



CENTRO DE INVESTIGACIÓN EN MATERIALES AVANZADOS

POSGRADO EN CIENCIA Y TECNOLOGÍA AMBIENTAL

COMBUSTIÓN HOMOGÉNEA DE COMBUSTIBLES DE BAJO PODER CALORÍFICO EN LECHO FLUIDIZADO

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN DOCTORAL

**PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO
EN CIENCIA Y TECNOLOGÍA AMBIENTAL
PRESENTA:**

RAÚL SANDOVAL JABALERA

**EGRESADO DEL PROGRAMA DE MAESTRÍA EN
CIENCIA Y TECNOLOGÍA AMBIENTAL
CON EL ACUERDO DE RECONOCIMIENTO
DE VALIDEZ OFICIAL DE ESTUDIOS 984176**

Chihuahua, Chih.

Octubre del 2000

CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 ANTECEDENTES	1
2. GENERALIDADES DE LA COMBUSTIÓN EN LECHOS FLUIDIZADOS	4
2.1 ANTECEDENTES HISTÓRICOS	4
2.2 LECHOS FLUIDIZADOS ATMOSFÉRICOS	5
2.2.1 Proceso de la Fluidización	5
2.2.2 Lechos Burbujeantes	6
2.2.3 Lechos Recirculantes	8
2.3 LECHOS FLUIDIZADOS PRESURIZADOS	11
2.4 EMISIONES CONTAMINANTES	12
2.4.1 Emisión de Óxidos de Nitrógeno	12
2.4.2 Emisión de Dióxido de Azufre	16
2.4.3 Emisión de Partículas	19
2.4.4 Emisión de Dioxinas y Furanos	22
2.5 COMBUSTIÓN DE RESIDUOS DE BAJO PODER CALORÍFICO EN LECHOS FLUIDIZADOS	24
2.6 MECANISMOS DE COMBUSTIÓN DE SÓLIDOS	27
2.6.1 Secado de una Partícula de Combustible Sólido	28
2.6.2 Devolatilización de Combustible Sólidos	29
2.6.3 Combustión del Carbón	31
2.7 CONCLUSIÓN	32
3. OBJETIVOS	32
4. PROGRAMA Y CALENDARIO DE ACTIVIDADES	33

5. METODOLOGÍA APLICADA	34
5.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	34
5.1.1 Operatividad del Sistema de Combustión	35
5.1.2 Pruebas de Combustión	35
5.2 MODELACIÓN DE LA COMBUSTIÓN DE VOLÁTILES DE RESIDUOS DE BAJO PODER CALORÍFICO	36
5.3 PLANTEAMIENTO TEÓRICO PROPUESTO	37
5.3.1 Cinética de la Devolatilización	37
5.3.2 Requerimiento de Oxígeno para la Combustión	41
6. CONTRIBUCIÓN CIENTÍFICA Y TECNOLÓGICA	42
7. BIBLIOGRAFÍA	43
ANEXO	47

1. INTRODUCCIÓN

Los residuos en la forma de sólidos, líquidos, gases o una mezcla de ellos, son esencialmente productos de cualquier sociedad industrializada. Estos residuos preocupan seriamente por sus efectos tanto a la salud humana como al medio ambiente. En general, los residuos son aquellos materiales que no presentan un valor económico significativo por lo que necesitan ser dispuestos adecuadamente. Se han clasificado los residuos en dos tipos: residuos peligrosos y residuos no peligrosos o convencionales. De acuerdo a la Agencia de Protección Ambiental (E.P.A), un residuo es peligroso si presenta cualquiera de las siguientes características: corrosividad, reactividad, explosividad, toxicidad, irritabilidad e infectividad. En el pasado no había distinción entre residuo peligroso y no peligroso, y todos los residuos generados eran enterrados o dispuestos sobre la tierra a cielo abierto, lanzados al mar o ríos o quemados en agujeros a cielo abierto. Estos métodos inapropiados de disposición propiciaron la creación de enfermedades infecciosas y el desuso de la tierra, ríos y mares. Con el desarrollo de nuevas tecnologías, muchos métodos fueron empleados para la disposición de los residuos de una forma más segura. Dentro de estos métodos se incluyen el relleno sanitario, incineración, pirólisis y el composteo. La incineración *per se* se refiere al proceso en el cual un residuo es quemado para producir ceniza inerte y gases de combustión (principalmente dióxido de carbono y agua). Actualmente, la incineración de residuos (sólidos, líquidos, gases o mezclas de ellos) es llevada a cabo en una amplia variedad de dispositivos de combustión conocidos como incineradores⁽¹⁾. Los sistemas de combustión han evolucionado para dar lugar a procesos con una alta eficiencia, uno de estos procesos es llamado combustión en lechos fluidizados, el cual, ha tenido una creciente aceptación en la década de los 90's⁽²⁾.

1.1 ANTECEDENTES

K.J. Springer⁽³⁰⁾ realizó experimentos relacionados con mezclas de gases propano – aire y aire – metano, a diferentes temperaturas, con el fin de determinar la temperatura a la cual se desprenden las volátiles de una partícula de combustible sólido en un combustor de lecho fluidizado. Las temperaturas críticas sobre las cuales los productos de la combustión fueron observados en la fase de partícula fueron 835°C y 915°C para el propano y el metano respectivamente.

Por debajo de la temperatura crítica para cada mezcla combustible – aire, la combustión de la fase gas fue insignificante, por lo que se concluyó que la fase de partículas de arena del lecho puede inhibir el índice de la oxidación de hidrocarburos.

S.C. Saxena y A.N. Kasi⁽³¹⁾ aplicaron la tecnología de combustión en lechos fluidizados para el quemado de *pellets* de papel, y cuyas condiciones de operación fueron las siguientes: el tamaño de partícula del lecho 1.180 mm para arena y de 0.780 mm para alúmina, el tamaño de los *pellets* fue de 3.8 mm de diámetro, la temperatura del lecho fluctuó entre los 977 y 1000°C, los *pellets* fueron alimentados a las siguientes velocidades de fluidización: 0.56, 0.85 y 0.93 m/s. Como resultado de este experimento, encontraron que la eficiencia de la combustión homogénea varió linealmente con la velocidad superficial del gas, con la temperatura del lecho, la velocidad de alimentación de los *pellets* y la relación estequiométrica del aire.

G. Marbán⁽³²⁾ reportó una metodología completa para la caracterización de la combustión de combustibles sólidos en lechos fluidizados atmosféricos. Las condiciones de operación fueron las siguientes: el tamaño de partícula del lecho fluctuó entre 0.68 y 3.5 mm, la temperatura del lecho estuvo entre 750 y 950°C, la velocidad de fluidización fue de 0.13 m/s y el tamaño de partícula del combustible se estableció entre 1.60 y 2.36 mm. Encontró que dentro de los combustibles sólidos estudiados (antracita, lignita y grafito), sólo la antracita experimentó devolatilización y fragmentación secundaria, concluyendo de manera obvia que los materiales carbonáceos no se comportan de igual manera en el proceso de la combustión.

G. Piao⁽³³⁾ utilizó combustibles derivados de residuos (CDR) como una forma atractiva de generación de energía eléctrica. Encontró que cuando alimentaban su combustor de lecho fluidizado a una velocidad de 12 Kg/h de CDR, dicha velocidad era muy alta y se emitía CO con una concentración de 500 ppm. Sin embargo, al alimentar con una velocidad de 10 Kg/h, el nivel de CO se mantenía por debajo de 150 ppm, concluyendo que con la inyección de aire en forma secundaria era muy efectiva para el control de CO. A su vez, la concentración de HCl contenido en el CDR fue controlada con calcio y sus niveles de concentración disminuyeron también cuando la temperatura de operación fue de 969 a 883°C.

M. Grønli y M.C. Melaaen⁽³⁴⁾ trabajaron en la realización de un modelo matemático sobre la pirólisis de la madera bajo regímenes controlados por la transferencia de masa y calor. Se investigó el efecto del flujo de calor sobre la producción de carbón, alquitrán y gases de combustión. Este experimento mostró que el flujo de calor altera los productos de pirólisis dependiendo del gradiente calórico que se forma dentro de la partícula. La degradación térmica de la madera involucra la interacción de la transferencia de calor, masa y momento en un medio poroso con reacciones químicas. El calor fue transportado por conducción, radiación y convección, y la transferencia de masa fue manejada por gradientes de presión y concentración. La modelación de esos procesos involucró la solución simultánea de las ecuaciones de masa y energía en conjunto a la Ley de Darcy para velocidad y cinética, concluyendo que la transferencia de calor más importante es la conductiva, la sensibilidad del modelo fue realizada con la aproximación clásica de ingresar una variable a un tiempo.

A.M. Mastral⁽³⁵⁾ efectuó un estudio comparativo de la combustión en lecho fluidizado de combustibles fósiles y no fósiles. El objetivo de este estudio fue establecer la influencia de los combustibles en la formación y emisión de hidrocarburos poliaromáticos (HPA). Los resultados obtenidos mostraron que independientemente de la temperatura de combustión, se obtenía un drástico aumento en la emisión de HPA cuando las llantas eran empleadas en lugar de carbón en las mismas condiciones de operación. El proceso pirolítico y la interacción entre radicales libres en los mecanismos de pirólisis implicaban una alta formación de HPA. Concluyendo que una baja emisión de HPA se obtenía a una temperatura de 750°C, mientras que para el carbón, las altas emisiones de HPA aparecían en un rango entre 750 a 850°C.

D. Xianwen⁽³⁶⁾ estudió la pirólisis rápida de biomasa (10^3 y 10^4 °C/s) en un sistema de lecho fluidizado recirculante. Este experimento se llevó a cabo con madera particulada donde su tamaño varió entre 0.38 a 0.73 mm. La temperatura de operación osciló entre 500 y 1000°C. Los resultados experimentales demostraron que la diferencia entre la gasificación de biomasa y la pirólisis rápida es que en la gasificación se trata de obtener una alta calidad de gases como producto, mientras que en la pirólisis rápida se obtiene una cantidad considerada de líquido denominado bio – líquido.

En esta investigación se concluyó que la temperatura del lecho y el tiempo de residencia del vapor tienen importantes efectos sobre la pirólisis donde las temperaturas menores favorecen la carbonización y reducen la formación de líquidos, mientras que las temperaturas altas y un largo tiempo de residencia contribuyen a formación de alquitrán, CO, CO₂, CH₄, H₂ y C_nH_m.

2. GENERALIDADES DE LA COMBUSTIÓN EN LECHOS FLUIDIZADOS

2.1 ANTECEDENTES HISTÓRICOS

El primer conocimiento del uso de la tecnología de lechos fluidizados fue en 1879, cuando una patente fue emitida para el propósito de su uso en un horno de sólidos fluidizados para la recuperación de oro y plata en compuestos contaminados con hierro.

El primer uso industrial de sistemas fluidizados por gas no fue sino hasta la década de los 20's con la introducción del generador de gas Winkler para la gasificación del polvo de carbón⁽³⁾.

Durante los años 60's, y con la intención de encontrar una alternativa a los sistemas de combustión que fuese conveniente para quemar carbón de bajo poder calorífico, dado que no pueden ser quemados eficientemente en quemadores de calderas convencionales, algunos investigadores de Gran Bretaña y de China pusieron la mayor atención a la combustión en lecho fluidizado (CLF). En este periodo, el petróleo era abundante y relativamente barato. De hecho, el carbón era empleado ampliamente en ese entonces, y fue desplazado por el petróleo⁽³⁾.

Actualmente, se tienen numerosos diseños que operan a presión atmosférica o a presiones más elevadas^(4,5) (10 – 20 atmósferas). Sin embargo, aun no existe ningún diseño que domine y controle el área, por lo que las investigaciones continúan.

2.2 LECHOS FLUIDIZADOS ATMOSFÉRICOS

2.2.1 Proceso de la Fluidización

Si un fluido es pasado a baja velocidad a través de un lecho de partículas finas, el fluido simplemente pasará entre los espacios libres de las partículas mientras que estas permanecen estacionarias, en este estado se tiene un lecho fijo. Si se incrementa la velocidad del fluido, se alcanzará un punto en el cual todas las partículas están suspendidas en la corriente de gas o líquido, esto es, las fuerzas de fricción entre el fluido y las partículas se balancean. La componente vertical de la fuerza compresiva entre partículas adyacentes desaparece, y la caída de presión a través de cualquier sección es igual al peso del fluido y de las partículas en dicha sección. A este estado se le conoce como fluidización mínima⁽⁶⁾.

Si el flujo del fluido se incrementa aún más, el exceso de aire pasará a través del lecho en forma de burbujas, dando la apariencia de un líquido en ebullición^(4,6), estas burbujas están sujetas a una elevada presión hidrostática que ocasiona que las burbujas se eleven hacia la superficie y estallen con un considerable *chapoteo* de las partículas en la parte superior del lecho, esta etapa es conocida como lecho fluidizado burbujeante, y es en este momento donde ocurre un rápido mezclado de las partículas y una alta turbulencia.

En general, el lecho se comporta como un líquido, conservando su propio nivel y columna hidrostática como se muestra en figura 1.

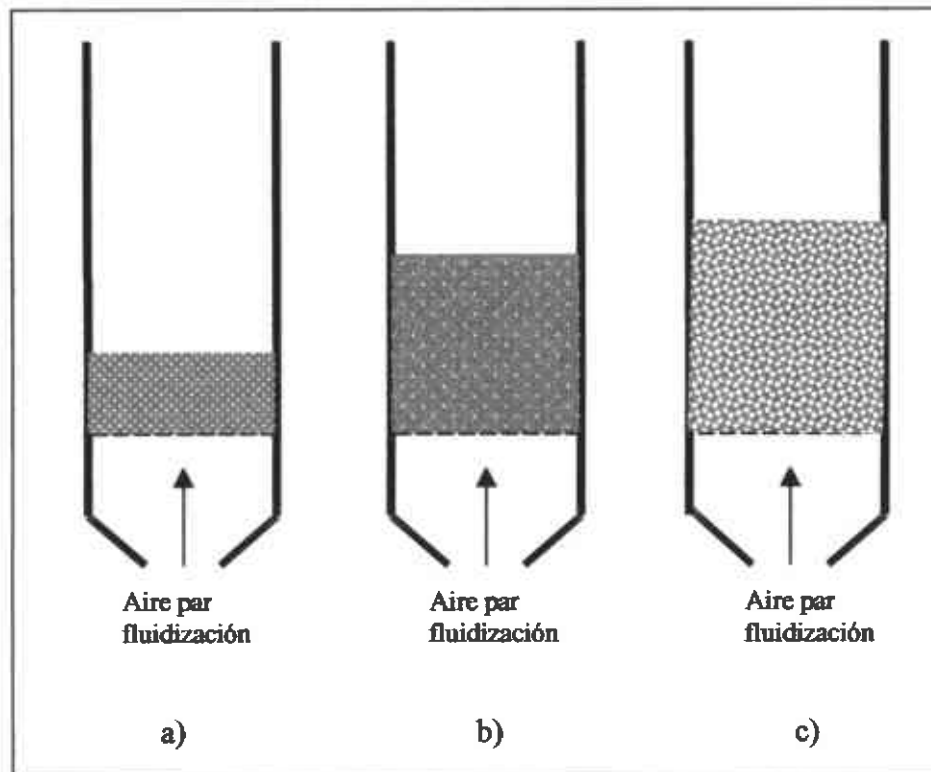


Figura 1. Regímenes de fluidización: a) Lecho fijo, b) Lecho en estado de mínima fluidización y c) Lecho fluidizado burbujeante

2.2.2 LECHOS BURBUJEANTES

En este tipo de sistema, el aire entra a través de una placa distribuidora y los residuos triturados, de diámetro < 3 mm y utilizando dolomita o piedra caliza como absorbente de SO_2 , son inyectados directamente al lecho o mediante alimentadores especiales.

