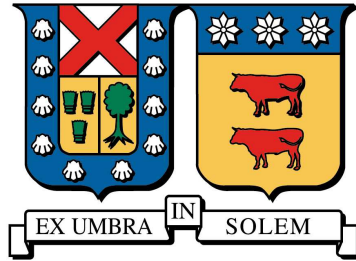


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA
VALPARAÍSO – CHILE



“DISEÑO Y EVALUACIÓN DE COSTOS PARA
LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA TORRE
DIDÁCTICA DE ASPERSIÓN, PARA
DESULFURACIÓN DE GASES DE
COMBUSTIÓN”

JOSÉ GUILLERMO RIVERA LETELIER

MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL MECÁNICO

PROFESOR GUÍA: DR. ING. MARIO TOLEDO TORRES
PROFESOR CORREFERENTE: DR. ING. ALEJANDRO SÁEZ CARREÑO

MARZO – 2016

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por la fortaleza.

A mi padre, Juan, por su apoyo y su esfuerzo.

A mi madre, Graciela, por su apoyo, su cariño y su dedicación.

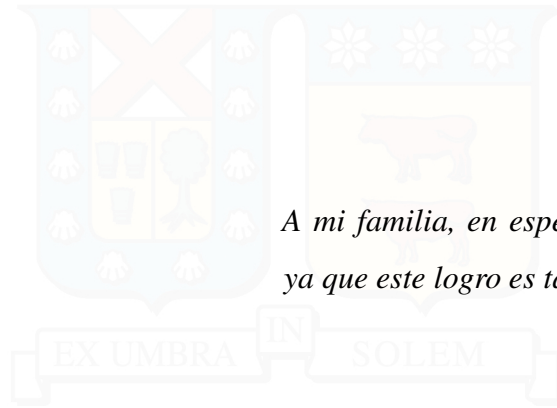
A mis hermanos, Sandra, Eduardo y Consuelo, por su preocupación.

A Natalia, por estar siempre ahí para mí.

A mis amigos, por el apoyo y los buenos momentos.

A mi profesor guía, Dr. Ing. Mario Toledo, por su participación y por su comprensión.

A mi profesor co-referente, Dr. Ing. Alejandro Saez, por sus consejos.



*A mi familia, en especial a mis padres,
ya que este logro es también de ellos.*

RESUMEN

En el presente trabajo se desarrolla el diseño y la evaluación de costos de un sistema didáctico de desulfuración de gases de combustión, para controlar las emisiones de un reactor de medios porosos inertes (MPI) que utiliza petróleo pesado, ubicado en el Laboratorio de Termofluidos del Departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad.

Se revisaron las normas nacionales que rigen las emisiones de material particulado (MP) y dióxido de azufre (SO_2). Se concluye que no hay restricciones de este tipo para este trabajo, debido a que no se cumplen los requisitos impuestos por las normas, ya sea por la ubicación del sistema o su baja potencia térmica instalada.

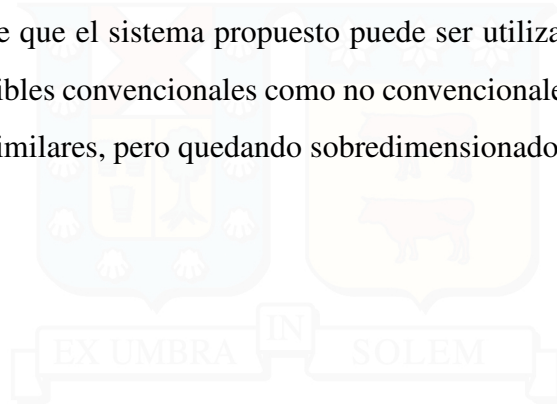
Luego, se revisaron las tecnologías utilizadas en la industria para el control de MP y SO_2 , y en que consisten los sistemas de desulfuración de gases de combustión típicamente instalados en las centrales termoeléctricas. Debido a que el propósito de este trabajo es el diseño de un sistema didáctico, se optó por un sistema húmedo con una torre de aspersión como absorbedor, al ser el tipo más simple y mayor utilizado en la industria. Ya que el sistema va a funcionar con petróleo pesado, no se considera un equipo de control de MP anterior al absorbedor. Además, las torres de aspersión tienen la ventaja de poder controlar ambos contaminantes a la vez.

