page 8-21.
- 64.- Lentz E.C.. Waste Materials that You Can Handle in a Fluidized Bed.
Power. August 1981. Page 150.
- 65.-Fluidized Beds in Power Station at Last?
New Scientist 30. June 1983. Page 946.
- 66.- Spear M.. Commercial Scale of Fluid Bed Boiler on Stream in US.
Process Engineering. February 1980. Page 35.
- 67.-Wisconsin Utility Wants Fluid-Combustion Overhaul.
ENR. February 20, 1986. Page 13.
- 68.- Whitfield M.. Renfrew Fluidized Bed Boiler is Now Fed Using Direct Fired Coal System.
Process Engineering. July 1980. Page 25.
- 69.- Butler P.. Deborah Combustion's Circulating Fluid Bed is looking Good.
The Engineer. 12 October 1978. Page 57.

III

- 70.- Butler P.. Fluid-Bed Operation Rises Again After Overstretching
Itself.
The Engineer. 15 February 1979. Page 42.
- 71.-Largest us Fluidized-bed Boiler Clean-Burning, Reliable.
Power. October 1985. Page 21.
- 72.- Cranefield R.R.. Fluidized Bed Heat Store for Power Generation.
Journal of The Institute of Energy. December 1980. Page 196.
- 73.-Butler P.. Fluid-Bed Combustor that Disposes Contaminated Wttings.
The Engineer. September 6, 1979. Page 48.
- 74.-Industrial Application Fluidized Bed Combustion.
Exxon Research and Engineering Company.
Quarterly Technical Report No.- 15. January 1- March 31, 1980.
- 75.- Guthrie K.M.. Capital Cost Estimating.
Chemical Engineering. March 24, 1969. Page 114.
- 76.- Zanker A.. Determining Air inlet-Velocity for Cyclones.
Chemical Engineering. March 19, 1984. Page 159.
- 77.- Constantinesw S.. Sizing Gas Cyclones.
Chemical Engineering. February 20, 1984. Page 97.
- 78.- Salem A.. Estimate Capital Cost Fast.
Hydrocarbon Processing. September 1981. Page 199.
- 79.- Desai M.B.. Preliminary Cost Estimating of Process Plant.
Chemical Engineering. July 27, 1981. Page 65.
- 80.- Vatawule W.M. and Neveril R.B.. Part VIII: Estimating Cost of
Exhaust Stacks.
Chemical Engineering. June 15, 1981. Page 129.
- 81.- Makansi J. and Schwieger R.. Fluidized-Bed Boilers. Special
Report.
Power. August 1982. Page S-1.
- 82.- Berman I.M.. Fluidized Bed Combustion Systems.
Power Engineering. November 1979. Page 46.

II.- Libros Consultados.

- 1.- Perry and Chilton. Chemical Engineers' Handbook. 5th Edition.
Mc Graw Hill. Tokyo Japan.
- 2.- Kern Donald Q. Procesos De Tranferencia de calor. Cia. Editorial Continental S.A. de C.V. Decimoséptima Impresión. Enero de 1984. México D.F.
- 3.- Kunii and Levenspiel. Fluidization Engineering. Harper and Row Publishing.
- 4.- Steam. Its Generation and use. Babcock and Wilcox Publishing.
- 5.- Modern Cost-Engineering Techniques. Herbert Popper.
Mc Graw Hill. New York, New York. 1970.
- 6.- Chemical Engineering Cost Estimation. Robert S. Aries
Mc Graw Hill. New York, New York. 1955.
- 7.- Plant Design and Economics for Chemical Engineers.
Max S. Peters. Mc Graw Hill. New York, New York.
1958.

C A P I T U L O I X
A P E N D I C E

LISTA DE BIBLIOGRAFIAS DE LAS FIGURAS

- FIGURA 1: Referencia I-1 página 255.
- FIGURA 2: Referencia I-1 página 259.
- FIGURA 3: Referencia I-1 página 259.
- FIGURA 4: Referencia I-8 página 39.
- FIGURA 5: Referencia I-2 página 51.
- FIGURA 6: Referencia I-2 página 51.
- FIGURA 7: Referencia I-2 página 49.
- FIGURA 8: Referencia I-8 página 38.
- FIGURA 9: Sin Referencia. Propuesta por los autores.
- FIGURA 10: Sin referencia. Propuesta por los autores.
- FIGURA 11: Referencia I-10 página 44.
- FIGURA 12: Referencia II-1 página 6.76
- FIGURA 13: Referencia II-1 página 7-20.
- FIGURA 14: Referencia II-1 página 7-20.
- FIGURA 15: Referencia II-1 página 7-20
- FIGURA 16: Referencia II-1 página 7-21
- FIGURA 17: Referencia II-1 página 7-21
- FIGURA 18: Referencia II-4.
- FIGURA 19: Referencia II-4.
- FIGURA 20: Referencia II-4.
- FIGURA 21: Referencia II-4.
- FIGURA 22: Manual del proveedor FLACK.
- FIGURA 23 A FIGURA 34: Manual del proveedor SULZER.

FIGURA 35: Sin referencia, propuesto por los autores.

**COMBUSTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE
CAMA BURBUJEANTE**

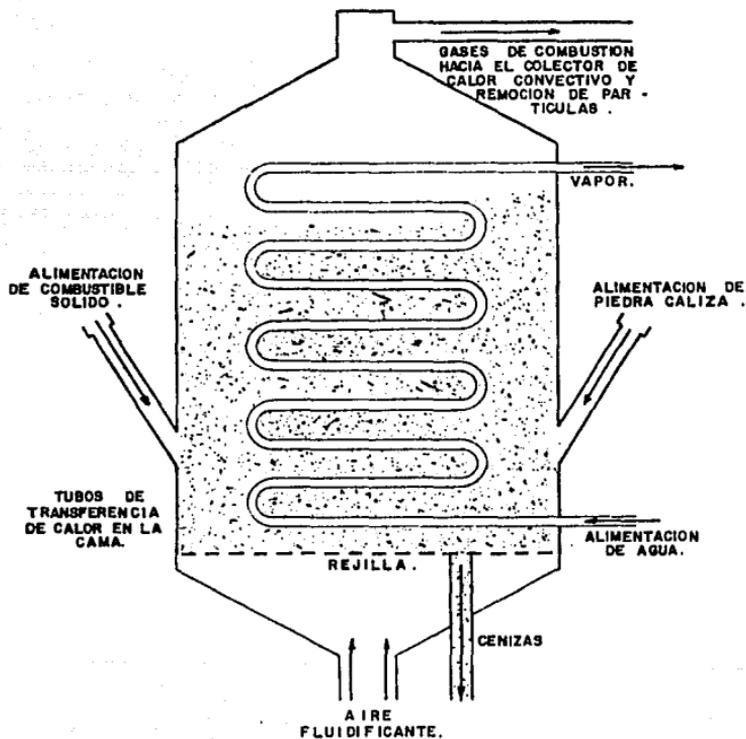


FIGURA # 1

FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
Y.V.A.R	H.R.V.M

COMBUSTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE DOS ETAPAS.