El material alimentado se agita y pone en movimiento debido al aire que circula de abajo hacia arriba a través del distribuidor con un rango típico velocidad superficial de 0.6 a 4.6 m/seg. Los movimientos de turbulencia y recirculación del lecho proporcionan un buen mezclado de los componentes. El calor liberado en el lecho se absorbe por medio de tubos de enfriamiento colocados en las paredes y en el lecho, y el calor generado por los productos de la combustión es absorbido por medio de tubos de convección, los cuales están colocados en un espacio libre por encima del lecho. La magnitud de la superficie de transferencia de calor depende del poder calorífico del combustible.

Cuando el poder calorífico del combustible es bajo, no hay superficie de transferencia en el lecho y es factible utilizar agua, vapor o aire como medio de enfriamiento⁽⁷⁾ dependiendo de la aplicación; pero las mayores aplicaciones las constituyen el calentamiento de agua y la generación o sobrecalentamiento de vapor. Actualmente, existe una tendencia a recircular las partículas arrastradas en los gases de salida que son atrapadas en los sistemas de control de partículas. En la figura 2 se muestra un esquema del sistema de generación de vapor empleando un combustor de lecho fluidizado atmosférico (CLFA).

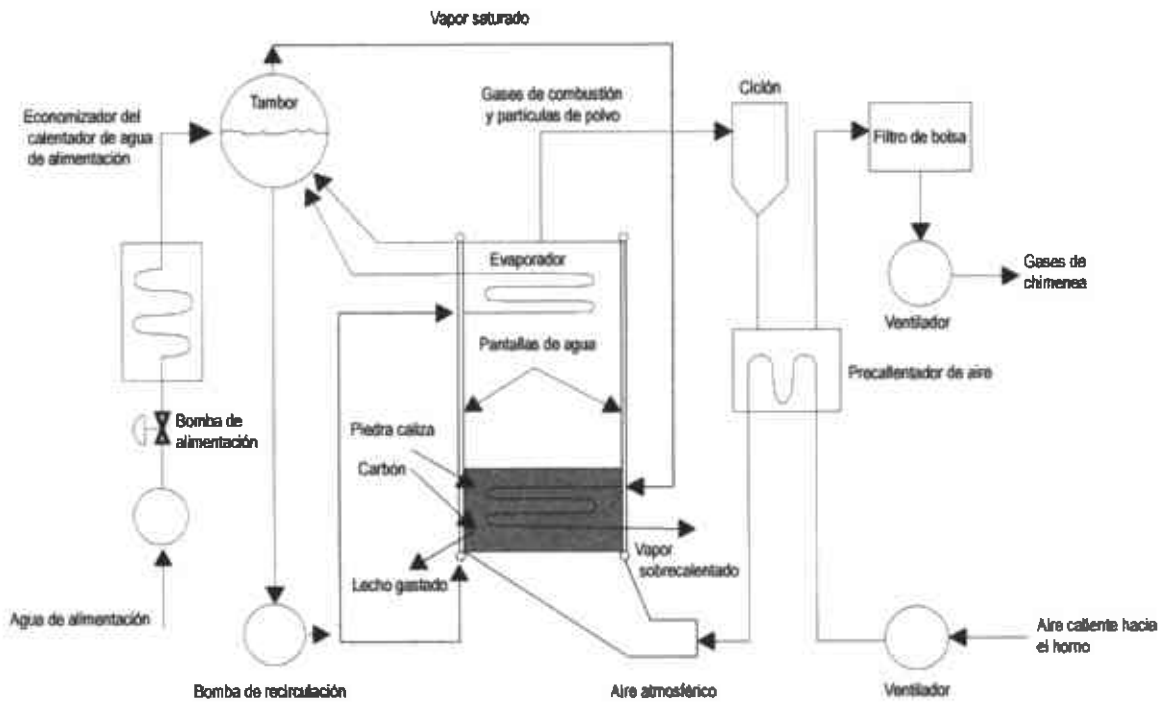


Figura 2. Diagrama esquemático de un sistema de vapor de lecho fluidizado atmosférico⁽⁷⁾.

2.2.3 LECHOS RECIRCULANTES

Los lechos fluidizados que queman residuos sólidos, pueden ser operados en un amplio rango de velocidades de fluidización desde 0.1 hasta 10 m/s⁽⁴⁾. A bajas velocidades se forma un lecho *burbujeante* y las partículas finas de ceniza son arrastradas por los gases de salida, así como unas pocas partículas de residuos sin quemar son separadas y retornadas al lecho.

Cuando la velocidad del aire es incrementada, el lecho continúa burbujeando, pero la proporción de sólidos que son arrastrados por el gas aumenta progresivamente. A mayores velocidades, todas las partículas son arrastradas y el lecho puede ser mantenido únicamente por medio de un reciclaje continuo, el lecho cambia su hidrodinámica y las burbujas desaparecen, el lecho sufre una expansión para llenar por completo la cámara de combustión y las partículas forman conglomerados que continuamente se descomponen y se reforman en la corriente turbulenta del gas, el arrastre de sólidos es elevado y la relación de recirculación puede ser superior a 40 veces la de alimentación de residuos. Tal sistema en el cual el tamaño de partícula es relativamente pequeño, es conocido como lecho fluidizado *rápido* o *recirculante*. Las partículas arrastradas por la corriente de gas pueden ser recicladas al lecho denso o a un lecho burbujeante con superficies de transferencia de calor inmersas en él, el calor puede ser recuperado de los sólidos y de los gases de salida en el segundo lecho ^(4,5,8,9). La figura 3 muestra un diagrama de este tipo de proceso.

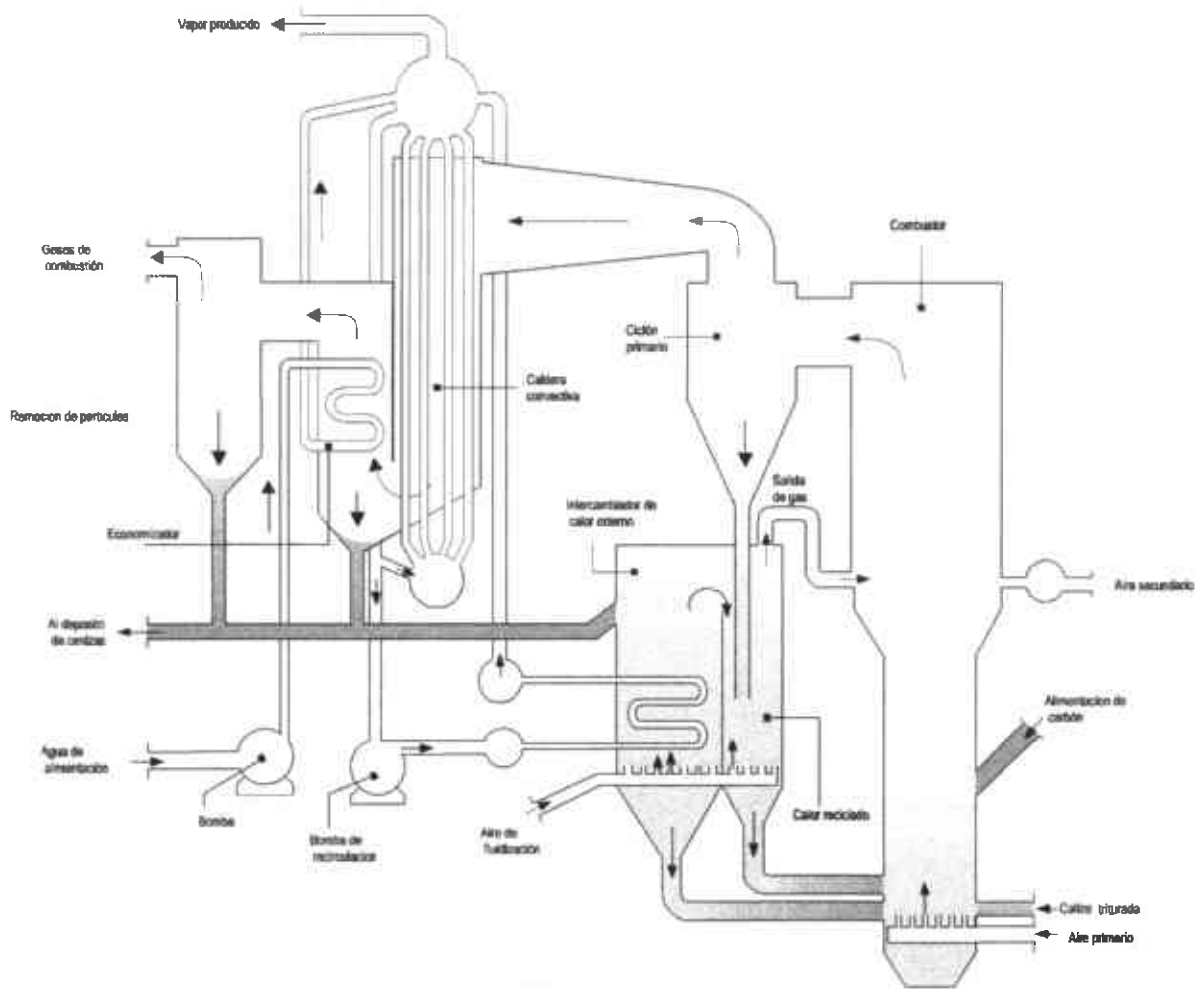


Figura 3. Combustor de lecho fluidizado recirculante⁽⁴⁾.

Las ventajas del lecho recirculante sobre los lechos burbujeantes son las siguientes:

1. Para requerimientos de calor mayores de 30 MW_t, el costo de fabricación de un lecho rápido puede ser menor que el de los lechos burbujeantes⁽⁴⁾.
2. El aire puede ser introducido a diferentes niveles en el lecho minimizando la producción de óxidos de nitrógeno⁽⁴⁾.
3. Gracias a un buen mezclado de sólidos y gas, elevadas relaciones de reciclaje de sólidos, el pequeño tamaño de partículas usadas y la retención de azufre es muy efectiva minimizando la cantidad de absorbente requerido para un grado de retención dado^(8,10).

4. La temperatura del lecho de intercambio de calor puede ser alterada mediante la variación de la relación de recirculación, haciendo la planta adecuada para usos tales como procesos que involucren el calentamiento de líquidos sensibles a la temperatura⁽⁴⁾.

5. Pueden ser aceptados cambios en el tipo de combustible o amplias variaciones en el contenido de humedad mediante la variación de la relación de extracción de calor de los sólidos recirculados⁽⁴⁾.

6. Debido al continuo reciclaje de partículas, el sistema puede quemar combustibles no reactivos como son: carbones, coque del petróleo o residuos de bajo poder calorífico con una alta eficiencia^(5,9).

7. La separación de los procesos de combustión y de intercambio de calor permite que la selección de materiales sea más fácil, particularmente para los tubos de alta temperatura. En el recipiente de intercambio de calor la velocidad de fluidización es baja y aunque ocurre una pequeña cantidad de combustión, el ambiente es oxidante, esto es particularmente favorable para sistemas que requieren altos niveles de sobrecalentamiento o calentadores de gas, los cuales involucran una alta temperatura del metal de los tubos⁽⁴⁾.

La eficiencia de la combustión esta influenciada por la eficacia del ciclón de alta temperatura, el cual separa las partículas de la corriente de gas, el sistema y el lugar en el que el combustible es introducido, y la forma en que el aire secundario es suministrado⁽¹¹⁾.

Las principales desventajas son: la necesidad de manejar y controlar sólidos recirculantes sin una excesiva erosión de los componentes, la cantidad de ventilación (la cual es relativamente elevada⁽⁴⁾), y las alturas del ciclón y del combustor requeridos (aunque este incremento es generalmente aceptable desde el punto de vista económico)^(5,9).

2.3 LECHOS FLUIDIZADOS PRESURIZADOS

La tecnología de lechos fluidizados atmosféricos (CLFA) se ha desarrollado en mayor grado que la correspondiente a la de los combustores de lecho fluidizado presurizados (CLFP). Esto es debido a las dificultades para controlar los sistemas a presión⁽⁷⁾.

La combustión en lechos fluidizados es la única técnica de combustión de residuos sólidos que produce gases de combustión adecuados para ser empleados en una turbina de gas⁽¹²⁾. Con sistemas convencionales, las sales de sodio son destiladas de las cenizas y pueden subsecuentemente condensarse en las aspas de la turbina causando corrosión. Además de tener una mayor eficiencia en el ciclo de generación, la combustión en lechos presurizados posee otras ventajas:

1. Las emisiones de óxidos de nitrógeno y de azufre pueden ser reducidas considerablemente^(4,11).
2. Debido a que el aire requerido para la combustión es suministrado a una presión apropiada a la turbina, existe una gran cantidad de oxígeno disponible por unidad de aire de fluidización y por lo tanto, el sistema ocupa un menor espacio, comúnmente un décimo del requerido por una caldera de la misma capacidad^(4,5).

Los sistemas de CLFP operan a presiones que están entre 10 y 20 atmósferas y producen no solo calor, sino además gases a presión, los cuales pueden ser usados para hacer funcionar una turbina de gas^(4,11), proporcionando una mejor eficiencia térmica en un ciclo combinado. La figura 4 presenta tres esquemas de un ciclo CFLP.