El sistema propuesto en este trabajo consiste de: torre de aspersión, tanque de retención, tanque de alimentación, bomba de recirculación, bomba de alimentación, bomba de purga, bomba de agua, ventilador, compresor e instrumentación. El reactor MPI utiliza un flujo de 3 [l/min] de petróleo pesado, considerando 3 % de contenido másico de azufre. Con esto, se obtuvo una torre de aspersión de 1 [m] de diámetro, una altura de aspersión de 2 [m], un flujo de líquido de lavado de 320 [l/min] y volumen del tanque de retención de 3,2 [m³].

Respecto de la evaluación de costos, se obtuvo un costo de inversión \$ 13.816.040 y un costo de operación anual de \$ 3.835.150, siendo el principal componente el consumo de caliza. Considerando que se trata de un sistema didáctico que no va a generar ingre-

sos, donde no hay restricciones por parte de la normativa vigente, se puede concluir que el desarrollo del sistema presentado en este trabajo de título no es conveniente para el Departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad.

Por último, se concluye que el sistema propuesto puede ser utilizado en otras aplicaciones, tanto para combustibles convencionales como no convencionales, donde las condiciones de operación sean similares, pero quedando sobredimensionado.



Palabras Clave: Desulfuración de gases de combustión, depurador húmedo, torre de aspersion, caliza.

ABSTRACT

In this thesis, the design and cost evaluation of an educational flue gas desulfurization system is developed to control emissions from a inert porous media (IPM) reactor, fueled with fuel oil 6, located in the Thermofluids Laboratory of the Department of Mechanical Engineering of the University.

National particulate matter (PM) and sulfur dioxide (SO_2) emission standards were revised. It is concluded that there are no such restrictions for this work, since the requirements imposed by the standards are not met, because of the system location or its low installed thermal power.

Then, PM and SO_2 control technologies used in the industry were revised and, also, how are composed the flue gas desulfurization systems typically installed in thermal power stations. Because the purpose of this work is the design of an educational system, a wet system with a spray tower as an absorber was chosen, as is the simplest and most used type of absorber in the industry. Since the system will burn fuel oil 6, a PM control equipment is not considered upstream of the absorber. Also, spray towers have the advantage of being able to control both pollutants at the same time.

The proposed system has the following components: spray tower, effluent hold tank, limestone slurry feed tank, recirculation pump, limestone slurry feed pump, bleeding pump, water pump, fan, air compressor and instrumentation. The IPM reactor works with 3 [l/min] volume flow of fuel oil 6, considering 3 % mass sulfur content. With this, the results obtained for the spray tower were 1 [m] diameter, 2 [m] spraying height, 320 [l/min] volume flow of limestone slurry and 3,2 [m³] volume of the effluent hold tank.

Regarding cost evaluation, the results were: capital cost of \$ 13.816.040 and annual operating cost of \$ 3.835.150, being the consumption of limestone the main component. Considering that the system has an educational purpose, that it won't generate any income, where there are no restrictions from the emission standards, it is concluded that the development and installation of the proposed system on this thesis is not convenient for

the Department of Mechanical Engineering of the University.

Finally, it is concluded that the proposed system can be used in other applications, for both conventional and non conventional fuels, where the operation conditions are similar, but being oversized.



Keywords: Flue gas desulfurization, wet scrubber, spray tower, limestone.

Índice de Contenidos

Nomenclatura	XIII
1. Introducción	1
2. Objetivos	3
2.1. Objetivo general	3
2.2. Objetivos específicos	3
3. Normativa Chilena	5
3.1. Normas de calidad del aire	5
3.1.1. Normas primarias de calidad del aire	6
3.1.2. Norma secundaria de calidad del aire	6
3.2. Normas de emisión	7
4. Tecnologías de Control de Material Particulado y Dióxido de Azufre	11
4.1. Tecnologías de control de material particulado	11
4.1.1. Cámaras de asentamiento	11
4.1.2. Ciclones	13
4.1.3. Filtros de mangas	16
4.1.4. Precipitadores electrostáticos	19
4.1.5. Depuradores húmedos	21
4.2. Tecnologías de control de dióxido de azufre	29
4.2.1. Sistemas húmedos	30
4.2.2. Sistemas secos	31
4.2.3. Sistemas semisecos	31
5. Sistemas de Desulfuración de Gases de Combustión	33
5.1. Absorbedor	35
5.1.1. Líneas de aspersión	35
5.1.2. Eliminador de niebla	37
5.2. Líquido de lavado	39
5.2.1. Razón estequiométrica	40
5.2.2. Razón líquido-gas	40

