

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**DISEÑO TEÓRICO DE UN SISTEMA PARA LA LIMPIEZA Y
PURIFICACIÓN DE LA DESCARGA DE GASES DE COMBUSTIÓN,
PRODUCIDA POR LA QUEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE RESIDUAL
NÚMERO SEIS, EN UNA RED DE CALDERAS.**

TESIS

PRESENTADA A LA JUNTA DIRECTIVA
DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

HUMBERTO ALEJANDRO CHACÓN FLORES

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

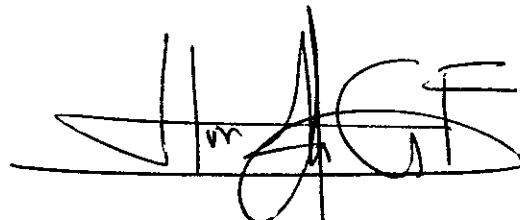
Guatemala, agosto de 1999.

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de tesis titulado:

**DISEÑO TEÓRICO DE UN SISTEMA PARA LA LIMPIEZA Y
PURIFICACIÓN DE LA DESCARGA DE GASES DE COMBUSTIÓN,
PRODUCIDA POR LA QUEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE RESIDUAL
NÚMERO SEIS, EN UNA RED DE CALDERAS.**

tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de
Ingeniería Química con fecha 27 de mayo de 1998.

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'H.A.C.F.', with a vertical line extending downwards from the end of the signature.

HUMBERTO ALEJANDRO CHACÓN FLORES

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERIA

MIEMBROS DE LA JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Herbert René Miranda Barrios
VOCAL 1	Ing. José Francisco Gómez Rivera
VOCAL 2	Ing. Carlos Humberto Pérez Rodríguez
VOCAL 3	Ing. Jorge Benjamín Gutiérrez Quintana
VOCAL 4	Br. Oscar Stuardo Chinchilla Guzmán
VOCAL 5	Br. Mauricio Grajeda Mariscal
SECRETARIA	Inga. Gilda Marina Castellanos de Illescas

TRIBUNAL QUE PRATICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Herbert René Miranda Barrios
EXAMINADOR	Ing. Orlando Posadas Valdés
EXAMINADORA	Inga. Rosa María Girón Ruiz
EXAMINADORA	Inga. Lisely de León Arana
SECRETARIA	Inga. Gilda Marina Castellanos de Illescas

Guatemala,
19 de Mayo de 1999

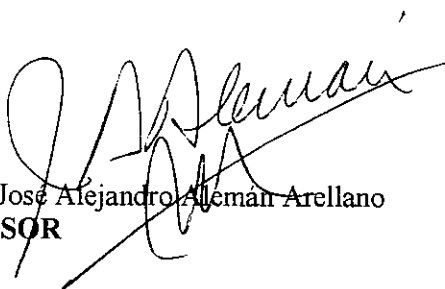
Ingeniero
Otto Raúl De León De Paz
Director
Escuela Ingeniería Química
FACULTAD DE INGENIERÍA
UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
Ciudad

Estimado Ingeniero De León:

Por este medio me dirijo a usted para hacer de su conocimiento que, he revisado el informe final de Tesis del estudiante Humberto Alejandro Chacón Flores, titulado: ***DISEÑO TEÓRICO DE UN SISTEMA PARA LA LIMPIEZA Y PURIFICACION DE UNA DESCARGA DE GASES DE COMBUSTION PRODUCIDA POR LA QUEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE RESIDUAL NUMERO SEIS, EN UNA RED DE CALDERAS***, por lo cual me permito darle aprobación al mismo.

Sin otro particular, me suscribo de usted,

Atentamente,



Ing. José Alejandro Alemán Arellano
ASESOR



FACULTAD DE INGENIERIA

Guatemala, 20 de mayo de 1999.

Ingeniero
Otto Raúl de León de Paz
Director Escuela Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Presente.

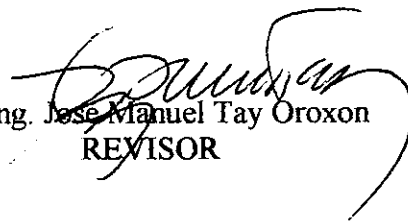
Estimado Ingeniero de León:

Por este medio deseo hacer de su conocimiento que he revisado el Informe final de Tesis del estudiante *Humberto Alejandro Chacón Flores*, titulado: **DISEÑO TEÓRICO DE UN SISTEMA PARA LA LIMPIEZA Y PURIFICACIÓN DE LA DESCARGA DE GASES DE COMBUSTIÓN PRODUCIDA POR LA QUEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE RESIDUAL NUMERO SEIS, EN UNA RED DE CALDERAS.**

Sin otro particular y agradeciéndole la atención que se sirva dar a la presente, le saluda.

Atentamente,

ID Y ENSEÑAD A TODOS


Ing. Jose Manuel Tay Oroxon
REVISOR



FACULTAD DE INGENIERIA

El Director de Escuela de Ingeniería Química, Ingeniero Otto Raul de León de Paz, después de conocer el dictamen del Asesor con el Visto Bueno del Jefe de Departamento, al trabajo de Tesis del estudiante Humberto Alejandro Chacón Flores, titulado: DISEÑO TEORICO DE UN SISTEMA PARA LA LIMPIEZA Y PURIFICACION DE LA DESCARGA DE GASES DE COMBUSTION PRODUCIDA POR LA QUEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE RESIDUAL NUMERO SEIS, EN UNA RED DE CALDERAS, procede a la autorización del mismo.


Ing. Otto Raul de León de Paz
DIRECTOR
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA

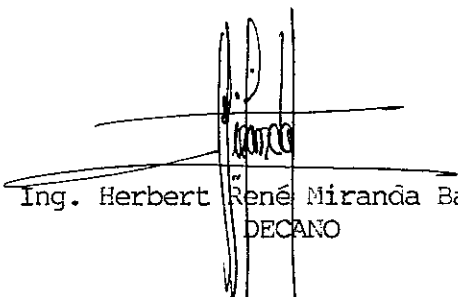

Guatemala, 21 de julio de 1999.



FACULTAD DE INGENIERIA

El Decano de la Facultad de Ingeniería, luego de conocer la autorización por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al trabajo de Tesis titulado: **DESEÑO TEORICO DE UN SISTEMA PARA LA LIMPIEZA Y PURIFICACION DE LA DESCARGA DE GASES DE COMBUSTION, PRODUCIDA POR LA QUEMA DE ACEITE COMBUSTIBLE RESIDUAL NUMERO SEIS, EN UNA RED DE CALDERAS** del estudiante **Humberto Alejandro Chacón Flores**, procede a la autorización para la impresión de la misma.

IMPRIMASE:


Ing. Herbert René Miranda Barrios
DECANO



Guatemala, julio de 1,999.

DEDICATORIA

A todas aquellas personas que colaboran con la investigación y la ciencia, espero que mi tesis les sea de utilidad.

A mis padres

Oscar René

Dora Alicia

A mis sobrinos

Andreita y Oscarito

AGRADECIMIENTOS

A mi madre por su incondicional apoyo y ejemplo.

A mi padre por su importante ayuda y ejemplo.

A Ing. José Alemán por su valiosa asesoría y orientación.

A Ing. José Manuel Tay, por su valiosa revisión y colaboración.

ÍNDICE GENERAL

	Página
ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	III
LISTA DE SÍMBOLOS.....	IV
GLOSARIO.....	VI
SUMARIO.....	VIII
INTRODUCCIÓN.....	XI
ANTECEDENTES.....	XIV
1. ANÁLISIS DE GASES DE COMBUSTIÓN.....	1
1.1 Determinación de la calidad.....	2
1.2 Determinación de la cantidad.....	3
1.2.1 Óxidos de azufre.....	3
1.2.2 Ceniza.....	4
1.2.3 Óxidos de carbono.....	4
1.2.4 Oxígeno.....	5
1.2.5 Temperatura.....	5
1.2.6 Óxidos de nitrógeno.....	5
1.3 Hoja de datos resultantes del análisis.....	6
2. CONTROL DE SUSTANCIAS CONTAMINANTES.....	7
2.1 Dióxido de azufre.....	9
2.2 Materia particulada.....	14
3. PROCESO DE DISEÑO.....	16
3.1 Descripción del sistema.....	16
3.1.1 Proceso.....	16
3.1.2 Equipo.....	17

3.1.2.1	Depurador con eyector tipo venturi.....	17
3.1.2.2	Columna empacada de absorción.....	17
3.1.2.3	Tuberías y ductos del sistema.....	18
3.1.2.4	Bombas del sistema.....	18
3.1.2.5	Ventilador del sistema.....	19
3.1.2.6	Instrumentación del sistema.....	20
3.1.3	Diagrama de flujo del proceso.....	21
3.2	Desarrollo de modelos.....	23
3.2.1	Depurador con tobera tipo venturi.....	23
3.2.2	Torre empacada de absorción.....	24
3.3	Análisis ingenieril.....	28
3.4	Balance de materiales y energético.....	31
4.	RESULTADOS.....	34
5.	DISCUSION.....	36
	CONCLUSIONES.....	38
	RECOMENDACIONES.....	39
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	40
	BIBLIOGRAFÍA.....	44
	APÉNDICE.....	45

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

No.	Título	Página
1	Diagrama de flujo.....	21
2	Depurador con eyector tipo venturi.....	49
3	Columna empacada de absorción.....	50
4	Montura Intalox.....	51
5	Correlación generalizada de inundación y caída de presión para empaques.....	52
6	Curva típica de eficiencia para colectores de polvo.....	53