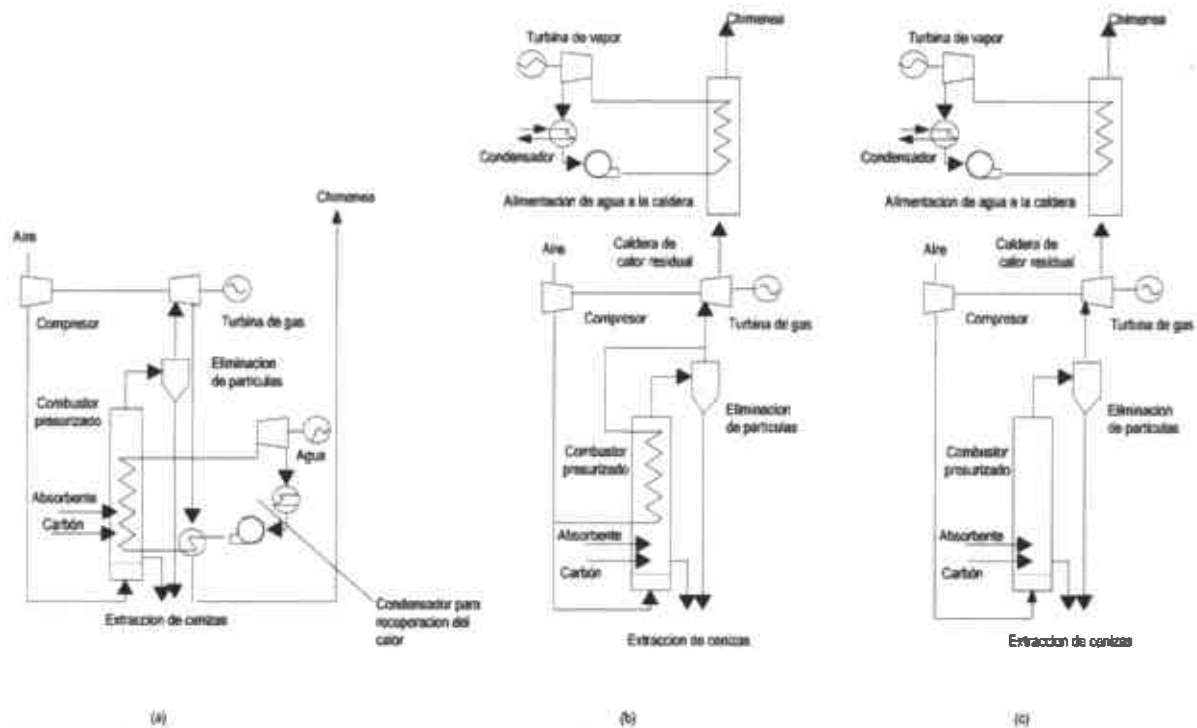


Figura 4. Esquema de combustión en lechos fluidizados a presión: (a) Tubos de enfriamiento para producción de vapor dentro del lecho, (b) Tubos de enfriamiento por aire en el lecho, (c) Lecho enfriado por exceso de aire (300%); no hay tubos de enfriamiento en el lecho⁽⁷⁾.

2.4 EMISIONES CONTAMINANTES

2.4.1 Emisión de Óxidos de Nitrógeno

El NO_x combustible, formado mediante reacciones entre nitrógeno orgánico en el combustible, y el NO_x térmico, formado mediante reacciones entre el nitrógeno y el oxígeno en el aire utilizado para la combustión, son las dos principales fuentes de NO_x en la incineración⁽¹⁴⁾.

Como resultado de las bajas temperaturas empleadas durante la operación de combustores de lecho fluidizado, las emisiones de NO_x generadas por la oxidación del nitrógeno atmosférico son mínimas, ya que la temperatura a la que esta oxidación se presenta está alrededor de los 1300°C (2372°F), por lo tanto, solo el nitrógeno presente en el combustible generará los NO_x (típicamente el 10% del nitrógeno del combustible será oxidado)⁽¹⁴⁾.

En la actualidad, el método más común de control de emisiones de óxidos de nitrógeno en los gases de combustión es llevando a cabo la combustión en dos pasos separados⁽⁹⁾: en el primer paso (en el lecho), la combustión es realizada con aire insuficiente para una combustión completa, esto se basa en que una alta cantidad del óxido de nitrógeno formado por la oxidación del nitrógeno contenido en el combustible es reducido por él y es reabsorbido en la superficie de la partícula de carbono; en el segundo paso, la combustión es completada admitiendo aire secundario^(9,14) y la temperatura de los gases es mantenida suficientemente baja (menor a 1000°C) para que la oxidación del nitrógeno atmosférico sea mínima.

Se pueden emplear también técnicas de tratamiento de los gases producidos por la combustión, el tratamiento de los gases para la eliminación del NO_x es útil en los casos en que se requieren altas eficiencias de remoción, las cuales no pueden ser logradas por medio del control de la combustión. La mayoría de estos procesos se han desarrollado en Japón, que incluyen la reducción catalítica selectiva, reducción no catalítica, irradiación y adsorción.

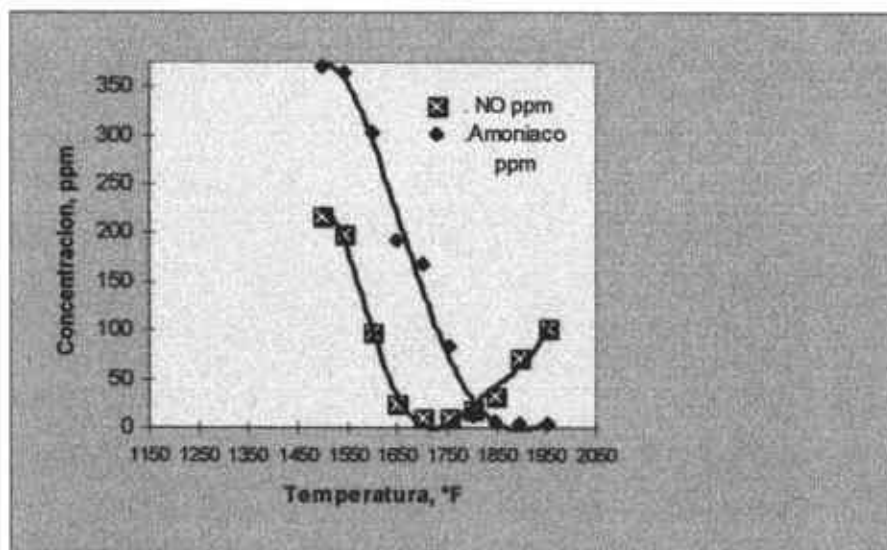
La reducción catalítica selectiva (RCS) es la tecnología más avanzada y efectiva, y permite eficiencias de remoción superiores al 90%. Por este método, la eliminación de los NO_x se logra mediante la reducción con amoníaco (NH₃), para obtener como producto final nitrógeno molecular (N₂), empleando en este proceso un catalizador, usualmente es una mezcla de óxidos de titanio y vanadio formulado en pelets para unidades que queman gas o en forma de panal para las que quemen carbón o petróleo. Este proceso de eliminación es selectivo por que el amoníaco reacciona con mayor preferencia con el NO_x en lugar del O₂. Las reacciones predominantes son:



La mejor temperatura para la actividad catalítica y selectividad se encuentra entre 297 y 447°C.

Una desventaja que presenta esta tecnología, es la formación de sulfato de amonio y bisulfato de amonio, los cuales son altamente corrosivos y provocan problemas de transferencia de calor, sin embargo, la aplicación de esta técnica a la combustión en lechos fluidizados no presenta mayor problema debido a que la cantidad de azufre que no es retenida y escapa del lecho es insuficiente para causar problemas serios.

La reducción selectiva no catalítica (RSNC) es otro método de control que reduce el NO_x mediante la adición de amoníaco o un reactivo basado en urea, ya sea en la cámara de combustión o en otro sitio posterior, a temperaturas entre 927 y 1023°C , el amoníaco reduce el NO_x a N_2 sin necesidad de catalizadores. La gráfica 1 muestra el comportamiento de las concentraciones de amoníaco y óxidos de nitrógeno a diferentes temperaturas, la mayoría de los usuarios de lechos fluidizados diseñan su equipo de tal forma que se les pueda adicionar un equipo de inyección de amoníaco, el cual presenta un costo de inversión y operación relativamente bajo.



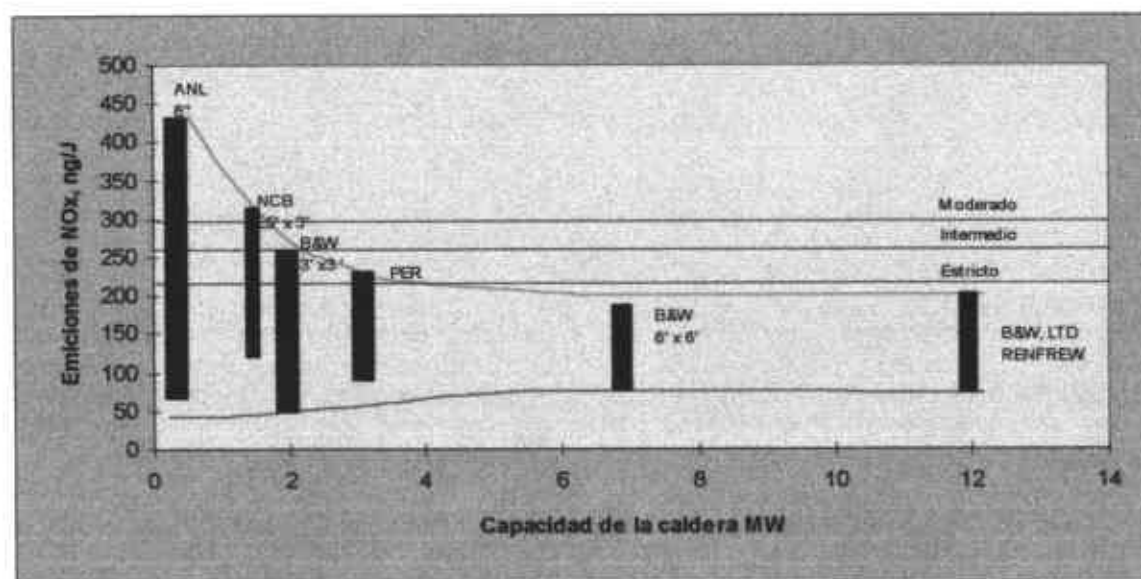
Gráfica 1. Efecto de la temperatura en la reducción de NO_x mediante adición de NH_3 ⁽¹⁷⁾.

Los costos de operación de la RSNC son menores que los de la RCS principalmente debido a la ausencia del catalizador, aún cuando esta última requiere menor cantidad de amoníaco para operar y presenta menores escapes de amoníaco en el gas de salida del sistema.

Los datos obtenidos sobre emisiones de NO_x que se efectuaron desde finales de los 60's a partir de instalaciones experimentales de combustores de lecho fluidizado aparecen en la gráfica 2.

La gráfica muestra la sobreposición de tres niveles de control: moderado, intermedio y estricto, los cuales se pueden alcanzar por las siguientes rutas: 1) operación normal o de rutina, 2) operación de mantenimiento del sistema con alguna optimización de las condiciones del diseño y 3) optimización de todos los parámetros de diseño, de manera que el sistema este funcionando en sus límites técnicos.

También muestra que, cuando los sistemas de combustión de lechos fluidizados incrementan su capacidad, el intervalo de emisiones de NO_x decrece. Cuando las capacidades se aproximan a las esperadas para su uso comercial (por ejemplo, mayor de 5 ó 10 MW_t), el intervalo de emisiones de NO_x cae, incluso por debajo de los niveles más estrictos establecidos para posibles emisiones estándar.



Gráfica 2. Emisiones de NO_x en instalaciones de combustores de lecho fluidizado atmosféricos⁽⁶⁾.

2.4.2 Emisión de Dióxido de Azufre

El dióxido de azufre se forma mediante la combustión de combustibles que contienen azufre. Es un gas irritante para los ojos, la nariz y la garganta. En altas concentraciones puede causar enfermedades o la muerte en personas ya afectadas por problemas pulmonares como asma o bronquitis⁽¹⁵⁾.

La eliminación de estos óxidos de azufre *in situ* es una característica única del proceso CLFA. La técnica empleada para controlar las emisiones de SO₂ en los gases de combustión que se producen en un sistema de lechos fluidizados es alimentar partículas de caliza o dolomita al lecho, las cuales actúan como absorbentes^(8,9,11,16). Una gran proporción de azufre es capturada por estas partículas en forma sólida, las partículas sulfatadas pueden ser removidas del lecho y las que llegaran a escapar junto con los gases serán atrapadas en los sistemas de control de partículas junto con las partículas de ceniza, combustible no quemado y las partículas inertes del lecho⁽²⁾.

La caliza contiene carbonato de calcio (CaCO₃), mientras que la dolomita contiene carbonato de calcio y magnesio (CaCO₃ · MgCO₃). En la atmósfera oxidante, el SO₂ puede reaccionar con el carbonato de calcio directamente para formar sulfato de calcio (CaSO₄)⁽¹¹⁾:

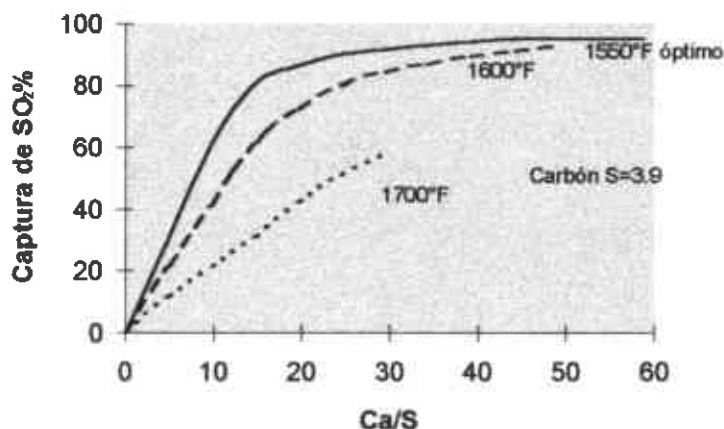


Además, al precalentar el CaCO₃ y ser introducido a un lecho caliente, este se calcinará y se transformará en óxido de calcio (CaO) y el dióxido de azufre reaccionará en la atmósfera oxidante para formar sulfato de calcio^(11,17):



En el caso de la dolomita, las reacciones son más complejas, pero siguen el mismo principio, la velocidad y la manera en que las reacciones anteriores se llevan a cabo dependen de las características de la caliza, tales como el tipo, su preparación y sus propiedades físicas (porosidad y tamaño de partícula), así como de la temperatura del proceso, profundidad del lecho, velocidad del aire de fluidización, etc^(7,11).

Una variable primaria que puede ser controlada fácilmente, es la relación molar calcio – azufre; la temperatura del lecho es importante debido a que la reacción SO_2 – absorbente depende de la temperatura, estos dos efectos se muestran en la gráfica 3.