5.2.3.	pH	41
5.3.	Equipos asociados	41
5.3.1.	Material particulado	41
5.3.2.	Ventilador	41
5.3.3.	Recalentador	42
5.3.4.	Tanque de retención de lodo	44
5.3.5.	Bombas	45
5.3.6.	Ductos y tuberías	46
5.3.7.	Recuperación de agua	46
6.	Propuesta de Implementación para Laboratorio de Termofluidos	49
6.1.	Dimensionamiento del sistema	50
6.1.1.	Volumen de gases de combustión	53
6.1.2.	Cámara de enfriamiento	54
6.1.3.	Líquido de lavado	56
6.1.4.	Absorbedor	60
6.1.5.	Equipos Asociados	61
6.1.6.	Resumen	64
6.2.	Evaluación de costos	64
6.2.1.	Costos de inversión	64
6.2.2.	Costos de operación	65
6.2.3.	Análisis de costos	67
7.	Aplicaciones	71
7.1.	Homologación a otras aplicaciones	72
7.2.	Ejemplo de aplicación	73
8.	Conclusiones	75
9.	Propuestas para Trabajos Futuros	77
	Referencias	79
A.	Química del Proceso	87
B.	Detalles Costos de Inversión	89

Índice de Tablas

3.1. Concentraciones máximas permisibles, normas primarias de calidad del aire MP10, MP2,5 y SO ₂	6
3.2. Concentraciones máximas permisibles, norma secundaria de calidad del aire SO ₂	7
3.3. Concentraciones de emisiones máximas, norma para termoeléctricas. . . .	8
3.4. Concentraciones de emisión de MP máximas, norma para artefactos que combustionen madera.	8
6.1. Composición másica de F.O.6 en porcentaje.	50
6.2. Masas molares elementales.	53
6.3. Comparación valores cámara de enfriamiento, aire y agua.	56
6.4. Comparación valores cámara de enfriamiento, con y sin condensación de H ₂ SO ₄	56
6.5. Resumen valores dimensionamiento.	64
6.6. Costos de inversión del sistema.	65
6.7. Valores caliza, agua y energía eléctrica utilizados.	66
6.8. Precios de caliza.	66
6.9. Consumo caliza, agua y energía eléctrica del sistema.	66
6.10. Consumo de energía eléctrica de los equipos.	66
6.11. Costos de operación del sistema.	67
7.1. Composición másica combustibles.	71
7.2. Características turbina vapor LER.	73



Índice de Figuras

4.1. Cámara de asentamiento.	12
4.2. Cyclón simple	14
4.3. Multiciclón.	15
4.4. Filtro de mangas.	16
4.5. Métodos de limpieza de los filtros de mangas	17
4.6. Precipitador electrostático.	20
4.7. Impacto de partículas.	22
4.8. Difusión de partículas.	22
4.9. Torre de aspersión.	24
4.10. Depurador tipo venturi.	25
4.11. Torre de platos.	27
4.12. Torre empacada.	28
5.1. Esquema general sistema industrial de desulfuración de gases de combustión.	34
5.2. Esquema absorbedor, sistema de desulfuración de gases de combustión.	36
5.3. Esquema aspersor.	37
5.4. Eliminador de niebla tipo deflector	38
5.5. Esquema eliminador de niebla tipo chevron con boquillas de agua de lavado.	40
6.1. Esquema propuesta de implementación.	51
6.2. Esquema general sistema industrial de desulfuración de gases de combustión.	52
6.3. Curvas de equilibrio de solubilidad de SO ₂	57
6.4. Balance de SO ₂ en el absorbedor.	58
6.5. Curva de operación.	59
6.6. Sensibilidad costos de operación respecto al costo de la caliza.	68
B.1. Plano absorbedor.	93
B.2. Plano eliminador de niebla.	94
B.3. Cotización ventilador.	95