TABLAS

No.	Título	Página
I	Composición química del aceite combustible residual numero seis.....	3
II	Balance de materia reacción combustión aceite residual número seis.....	27
III	Balance de materia y energía.....	30
IV	Balance de materia y energía.....	31
V	Balance de materia y energía.....	32

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Descripción	Dimensional
HTU	Altura de una unidad de transferencia	m
NTU	Número de unidades de transferencia	ad.
K_{Ga}	Coefficiente global volumétrico de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$\text{Kmol/h}\cdot\text{m}^3$
y_1	Fración mol de soluto en fase gaseosa a la entrada del sistema	ad.
y_2	Fración mol de soluto en fase gaseosa a la salida del sistema	ad.
y_{BM}	Media logarítmica de la concentración del gas inerte entre los valores de la masa de gas y la interfase.	ad.
y_i	Fración mol soluto en el gas en la interfase gas-liquido	ad.
S	Area de la sección transversal de la torre	m^2
D	Diámetro de la torre	m
P_T	Presión total del sistema	Kpa
H_T	Altura total del empaque requerido por la torre	m
H_{Tr}	Altura total recomendada del empaque requerido	m
H	Altura de la torre	m
G_M	Velocidad molar de masa en la fase gaseosa	Kmol/h
G_T	Velocidad molar de trabajo de masa en la fase gaseosa	Kmol/h
G_i	Velocidad molar de inundación de masa en la fase gaseosa	Kmol/h
L_M	Velocidad molar de masa en la fase líquida	Kmol/h
ΔP_t	Caída de presión en la columna de absorción	Kpa
PM	Peso molecular	Kg/Kmol
T	Temperatura	$^{\circ}\text{C}$
F	Factor de empaque aleatorio	1/m
ρ_L	Densidad del líquido	Kg/m^3
ρ_G	Densidad del gas	Kg/m^3
μ_L	Viscosidad del líquido	$\text{Kg}\cdot\text{s/m}^2$
FSD	Factor de seguridad de diseño	ad.
g	Constante gravitatoria	m/s^2

H_{vap}	Energía de vaporización del líquido	KJ/Kg
Q	Calor extraído del flujo de gas en el venturi	KJ/h
V_G	Velocidad superficial del gas	m/s
D_a	Diámetro de la tubería a la entrada del venturi	m
D_b	Diámetro del estrechamiento de la garganta	m
V_a	Velocidad del flujo en la tubería	m/s
V_b	Velocidad del flujo en la garganta del venturi	m/s
α	Angulo de divergencia del venturi	°
β	Angulo de convergencia del venturi	°
L_v	Longitud del venturi	m
ΔP_v	Caída de presión del venturi	Kpa
P_c	Potencia requerida por el ventilador del sistema	Kw
Q_L	Flujo volumétrico de líquido	m ³ /h
Q_G	Flujo volumétrico de gas	m ³ /h
A_a	Area en la entrada del venturi	m ²
A_b	Area en la garganta del venturi	m ²

ad. Adimensional
 ° Grado trigonométrico

GLOSARIO

Abrasión	Acción y efecto de raer o desgastar por fricción.
Aerosol	Partículas microscópicas sólidas y líquidas dispersas en medios gaseosos.
Ceniza	Polvo de color gris claro que queda después de una combustión completa y esta formado, generalmente, por sales alcalinas y térreas, sílice y óxidos metálicos.
Concomitante	Que acompaña a otra sustancia u otra con ella.
Contaminante primario	De origen directo de procesos industriales o naturales.
Contaminante secundario	Derivado del primario, promovido principalmente por rayos solares.
Corroer	Desgastar una cosa como royéndola. Tendencia al ataque químico por óxidos de metales.
Cúmulos	Agrupación de muchas cosas puesta unas sobre otras.
Grados API	Gravedad del petróleo crudo o sus fracciones, según el American Petroleum Institute .
Hollín	Substancia crasa y negra que el humo deposita en la superficie de los cuerpos que alcance.
Humo	Producto que en forma gaseosa se desprende de una combustión incompleta y se compone principalmente de vapor de agua y ácido carbónico que llevan consigo carbón en polvo muy tenue.
Partícula	Cualquier material, excepto agua no combinada, que existe en estado sólido o líquido en la atmósfera o en una corriente de gas en condiciones normales.
Polución	Contaminación.

Polvo	Partículas sólidas de un tamaño mayor que los coloidales, capaces de estar en suspensión temporal en el aire.
Remover	Pasar o mudar una sustancia de un lugar a otro.
Terraplén	Relleno de tierra.

SUMARIO

La polución del aire es afectada directamente por los procesos industriales desarrollados por la humanidad paralelamente con la tecnología y el modo de vida. Dicha contaminación se acrecienta con el pasar del tiempo, ésta se debe tanto al establecimiento progresivo de diversas industrias, como al crecimiento y desarrollo propiamente industrial de éstas.

En procesos industriales la descarga de gases de combustión provocada por la quema de aceites combustibles residuales en una caldera, tiene un notable impacto ambiental, es por ello que se han desarrollado sistemas de tratamiento específicos a lo largo del tiempo.

Principalmente el tratamiento de las descargas se centra en dos aspectos generales: la limpieza y la purificación de los gases de chimenea. La limpieza de gases consiste usualmente en eliminar las partículas sólidas por medio de diferentes tipos de dispositivos mecánicos o eléctricos. De una reacción química de combustión se deriva energía térmica y productos gaseosos de humos, constituidos principalmente por diversos compuestos de carbono, oxígeno, nitrógeno y azufre, los cuales son relativamente contaminantes. Una caldera es una operación en la cual se aprovecha dicha energía térmica para la producción de vapor de agua.

Este estudio se basa en un sistema de dos calderas pirotubulares, de 9,809 Kw (1000 BHP) cada una, el cual quema aceite combustible numero seis de alta viscosidad, clasificación de acuerdo al **American Petroleum Institute**, para la producción de vapor de agua.

Este estudio se fundamenta en la investigación científica teórica del diseño y desarrollo de un sistema para la limpieza y purificación de dichas descargas de humos.

El estudio se inicia con la determinación de la calidad y cantidad de la descarga del sistema, mediante métodos estequiométricos y análisis experimentales. Estos resultados determinan las bases fundamentales de la selección y diseño del equipo.

Entre los objetivos primordiales del sistema de lavado de gases, en este caso en particular, se encuentran la remoción de anhídrido sulfuroso (SO_2) y la de partículas sólidas.

En términos generales, el sistema necesita de un equipo que, por una parte remueva las partículas en suspensión y por otra, elimine el anhídrido sulfuroso. Luego de haber realizado investigaciones y evaluaciones de equipo, se a determinado el siguiente proceso:

Los gases de combustión se someten a un depurador con eyector tipo Venturi, en donde se enfrían y se captan las partículas sólidas. Estos efectos provocados por el depurador impide daños en la torre, y especialmente al empaque, por elevada temperatura; por otra parte también permite que se desarrolle ampliamente la siguiente etapa, la absorción.

La remoción de partículas de este equipo colector llega a alcanzar el 99%, y su principio de colección es principalmente el crecimiento y nucleación de la partícula. (Ref. 1)

La absorción, la operación unitaria seleccionada para remoción de dióxido de azufre (SO_2), radica en transportar mediante difusión, el soluto que se encuentra en el seno de un fluido gaseoso a un fluido líquido. El diseño técnico del equipo de absorción de gas debe basarse en la aplicación adecuada de los principios de difusión, equilibrio y transferencia de masa. En este caso en particular se desarrolla una absorción con reacción química, el soluto SO_2 emigra hacia el líquido absorbente, una solución acuosa diluida de hidróxido de sodio (NaOH), llevándose a cabo la reacción en una torre vertical empacada a contracorriente, con una eficiencia de remoción mayor a 90%.

El uso de esta columna de lavado húmedo también reduce, en menor escala, la emisión de otras sustancias gaseosas contaminantes de combustión, tales como CO y NO_x .

El producto secundario, efluente remanente o licor agotado resultante del sistema es indeseable pero inevitable, aunque es en menor grado contaminante que las propias sustancias eliminadas. Existen métodos de regeneración o venta como fertilizante (Ref. 2), de lo contrario el lodo formado debe ser depositado en un relleno de tierras autorizado (Ref. 3) luego de haber sometido al efluente remanente a un depurador químico. (Ref. 4)

“Los residuos de sulfito y sulfato de sodio y las cenizas se descargan en estanques impermeabilizados”. (Ref. 5)

INTRODUCCIÓN

En todas las plantas de procesos químicos industriales es indispensable contar con una fuente de energía para el desarrollo de los diferentes trabajos requeridos en la misma.

Una caldera es un sistema usual en la industria, ya que transforma la energía provista por una fuente en energía térmica, la cual es aprovechable ampliamente en los equipos de proceso. Las principales y más usuales fuentes utilizadas por una caldera son combustibles, el uso de energía eléctrica o bien de energía nuclear.

En Guatemala es frecuente utilizar aceites combustibles residuales debido a su disponibilidad, su costo moderado y su relativamente fácil manejo y almacenaje. Este aceite combustible residual es un hidrocarburo líquido pesado, con alto contenido de azufre, constituido por residuos viscosos resultantes del proceso de refinación del petróleo. (Ref. 6)

En el caso en el cual la operación de una caldera utiliza como fuente energética combustible, además de generar calor conlleva intrínsecamente a una descarga continua de sustancias gaseosas y partículas sólidas en suspensión polutas al medio ambiente.