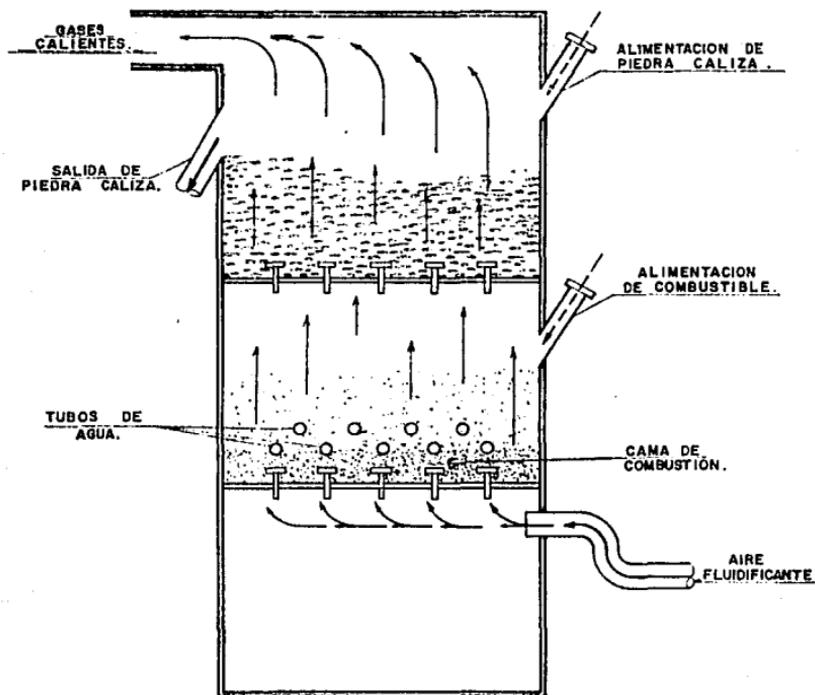
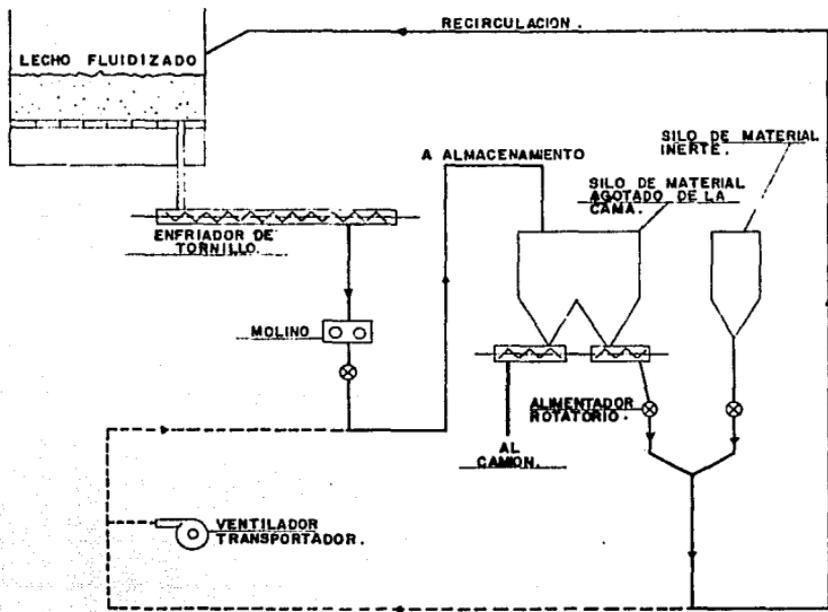


FIGURA # 3

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M



**SISTEMA DE REMOCION Y RECIRULACION
DEL MATERIAL DE LA CAMA.**

FIGURA * 4

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M

PLATO DE DISTRIBUCION.

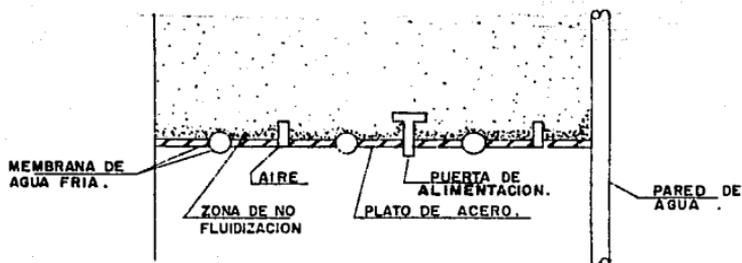


FIGURA * 5

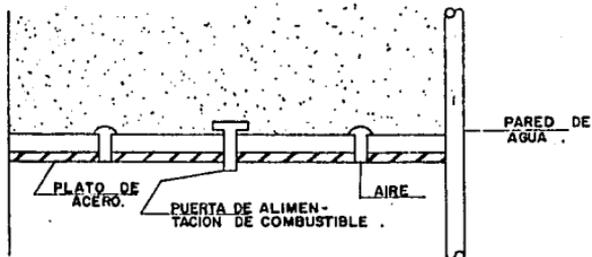


FIGURA * 6

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M

CONSTRUCCION DE LA PARED REFRACTARIA.