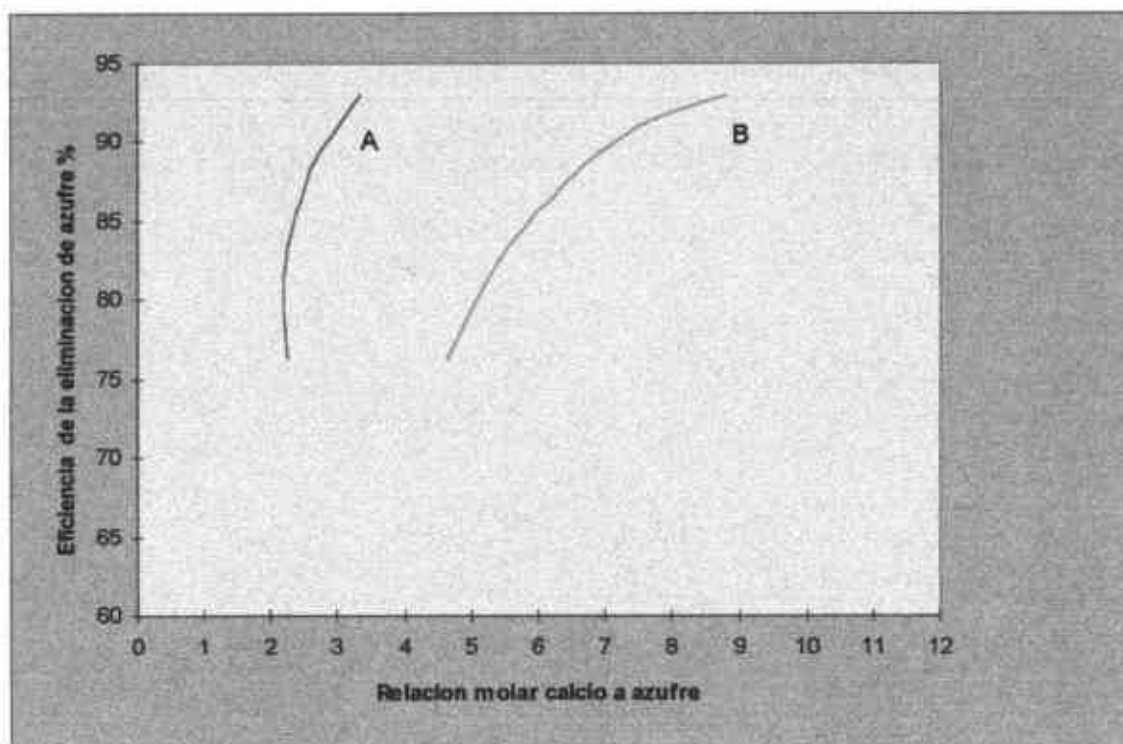
Gráfica 3. Efecto de la relación calcio – azufre sobre la captura de SO_2 ⁽⁶⁾.

La gráfica 3 muestra la tendencia experimental típica para la captura de SO_2 , graficando contra la relación Ca/S para varias temperaturas del lecho. Para una buena retención de azufre, las temperaturas deben estar alrededor de $843 - 850^\circ\text{C}$ ($1550 - 1562^\circ\text{F}$)^(7,18) si es empleada la caliza como absorbente, y alrededor de 900°C (1652°F) si el reactivo empleado es dolomita, esta diferencia es debida, aparentemente, a que el óxido de magnesio (MgO) también toma parte en las reacciones⁽⁵⁾.

Al aumentar la relación Ca/S se incrementa la captura de azufre, pero es deseable minimizar la adición de calcio, ya que esto representa un costo mayor del absorbente, en forma de calor empleado en la calcinación de la caliza o de la dolomita y problemas con el aumento de desechos.

El combustor de lecho fluidizado puede ser visto como un reactor químico, en el cual, la velocidad de reacción está limitada por los procesos de difusión en las partículas de carbón y cal. Para obtener una buena relación de azufre, es necesario tener un exceso de calcio en el lecho para absorber el azufre tan rápido como sea liberado, la alimentación de calcio es usualmente el doble de la de azufre introducido al sistema^(5,9,10). Otros parámetros relacionados con el absorbente y que son de importancia para obtener un adecuado control de las emisiones de SO₂, además de la relación Ca/S, son: el tamaño de grano y el tipo de caliza⁽¹⁰⁾.

La profundidad del lecho y la velocidad del gas también afectan la captura del azufre. Un lecho más profundo permite mayor tiempo de residencia del gas, esto trae consigo una mayor captura de azufre. Estas variables, además de la relación Ca/S, pueden ser equilibradas para alcanzar la eficiencia de la retención de azufre. La gráfica 4 muestra las curvas calculadas que ilustran esta eficiencia de acuerdo al diámetro promedio de las partículas que integran el lecho.



Condiciones de operación base

Tipo de absorbente	Piedra caliza AFBC	
	A	B
Diámetro promedio, μm	500	1000
Presión, kPa	101	101
Temperatura del lecho, $^{\circ}\text{C}$	840	840
Aire en exceso, %	20	20
Velocidad, m/s	1.38	3.50
Profundidad del lecho, m	1.22	1.22

Gráfica 4. Cambios en la captura de azufre⁽⁶⁾.

En la curva A, el comportamiento a una baja velocidad a través del lecho (1.38 m/s) muestra la alta captura de azufre. La curva B, indica que son necesarias altas proporciones Ca/S para capturar cantidades importantes de azufre con altas velocidades en el lecho.

2.4.3 Emisión de Partículas

Las partículas emitidas pueden ser de tres tipos: partículas del lecho (material inerte o de la caliza introducida), partículas del combustible no quemado y ceniza.

Los sistemas de control empleados más comúnmente son: los separadores ciclónicos, filtros bolsa y precipitadores electrostáticos.

Los separadores ciclónicos constituyen el método más utilizado de control, se colocan generalmente a la salida del lecho para detener las partículas que son arrastradas del lecho junto con los gases de combustión, en algunos diseños se emplean separadores ciclónicos secundarios para partículas que continúan en el gas después de pasar por el equipo antes de descargar los gases a la atmósfera (ver figura 5).

Los separadores de este tipo, pueden alcanzar eficiencias del 98% para partículas mayores de $5 \mu\text{m}$, la eficiencia puede ser incrementada, pero esto implica un separador más grande y con ello una caída de presión mayor. Los ciclones usan la fuerza centrífuga creada por el movimiento circular que induce al gas, esto se logra inyectando la corriente de gas en la sección del cilindro con entradas tangenciales o por medio del uso de aspas estacionarias con entradas axiales. La mayoría de los ciclones tienen un doble patrón de vortex del gas, el cual expelle las partículas a lo largo de las paredes del cilindro y en el punto en donde la vorticidad cambia de dirección⁽²⁾.

El principio de estos dispositivos se basa en el hecho de que la fuerza centrífuga y la inercia de las partículas producen una colisión con las paredes, por lo que se deslizan hacia el fondo del dispositivo. El gas “limpio” sale por la parte superior a través de un tubo y las partículas salen por el fondo del ciclón por una válvula cargada con un resorte o por una válvula rotativa⁽²⁾.

En los ciclones, la fuerza centrífuga es proporcional al cuadrado de la velocidad tangencial e inversamente proporcional al radio de curvatura de la trayectoria del gas, es por ello que la eficiencia del ciclón se incrementa cuando el diámetro del sistema es reducido; esto implica que para lograr altas eficiencias, se empleen ciclones pequeños, pero el uso de estos ocasiona una caída de presión mayor, la cual se incrementa rápidamente al aumentar la velocidad tangencial, una forma de lograr eficiencias altas con una pequeña caída de presión, es mediante el uso de ciclones pequeños colocados en paralelo.

La eficiencia del ciclón aumenta al incrementar la densidad de la partícula, el número de revoluciones del gas, la relación de radios entre el cuerpo y el tubo de salida del gas y al reducir la rugosidad del interior del ciclón.

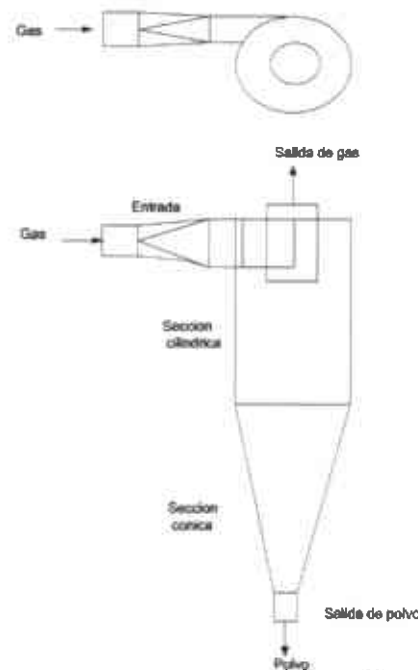


Figura 5. Separador ciclónico⁽²⁰⁾.

Dentro de los medios más eficientes de remoción de partículas, se encuentra el colector de filtro de tela. Los filtros de tela tienen la capacidad de mantener eficiencias de recolección superiores al 99% para partículas de tamaño menor a $0.3 \mu\text{m}$ ⁽¹⁹⁾. Los filtros generalmente consisten en tela de tejido de entrelazado o fieltro, usualmente se le da forma de tubos (bolsas) que están suspendidas en una estructura, llamada en inglés *baghouse*.

La corriente de gas es distribuida por mecanismos diseñados especialmente, las cámaras de entrada y salida proporcionan un flujo igual de gas a través del medio de filtración.

Las partículas son recolectadas en terrones formados por el mismo polvo y que están adheridos a la tela, o bien, son recolectadas por la tela, el proceso ocurre con muy poca caída de presión. Periódicamente, la mayor parte del polvo es removido para su disposición final; el polvo residual sirve como medio de filtración inicial, hasta que se forman nuevos terrones de polvo⁽¹⁹⁾.

Otra de las tecnologías empleadas en el control de partículas es el uso del precipitador electrostático (PES). La diferencia de voltaje (intensidad de campo) entre el electrodo y las placas colectoras se mantiene a un nivel tan alto como es posible, aunque debajo de la intensidad de campo a la cual se produce el salto de chispa. Se desprenden electrones en el electrodo en una descarga en corona, los cuales se adhieren a las partículas y las dotan de carga. Las partículas con carga de la misma polaridad que el electrodo emigran hacia las superficies conectadas a tierra en virtud de fuerzas electrostáticas. Se pueden utilizar electrodos con carga positiva o negativa.

Los iones que migran chocan con las partículas sólidas o líquidas de la corriente gaseosa y les confieren una carga que origina el movimiento de las partículas hacia las placas colectoras. Cuando las partículas tocan las placas se adhieren a ellas. Con el tiempo se acumula una capa de partículas que actúa como un manto aislante, y la magnitud de carga superficial del manto puede aproximarse en efecto a la del electrodo. Este manto se debe retirar de manera continua golpeando las placas verticales para que la capa de partículas se deslice hacia abajo, enjuagando las placas con un líquido, o, si las partículas recolectadas son líquidas, haciendo que escurran por la superficie de las placas como el agua que se condensa en una ventana. Las partículas que caen por la parte inferior se recogen en tolvas para eliminarlas⁽²⁰⁾.

2.4.4 Emisión de Dioxinas y Furanos

La emisión de compuestos orgánicos de la familia de las dioxinas y furanos se ha convertido en uno de los asuntos más complejos y controvertidos del procesamiento térmico de residuos sólidos municipales (RSM). Una dioxina es un miembro de la familia de los compuestos orgánicos conocidos como policlorodibenzodioxina (PCDD).

Una molécula de la familia PCDD está formada por una estructura de triple anillo en la que dos anillos de benceno están interconectados por un par de átomos de oxígeno (Fig. 6a). La familia policlorodibenzofurano (PCDF) tiene una estructura similar, excepto que solamente un átomo de oxígeno une los dos anillos del benceno (Fig. 6b)⁽¹⁵⁾.

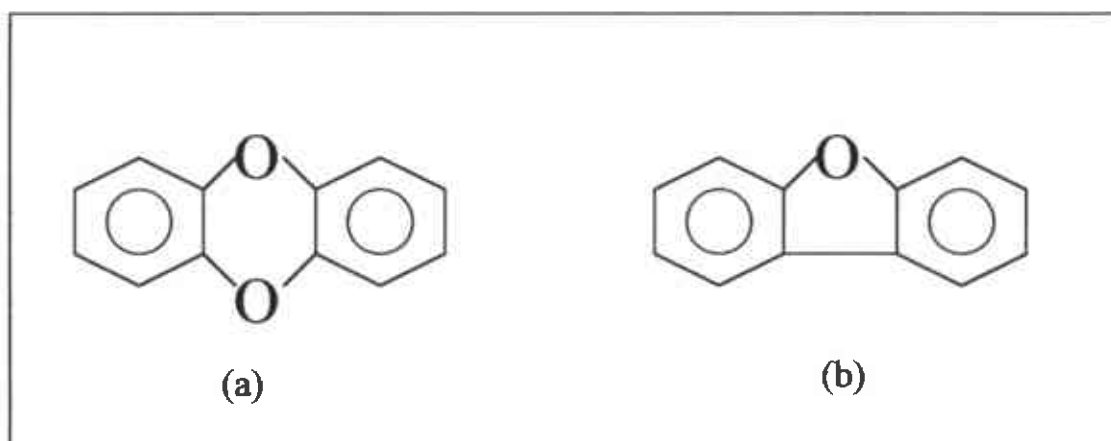


Figura 6. Muestra las formulas estructurales de: a) una dioxina y b) un furano⁽²²⁾.

Existen varias tecnologías para facilitar el control de PCDD/PCDF, incluyendo el control de la combustión y el control de partículas. El control de la combustión es la estrategia principal para la reducción de las emisiones de dioxinas y furanos. Se ha constatado que existe una fuerte correlación entre la temperatura, el tiempo de residencia y las emisiones de dioxinas y furanos⁽²¹⁾. La Junta de California de Recursos Atmosféricos recomienda temperaturas mínimas en los sistemas de procesamiento térmico de $982^{\circ}\text{C} \pm 88^{\circ}\text{C}$ con un tiempo de residencia mínimo de 1 segundo⁽²¹⁾. También se ha constatado que las condiciones que minimizan la generación de monóxido de carbono minimizan también la generación de dioxinas y furanos^(21, 22).

También es importante el control de partículas para mitigar las emisiones de dioxinas y furanos. Se ha comprobado que los óxidos y cloruros metálicos tenderán a condensarse sobre partículas submicrónicas de cenizas volantes a temperaturas por debajo de 260°C ⁽¹³⁾.

Existen evidencias de que las dioxinas y furanos pueden capturarse en la capa de polvo de los filtros de tela utilizadas para la captura de partículas, si se mantienen las temperaturas por debajo de 140°C, permitiendo así condensación de las dioxinas y furanos⁽²²⁾. Sin embargo, los resultados hasta la fecha no han sido suficientemente concluyentes para defender esta técnica como estrategia de control. Los controles de la combustión siguen siendo la principal técnica para controlar las dioxinas y furanos.