Entre las sustancias que componen la descarga gaseosa de combustión se encuentran principalmente óxidos de azufre (SO_x), óxidos de nitrógeno (NO_x), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S), oxígeno (O_2), nitrógeno (N_2) y materia particulada.

El presente informe plantea el estudio y diseño teórico, en base a principios técnicos y científicos, de un sistema de limpieza y purificación de descargas gaseosas producidas por una caldera (o bien por una red de éstas) al quemar aceite combustible residual número seis de alta viscosidad, también conocido como Búnker "C". El sistema en estudio pretende remover específicamente las sustancias predominantes calificadas como de alto grado de contaminación.

En términos generales la metodología del estudio de diseño consta de dos partes; la primera esta ligada a una evaluación cualitativa y cuantitativa mediante análisis matemáticos, físicos y químicos, con el fin de determinar la calidad y/o composición de la descarga a tratar.

La segunda es esencialmente la aplicación de principios científicos preestablecidos para determinar las variables de diseño del equipo que especificarán la naturaleza y estructura integral del sistema de remoción de partículas sólidas (hollín y ceniza) y anhídrido sulfuroso (SO_2). Entre dichos principios se toman en cuenta la selección de material, equipo e instrumentación, y principalmente el tipo y dimensiones del equipo que involucran íntimamente a las variables de diseño.

La investigación y realización de estudios de esta naturaleza fomenta y contribuye al desarrollo tecnológico del país, además contribuye a ampliar el campo del conocimiento, tanto a nivel de investigación como de guía de referencia, como un aporte bibliográfico para futuras expediciones.

La materialización de este estudio de diseño teórico, da como resultado la remoción de los principales contaminantes de las descargas producidas por el sistema de calderas.

Este estudio pertenece al tipo de proyecto de alcance temporal actual, con relación hacia la práctica aplicada, de naturaleza científica y de carácter descriptivo.

ANTECEDENTES

La principal fuente de contaminación del aire se desarrolla en los procesos naturales e industriales que involucran combustión. (Ref. 7)

Una clasificación general de los contaminantes del aire producidos por efectos de combustión, es la siguiente: (Ref. 8)

- Partículas sólidas
- Compuestos que contienen azufre
- Compuestos orgánicos
- Compuestos que contienen nitrógeno
- Compuestos que contienen carbono

Los siete mecanismos disponibles para la colección de las partículas se pueden clasificar de la siguiente manera: de sedimentación por gravedad, impactación centrífuga, impactación por inercia, intercepción directa, difusión, efectos electrostáticos y colección húmeda (sección apéndice A).

En general, las partículas muy pequeñas pueden ser removidas eficientemente por mecanismos de difusión, mientras que las partículas grandes por medio de efectos de inercia.

El término purificación es comúnmente aplicado a la acción de remover sustancias químicas gaseosas por medio de dispositivos de lavado, y muchos de estos describen procesos químicos de absorción, adsorción, humidificación, entre otros.

Consecuentemente, es posible llevar a cabo un proceso simultáneo de limpieza (remoción de partículas de materia sólida) y purificación (impurezas moleculares).

La elección del proceso de purificación depende principalmente de la naturaleza química de la sustancia a remover. Los equipos de purificación más comunes se han diseñado para remover el sulfuro de hidrógeno (H_2S), el anhídrido sulfuroso (SO_2) y los óxidos de nitrógeno (NO_x).

La purificación gaseosa más común y efectiva consiste en un proceso de absorción, en el cual un líquido absorbente es circulado a través de un lecho junto con el flujo de gas. El líquido puede ser evacuado, recirculado o regenerado.

Cuando el equipo de purificación está destinado a eliminar el anhídrido sulfuroso se le suele llamar sistema depurador (**scrubber system**). La utilización del sistema depurador tiene un costo industrial adicional, por que no produce ninguna utilidad directa en términos económicos, y además requiere de mucha energía para su funcionamiento, ya que utiliza bombas, ventiladores y otros equipos similares.

El material de construcción debe ser resistente a la acidez y a la abrasión, y debe también soportar altos grados de temperatura. El acero y aleaciones de níquel son utilizados frecuentemente para evitar la ruptura debido a la tensión de la corrosión en la presencia de cloruros. (Ref. 9)

En conclusión, se ha determinado que los sistemas de purificación son diferentes a los procesos de limpieza. La diferencia estriba en que, en el sistema de limpieza el tamaño de la partícula y otras propiedades físicas de la misma determinan el tipo de equipo y condiciones de operación, mientras que en el sistema de purificación la naturaleza química de la impureza.

1. ANÁLISIS DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN

Cuando se lleva a cabo una reacción de combustión, inherentemente se producen sustancias químicas en cierta cantidad y calidad, los cuales es menester determinarlas. Para ello, se debe conocer la composición química del combustible mediante análisis elementales de materia. Estos análisis de composición del combustible pueden encontrarse en la literatura (Ref. 10) o bien, con el proveedor del producto. En este caso en particular se analiza el aceite combustible número seis de alta viscosidad o Búnker C.

Tabla No. I

Composición (% Peso)	Aceite combustible No. 6 (15.5 °API)
Carbono (C)	84.67
Hidrógeno (H ₂)	11.02
Oxígeno (O ₂)	0.6
Nitrógeno (N ₂)	0.4
Azufre (S)	1.90
Ceniza	0.09

Fuente: Texaco Guatemala Inc.

El combustóleo número seis contiene de 0.01 a 0.5 Kg/m³ de vanadio y níquel en moléculas orgánicas complejas. (Ref.11)

1.1 Determinación de la calidad

Con base en el principio de conservación de la materia y a la tipificación de la reacción química de combustión desarrollada al quemar Búnker C (véase ecuación número uno), los productos de la reacción son principalmente:

- Anhídrido carbónico o Dióxido de carbono (CO_2)
- Monóxido de carbono (CO)
- Oxígeno (O_2)
- Anhídrido sulfuroso o Dióxido de azufre (SO_2)
- Anhídrido sulfúrico (SO_3)
- Sulfuro de hidrógeno (H_2S)
- Oxidos de nitrógeno (NO_x)
- Agua (H_2O)
- Nitrógeno (N_2)
- Ceniza
- Hollín

1.2 Determinación de la cantidad

La red de calderas a evaluar consiste de dos unidades con un consumo de aceite combustible número 6 (B) de 1,030 l/h (272 gph, según placa de diseño) cada una, a su máxima capacidad, por lo que

$$1,030 \text{ l/h B} * 0.9599 \text{ Kg/l} = 988.3 \text{ Kg/h B}$$

1.2.1 Óxidos de azufre (SO_x)

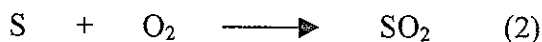
Se considera que cerca del 95% del azufre contenido en el combustible es emitido como el anhídrido sulfuroso (SO₂), el otro 5% como el anhídrido sulfúrico (SO₃), el sulfuro de hidrógeno (H₂S) y sulfatos. Sobre la base de la premisa anterior, en este caso en particular, se considera únicamente la producción de SO₂.

$$988.3 \text{ Kg/h B} * 1.9 \% \text{ w/w S/B} = 18.78 \text{ Kg/h S}$$

Asumiendo una reacción completa de oxidación:



O para el caso únicamente del azufre:



$$18.78 \text{ Kg/h S} * 64.06 \text{ Kg SO}_2/32.06 \text{ Kg S} = 37.5 \text{ Kg/h SO}_2$$

Debido a que son dos calderas, la producción total es 75 Kg/h SO₂

1.2.2 Ceniza

$$998.3 \text{ Kg/h B} * 0.0009 \text{ Kg ceniza/Kg B} = 0.8985 \text{ Kg/h ceniza}$$

Debido a que son dos calderas, la producción total de ceniza es 1.8 Kg/h.

El total de partículas sólidas en este caso es de 5 Kg/h ya que se toma un porcentaje adicional debido a la contribución del hollín.

Basándose en el balance de masa teórico de la reacción de combustión del aceite combustible número seis (véase tabla número dos) es posible determinar los valores de todos los componentes químicos tales como dióxido de carbono y oxígeno.

1.2.3 Óxidos de carbono (CO_x)

La adecuada operación de la caldera reduce significativamente las emisiones de CO, entonces es factible estimar una producción total de CO₂.

La radiación solar vertical es constante en la frontera superior de la atmósfera, parte de esta energía es absorbida por la Tierra, entonces ésta emite radiaciones de onda larga. Tanto el vapor de agua como el dióxido de carbono absorben la radiación de onda larga procedente de la superficie terrestre, causando un cierto calentamiento de la atmósfera. Este fenómeno se conoce como el “efecto de invernadero”.

Se han desarrollado propuestas “que tanto el vapor de agua como el dióxido de carbono se deben considerar como contaminantes del aire”. (Ref. 12)

1.2.4 Oxígeno

El oxígeno de ninguna manera puede afectar al medio ambiente.

1.2.5 Temperatura

Es necesario someter a enfriamiento los gases de combustión, por una parte para su eficiente limpieza y purificación, y por otra evitar descargas a elevada temperatura.

1.2.6 Oxidos de nitrógeno (NO_x)

Entre factores que controlan la formación de los NO_x se incluyen los siguientes: la relación entre el aire y el combustible, la temperatura del aire de la combustión, el grado de enfriamiento de la zona de combustión y la configuración del quemador del horno.

La medición de las cantidades óxidos de nitrógeno en el flujo de gas es complicado y variable puntual, ya que se encuentra en función de las condiciones de operación de cada caldera en un tiempo determinado.