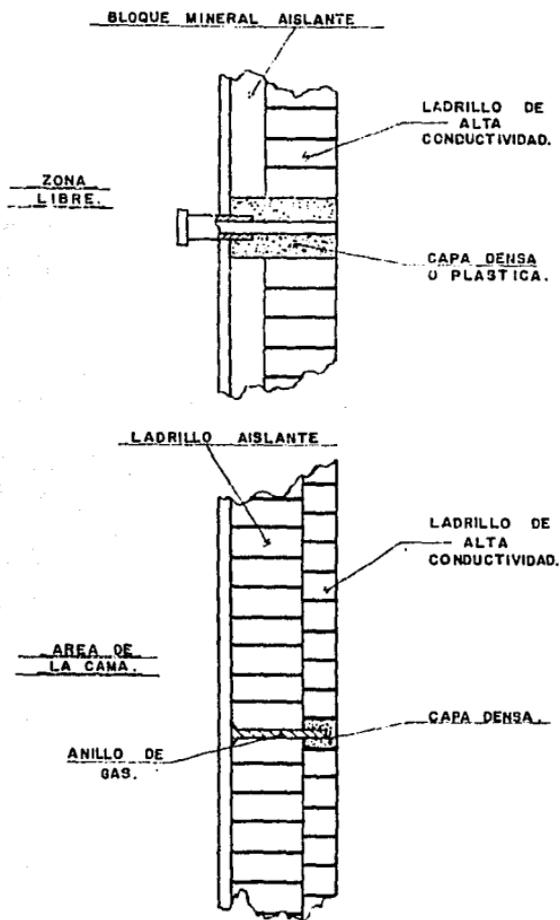
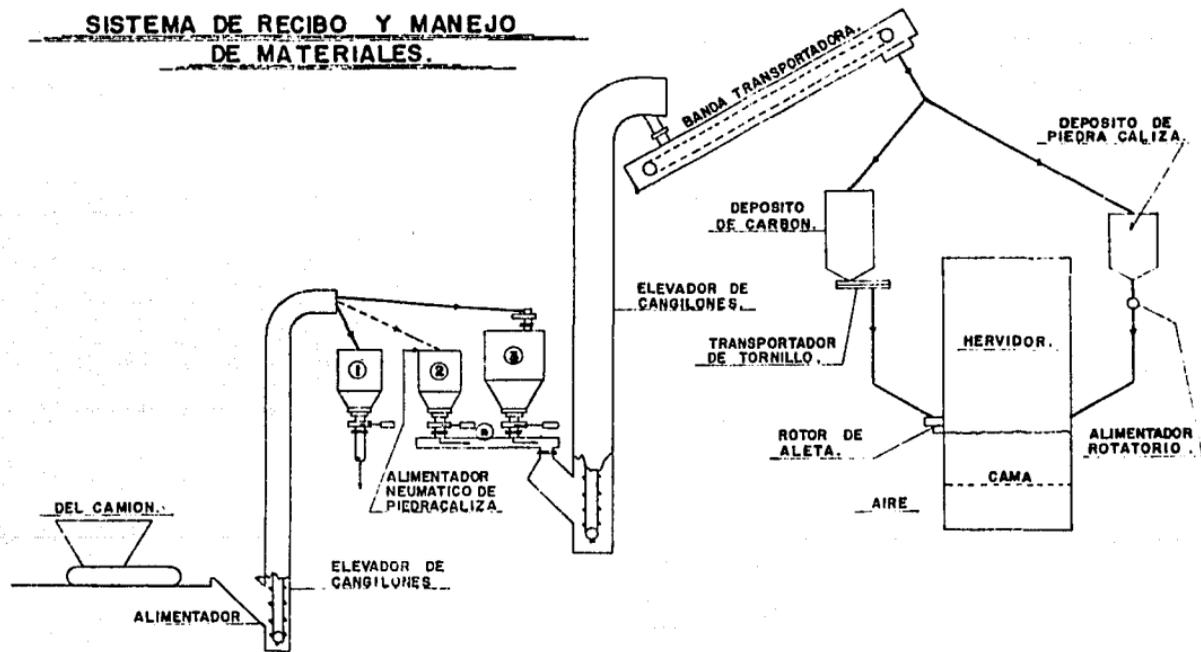


FIGURA • 7

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M

SISTEMA DE RECIBO Y MANEJO DE MATERIALES.



NOTAS.

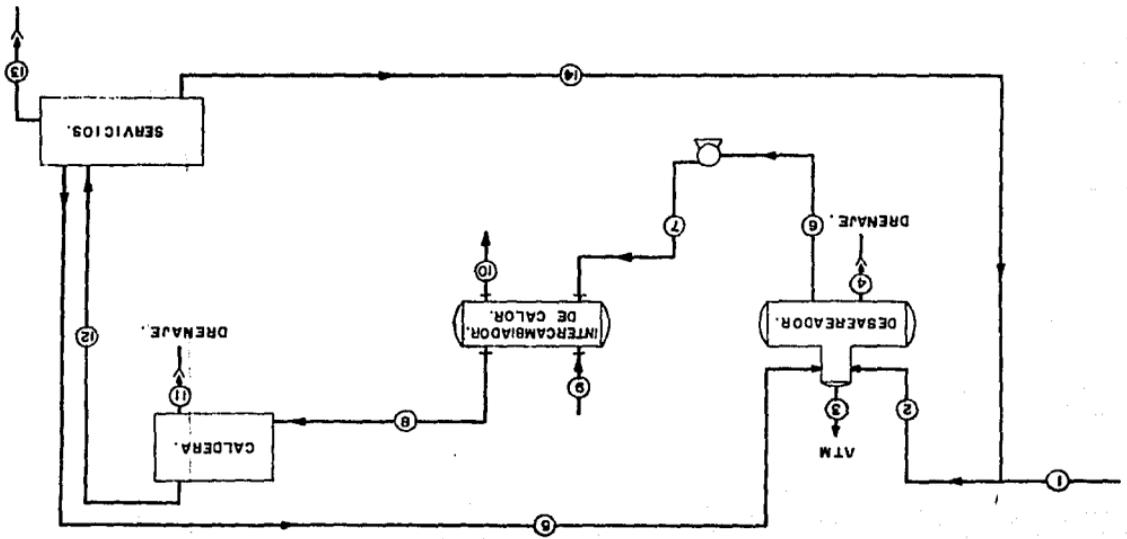
- 1º SILO DE MATERIAL INERTE.
- 2º SILO DE PIEDRA CALIZA .
- 3º SILO DE CARBON .
- *º BANDA TRANSPORTADORA .