2.5 COMBUSTIÓN DE RESIDUOS DE BAJO PODER CALORÍFICO EN LECHOS FLUIDIZADOS

Los residuos combustibles sólidos incluyen desechos municipales, comerciales, industriales y agrícolas. Usualmente estos residuos han sido dispuestos en rellenos sanitarios, lanzados al mar o incinerados sin recuperación de energía. Estos residuos pueden ser quemados directamente en calderas diseñadas especialmente, o pueden ser procesados separando los residuos combustibles de los no combustibles. El procesamiento incluye fragmentación del material, separación magnética, separación manual. Es así que los procesos de separación facilitan la recuperación de metales y vidrio para un buen control del tamaño del combustible. El residuo obtenido del procesamiento es llamado *combustible de bajo poder calorífico*⁽²⁵⁾. Un combustible de bajo poder calorífico puede tener alguna o todas las siguientes propiedades o condiciones⁽²³⁾:

1. Presentan bajo poder calorífico,
2. Alto contenido de materia inerte (ceniza),
3. Impurezas como azufre o metales,
4. Dificultad en su manejo y
5. Requerir de un pretratamiento antes de su combustión.

Los residuos de bajo poder calorífico pueden ser procesados mediante varias tecnologías dependiendo de cómo se quieran utilizar. Algunas veces son pulverizados, densificados para formar *pellets* o ladrillos o ser destruidos térmicamente para convertirlos en combustibles gaseosos. La tecnología que se empleará en este anteproyecto será la combustión vía lecho fluidizado.

El lecho fluidizado consiste, en su forma más sencilla, de partículas inertes tales como arena, a través de las cuales el aire, el cual es el medio fluidizante en el caso de la combustión, pasa a la zona de reacción a través de un plato distribuidor en el fondo del recipiente. Los residuos de bajo poder calorífico son alimentados en el lecho precalentado donde se llevará a cabo la combustión. Normalmente, el lecho fluidizado contiene un bajo porcentaje de combustibles quemándose, aproximadamente 1 – 2 %^(7,8,11,24), por lo que las partículas inertes transportan el calor lejos de las partículas en la combustión, manteniendo de esta forma la temperatura de las partículas menor a la de fusión de las cenizas.

Antes de que el lecho fluidizado pueda quemar combustible sólido, su temperatura tiene que ser lo suficientemente alta para que el combustible sólido se inflame rápidamente en cuanto sea alimentado dentro del lecho^(9,11), por lo que se requiere de un mecanismo de arranque. La temperatura del lecho fluidizado a la cual el combustible empieza a ser alimentado varía dependiendo del tipo de combustible que será quemado. Dependiendo del tipo de combustible y de las condiciones de operación puede suceder que la combustión se inicie tanto en la parte superior del lecho como en su interior. Dentro del diseño de un combustor, se debe de contemplar un sistema de alimentación y de eliminación de cenizas. El combustible puede ser alimentado por arriba del lecho o ser introducido bajo la superficie. En el sistema de eliminación de cenizas se contemplan tanto las que se pueden escapar junto con los gases de la combustión como las que se quedan en el fondo del lecho.

Cuando se queman combustibles sólidos se emplea una temperatura controlada en el lecho de aproximadamente 850°C. Esto puede ser logrado introduciendo tubos de enfriamiento. El calor retirado puede ser utilizado para la generación de vapor o aire caliente y ser reutilizado en otras partes del proceso.

Los sistemas de combustión en lechos fluidizados (CLF) son capaces de quemar combustibles sólidos, líquidos y gaseosos⁽⁹⁾ con una baja emisión de contaminantes, a pesar de ello, la mayor parte de los combustores de lechos fluidizados se han diseñado para quemar combustibles sólidos, generalmente carbón.

Al ser alimentados los residuos al lecho, permanecerán en fase de partícula o en el estado físico en que hayan sido introducidos, y son calentados a la temperatura del proceso por las partículas inertes que los rodean en pocos segundos. La materia volátil es liberada en el gas de la fase de partículas y es quemada allí si está presente el oxígeno necesario. Después de mezclarse las volátiles, se queman dentro de las burbujas. La materia residual se queda en el lecho y su combustión involucra 3 procesos⁽¹⁶⁾: 1) intercambio de gas entre las burbujas y la fase de partículas, que depende del tamaño de las burbujas, 2) difusión de los gases que toman parte en la reacción hacia y desde la superficie de la partícula, la cual depende del tamaño de la partícula, y 3) reacción química en la superficie de la partícula, que varía con la temperatura de la misma.

La combustión en el lecho es incompleta debido a que hay poco oxígeno en la parte superior de la fase de partículas y por ello las volátiles liberadas son incapaces de quemarse, esas volátiles salen del lecho y son quemadas en la cámara superior, algunas partículas que son arrastradas fuera del lecho también son quemadas en esta zona. Casi todas las volátiles que escapan del lecho son quemadas en la zona libre, una parte del calor liberado es transferida a las partículas en la zona de chapoteo, pero el resto debe ser extraído mediante superficies de transferencia de calor, de lo contrario se perderá en los gases de salida. Los residuos arrastrados fuera del lecho también son quemados en la corriente de gases de salida, estos residuos son arrastrados como residuos no quemados en la corriente de gases de salida, y dependiendo de las condiciones de operación, aproximadamente del 2 al 10% del combustible es arrastrado como residuo no quemado en la corriente de gases de salida, y que junto con las cenizas son separados de los gases por medio del uso de ciclones⁽¹⁶⁾.

En este proceso es necesario comprender los distintos fenómenos que se llevan a cabo en un combustor de lecho fluidizado, como lo son: a) el proceso de fluidización, y los mecanismos de combustión de los combustibles sólidos como lo son: el secado del sólido, la devolatilización, la combustión de volátiles y la combustión del carbón como lo muestra la figura 7.

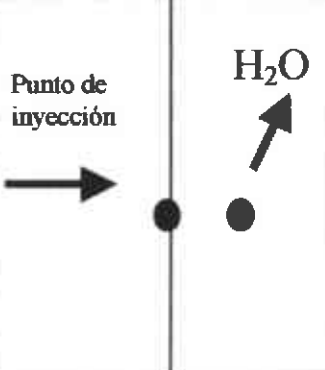
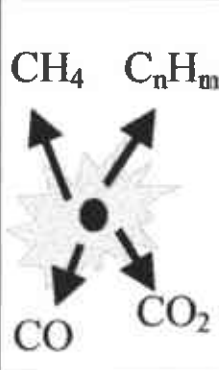

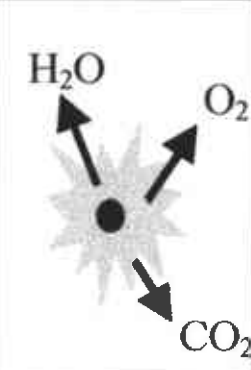

	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4	Fase 5
	Calentamiento de la partícula	Evolución de las volátiles	Distribución de las volátiles	Combustión de las volátiles	Combustión del sólido
Punto de inyección					
	<p>La partícula entra a la zona del lecho.</p> <p>Transferencia de calor a la partícula de residuo.</p> <p>Evolución del agua</p>	<p>Transferencia de calor a la partícula de residuo.</p> <p>Devolatilización del residuo.</p>	<p>Mezclado de volátiles y el aire.</p>	<p>Combustión en la fase gas (homogénea).</p>	<p>Combustión en la fase sólida (heterogénea).</p>

Figura 7. Fases de la combustión de una partícula de residuo sólido.

A continuación se describirán brevemente cada una de estas fases:

2.6 MECANISMOS DE COMBUSTIÓN DE SÓLIDOS

Cuando una partícula de combustible sólido es expuesta a un flujo de gas caliente, ésta sufre tres etapas de pérdida de masa: secado, devolatilización y combustión del carbón. Para combustibles pulverizados, estos procesos ocurren secuencialmente; donde el quemado del carbón es el período con mayor duración comparado a la devolatilización y al secado⁽²⁵⁾.

2.6.1 Secado de una Partícula de Combustible Sólido

Consideremos una partícula de residuo, la cual es introducida en un combustor. Ya dentro de la corriente de gas, el calor que recibirá la partícula es convectivo y radiativo hacia la superficie y será conducido hacia su interior. Para una partícula pulverizada (digamos de 100 μm de diámetro), el agua es evaporada y forzada a salir de la partícula rápidamente antes que las volátiles sean liberadas. El tiempo de secado de una partícula pulverizada, es el tiempo requerido para calentarla hasta el punto de vaporización donde el agua es expulsada⁽²⁵⁾.

Un balance de energía en la partícula, dice que, la velocidad en el cambio de energía dentro de la partícula es igual a la velocidad del calor para evaporar el agua mas el índice neto de transferencia de calor de la partícula por convección y radiación:

$$d/dt (m_w u_w + m_{df} u_{df}) = - m_w h_{fg} + q \quad (6)$$

donde h_{fg} es el calor latente de vaporización por unidad de masa de agua, m_w es la masa de agua, u_w es la energía interna por unidad de masa de agua, m_{df} es la masa del combustible seco y u_{df} es la energía interna por unidad de masa de combustible seco.

El índice de transferencia de calor de la partícula, q , depende de la temperatura de operación del combustor T_b , la cual es asumida para que sea igual a la temperatura del gas del entorno. La radiación de un cuerpo gris con emisividad ϵ se considera con un valor de 1, $\sim h^*$ es el coeficiente de película convectiva, T_p es la temperatura de la partícula, A_p es el área superficial de la partícula y σ es la constante de Stephan – Boltzman.

Así, el índice de transferencia de calor q puede ser representado como:

$$q = \epsilon \sigma A_p (T_b^4 - T_p^4) + \sim h^* A_p (T_g - T_p) \quad (7)$$

Integrando las ecuaciones (6) y (7), desde la temperatura inicial hasta la del punto de ebullición del agua, empleando la relación $du = c dT$, y haciendo notar que la temperatura del punto de ebullición del agua es mucho más bajo que la temperatura del combustor, entonces obtenemos el tiempo de secado de la partícula:

$$\frac{(m_{wi} c_w + m_{df} c_{df}) (373 - T_i) + m_{wi} h_{fg}}{\varepsilon \sigma A_p (T_b^4 - T_p^4) + \tilde{h}^* A_p (T_g - T_p)} = t_{\text{secado}} \quad (8)$$

donde m_{wi} es la masa inicial del agua en la partícula.

El calor diferencial de la humedad está por los 70 KJ/kg de sólido seco y es despreciable comparado con el calor de vaporización del agua que es de 2400 KJ/kg de agua.

2.6.2 Devolatilización de Combustibles Sólidos

Cuando una partícula pequeña de combustible se seca o una zona dentro de una partícula grande es completada, la temperatura aumenta y el combustible comienza a descomponerse, liberando volátiles. Puesto que el flujo de volátiles hacia fuera del sólido es a través de los poros, el oxígeno externo no puede entrar a la partícula, y así, la devolatilización es referida como la fase de *pirólisis*. La velocidad de los productos de la devolatilización y la pirólisis depende de la temperatura y del tipo de combustible. Los productos de la pirólisis entonces se incendian y forman una flama adjunta alrededor de la partícula así como el oxígeno difuso dentro de los productos. Mientras el vapor de agua fluye por los poros, la temperatura de la flama será baja y débil. Una vez que todo el vapor de agua abandone la partícula entonces la flama llega a estar más caliente⁽²⁵⁾.

Para carbones ligníticos, la pirólisis empieza en un rango de 300 - 400°C liberando CO y CO₂. La ignición de volátiles ocurre entre los 400 - 600°C. El CO, CO₂, agua, hidrocarburos gaseosos, alquitranes e hidrógeno son producidos rápidamente cuando la temperatura alcanza los 700 - 900°C.

Arriba de los 900°C, la pirólisis es esencialmente completa, y el carbón fijo y la ceniza permanecen.

En la madera, la hemicelulosa se piroliza entre 225 – 325°C, la celulosa entre 325 - 375°C, y la lignina entre 300 – 500°C. Varios hidrocarburos gaseosos, líquidos, alquitranes y agua son formados y rápidamente quebrados bajo las condiciones de la combustión, así que los productos de la pirólisis en un ambiente de combustión pueden ser considerados como hidrocarburos de cadena corta, CO₂, CO, H₂ y H₂O (g).

Los productos de la pirólisis se queman como una flama difusa alrededor de la partícula si está presente el oxígeno necesario.

El índice de devolatilización de un combustible sólido puede ser representado aproximadamente como una reacción de primer orden de una constante de Arrhenius:

$$dm_v/dt = - m_v k_{pyr} \quad (9)$$

donde $k_{pyr} = - k_{0, pyr} \exp(- E_{pyr} / RT_p)$, y donde pyr se refiere a la pirólisis y $m_v = m_p - m_c - m_a$ (la masa de las volátiles es igual a la masa de la partícula menos la masa del carbón menos la masa de la ceniza).

Si la temperatura de la partícula es constante durante la devolatilización, entonces la ecuación (9) puede ser integrada para obtener la pérdida de masa como una función del tiempo durante la pirólisis:

$$\ln [m_p - m_c - m_a / m_{pi} - m_c - m_a] = - k_{pyr} t \quad (10)$$

donde m_{pi} es la masa de la cualquier especie volátil presente. La ecuación (10) implica que una sencilla reacción química convierte el combustible sólido en productos de pirólisis. En realidad, los combustibles sólidos tales como carbón y madera son compuestos complejos, los cuales experimentan muchas reacciones cuando son calentados.

Algunas de estas reacciones son endotérmicas y otras exotérmicas, y proceden a diferentes velocidades.

No obstante, el calor neto de la devolatilización es expresado como cercano a cero, y la ecuación (9) es una aproximación empleada frecuentemente para un índice global de pirólisis.

2.6.3 Combustión del Carbón

El paso final en el proceso de la combustión de combustibles sólidos es la combustión del carbón. Cuando la devolatilización está completa, solo queda el carbón y la ceniza. El carbón puede ser muy poroso. La porosidad del carbón de madera esta cerca del 0.9 (90% de espacios vacíos), mientras que el del carbón mineral presenta una porosidad del 0.7, aunque esto puede variar ampliamente. El área de superficie interna es del orden de 100 m²/g para el carbón mineral y 10,000 m²/g para el carbón de madera. Cuando las no volátiles están escapando del carbón y puesto que el carbón es poroso, el oxígeno puede difundirse a través de la capa límite y dentro de la partícula. La velocidad de quemado del carbón depende de la velocidad de reacción carbono – oxígeno en la superficie y la velocidad del oxígeno a través de la capa frontera y su difusión al interior. La reacción superficial genera principalmente CO y CO₂. Las reacciones de superficie típicamente aumentan la temperatura del carbón en un rango de 100 - 200°C por arriba de la temperatura del gas externo⁽²⁵⁾.

A su vez, la velocidad de quemado también depende de la concentración de oxígeno, la temperatura del gas, el número de Reynold, tamaño y porosidad de la partícula de carbón.

El carbono reacciona con el oxígeno en la superficie de la partícula para formar monóxido de carbono y dióxido de carbono, pero generalmente el monóxido de carbono es el producto más importante. Esta reacción química procede como:



El carbono de la superficie también reacciona con el CO₂ y vapor de agua de acuerdo a las siguientes reacciones:



Las reacciones de reducción (b) y (c) son generalmente mucho más lentas que la reacción de oxidación (a), y para la combustión, usualmente la reacción (a) necesita ser considerada. Cuando el oxígeno es mínimo, entonces las reacciones de reducción son importantes.