“En la mayoría de los casos, el tratamiento de los gases de la combustión se deberá solamente considerar si fuera posible recuperar productos útiles o valiosos de la solución residual ...”. (Ref. 13)

Existen gran diversidad de dispositivos y métodos de análisis de gases diferentes a los utilizados en este estudio. (Ref. 14 ; Ref. 15)

1.3 Hoja de datos resultantes al análisis

La red de calderas se encuentra localizada en la ciudad de Guatemala a 1502 m. sobre el nivel del mar. Esta consta de dos calderas pirotubulares quemando 1,030 l/h de aceite combustible #6 de alta viscosidad en cada una.

Flujo de gas: Flujo: 51187.54 am³/h *
Temperatura: 232 °C
Composición:
CO₂ 13.22 % volumen
O₂ 2.06 %
N₂ 78.08 %
H₂O 8.58 %
SO₂ 37.55 Kg/h

Partículas: Material: Partícula sólida en suspensión
Cantidad: 5.00 Kg/h
Análisis de tamices: 20% = 01- 10 μm
50% = 10 - 20 μm
30% = 21 - 100 μm

* "a" condiciones actuales de 85.33 Kpa y 232 °C

2. CONTROL DE SUSTANCIAS CONTAMINANTES

Principalmente se enfoca el estudio a las sustancias predominantes de alto grado de contaminación, siendo éstas el anhídrido sulfuroso (SO_2) y la materia particulada, tal como el hollín y la ceniza.

En cuanto a las sustancias restantes, no se consideran parte integral de este estudio por diferentes razones, por ejemplo el nitrógeno (N_2) es considerado un elemento no contaminante (Ref. 16), los óxidos de nitrógeno (NO_x) y el monóxido de carbono (CO), considerados como contaminantes primarios, se minimizan y controlan fuertemente mediante una adecuada operación de diseño de la caldera, el anhídrido sulfúrico (SO_3) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S), contaminante secundario y primario respectivamente, se presentan en concentraciones despreciables, y finalmente el anhídrido carbónico (CO_2), considerado como no contaminante (Ref. 17) a pesar de contribuir al fenómeno “efecto de invernadero”, éste merece un estudio individual debido a la magnitud del problema de tratamiento.

“El SO_2 es un gas incoloro, no flamable y no explosivo que produce sensación gustatoria a concentraciones de $0.3\text{E}-03$ y $1.0\text{E}-03 \text{ Kg/m}^3$ en el aire. El dióxido de azufre se convierte parcialmente a trióxido de azufre (SO_3) o ácido sulfúrico (H_2SO_4) y a sus sales mediante procesos fotoquímicos o catalíticos en la atmósfera. El trióxido de azufre forma ácido sulfúrico con la humedad del aire”. (Ref. 18)

El rango de visibilidad se reduce debido a la dispersión y absorción de luz de las partículas en suspensión en la atmósfera, tales como los aerosoles del ácido sulfúrico y otros sulfatos. La formación de aerosoles se presenta cuando las mezclas de olefinas

NO₂ y SO₂ son irradiadas por la luz solar, presentándose complejas reacciones fotoquímicas.

“Los compuestos de azufre son responsables de los daños más importantes ocasionados a los materiales. Lamentablemente, es difícil evaluar con precisión la contribución relativa de cada uno de los contaminantes individuales... y por lo general, es el dióxido de azufre el contaminante más perjudicial entre los que contribuyen a la corrosión del metal.”. (Ref. 19)

“Varias especies de animales, incluyendo el hombre, reaccionan con broncoconstricción ante el SO₂... . La mayoría de los individuos mostrarán una reacción al SO₂ a concentraciones de 5E-03 Kg/m³ o mayores... . El ácido sulfúrico es un irritante mucho más potente para el hombre que el dióxido de azufre...”. (Ref. 20)

Al ser absorbido el SO₂ por el agua de la nubes y las gotas de lluvia, se provoca una reacción química formando aerosoles ácidos que luego se depositan en cantidades significativas sobre la superficie del suelo y de las masas de agua, a este fenómeno se le conoce como lluvia ácida.

El riesgo potencial de los contaminante con materia particulada se presenta para los pulmones, incrementa las reacciones químicas en la atmósfera, reducen la visibilidad, aumenta la posibilidad de la precipitación, la niebla y las nubes, reducen la radiación solar, y con esto los cambios en la temperatura ambiental y en las tasas biológicas de crecimiento de las plantas y ensucia las materias del suelo.

2.1 Control del dióxido de azufre (SO₂)

Los esfuerzos por controlar las emisiones del dióxido de azufre de los equipos que queman aceites combustibles se han ido desarrollando a través de las últimas tres décadas, esto es natural, debido a que la disponibilidad de combustibles que contienen azufre es relativamente accesible. Aunque "...el progreso en el desarrollo de procesos de desulfuración satisfactorios para gases de la combustión ha sido extremadamente lento debido a la complejidad y magnitud del problema". (Ref. 21)

Los métodos de tratamiento del dióxido de azufre son de origen químico, por lo que incluyen una reacción resultando productos tales como sulfitos y sulfatos, entre otros.

El sistema de remoción para esta red de calderas involucra esencialmente una operación unitaria de absorción con reacción química. El proceso se clasifica como "sistema diluido" (Ref. 22) ya que posee relativamente poca cantidad de emisión de dióxido de azufre, con base en su fracción molar.

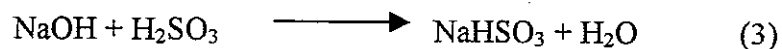
La absorción se lleva a cabo al hacer reaccionar el anhídrido sulfuroso con una solución acuosa de hidróxido de sodio (0.2 % en peso), resultando como productos principales las sales sulfito de sodio (Na₂SO₃) y bisulfito de sodio (NaHSO₃). Esta reacción química se caracteriza por una doble neutralización.

El desarrollo de la reacción consiste en las siguientes etapas:

- a. Cuando el dióxido de azufre se disuelve en agua se forma ácido sulfuroso (H₂SO₃). Un aspecto muy importante a considerar de esta sustancia es la

naturaleza diprótica (ácido con dos protones), ya que afecta directamente el grado de ionización y por lo tanto la progresión de la reacción química.

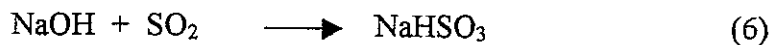
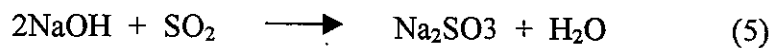
b. La primera neutralización corresponde a la reacción:



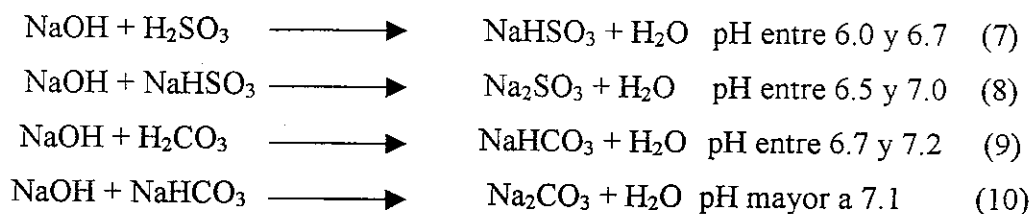
c. La segunda neutralización:



d. Las reacciones globales son:



Para este proceso no es recomendado mantener el potencial de hidrógeno (pH) en el sistema arriba de 7 unidades, ya que en tales condiciones el hidróxido de sodio (NaOH) inicia una reacción con el anhídrido carbónico (CO₂) presente en el flujo de gas. Por lo tanto la neutralización puede cambiar dependiendo del pH, tal como lo muestran las siguientes reacciones químicas:



En la práctica se ha observado que a un pH alrededor de 6.7, la reacción (9) inicia antes de que la reacción (8) este completa, por lo que es imposible convertir todo el NaHSO₃ a NaSO₃ para neutralizar. Es necesario trabajar a un valor de potencial de hidrógeno (pH) óptimo, para evitar la reacción de CO₂ con NaOH y promover el desarrollo proporcionado de las reacciones convenientes. Para operar el proceso eficiente, normalmente se necesita mantener el pH alrededor de 6.5 y 6.7 en el sumidero de la torre de absorción.

Si la cantidad de NaOH adicionada es suficiente para llevar a cabo la reacción (7), solamente la primera neutralización, el licor lavador será una solución ácida débil de sal NaHSO₃. Esta acidez débil afectará el equilibrio SO₂-H₂SO₃, según el principio de Le Châtelier (sección apéndice D) a favor de la reversibilidad. La única forma de evitar este fenómeno es neutralizar el NaHSO₃ a Na₂SO₃. Para ello es necesario una gran cantidad de solución absorbente o bien operar el equipo de purificación con un recirculado de solución absorbente.

El sistema sulfito-bisulfito es un excelente sistema amortiguador del potencial de hidrógeno (pH). Si suficientes cantidades de sulfito y bisulfito se encuentran disueltas en la solución absorbente, el pH de ésta permanece prácticamente constante.

El pH de la solución es importante para predecir la eficiencia de remoción del anhídrido sulfuroso. Además es función de que si el sistema es concentrado o diluido, ya que varía grandemente la eficiencia de remoción, aunque posean el mismo pH.

Otra consideración relevante en la remoción eficiente de dióxido de azufre (SO_2) es la fuerza iónica de la solución de colección del anhídrido sulfuroso. La fuerza iónica (Apéndice D) es función de la concentración de sulfito de sodio, bisulfito y sulfato disuelto en la solución de lavado.