FIGURA 48

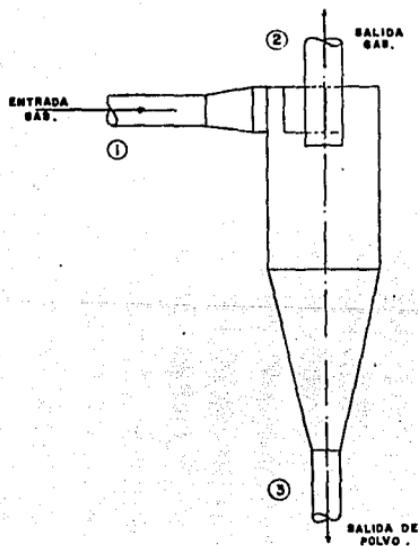
FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M
1988

FIGURA # 9

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
FLUJO D/HR	42 350	108 140,54	50	2300	8209,4	118 000	118 000	118 000	108 970	108 970	15 000	100 000	28 000	88 790,84
TEMPERATURA F.	70	108	193,2	193,2	850	193,2	193,2	850	850	850	458,2	588,4	250	110
PRESSION	50	30	10	10	30	10	600	600	600	600	600	600	30	30
	LIQ SUBENTR	LIQ SUBENTR	VAP SAT	LIQ SAT	VAP SAT	LIQ SAT	LIQ SUBENTR	LIQ SUBENTR	VAP	VAP	LIQ SAT	SAT. CAL. LIQ SAT.	LIQ SAT.	LIQ SUBENTR



BALANCE DE MATERIA EN EL CICLON
SEPARADOR DE SOLIDOS.



SECCION "A A"

CORRIENTES.

①	-	103,762.035	lb / Hr.
②	-	102,978.794	lb / Hr.
③	-	789.241	lb / Hr.

FIGURA # 10

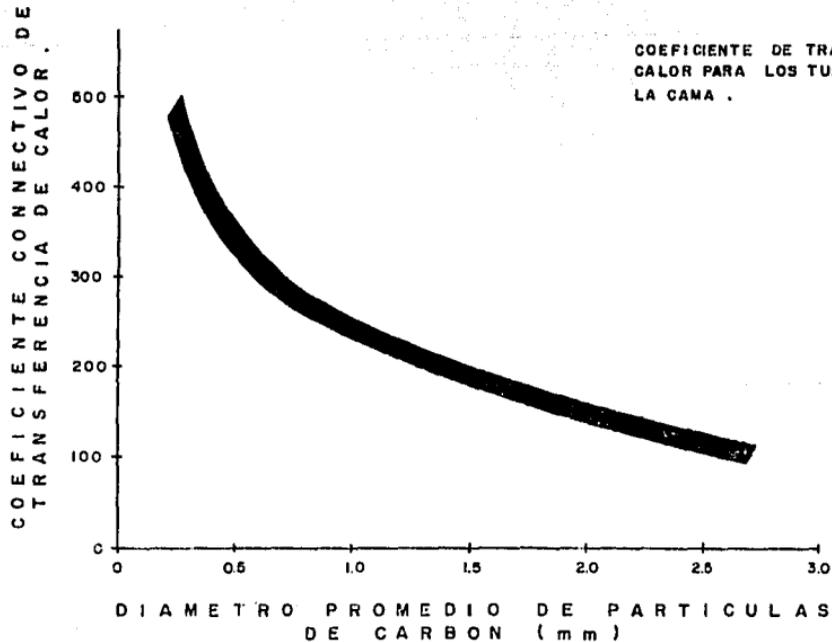
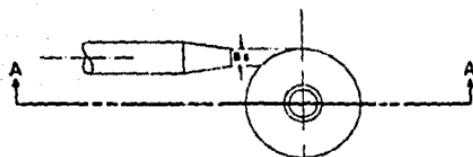
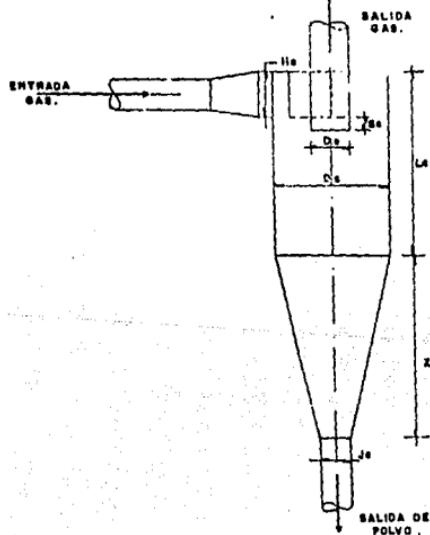


FIGURA # II

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M
1988



DIMENSIONES DEL CICLON
SEPARADOR DE SOLIDOS.



$$B_c = D_c / 4$$

$$D_s = D_c / 2$$

$$H_c = D_c / 2$$

$$L_c = 2 D_c$$

$$S_c = D_c / 8$$

$$Z_c = 2 D_c$$

$$J_c = \text{ARBITRARY}$$

USUALLY $D_c / 4$

FIGURA # 12

SECCION "A A"

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS PROFESIONAL
Y.V.A.R. — H.R.V.
1988