2.7 CONCLUSIÓN

De acuerdo a la literatura citada, se puede observar que la utilización de sistemas fluidizados para la destrucción de residuos sólidos tiene hoy día más aplicación tecnológica para la obtención de energía eléctrica y para realizar estudios de control ambiental. De aquí podemos concluir que la realización de un trabajo experimental basado en incineración de residuos sólidos de bajo poder calorífico en lechos fluidizados sujeto a diversas condiciones hidrodinámicas y de operación, marcará la pauta para obtener una mayor información con respecto al proceso de combustión homogénea durante la destrucción térmica de estos residuos como una tecnología alternativa tanto de disposición como para la obtención de energía eléctrica en nuestro país.

Por otro lado, la complejidad de los procesos cinéticos acoplados a los fenómenos de transferencia de masa y calor que se presentan en el quemado de este tipo de residuos sólidos, requiere de estudios fundamentales más detallados para comprender mejor el proceso de combustión de fase gas bajo el régimen de lechos fluidizados.

3. OBJETIVOS DE LA PROPUESTA DE INVESTIGACIÓN DOCTORAL

- Evaluar el grado de contaminación de las emisiones gaseosas y sólidas producidas en la combustión de desechos sólidos celulósicos bajo diversas condiciones de operación y fluidización en un combustor experimental.
- Obtener un modelo teórico que describa el proceso de liberación y combustión de la materia volátil de los residuos de bajo poder calorífico en la fase densa de un combustor de lecho fluidizado.

4. PROGRAMA Y CALENDARIO DE ACTIVIDADES

PRIMER SEMESTRE: Revisión de bibliografía sobre la combustión de madera en un combustor experimental de lecho fluidizado y modelación matemática de su proceso de devolatilización; asistencia y participación a los seminarios de investigación; entrega de reportes.

SEGUNDO SEMESTRE: Elaboración y presentación del protocolo de Doctorado; revisión de bibliografía; planteamiento del modelo matemático; adquisición y análisis químico de las muestras celulósicas; asistencia y participación a los seminarios de investigación; entrega de reportes.

TERCER SEMESTRE: Determinación experimental de la velocidad mínima de fluidización en frío; puesta a punto del sistema de combustión en lecho fluidizado; determinación experimental de la eficiencia de combustión de la fracción volátil del material celulósico; desarrollo del modelo matemático; revisión de bibliografía; asistencia y participación a los seminarios de investigación; entrega de reportes.

CUARTO SEMESTRE: Validación de la modelación matemática; estudio paramétrico de los resultados experimentales con los obtenidos teóricamente; revisión de bibliografía; asistencia y participación a los seminarios de investigación; entrega de reportes.

QUINTO SEMESTRE: Análisis y discusión de resultados experimentales y teóricos; asistencia y participación a los seminarios de investigación; entrega de reportes.

SEXTO SEMESTRE: Redacción de tesis y presentación del examen de grado.

SEM	SEPT. 99 FEB. 00	MAR. 00 AGO. 00	SEPT. 00 FEB. 01	MAR. 01 AGO. 01	SEPT. 01 FEB. 02	MAR. 02 AGO. 02
1°	XXXXXX					
2°		XXXXXX				
3°			XXXXXX			
4°				XXXXXX		
5°					XXXXXX	
6°						XXXXXX

5. METODOLOGÍA APLICADA

La presente investigación doctoral consistirá de una etapa experimental en la cual se recabarán los datos operacionales de la combustión de combustibles de bajo poder calorífico y una etapa teórica en la que se desarrollará el modelo matemático.

5.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Esta consiste en la utilización de un combustor de lecho fluidizado experimental que presenta las siguientes características (ver anexo en la página 47): el cuerpo del combustor consta de 4 secciones cilíndricas con un diámetro interno de 20 cm aproximadamente, el lecho tiene una altura de 0.25 cm mientras que el plenum y las secciones restantes tienen una altura de 0.45 cm y están contruidos en acero al carbón (ver figura 8). El plato distribuidor esta construido en acero inoxidable de 1 cm de grosor y cuenta con 9 toberas de acero inoxidable de 9 mm de diámetro cada una; mientras que el plenum esta construido en acero al carbón y cuenta con las entradas para el gas y el aire (ver figura 9). El intercambiador de calor esta construido de acero inoxidable y se muestra en la figura 10.

El combustor cuenta con 2 entradas colocadas en lados opuestos en la sección B del cuerpo del combustor, una es para introducir el quemador piloto que servirá en el arranque y la otra se utilizará como mirilla de observación. En la sección del lecho esta colocado el sistema de enfriamiento y una entrada para la alimentación de los combustibles de bajo poder calorífico (fig. 11). Para la alimentación de combustibles de bajo poder calorífico se diseñará y construirá un alimentador de tornillo sin fin como el que se muestra en la figura 12. El combustor tendrá un aislante externo para evitar las pérdidas de calor hacia los alrededores. En la figura 13 se muestra el sistema de alimentación de los residuos por medio del uso de un tornillo sin fin. También se cuenta con un ciclón para retener las partículas de residuos, ceniza o arena que sean arrastradas desde el lecho por la corriente de gases de combustión ver la figura 14.

5.1.1 Operatividad del Sistema de Combustión

Para iniciar el proceso de la combustión en lechos fluidizados, es necesario calentar el lecho utilizando gas comercial hasta alcanzar una temperatura superior a la temperatura de ignición del combustible, el aire de fluidización proporcionará el oxígeno necesario y cuando el combustible sea alimentado al lecho, se quemará a temperaturas menores a las asociadas con la flama del combustor.

Un combustor de lecho fluidizado es usualmente diseñado para operar a temperaturas entre 800 y 900°C. La temperatura máxima de operación esta limitada por el riesgo de que las cenizas se fundan y se depositen en la superficie de transferencia de calor y/o se produzca el fenómeno denominado *sinterización* del material del lecho, esto se relaciona con el contenido de metales alcalinos en los residuos de alimentación o en las cenizas de los mismos⁽⁴⁾.

5.1.2 Pruebas de Combustión

En el lapso de la operación del combustor, se llevará a cabo el registro de los parámetros de operación y fluidización empleados (velocidad de fluidización, velocidad de alimentación del combustible y flujo de agua de enfriamiento).

Simultáneamente, se hará un monitoreo de los gases de salida del combustor para realizar un análisis en el espectrómetro de masas con cromatografía de gases. Con los datos recabados, se podrá conocer de manera experimental el efecto de los distintos parámetros de operación y fluidización que influyen en la liberación y combustión de la fracción volátil. Los parámetros de operación que se analizarán son los siguientes:

1. Velocidad de fluidización.
2. Tamaño de partícula del lecho.
3. Tamaño de partícula de combustible.
4. Temperatura del lecho.
5. Exceso de aire.
6. Altura o profundidad del lecho.
7. Velocidad de alimentación.

La energía que será liberada por la fracción volátil de los residuos será determinada con el empleo de un balance global de energía en un volumen de control (lecho de arena). Para este cálculo, se emplearán mediciones calorimétricas específicas y correlaciones empíricas ya obtenidas por otros investigadores acordes a nuestras condiciones de operación.

5.2 MODELACIÓN DE LA COMBUSTIÓN DE VOLÁTILES DE RESIDUOS DE BAJO PODER CALORÍFICO

El desarrollo de un proceso fisicoquímico para la conversión de biomasa y el diseño del equipo adecuado requiere del conocimiento y el buen entendimiento de los mecanismos químicos y físicos que interaccionan en el proceso de degradación térmica. La modelación matemática de la pirólisis de una simple partícula representa una herramienta muy útil para el entendimiento de alguno de esos procesos. Por ello, uno se puede enfocar en los procesos internos de la fase sólida como lo son la transferencia de masa y calor las cuales controlan la liberación de productos volátiles⁽²⁶⁾.

El uso de biomasa, así como otros combustibles de alto contenido de volátiles, ha estimulado la consideración del uso de la combustión en lecho fluidizado de combustibles sólidos. Por una parte, la amplia contribución de liberación de calor proveniente de la combustión homogénea de la materia volátil enfatiza la importancia de los procesos volátiles/mezclado de gas y de fluidización/segregación de partículas⁽²⁷⁾.

5.3 PLANTEAMIENTO TEÓRICO PROPUESTO

Las consideraciones teóricas de la velocidad de quemado o de la dinámica de quemado son mucho más complejas que la evaluación del calor de combustión. Sin embargo, hablando en general, la velocidad de quemado es una función de la transferencia de masa y calor en el sistema, así como las características del combustible como lo son la composición y el tamaño de la partícula.

A temperaturas bajas la velocidad de quemado es controlada por la cinética de la pirólisis y la combustión, pero, a temperaturas altas cuando esas reacciones se vuelven rápidas, la transferencia de calor y masa llegan a ser el factor de control.

5.3.1 Cinética de la Devolatilización

Durante el proceso de devolatilización, la fracción volátil será liberada a la fase densa y, debido a que las partículas del residuo están inmersas en esta fase, es posible asumir que habrá una región del lecho en que las partículas del residuo son dispersadas durante la devolatilización, esta región es llamada *región de evolución de volátiles del lecho*. Dado que la combustión de volátiles se lleva a cabo en esta región, es necesario conocer las dimensiones de la misma, para ello se requiere conocer el radio de dispersión horizontal de las partículas (R_v), que esta en función del coeficiente medio de dispersión radial (D_r) y el tiempo de residencia (τ_r), el cual puede ser calculado empleando la ecuación bidimensional de difusión de Einstein^(28,29)

$$R_v = (4 D_r \tau_r)^{0.5} \quad (11)$$

El coeficiente total de transferencia de calor a la partícula, h_c , es calculado de la suma de la respectiva contribuciones de transferencia de calor partícula a partícula, h_{pp} , y gas a partícula, h_{pg} . Por lo tanto, h_{pp} puede ser evaluado de

$$h_{pp} = 25.06 \rho_g^{0.2} k_g^{0.6} d_c^{-0.36} \quad (12)$$

donde k_g es la conductividad térmica del gas alrededor de la partícula de residuo, ρ_g es la densidad del gas, μ_g es la viscosidad del gas, d_c es el diámetro de partícula de combustible y U_o es la velocidad superficial, así:

$$h_{pg} = 0.095 Re^{-0.12} C_{p_g} \rho_g U_o \quad (13)$$

donde

$$Re = d_c U_o \rho_g / \mu_g \quad (14)$$

Así,

$$h_c = h_{pp} + h_{pg} \quad (15)$$

La temperatura de la partícula puede ser obtenida por la integración numérica del balance de energía de una partícula sencilla, el cual incluye la transferencia de calor convectivo y radiativo. El balance de energía diferencial toma la siguiente forma:

$$4/3\pi R_p^3 \rho_c C_{p_c} dT_p/dt = 4\pi R_p^2 \sigma \epsilon (T_b^4 - T_p^4) + 4\pi R_p^2 h_c (T_b - T_p) \quad (16)$$

donde R_p es el radio de la partícula de combustible, C_{p_c} es el calor específico del combustible, σ es la constante de Stephan – Boltzman y ϵ es la emisividad.

Para la resolución de la ecuación de balance de energía, se empleará el método numérico de Runge – Kutta de cuarto orden para obtener la variación de la temperatura de la partícula con respecto al tiempo.

Los productos de devolatilización consisten de: una fracción gaseosa que contiene CO, CO₂, algunos hidrocarburos y H₂; una fracción condensable formada por agua y compuestos orgánicos de bajo peso molecular como aldehídos, ácidos, cetonas y alcoholes; y finalmente, la fracción alquitrán que contiene residuos de azúcar de alto peso molecular, furanos derivativos y compuestos fenólicos. A partir de aquí, la evolución de los volátiles y alquitranes, serán modelados por las dimensiones Y y X, respectivamente.

La evolución de cada componente del gas será representada por la forma reducida de la ecuación de primer orden de la dimensión Y_i, como sigue:

$$Y_i = Y_i^{\circ} \exp (-k_i t) \quad (17)$$

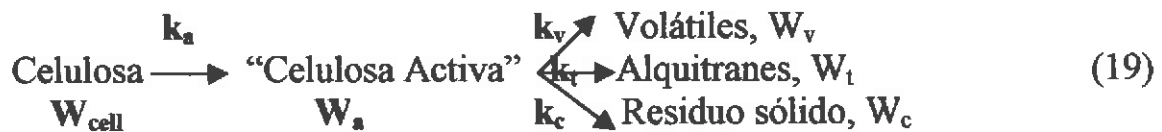
donde Y_i representa la evolución individual de especies gaseosas a un tiempo t, k_i la constante de velocidad cinética de cada componente volátil y Y_i^o es la evolución de las especies gaseosas en forma individual a un tiempo ∞.

La dimensión X será dividida en el potencial de formación de alquitrán (X^o) y en el potencial de formación de la fracción no - alquitrán (1 - X^o) donde la evolución del alquitrán será representada por la ecuación reducida de primer orden del dominio de X,

$$X = X^{\circ} \exp (-k_x t) \quad (18)$$

Donde k_x es la constante de velocidad cinética para el componente alquitrán.

La cinética para la pirólisis de la celulosa puede ser expresada por el siguiente modelo:



Donde W denota fracción en peso, así:

$$-d(W_{\text{cell}})/dt = k_a [W_{\text{cell}}] \quad (20)$$

$$d(W_a)/dt = k_a [W_{\text{cell}}] - [k_i + k_x + k_c] [W_a] \quad (21)$$

Definiendo $W_a = (W_v + W_t + W_c)$ entonces la ecuación (21) se transforma en

$$d(W_a)/dt = k_a [W_{\text{cell}}] - [k_i W_v + k_x W_t + k_c W_c] \quad (22)$$

$$W_c = (1 - X^o + X) \sum_{i=1}^n Y_i \quad (23)$$

$$W_t = \sum_{i=1}^n [X^o Y_i^o - X Y_i] k_x / k_i + k_x \quad (24)$$

$$W_v = \sum_{i=1}^n (1 - X^o) [Y_i^o - Y_i] + W_t k_i / k_x \quad (25)$$

Las constantes de velocidad las cuales serán empleadas en el modelo son⁽³⁷⁾:

$k_v = 1.5 \times 10^{21} \exp^{(-58,000/RT)} \text{ min}^{-1}$ $k_t = 1.9 \times 10^{16} \exp^{(-47,300/RT)} \text{ min}^{-1}$ $k_c = 7.9 \times 10^{11} \exp^{(-36,000/RT)} \text{ min}^{-1}$

Los parámetros Y_i^o y X^o serán obtenidos experimentalmente durante el proceso de combustión.