En general, la eficiencia del diseño de la unidad de absorción en el sistema de remoción de dióxido de azufre depende principalmente, del pH de la solución de lavado, de la fuerza iónica total y la concentración del anhídrido sulfuroso en la entrada.

La máxima eficiencia teórica a la cual puede ser alcanzada en cualquier sistema es dictada por la presión parcial del dióxido de azufre sobre la solución de lavado a la temperatura a la cual se presente el equilibrio entre el líquido absorbente y el flujo de gas saturado.

Otro aspecto importante en la remoción del dióxido de azufre, radica en la capacidad de la solución de lavado que puede afectar las características de las reacciones químicas. Cuando la relación sulfito-bisulfito en el sistema de lavado decrece, la presión parcial del dióxido de azufre sobre la solución de lavado se incrementa. Entonces, si el sulfito de sodio no existe en exceso en la solución de lavado para prevenir cualquier cambio de sustancia en la relación sulfito-bisulfito durante la absorción de dióxido de azufre del flujo de gas, la concentración de equilibrio del dióxido de azufre en la salida del flujo de gas, el cual puede ser alcanzado a la salida del lavador, es grandemente incrementado, por lo que decrece la eficiencia de colección del sistema de lavado. La relación sulfito-bisulfito es modificada por el ajuste del pH.

Una consideración importante de diseño es la cantidad de dióxido de azufre a remover, la cual es descargada del sistema de lavado por unidad de volumen de líquido. Si la concentración de reacción del dióxido de azufre es extremadamente alta en la solución absorbente, esto minimiza la cantidad de líquido gastado el cual tiende a ser depositada en la unidad de lavado. Altas concentraciones de sales disueltas son benéficas para minimizar los problemas de estos sistemas de lavado y también incrementa la capacidad amortiguadora del pH de la solución de lavado.

El consumo químico por el sistema de lavado es también importante para la determinación de los costos de operación del sistema. En general, la más alta concentración de bisulfito de sodio en el flujo de líquido absorbente gastado representa el más bajo consumo de químico para la remoción de dióxido de azufre.

2.2 Control de la materia particulada

La expresión (1) representa una reacción química de combustible y aire perfecta o ideal, éstas proporciones no producen la combustión completa, “pues por la ley de la probabilidad no es posible que cada una de las extraordinariamente numerosas moléculas que componen el combustible encuentre una molécula de oxígeno para combinarse con ella. Para lograr la total oxidación del combustible es necesario utilizar una mezcla que tenga un cierto exceso de aire” (Ref. 23). “El porcentaje de aire en exceso requerido para una buena combustión puede variar de 10 a 60.”(Ref. 24).

Una apropiada y óptima relación combustible-aire, en las condiciones de operación de la caldera, permite una adecuada combustión del aceite combustible minimizando de esta manera las emisiones de partículas en forma de hollín, empero no así la ceniza. En este caso en particular se considera un exceso de aire del 10% por lo que la óptima relación es 15.05 Kg de aire por Kg de combustible aceite residual número seis.

La magnitud del problema es función del rango del tamaño de las partículas presentes, la concentración de las partículas y las composiciones químicas y físicas de las partículas. Es necesario examinar cada uno de estos factores. (Ref. 25)

“Las partículas con un tamaño menor de $0.1\mu\text{m}$, pero menores de $20\mu\text{m}$, tienden a seguir el movimiento del gas por el que son llevadas. Las partículas mayores de $20\mu\text{m}$ poseen velocidades de asentamiento significativas”. (Ref. 26)

Específicamente los procesos en donde interviene una reacción de combustión pueden producir cuatro tipos diferentes de partículas. Se forman por las acciones siguientes:

- a. El calor puede vaporizar materiales que se condensan posteriormente, produciendo partículas entre 0.1 y 1 μm .
 - b. Las reacciones químicas del proceso de la combustión pueden producir partículas de cúmulos moleculares inestables de corta duración por debajo de aproximadamente 0.1 μm .
 - c. Si intervienen aspersiones de combustibles líquidos, puede que se escape directamente una ceniza muy fina.
 - d. La combustión parcial de los combustibles fósiles puede producir hollín.
- (Ref. 27)

La teoría aplicada se basa en el crecimiento y nucleación de la partícula:

“Las partículas finas pueden estar sujetas a condiciones que favorecen el crecimiento de las partículas por medio de condensación o coalescencia. La saturación con agua de una corriente caliente de gas seguida por la condensación de las partículas, que actúan como núcleos cuando el gas se enfría, puede incrementar el tamaño de la partícula y facilitar su recolección”. (Ref. 28)

3. PROCESO DE DISEÑO

3.1 Descripción del sistema depurador

3.1.1 Proceso

La descarga gaseosa, proveniente de la red de calderas, es dirigida hacia el sistema de limpieza y purificación. La primera etapa, esencialmente es un depurador provisto de un eyector tipo Venturi, el cual pone en contacto directo el flujo de gases con una solución líquida; el fin de esta etapa consiste en disminuir la temperatura de los gases y capturar las partículas sólidas saturándolas de líquido.

Debido a que es necesario asegurar una adecuada área de contacto entre el líquido absorbente y el flujo de gas, la segunda etapa consiste en una torre empacada de absorción tipo aspersión de flujo contrario, en donde el anhídrido sulfuroso (SO_2) es absorbido y neutralizado con una solución líquida absorbente de hidróxido de sodio (NaOH), resultando como producto las sales solubles sulfito y bisulfito de sodio (Na_2SO_3 y NaHSO_3). La mayor parte del líquido absorbente es recirculado y la fracción restante se evacua, eliminando así las partículas sólidas, las sales disueltas; esto con el propósito de mantener la concentración de sal y pH dentro del sistema.

Luego de haber procesado la descarga de gas, el cual se encuentra principalmente libre de hollín, ceniza y anhídrido sulfuroso, se evacúa mediante una chimenea con alivio hacia el ambiente.

Un ventilador está instalado entre la columna de absorción y la chimenea, provocando así un tiro inducido variable en función de la presión de descarga de la chimenea de la caldera, manteniendo de esta manera, la presión de descarga adecuada para todo el sistema.

3.1.2 Equipo

3.1.2.1 Depurador con eyector tipo venturi

Es utilizado en la recolección de partículas sólidas finas y submicrónicas. En este caso en particular el objetivo específico de éste consiste disminuir la temperatura de la descarga gaseosa proveniente de la chimenea de la caldera y a la vez saturar de humedad a las partículas sólidas para su fácil captación. El gas contaminado fluye en contacto directo con un líquido adecuado, esparcido por medio de una tobera de aspersión.

“...el lavador venturi es esencialmente un cien por ciento eficiente en la eliminación de partículas mayores a $5\mu\text{m}$, ...”. (Ref. 29)

La caída de presión en este tipo de equipo está controlada por la velocidad en la garganta (Ref. 30), y “en general, las partículas con diámetro mayor a $1\mu\text{m}$ se pueden colectar en forma eficiente con caídas de presión de 25 a 50 cm de columna de H_2O ”. (Ref. 31)

3.1.2.2 Columna empacada de absorción

La operación unitaria actualmente más desarrollada y conveniente para la remoción de anhídrido sulfuroso (SO_2) radica en la absorción. Una columna empacada para el contacto gas-líquido es ideal para su ejecución. El objetivo de la columna consiste en

eliminar el anhídrido sulfuroso mediante el contacto del gas con una solución alcalina, desarrollándose una reacción química resultando como productos sales solubles en el líquido. El empaque dentro de la torre es imprescindible, ya que éste es el responsable de incrementar el área por volumen de contacto entre el líquido absorbente y el gas, lo cual es el factor predominante para llevar a cabo eficientemente el fenómeno de transferencia de masa por medio de absorción.

La torre se encuentra provista de un eliminador de neblina, para evitar el escape de gotas líquidas.

3.1.2.3 Tuberías y ductos

Principalmente se recomienda utilizar acero inoxidable, resina epóxicas y plásticos especiales para las soluciones líquidas en este caso con propiedades corrosivas. Para el transporte del flujo gaseoso una buena opción es el acero al carbón.

Como se ha mencionado anteriormente, la eficiencia del conjunto depurador posee un alto grado de dificultad en cuanto a las condiciones estrictas de operación, esto hace requerir un sistema de control automático, por lo que la red de distribución de tuberías debe permitir la operación manual de las válvulas en todos los sectores con el objeto de permitir la constante operación del sistema en caso de que el circuito de control presentara cualquier tipo de falla o mantenimiento.

3.1.2.4 Bombas

Dado que la fracción de concentración de sólidos en suspensión en el líquido absorbente es menor a 0.02 % en peso, las bombas centrífugas de acero inoxidable pueden utilizarse sin mayor problema. Los sellos de estas bombas son empacados y no mecánicos, debido a que resisten mucho más a la abrasividad y no crean problemas de

corrosión. Si los sólidos contenidos en el recirculado de la torre exceden el 2% en peso, se considerará una bomba forrada de caucho que no necesita sellos; aunque ésta necesita una mayor potencia para el mismo flujo y presión comparada con la de acero inoxidable.

La razón de flujo variable para las bombas es muy importante ya que éstas gobiernan parcialmente la eficiencia del sistema.

3.1.2.5 Ventilador

El sistema de purificación está provisto de un ventilador, con el objeto de mantener una presión constante, normal de descarga de los gases de combustión, con un valor de aproximadamente 84 Kpa, en todo el sistema, manteniendo de esta forma un flujo continuo. El ventilador está ubicado después de la descarga del flujo de gas en la torre empacada para procurarle un gas relativamente limpio.