FIGURA # 13

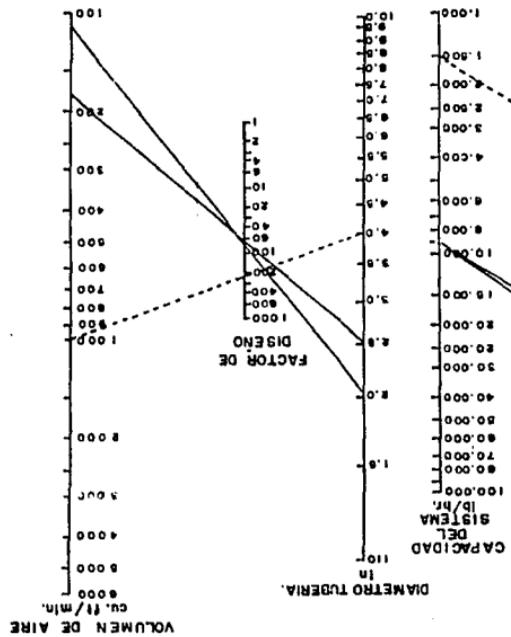


FIGURA # 14

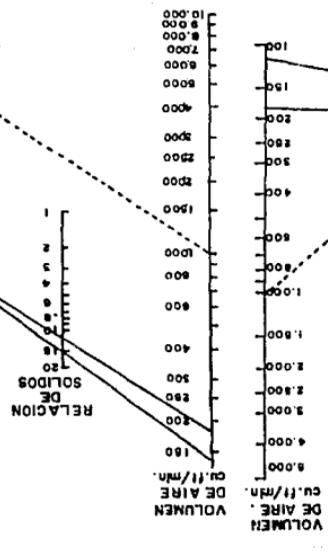


FIGURA # 15

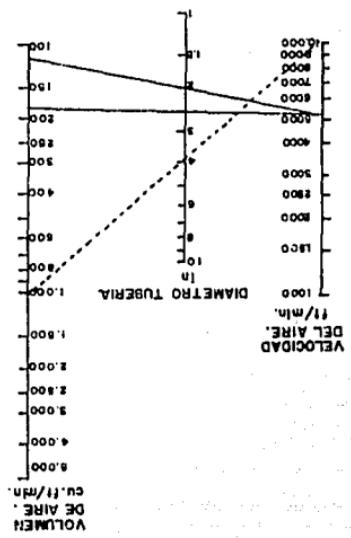


FIGURA # 17

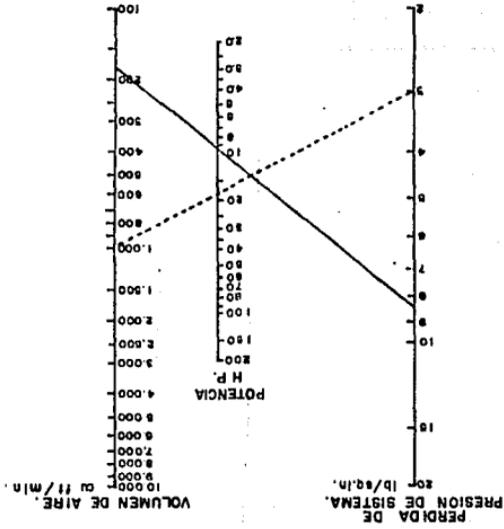
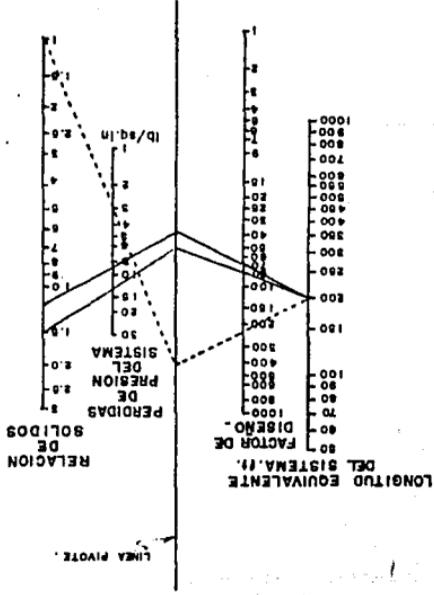