5.3.2 REQUERIMIENTO DE OXÍGENO PARA LA COMBUSTIÓN

La fracción de volátiles que puede ser consumida en el lecho bajo condiciones estequiométricas, puede estimarse calculando la relación entre oxígeno teórico requerido para la combustión de un gramo de volátiles, el cual es obtenido a partir de la fracción en peso de cada especie volátil como:

$$W_i = \sum_{k=1}^n Y_i^{\circ} - (W_{i,gas} + W_{i,s}) \quad (26)$$

y el oxígeno teórico para la combustión de un gramo de residuo original (F_v) puede estimarse de acuerdo a:

$$\frac{[W_{CO}/28]16 + [W_{HV}]32 + W_{CH_{1,8}} [(1/13.8)32 + (1.8/13.8)8] + W_{SV}}{[W_C/12]32 + [W_H/4]32 + [W_N/14]16 + W_O + W_S} = F_v \quad (27)$$

donde la fracción peso de los componentes gaseosos monóxido de carbono (W_{CO}), nitrógeno volátil (W_{NV}), hidrógeno volátil (W_{HV}), hidrocarburos ligeros ($W_{CH_{1,8}}$) y azufre volátil (W_{SV}) se obtienen de la ecuación (26).

El porcentaje en peso de aire suministrado a la zona de liberación de volátiles (F_{RV}) puede ser determinado como el producto del máximo radio de la región de evolución de volátiles (R_v) y la sección transversal horizontal del lecho (R_L) (en el caso del combustor experimental será un círculo aproximadamente de 20 cm de diámetro) como:

$$F_{VR} = [R_v/R_L]^2 * (100 + XSA) \quad (28)$$

Y finalmente, la fracción de volátiles liberada y consumida en el interior del lecho (F_{VLCL}) es calculada como:

$$F_{VLCL} = [F_{RV}/F_v] \quad (29)$$

6. CONTRIBUCIÓN CIENTÍFICA Y TECNOLÓGICA DE LA PRESENTE INVESTIGACIÓN DOCTORAL

Durante la investigación doctoral, este trabajo generará las siguientes contribuciones:

1. Establecer un modelo teórico de la devolatilización de material celulósico que nos permita comprender mejor el proceso de combustión de fase – gas bajo condiciones típicas de operación en combustores de lecho fluidizado.

2. Generar información cuantitativa del efecto del exceso de aire, tamaño de partícula arena del lecho, tamaño de partícula de residuos, altura del lecho, temperatura del lecho, sobre la combustión homogénea de residuos celulósicos. Esto nos permitirá sentar las bases técnicas y ambientales para el escalamiento de combustores de mayor capacidad.

7. BIBLIOGRAFÍA

1. S.C. Saxena and C.K. Jotshi, "Fluidized Bed Incineration of Waste Material", June 1994.
2. R. Carson, "TVA 160 – MW_e AFBC Demonstration Plant Process Performance", 11th Int. Conf. on Fluid. Bed. Comb., Clean Energy for the World, ASME, 1991, pp. 391 – 401.
3. S.A. Howard, "Fluidised Bed Combustion of Waste Material in a Pilot Scale Combustor", Ph. D. Thesis, Sheffield University, United Kingdom, September 1985.
4. N.C.B. – U.K. "Fluidized Combustion of Coal", National Board Report, 2nd Edition 1985.
5. A.P. Fraas, "Heat Exchanger Design", John Willey, 2nd Edition, 1990.
6. D. Kunni and O. Levenspiel, (1991). "Fluidization Engineering", 2nd Edition, Butterworth-Heinemann.
7. R.H. Perry, D.W. Green and J.O. Maloney, "Chemical Engineer Handbook" 6th Edition, 1992.
8. "Fluidised Bed Combustion", technical brief from the world resource foundation, 1997.
9. J.S.M. Botterill, "Technological Aspects of Fluidised Bed Combustor Design", Energy World, May 1987, pp. 2 – 6
10. J. Makansi and B. Schwieger, "Fluidized Bed Boilers", Power, August 1982, pp. S1-S11.
11. J.R. Howard, "Fluidized Bed Technology, Principles and Applications", Adam Hilger, (1989).

12. R. Broek, R. van den, A. Faaij and A. van Wijk, "Biomass Combustion Power Generation Technologies", Department of Science, Technology and Society, Utrecht University, Netherlands 1989.
13. California Air Resources Boards, "Air Pollution Control at Resources Recovery Facilities", Sacramento; CA., May 1984.
14. J. Redman, "Fluidised Bed Combustion, SO_x and NO_x", The Chemical Engineer, December 1989, pp. 32 – 38.
15. C. D. Cooper and F.C. Alley, "Air Pollution Control: A Design Approach", P W S Publicators, Boston 1986.
16. J. Highley, "The Design and Control of Fluidised Bed Fired Boilers", J. Inst. Energy. December 1980, pp. 208 – 2156
17. Kirk - Othmer (1993), "Encyclopedia of Chemical Technology", Vol. 6, Fourth Edition, John Wiley and Sons Inc.
18. J.H. Oxley, "Combustion in Fluidized Beds", 1st International Colloquim on Pollution Control and Diagnostics, Electrical Research Centre, Cuernavaca Morelos, Mexico, 10 – 12 July 1995, pp. 1 – 24.
19. R. A. Corbitt, "Standard Handbook of Environmental Engineering", 1st Edition, Mc Graw – Hill Inc.
20. W. Wang et al. "Emission Control Hardware Cost in California", Report 80144, Toronto: Ontario Hydro. 1993.
21. F. Hasfelriis, "Optmization of Combustion Conditions to Minimize Dioxin, Furan and Combustion Gas Data from Test Programs at Three MSW Incinerators", Journal APCA 37 (12), p. 1451, December 1987.
22. B.K Gullet, A. Touati and C.W. Lee, "Formation of Chlorinated Dioxins and Furans in a Hazardous – Waste – Firing Industrial Boilers", Environmental Source and Technology, Vol. 34, pp. 2069 – 2074, April 2000.
23. N. Hodkinson and G.G. Thurlow, "Combustion of Low – Grade Material in Fluidized Bed", 1986.

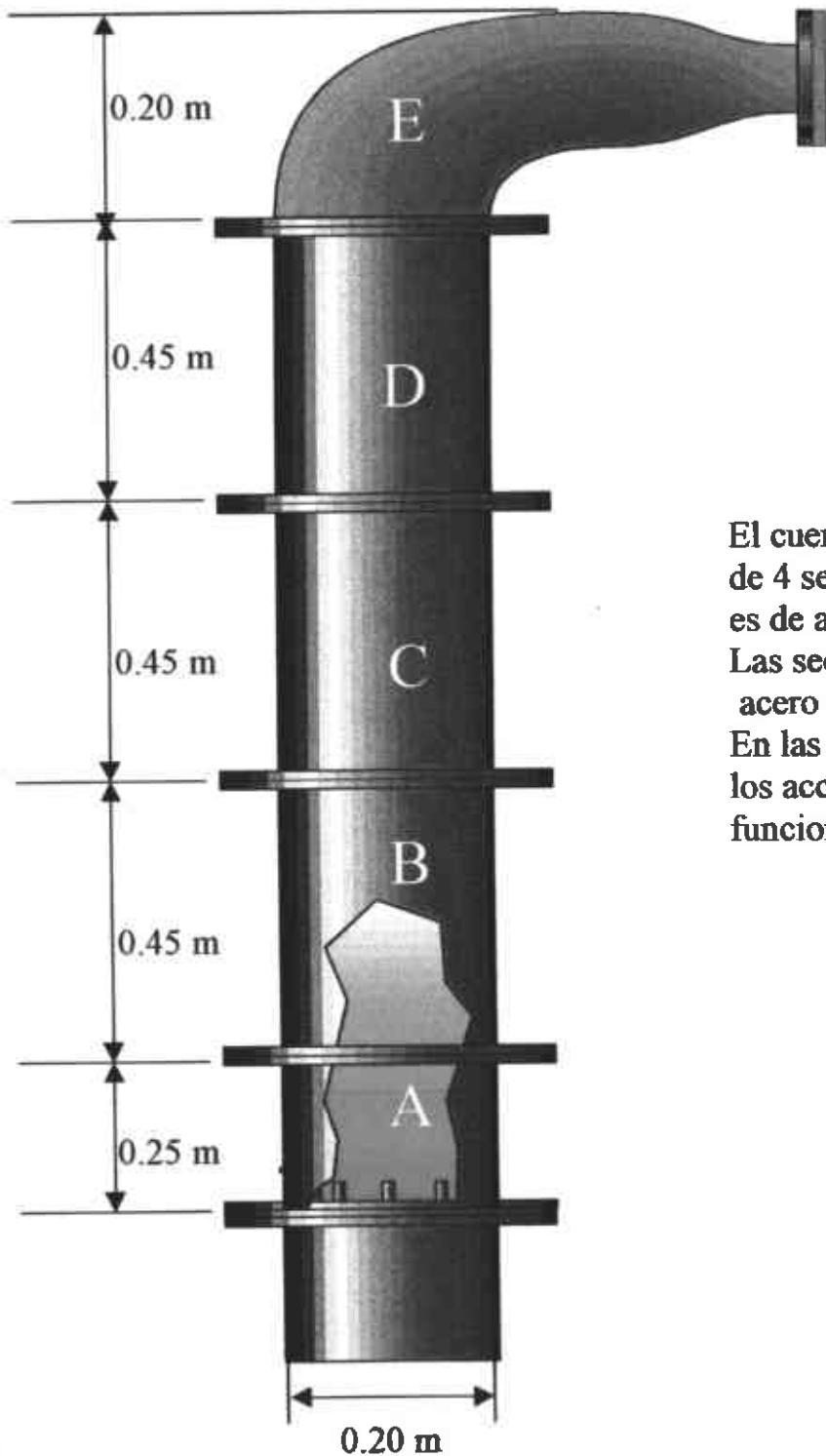
24. D.B. Bukur and N.R. Amundson, "Fluidized Bed Char Combustion Diffusion Limited Models", *Chemical Engineering Science*, Vol. 36, 1981, pp. 1239 – 1256.
25. G.L. Borman and K.W. Ragland, "Combustion Engineering", 1st Edition, Mc Graw – Hill, 1998.
26. M. Grønli, "A Theoretical and Experimental Study of the Thermal Degradation of Biomass", Ph. D. Thesis, Norwegian University of Science and Technology, Norway, 1996.
27. C. Di Blasi and G. Russo, "Modelling of Transport Phenomena and Kinetics of Biomass Pyrolysis", *Advances in Thermochemical Biomass Conversion*; Bridgwater, A. V. Ed; 1994, pp. 906 – 921.
28. J.F. Stubington, S.W. Chan and S.J. Cloug, "A Model for Volatiles Release into a Fluidised Bed Combustor", *AIChE Journal*, Vol. 36, No. 1, January 1990, pp. 75 – 85.
29. R.G. Bautista – Margulis, "Determination of the Rate of Transfer of Volatile Matter into the Freeboard of a Fluidized Bed Coal Combustor", Ph. D. Thesis, Sheffield University, United Kingdom, 1993.
30. K.J. Springer, "Energy, Efficiency and the Environment, Three Big Es of Transportation", *Engineering for Gas Turbines and Power*, Vol. 14, ASME, July 1992.
31. S.C. Saxena and A.N. Kasi, "Fluidized Bed Incineration of Paper Pellets", *Energy Convers. Mgmt.* Vol. 35, No.1, pp. 1 – 23, 1994.
32. G. Marban, "Characterizing Fuels for Atmospheric Fluidized Bed Combustion", National Coal Institute, Oviedo, Spain, 1995.
33. G. Piao, "Combustion of Refuse Derived Fuel in a Fluidized Bed", Department of Chemical Engineering, Nagoya University, Japan, 1998.

34. M. Grønli and M.C. Melaaen, "Mathematical Model for Wood Pyrolysis – Comparison of Experimental Measurements with Model Predictions", SINTEF Energy Research, Thermal Energy, N – 7465 Trondheim, Norway, August 11, 1999.

35. A.M. Mastral et al, "Fluidized Bed Combustion (FBC) of Fossil and Nonfossil Fuels. A Comparative Study", Coalchemistry Institute, Zaragoza, Spain, April 5, 2000.

36. D. Xianwen et al, "The Fast Pyrolysis of Biomass in CFB Reactor", Guangzhou Institute of Energy Conversion, China, July 23, 2000.

37. F. Shafizadeh, "Basic Principles of Direct Combustion", Wood Chemistry Laboratory, Department of Chemistry, University of Montana, Missoula, Montana, 1979.



El cuerpo del combustor consiste de 4 secciones A,B,C y D. La sección A es de acero inoxidable. Las secciones B, C, D y E son de acero al carbón. En las secciones A y B se colocarán los accesorios pertinentes para su funcionamiento.