El gas saliente de la torre aún tiene un leve contenido residual de anhídrido sulfuroso, el cual al reaccionar químicamente con cualquier condensado de agua en la salida de la chimenea principal o en el ventilador, dará como producto ácido sulfuroso saturado. Las aspas del ventilador es uno de los puntos críticos de mayor desgaste en el sistema depurador, en donde hay incremento de velocidad y condensación, y como resultado, éste es más susceptible al tipo de fallas debidas al desgaste y corrosión.

3.1.2.6 Instrumentación

La instrumentación esencialmente radica en medidores de temperatura, presión, nivel, flujo y pH, los cuales pueden ser seleccionados por criterio propio en función de la conveniencia. Para los instrumentos indicadores de temperatura y presión se cuenta con un gran número de posibilidades aceptables.

El instrumento más crítico en este sistema de purificación es el controlador de pH, ya que cuenta con un electrodo el cual se ve afectado por estar sometido al contacto con líquidos sucios, calientes y con alto contenido de sólidos disueltos, además estos electrodos no mantienen su calibración por largos períodos de tiempo al trabajar a altos rangos de temperatura.

Por otra parte, las válvulas de control de flujo, las válvulas solenoides, los medidores de nivel e instrumentación similar eléctrica es bastante común y accesible, lo cual no representa mayor problema.

En conclusión, para la selección general de la instrumentación es necesario tener en cuenta que el líquido absorbente que se utiliza es muy corrosivo y contiene trazas de suciedad, y se manipula en condiciones de alta temperatura.

3.1.3 Diagrama de Flujo

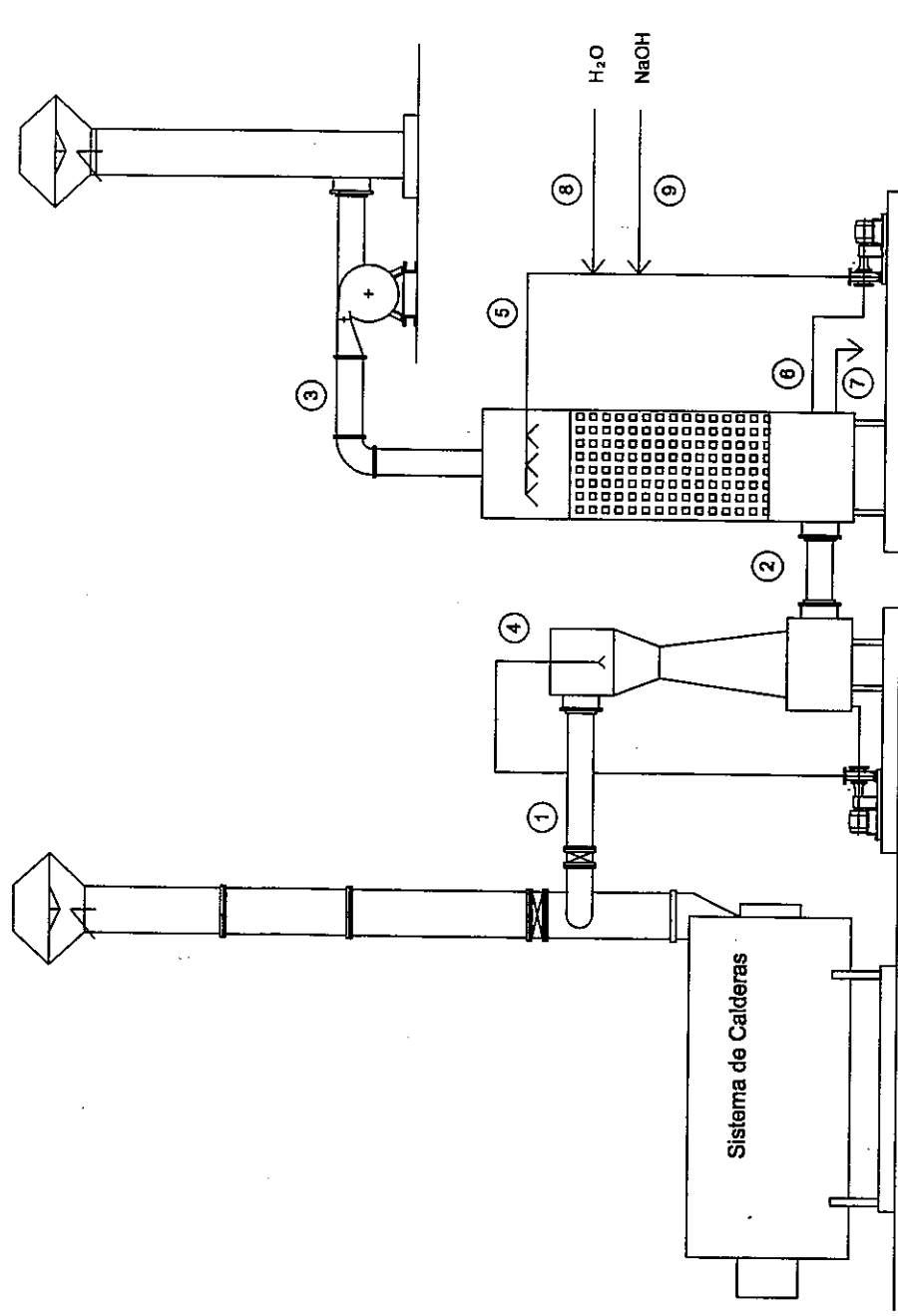


Figura No. 1. Sistema depurador

Punto

- 1 Gases de combustión provenientes de la red de calderas
- 2 Gases de combustión a la salida del depurador venturi
- 3 Gases de combustión a la salida de la torre de absorción
- 4 Recirculado del líquido absorbente hacia el depurador venturi
- 5 Recirculado del líquido absorbente hacia la torre de absorción
- 6 Salida del líquido absorbente de la torre de absorción
- 7 Purga del líquido de la torre de absorción
- 8 Reposición de agua al sistema
- 9 Reposición de líquido absorbente al sistema

3.2 Desarrollo de modelos

3.2.1 Venturi

Suposiciones:

1. Las partículas finas entran a la garganta del venturi con una velocidad igual a la de la corriente de gas.
2. Las gotas del líquido de lavado no tienen inicialmente velocidad axial, y que se aceleran a través del venturi por el arrastre aerodinámico de la corriente del gas.

“La relación de las áreas entre la entrada y la garganta es típicamente de 4:1 en un lavador venturi. El ángulo de divergencia es aproximadamente de 5 a 7 grados a fin de obtener una buena recuperación de la presión estática”. (Ref. 32)

$$A_a = 4A_b \quad (3.2.1.1)$$

Donde A_a es el área a la entrada del eyector y A_b el área en la garganta.

Para determinar la velocidad en un punto determinado se debe de tomar en consideración una de las manifestaciones de la ecuación de continuidad:

$$Q_G = V * A \quad (3.2.1.2)$$

Donde Q_G es el caudal de gas, V en la velocidad del flujo de gas y A corresponde al área por donde circula el flujo del gas.

La capacidad típica de un lavador húmedo tipo Venturi corresponde de 1830 m³ por minuto a 9146 m³ por minuto, por m² en la garganta.

“Las velocidades características de inyección del líquido son 0.67 a 1.4 m³ por 1000 m³ de gas. Por lo general, una velocidad el líquido de 1.0 m³/1000m³ de gas está cerca del óptimo...”. (Ref. 33)

Por lo tanto la relación volumétrica líquido gas corresponde a:

$$Q_G/Q_L = 1000 \quad (3.2.1.3)$$

Donde Q_L es el caudal de líquido.

Para de terminar la eficiencia global referirse a gráfico número seis.

La caída de presión en el depurador venturi (ΔP_V) es:

$$\Delta P_V = 1.03 \text{ E-}03 V_b^2 (Q_L/Q_G) \quad (3.2.1.4)$$

(Ref. 34)

Donde ΔP_V se encuentra en centímetros de agua, V_b la velocidad del flujo en la tubería en centímetros por segundo y Q_L y Q_G se encuentran expresados en el mismo conjunto de unidades.

3.2.2 Columna empacada de absorción

Existe una amplia información en cuanto a la teoría de absorción de gases (Ref. 35;Ref. 36) la cual no es objetivo de este estudio presentarla, es por ello que la documentación se limita a presentar ideas claves para el entendimiento de los fenómenos que dicha teoría incluye, principalmente a la teoría de absorción con reacción química (Ref. 37;Ref. 38).

El sistema se caracteriza principalmente porque “las velocidades máximas posibles de absorción ocurren en condiciones en las que la resistencia en la fase líquida es despreciable y la contrapresión de equilibrio del gas sobre el disolvente es cero”. (Ref. 39)

Bajo la condición que limita la transferencia de masa en la fase gaseosa (Ref. 40) se obtiene la ecuación (3.2.2.1) para el cálculo de la altura de empaque en un sistema diluido.

Suposiciones:

1. El flujo de gas a la entrada y salida es constante.
2. El flujo de líquido es constante.
3. Operación isotérmica.
4. Sistema diluido ($y_{BM}=1$)

Para sistemas diluidos (Ref. 41), se puede suponer que G_M, L_M y ρ_L son constantes y, por lo general, se supone que el área de la interfase del empaque es constante e igual al valor que tendría sin reacción química. (Ref. 42)

Altura del lecho empacado de la torre:

$$H_T = HTU * NTU \quad (3.2.2.1)$$

Donde H_T es la altura total del empaque requerido, HTU es la altura de la unidad de transferencia y NTU es el número de unidades de transferencia.