FIGURA # 16



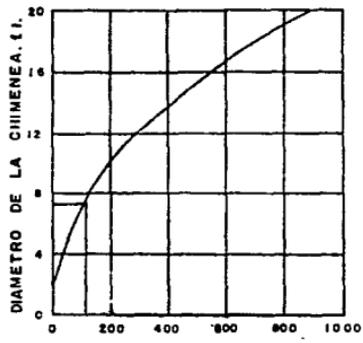


FIGURA # 18

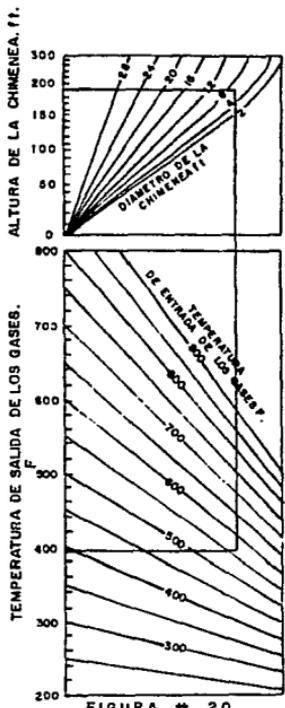


FIGURA # 20

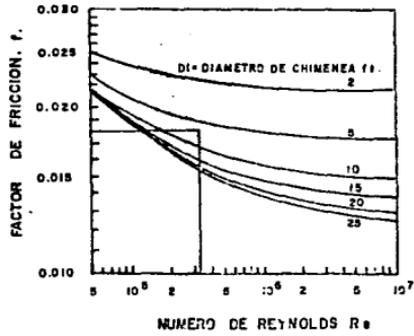


FIGURA # 21

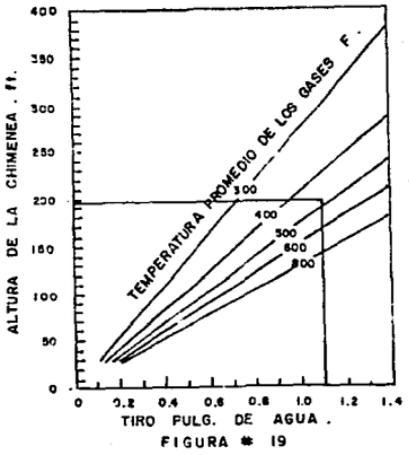


FIGURA # 19

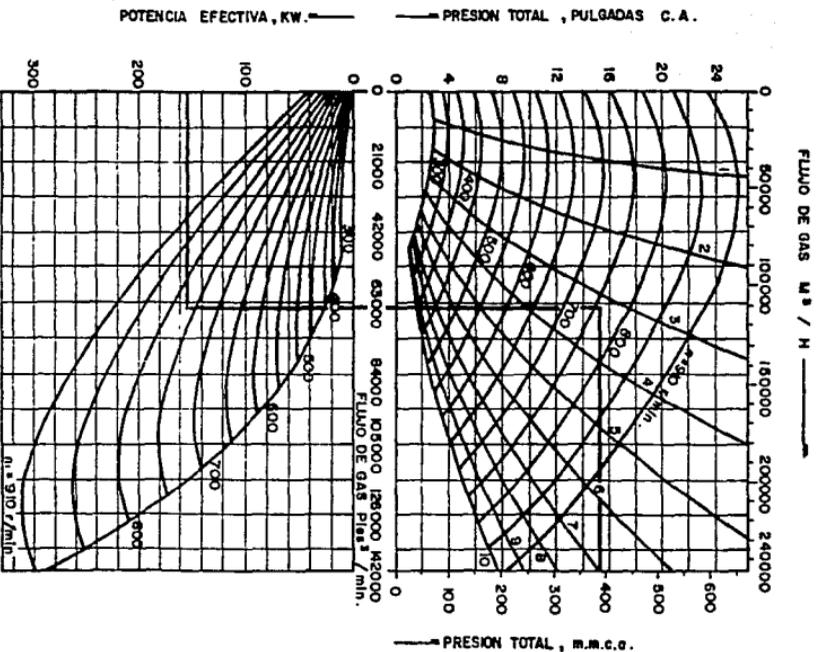


FIGURA * 22

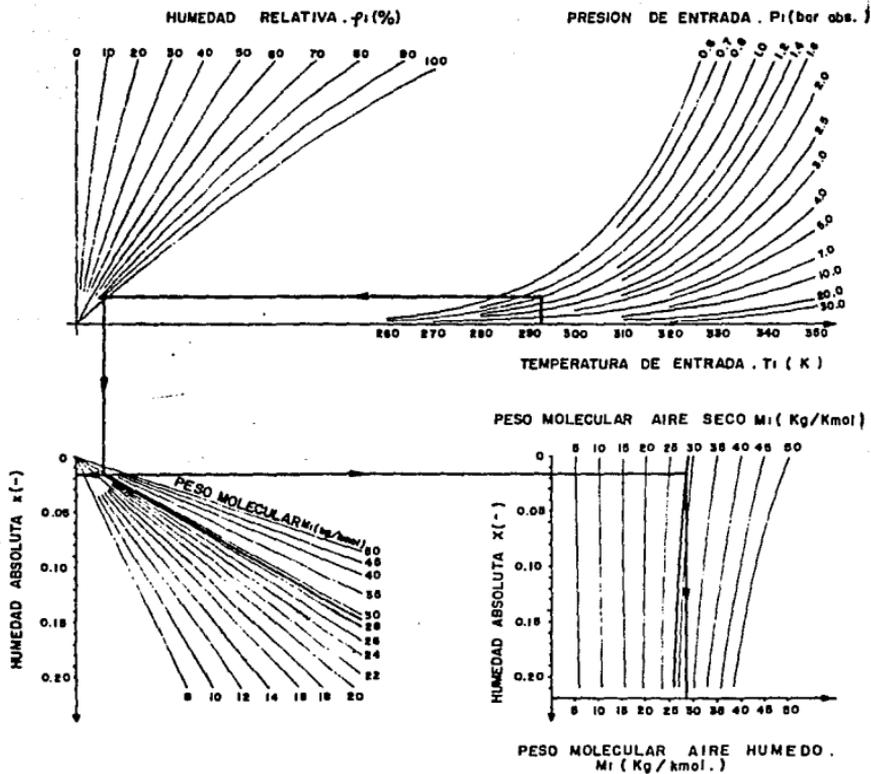


FIGURA # 23

FIGURA # 24

FACULTAD DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL

Y.V.A.R. — H.R.V.M

1986

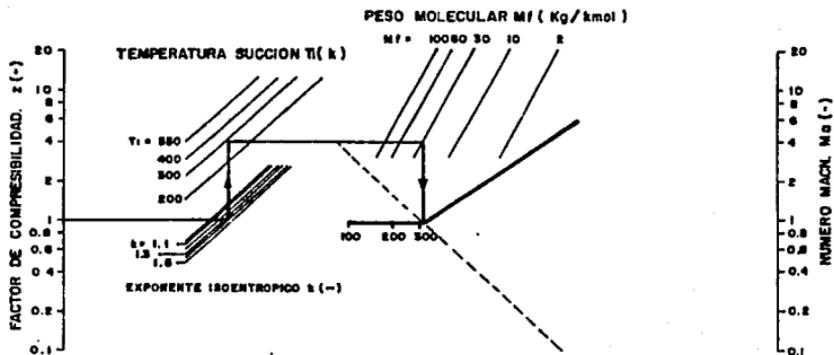


FIGURA # 25

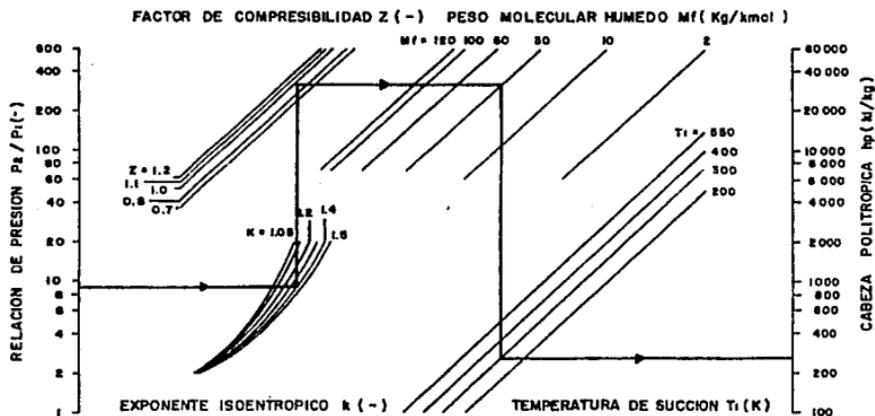
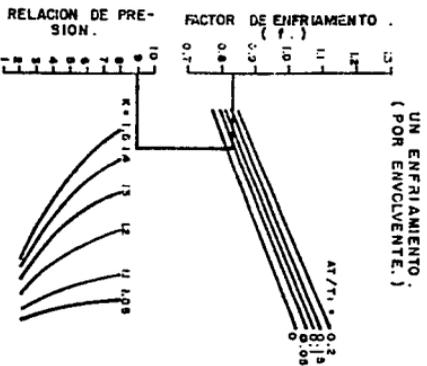
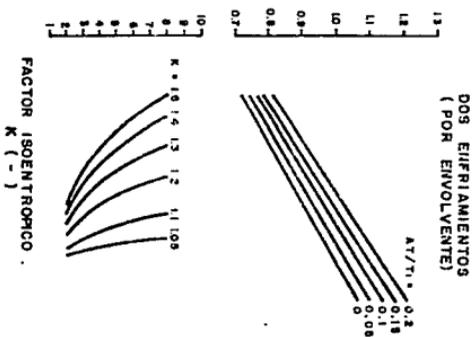


FIGURA # 26

RELACION DE PRESION FACTOR DE ENFRIAMIENTO.
 (#).