Figura 8. Cuerpo del Combustor

9 Tubos distribuidores
de acero inoxidable.
9 mm de diámetro

Diámetro igual al de
las bridas: 35 cm

Radio: 7.5 cm

Plato distribuidor
de acero inoxidable

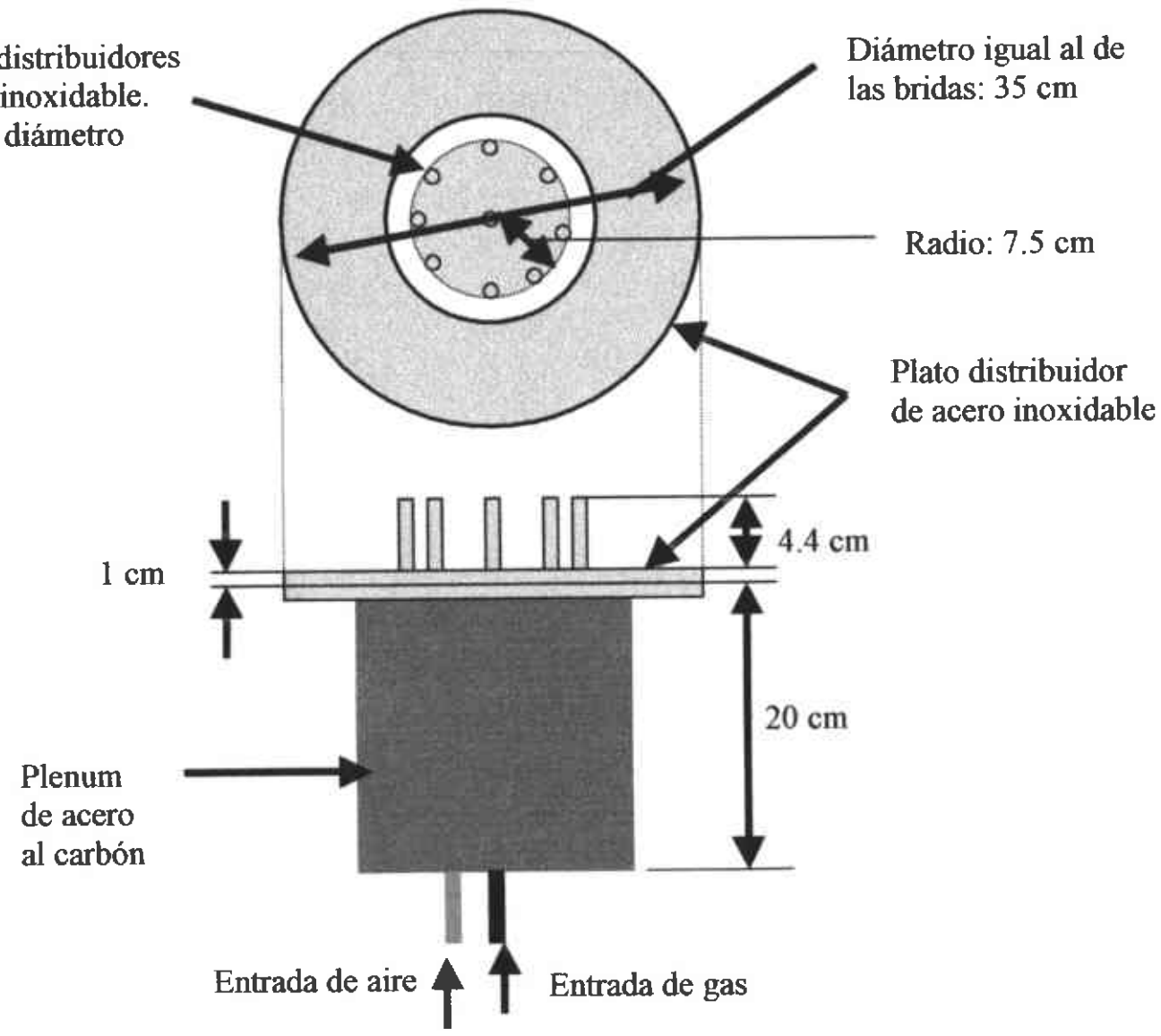


Figura 9. Plato Distribuidor y Plenum

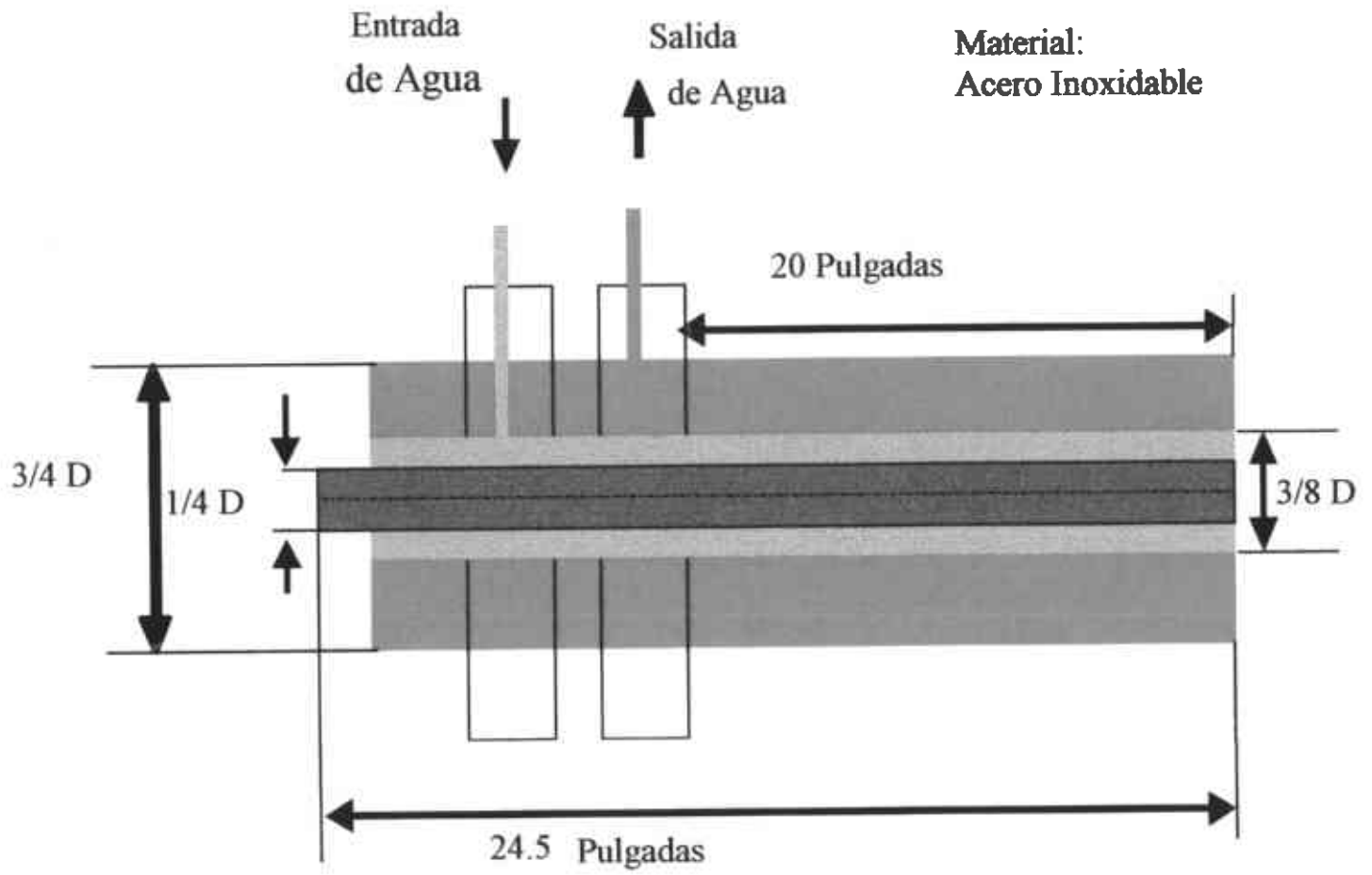


Figura 10. Intercambiador de Calor

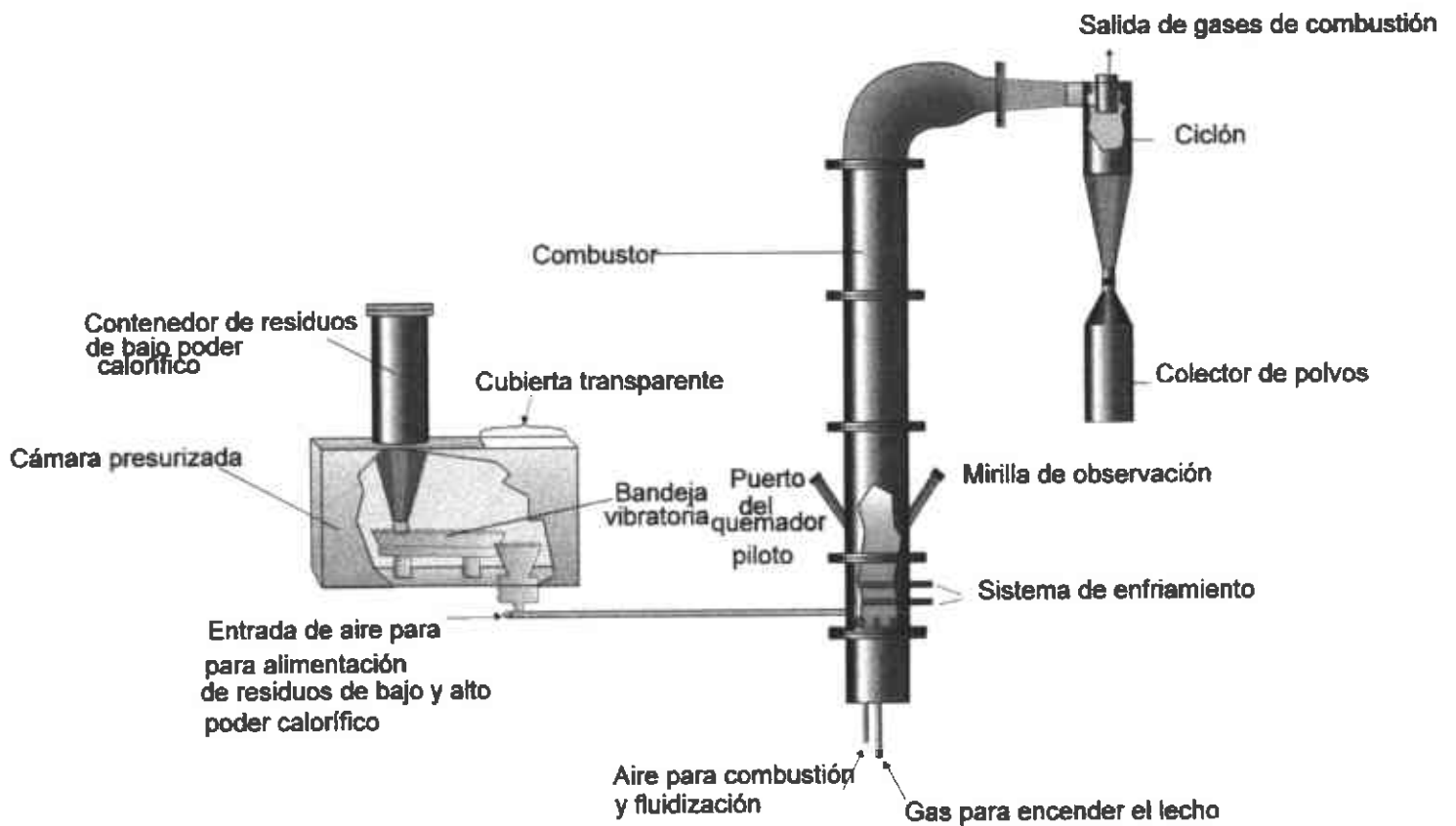


Figura 11. Sistema de Alimentación Neumática de Combustibles de Alto y Bajo Poder Calorífico

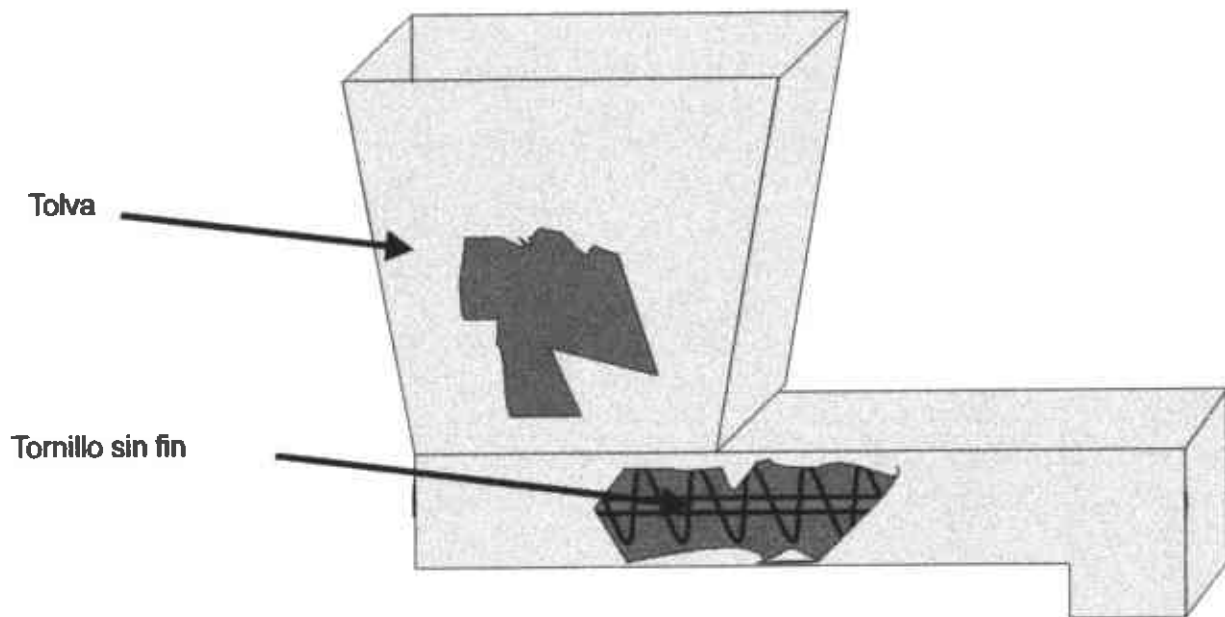
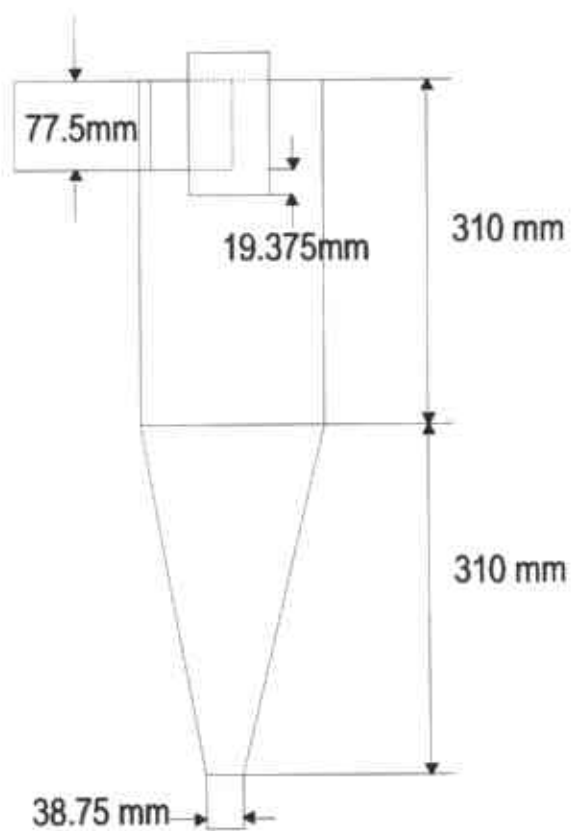
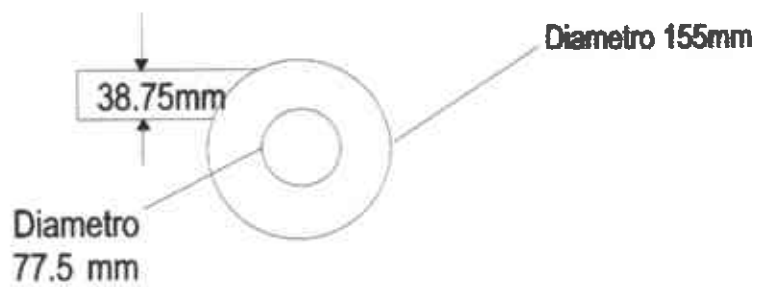


Figura 12. Sistema de Alimentación por medio de Tornillo sin Fin



Figura 13. Sistema de Alimentación de Residuos de Bajo Poder Calorífico por medio de Tornillo sin Fin



**MATERIAL:
ACERO INOXIDABLE**

↓
Polvo

Figura 14. Ciclón para Recolectar las Partículas en la Corriente de Gases de Combustión