O bien en su forma:

$$H_T = (G_T / K_{Ga}) * \ln(y_1 / y_2) \quad (3.2.2.2)$$

Donde G_M es la velocidad molar de masa en la fase gaseosa, K_{Ga} es el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos, y_1 y y_2 son la fracciones mol de soluto en la fase gaseosa a la entrada y salida del sistema respectivamente.

Y para una altura bajo un factor de seguridad de diseño:

$$H_{Tr} = H_T * FSD \quad (3.2.2.3)$$

Donde H_{Tr} es la altura total recomendada por el empaque requerido y FSD el factor de seguridad de diseño.

En esta expresión matemática el término K_{Ga} es una función compleja de la presión, temperatura, tipo y diámetro del empaque utilizado en la torre, velocidades de flujo de masa de gas y de líquido y la composición del sistema. (Ref. 43)

La altura total de la torre (H) como dispositivo es:

$$H = H_{Tr} * 1.20 \quad (3.2.2.4)$$

El área seccional de torre (S) como dispositivo es:

$$S = G_M / G_T \quad (3.2.2.5)$$

Donde G es y G_T es la velocidad molar de trabajo de mas en fase la gaseosa.

El diámetro de la torre (D) corresponde a:

$$D = (4*S/\pi)^{1/2} \quad (3.2.2.6)$$

La potencia requerida por el ventilador (P_C) se obtiene de:

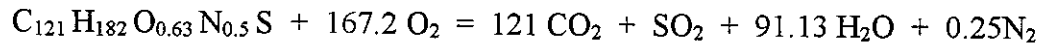
$$P_C = (\Delta P_V + \Delta P_t) * Q_G / 3600 \quad (3.2.2.7)$$

La altura efectiva de la chimenea

Existe una cantidad considerable de modelos matemáticos empíricos para el cálculos de la altura de una chimenea, cada modelo determina sus variables y sus resultados varían en gran porcentaje entre ellos, se recomienda revisar la referencia No. 44.

3.3 Análisis ingenieril

3.3.1 Balance de masa reacción de combustión aceite residual número seis



Base: una caldera al 100% quemando 272 gal/h de aceite combustible con 10% exceso de aire (15.05 Kg aire por Kg de combustible).

Tabla No. II

Balance de materia de la reacción de combustión del aceite residual número seis.

	Flujo másico (Kg/h)	Flujo volumétrico (am ³ /h)
Combustible búnker	988.3	
Aire requerido	14871.94	
Oxígeno requerido	3450.11	5171.65
Producción (CO ₂)	3121.64	3382.34
Producción (SO ₂)	37.55	27.48
Producción (H ₂ O)	962.1	2193.57
Producción (N ₂)	4.1	7.03
Producción (O ₂)	351.94	527.55
Entra con el aire y pasa inerte (N ₂)	11360.68	11442.45
Total gases de combustión	15838.01	25593.77

Propiedades:

ρ_L	=	1000 Kg/m ³ condiciones actuales
ρ_G	=	0.60 Kg/m ³ condiciones actuales
μ_L	=	6.12 E-5 Kg-s/m ² (0.6 cP) condiciones actuales
g	=	9.8067 m/s ²
H_{vap}	=	2262.55 KJ/Kg (9.729 Kcal/mol)
C_{Pgas}	=	0.23 Btu/lb-°F

Condiciones de operación del depurador venturi:

Q_G	=	51,187.54 m ³ /h	(Tabla No. II)
Q_L	=	51.19 m ³ /h	(3.2.1.3)
V_b	=	101.63 m/s	
A_b	=	0.1399 m ²	
D_b	=	0.422 m	
A_a	=	0.5596 m ²	(3.2.1.1)
D_a	=	0.844 m	
α	=	7°	(Ref. 45)
L_v	=	4 m	
ΔP_V	=	1.03 E-03 * (96*100) ²	(34/340006.33)
ΔP_V	=	10.43 kPa (1.064 m H ₂ O)	
Q	=	5,048,840.83 KJ/h	
M_{H_2O}	=	2354.2 Kg/h	

Condiciones de operación en la torre

y_1	=	0.001080013	
y_2	=	0.00004947	
G_M	=	1213.95 Kmol/h	
L_M	=	2,427.9 Kmol /h	
F	=	170 m ⁻¹	
G	=	9.8067 m/s ²	
FSD	=	1.05	
P_t	=	86 Kpa	
K_{Ga}	=	118 Kmol/h-m ³	
Empaque	=	Silla Intalox de cerámica de diámetro nominal 38 mm.	

$$\begin{aligned}
 H_T &= 1.7189 * 3.0833 \\
 H_T &= 5.3 \text{ m} \quad (3.2.2.2) \\
 H_{Tr} &= 5.57 \text{ m} \quad (3.2.3) \\
 H &= 6.68 \text{ m} \quad (3.2.2.4)
 \end{aligned}$$

De la figura numero cinco se obtiene:

$$\begin{aligned}
 G_i &= 2.745863 \text{ Kg/s-m}^2 \\
 G_T &= G_i * 0.6 \\
 G_T &= 202.84 \text{ Kmol/h-m}^2 \\
 \Delta P/Z &= 0.0583 \text{ mH}_2\text{O/m} \\
 \Delta P_i &= 3.19 \text{ Kpa} \\
 \\
 S_T &= 1,2313.95 \text{ Kmol/h} / 202.84 \text{ Kmol/h-m}^2 \quad (3.2.2.5) \\
 S_T &= 5.985 \text{ m}^2 \\
 \\
 D &= 2.76 \text{ m} \quad (3.2.2.6) \\
 \\
 P_c &= (10.43 + 3.19)\text{kPa} * 51,187.54 \text{ m}^3/\text{h} / 3600 \text{ s} \quad (3.2.2.7) \\
 P_c &= 193.66 \text{ Kw}
 \end{aligned}$$

3.4 Balance de materiales y energético del sistema

Tabla No. III

	Símbolo	Peso M.	Entrada del gas al ventun		Entrada del gas a la torre de absorción		Salida del gas al ambiente	
			Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
Temperatura (°C)			230		55		55	
Nitrógeno	N2	28,01	811,36	22729,56	811,36	22729,56	811,36	22729,56
Oxígeno	O2	32,00	21,99	703,82	21,99	703,82	21,99	703,82
Dioxido de carbono	CO2	44,01	141,86	6243,28	141,86	6243,28	141,86	6243,28
Agua	H2O	18,01	106,84	1924,20	237,56	4278,40	237,56	4278,40
Dióxido de azufre	SO2	64,06	1,17	75,10	1,17	75,10	0,06	3,76
Hidróxido de sodio	NaOH	40,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sulfito de sodio	Na2SO4	126,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Bisulfito de sodio	NaHSO4	104,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxido de calcio	CaO	56,08	0,09	5,00	0,00	0,05	0,00	0,05
Total			1083,32	31680,96	1213,95	34030,21	1212,84	33958,87

Tabla No. IV

	Líquido hacia venturi		Líquido hacia torre		Salida líquido de torre		Líquido purga de torre	
	45		45		55		55	
Temperatura (°C)	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Dioxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua	2842,31	51190,00	2427,90	43726,48	4889,05	88051,88	250,44	4510,40
Dióxido de azufre	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sodio	0,00	0,00	2,00	80,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sulfito de sodio	0,56	70,40	0,40	50,70	0,96	121,10	0,05	6,20
Bisulfito de sodio	0,65	67,40	0,47	48,50	1,11	115,90	0,06	5,94
Oxido de calcio	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09	4,95
Total	2842,96	51257,40	2430,37	43854,98	4890,17	88167,78	250,58	4521,29

Tabla No. V

Temperatura (°C)	Reposición de agua fresca		Reposición de hidróxido sodio	
	23		23	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00
Dioxido de carbono	0,00	0,00	0,00	0,00
Agua	381,15	6864,60	0,00	0,00
Dióxido de azufre	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidróxido de sodio	0,00	0,00	2,18	87,28
Sulfito de sodio	0,00	0,00	0,00	0,00
Bisulfito de sodio	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxido de calcio	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	381,15	6864,60	2,18	87,28

Peso molecular de la descarga de gas de combustión: 29.31 Kg/Kmol

Peso molecular del líquido absorbente: 18.22 Kg/Kmol

Flujo de gas Am^3/h : 34,006.33 m^3/h

Flujo de gas Nm^3/h^* : 15,322.92 m^3/h

Líquido evaporado: 1,516.80 Kg/h

Energía absorbida por el depurador: 3,431,872 kJ/h

Sedimentación de materia en el sumidero: 90% peso

* "N" condiciones normales de 101.325 Kpa y 0 °C.

RESULTADOS

1. Depurador con eyector tipo venturi

Los diámetros de entrada y garganta (ajustable) del lavador venturi son 0.84 y 0.42 m, con una altura de 4 m. Los flujos volumétricos de diseño son 51,188 m³/h y 51.2 m³/h de gas y líquido respectivamente, con una eficiencia global de remoción de 99% y una caída de presión de 10.43 KPa.

El material de construcción es acero inoxidable 316 L.

2. Columna empacada de absorción

El diámetro y la altura de la torre son 2.76 y 6.68 m respectivamente con una caída de presión de 3.19 KPa. Los flujos mássicos (Kg/h) de diseño son 34,030 y 51,322 para gas y líquido respectivamente. El empaque correspondiente es del tipo montura Intalox de cerámica de 38 mm de tamaño nominal con una altura de cama de 5.57 m. El área seccional de torre es de 3.31 m². La eficiencia de la torre asciende a 95%. Posee boquillas axiales y un eliminador de neblina de fibra de polipropileno de 0.15 m de altura.