CABEZA POLITROPICA POR
 ENVOLVENTE MAX. hp (kJ/kg)

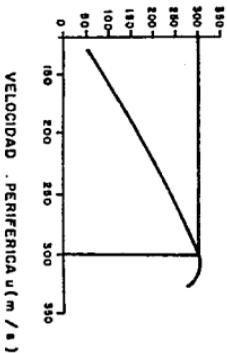


FIGURA # 27

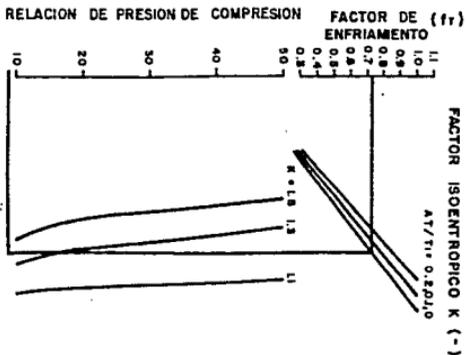


FIGURA # 28

RELACION DE PRESION P_2/P_1 POR ENVOLVENTE (G)
 POR NUMERO DE PASOS (S)

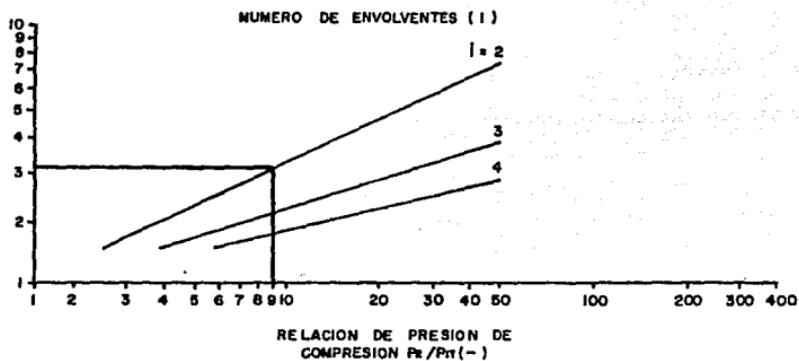


FIGURA # 29

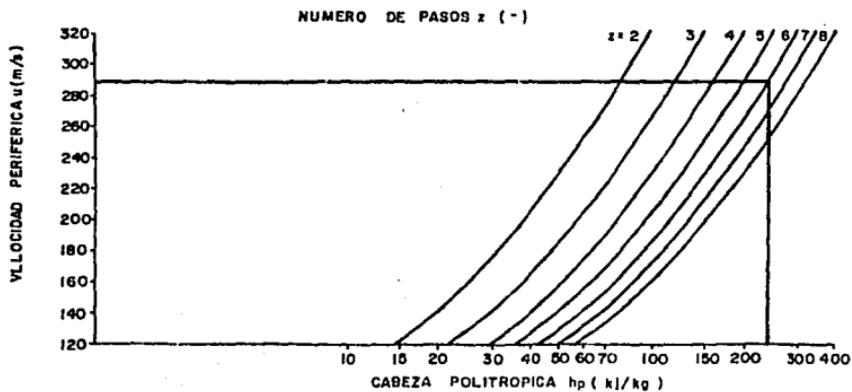


FIGURA # 30

FACULTAD DE QUIMICA
TESIS P PROFESIONAL
Y.V.A.R — H.R.V.M

1988

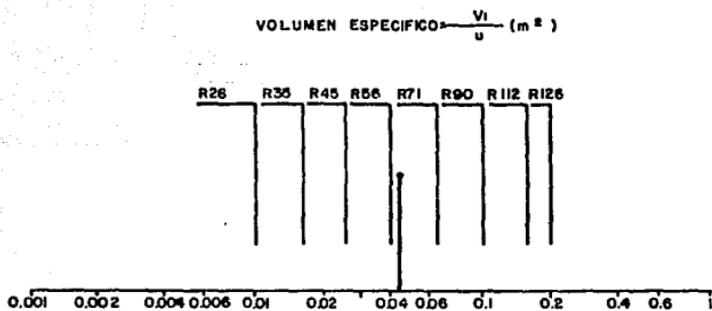


FIGURA # 32

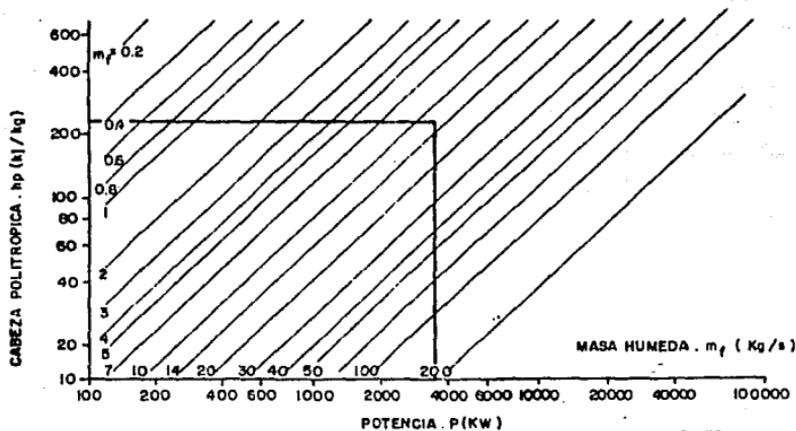


FIGURA # 33

FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS PROFESIONAL	
Y.V.A.R	H.R.V.M
1988	