El material de construcción es de acero inoxidable 316L.

3. Sistema

El sistema consta de dos válvulas en cada chimenea, esto con el fin de permitir el flujo de gas hacia el sistema de remoción o directamente hacia el ambiente, en caso de mantenimiento o avería.

Los ductos del sistema poseen un diámetro de 0.7 m aproximadamente de material acero al carbón y una chimenea de 0.75 m de diámetro y 7 m de altura.

La potencia requerida por el ventilador es de 193.7 Kw.

DISCUSIÓN

La capacidad del sistema depurador de gases de la red de calderas se encuentra alrededor de un flujo volumétrico de 51,187.54 metros cúbicos por hora, esto se traduce a equipos de gran volumen. En este caso en particular se supone que siempre actuarán las dos calderas a la vez, se debe tomar estrictamente en consideración que estos equipos están diseñados para un flujo determinado y específico de gas; frecuentemente, se presenta el caso en el que no es necesario la operación de las cuatro calderas simultáneamente, en esta situación es factible alimentar el sistema con un flujo de aire que compense el flujo requerido de diseño.

El depurador con eyector tipo venturi vertical presenta una altura de 4 metros con un diámetro de garganta ajustable con el objetivo de variar la velocidad del fluido. La caída de presión de 10.43 KPa se encuentra dentro de los rangos de diseño óptimo permitiendo así la velocidad adecuada para la captura de la materia particulada.

La torre empacada de absorción posee una altura física de 6.68 metros, de los cuales 5.57 m corresponden al lecho empacado con montura Intalox con un arreglo al azar, y un diámetro de 2.76 metros, debido a que es necesario contar con la mayor área de contacto entre gas y líquido en el menor volumen posible. La caída de presión es aceptable de 3.19 KPa.

El flujo de gases de combustión permanece invariable en cuanto a las cantidades de nitrógeno, oxígeno y dióxido de carbono, esto debe a que ninguno de éstos reacciona química y/o físicamente con la solución absorbente y si en cierto momento debido a las condiciones de operación se presentara una transferencia de materia, se considera prácticamente despreciable.

La cantidad de agua en la corriente gaseosa aumenta luego de haber sido sometida al depurador, ya que se vaporizan 2,354.2.8 Kg/h de agua del líquido absorbente al disminuir la temperatura de los gases de 230 a 55 °C.

El dióxido de azufre se elimina de la corriente gaseosa en forma de sulfito y bisulfito de sodio, por lo que el licor recirculado hacia el depurador y hacia la propia torre contienen porciones de dichas sales. De forma análoga sucede con la materia particulada. Al desalojarla de la corriente de gas pasa a formar parte del licor.

Es necesario reponer el hidróxido de sodio y el agua perdidos en la operación del sistema. La razón, en el caso del hidróxido de sodio, es que se encuentra continuamente reaccionando químicamente en el sistema. En el caso del agua, pérdida por evaporación. La razón en el caso de ambos es para reponer las pérdidas ocasionadas por la descarga continua de la columna. Es decir, esta reposición controla la concentración de solución alcalina dentro de todo el sistema para su óptima eficiencia.

Físicamente, el sistema se cuenta con una alimentación de hidróxido de sodio y otra de agua fresca directamente en la línea de recirculación de la columna. El sensor de acidez/basicidad determina la cantidad de hidróxido de sodio y agua necesaria en el sistema.

CONCLUSIONES

1. El modelo teórico determinado se ajusta a los requerimientos necesarios para la limpieza y purificación de los gases de combustión provocados por la quema de combustóleo número seis de alta viscosidad, en donde la remoción de partículas sólidas es 99% y la de dióxido de azufre 95%.
2. La eficiencia global de recolección de partículas en el depurador con eyector tipo Venturi es directamente proporcional a la caída de presión a través de la garganta. La caída de presión es función de la velocidad lineal de flujo de gas, y ésta, a su vez, del diámetro de la garganta en la sección convergente.
3. La caída de presión estática en cada una de las unidades de tratamiento del sistema es directamente proporcional al consumo energético del sistema, lo cual se traduce a costo económico.

RECOMENDACIONES

1. En el estudio de diseño y selección de equipo en procesos industriales es menester tomar en consideración el factor económico.
2. Previo a la materialización del diseño de equipo se debe tipificar en el ámbito de planta piloto.
3. El proceso de diseño requiere de ciertos datos y pruebas absolutamente requeridas para el mismo, por lo que se debe tomar en cuenta que la factibilidad de manejo de literatura y laboratorios en países como Guatemala es completamente escasa.
4. Actualmente, la evolución y competitividad industrial involucra íntimamente programas y medidas ambientales bien aplicadas, por lo que es menester desarrollar sistemas de purificación para las descargas contaminantes.
5. En cualquier proceso de diseño se debe tomar en cuenta una tecnología limpia.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Robert H. Perry et. al., **Manual del ingeniero químico** (México: Editorial McGraw-Hill, 1992), p. 18-93.
2. Wark Kenneth y Cecil Warner, **Contaminación del aire. Origen y control** (México: Editorial Limusa ,1990), p. 445.
3. Anthony Kohan y Spring Harry, **Boiler operator's guide** (New York: Editorial McGraw-Hill, 1991), p. 374.
4. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 455.
5. Ibid., p. 457
6. **Productos del petróleo**, Aceites combustibles. Proyecto Coguanor NGO 51 001.
7. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 17.
8. Ibid., p. 27.
9. Anthony Kohan y Spring Harry, op. cit. p. 372
10. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 9-13
11. Loc. cit.

12. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 37.
13. Ibid., p. 499.
14. Ibid., p. 609-624.
15. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 20-88 20-90.
16. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 27.
17. Loc. cit.
18. Ibid., p. 45.
19. Ibid., p. 47.
20. Ibid., p. 48.
21. Ibid., p. 444.
22. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 14-8.
23. W. H. Severns et. al., **Energía mediante vapor, aire o gas** (México: Edit. Reverté, S.A., 1992). P. 115.
24. Ibid., p. 122
25. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 193.

26. Ibid., p. 193.
27. Ibid., p. 198.
28. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 18-93.
29. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 266.
30. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 18-90.
31. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 18-89.
32. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 260.
33. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 18-89.
34. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 264.
35. R. E. Treybal, **Operaciones de transferencia de masa** (2ª. ed. México: Editorial McGraw-Hill, 1995), p. 306-369.
36. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 349-383.
37. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 14-34 14-41.
38. Warren McCabe, Julian Smith y Peter Harriott **Operaciones básicas de ingeniería química** (México: Editorial McGraw-Hill, 1995), p. 756-757.
39. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 14-14.

40. Ibid., p. 14-35.
41. Loc. cit.
42. Ibid., p. 14-38.
43. Ibid., p. 14-36.
44. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 165-169.
45. Ibid., p. 260.
46. Ibid., p. 300-304.
47. Clyde Metz, **Fisicoquímica** (2^a. ed. México: Editorial Mc Graw Hill, 1991), p. 178.
48. Robert H. Perry et. al., op. cit. p. 20-108.
49. Ibid., p. 18-21.
50. Ibid., p. 18-24.
51. Wark Kenneth y Cecil Warner, op. cit., p. 303.

BIBLIOGRAFÍA

1. "Air-pollution control: estimate the cost of scaleup". **Environmental Engineering**. Suplemento especial para noviembre de 1994 de la revista Chemical Engineering. p. EE-10 - EE-16.
2. "Analyze a spray scrubber the easy way". **Chemical Engineering**. Peter A. Brekeimans. Vol. 105, No. 2. Publicado por McGraw-Hill, Febrero 1998. pag. 141.
3. "Control NO_x with better burner design" **Environmental Engineering**. A especial supplement to november 1994 Chemical Engineering. pag. EE-3 a EE-8.
4. "Effective design for absorption and stripping". **Chemical Engineering**. Kenneth J. McNulty. Vol. 101, No.11. Publicado por McGraw-Hill, Noviembre 1994. pag. 92-100.
5. "Get a fix on plant pollutants". **Chemical Engineering**. Vol. 101, No. 11. Ajay Kumar, P.E. (E.E.U:U: Publicado por McGraw-Hill, Noviembre 1991). p. 141.
6. Kirk, Raymond E. y Donald F. Othmer **Encyclopedia of chemical technology** Volumen 7. (New York: publicado por The interscience encyclopedia, 1951). p. 83-105.

APÉNDICE

A. Equipo y mecanismo para colección de partículas

Equipo y mecanismos físicos de control de partículas desarrollados para limpieza de gases:

1. Cámara de sedimentación gravitacional:

Utilizado exclusivamente para partículas tipo esférico en movimiento de caída libre, y se expresa mediante el principio de balance de fuerzas y la ley de Stocks.

2. Cámara de separación centrífuga o separador ciclónico:

Si se reemplaza a la fuerza gravitacional por la fuerza centrífuga, la separación de las partículas será más rápida y con mayor eficiencia. Sus variables principales son la acción de la fuerza centrífuga, el patrón de flujo, la eficiencia de colección por medio de un ciclón y la pérdida de presión del ciclón.

3. Depositación por impacto:

Consiste en someter a un efecto de colisión a las partículas sobre obstáculos colocados en la trayectoria del flujo de gas. Cuando un gas es deflectado por medio de un obstáculo, las partículas tienden a cruzar las líneas de flujo y se colectan en la superficie del cuerpo en virtud de su inercia.