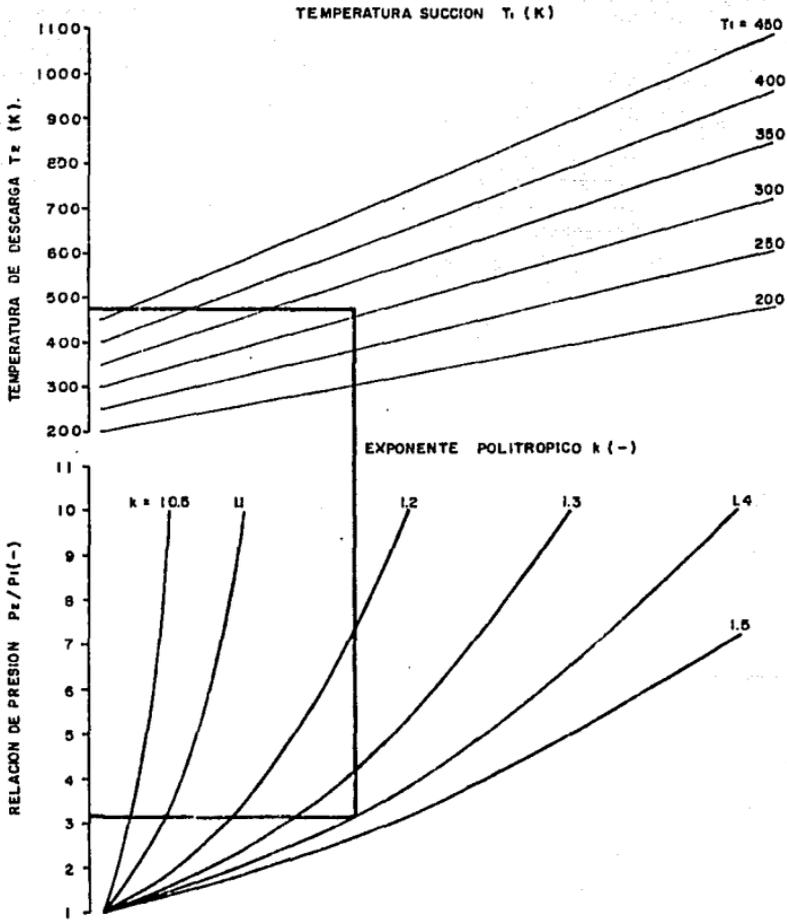
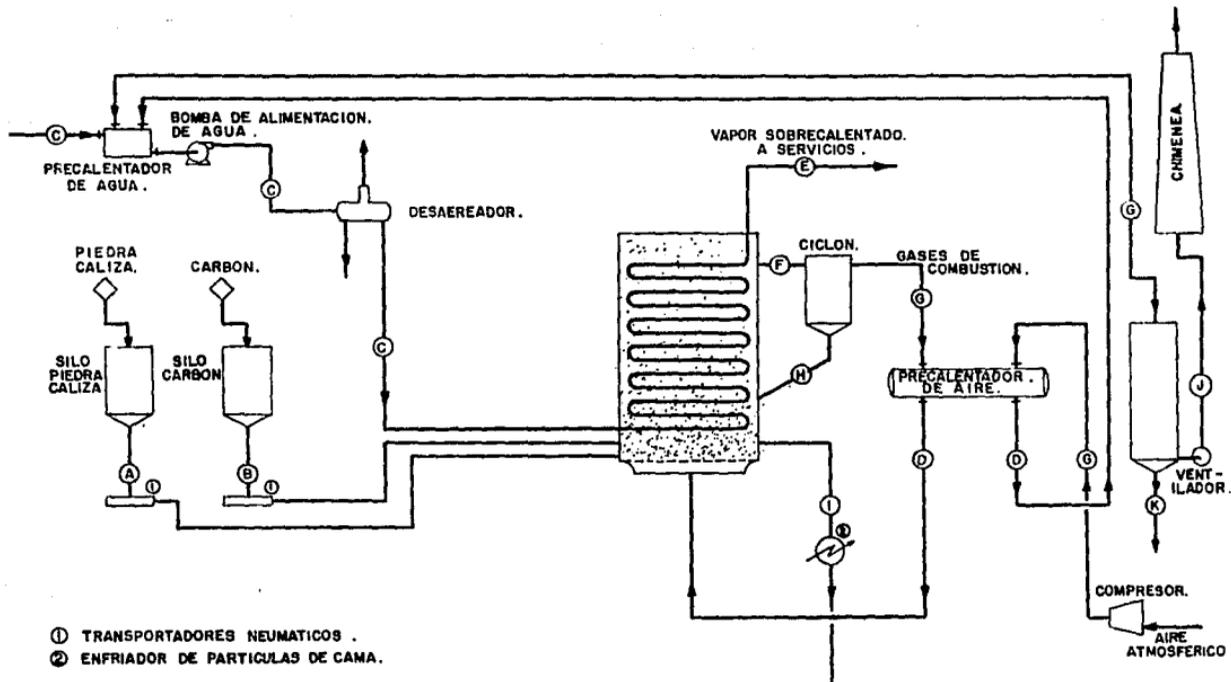


FIGURA 4 34

FACULTAD DE QUIMICA	
TESIS	PROFESIONAL
Y.V.A.N	H.R.V.M
1988	



- ① TRANSPORTADORES NEUMATICOS .
 ② ENFRIADOR DE PARTICULAS DE CAMA.

(A) 1517.288 lb/HR.
 (B) 8980.163 lb/HR.
 (C) 115000 lb/HR.
 (D) 95138.781 lb/HR.
 (E) 115000 lb/HR.
 (F) 103768.035 lb/HR.
 (G) 102978.794 lb/HR.

(H) 798.241 lb/HR.
 (I) 1877.437 lb/HR.
 (J) 102970.902 lb/HR.
 (K) 7.892 lb/HR.

**DIAGRAMA
 DE PROCESO.**

FIGURA # 35

FACULTAD DE QUIMICA
 TESIS PROFESIONAL
 Y.V.A.R. — H.R.V.M.
 1988

LISTA DE EQUIPOS

EQUIPO	CLAVE
Desaerador	EA-01
Econmizador de agua	CH-01
Generador de vapor	C-01
Silo piedra caliza	TA-01
Silo carbón	TA-02
Transportador neumático piedra caliza	TN-01
Transportador neumático carbón	TN-02
Ciclón colector polvos	CF-01
Economizador de aire	CH-02
Bomba alimentación agua	BA-01
Compresor	CO-01
Ventilador	VE-01
Chimenea	ST-01
Filtro bolsa	FR-01