Nomenclatura

$\dot{m}_E$	Flujo másico del aire o agua de enfriamiento
$\dot{m}_{caliza}$	Flujo másico de caliza
$\dot{m}_{comb}$	Flujo de combustible
$\dot{V}_{GC}$	Flujo de gases de combustión
c	Factor de conversión de SO_2 a HSO_3^-
C_w	Concentración de sólidos en peso
D	Diámetro del absorbedor
G	Flujo de gas
G_s	Flujo molar superficial de gases
h	Entalpía
H_s	Altura de aspersión
K_{Ga}	Coefficiente volumétrico global de transferencia de masa
L	Flujo de líquido
L/G	Razón de líquido de lavado por cantidad de gases de combustión
M	Masa molar
n	Cantidad de moles
P	Presión
T	Temperatura
$T_{rocío}$	Punto de rocío de H_2SO_4
T_{sat}	Temperatura de saturación de los gases de combustión
u	Velocidad en el absorbedor
V_{aire}	Volumen de aire de combustión
X	Fracción másica
x	Concentración molar de SO_2
y	Fracción molar
HTU	Altura de una unidad de transferencia
MP	Material Particulado
NTU	Número de unidades de transferencia de masa

Letras griegas

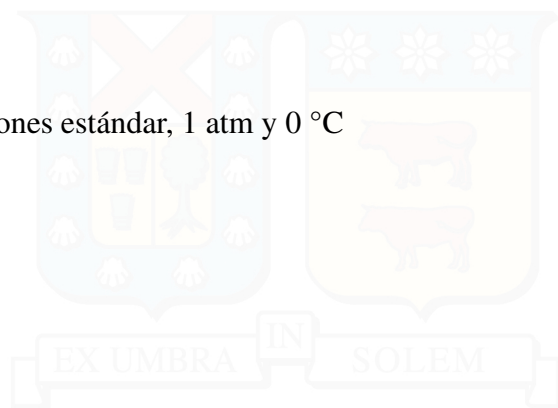
λ	Relación de aire
ρ	Densidad

Subíndices

- e* Valor estequiométrico
- 1* Valores justo antes de la cámara de enfriamiento
- 2* Valores justo después de la cámara de enfriamiento

Súperíndices

- Valor en condiciones estándar, 1 atm y 0 °C



Capítulo 1

Introducción



En los últimos años la preocupación por el medio ambiente ha ido creciendo rápidamente. Cada día existe una mayor cantidad de personas y empresas que se interesan más por el bienestar del medio ambiente, y toman medidas y acciones para su cuidado, como el reciclaje y la reutilización de desechos.

Unos de los procesos contaminantes más comunes que ocurren día a día en nuestro país y en el mundo es la combustión de combustibles fósiles. Este proceso ocurre a diferentes escalas, tanto a nivel industrial como doméstico, y está presente en calderas, hornos, termoeléctricas, automóviles, y otros. Producto de esta combustión se generan dióxido de carbono (CO_2), óxidos de nitrógeno (NO_x), óxidos de azufre (SO_x) y material particulado. Estos contaminantes contribuyen a problemas ambientales como el calentamiento global (efecto invernadero) y la lluvia ácida, además de ser perjudiciales para la salud de las personas.

La solución definitiva a este problema es encontrar una fuente de energía capaz de reemplazar a los combustibles fósiles, idealmente, con una fuente de energía limpia y más eficiente. Estas inquietudes han logrado desarrollar tecnologías que utilizan efectivamente la energía solar y eólica (entre otras), pero estas fuentes no son capaces de cumplir con la demanda actual que tienen los combustibles fósiles.

Para poder regular la contaminación producida por los combustibles fósiles actualmen-

te existen normativas, tanto nacionales como internacionales, que limitan las emisiones de estos contaminantes a la atmósfera. Para cumplir con estas normativas se han desarrollado diferentes tecnologías, y las diversas empresas que utilizan combustibles fósiles en sus procesos han tenido que implementarlas. A lo largo del tiempo, estas normativas se van volviendo cada vez más exigentes, por lo que estas y nuevas tecnologías están en constante investigación y desarrollo.

En el presente trabajo se revisan las tecnologías más utilizadas en la industria para controlar las emisiones de material particulado y dióxido de azufre. También, se ve en que consiste un sistema de desulfuración de gases de combustión, utilizados en termoeléctricas, con el propósito de realizar una evaluación técnica y de costos para implementar un sistema didáctico en el Laboratorio de Termofluidos (LTF) del Departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad. El fin de este sistema didáctico es poder contar con un laboratorio en la Universidad donde se pueda aprender como se soluciona el problema de emisión de contaminantes por parte de las empresas, y poder realizar investigación.

Capítulo 2

Objetivos



2.1. Objetivo general

Evaluar la factibilidad técnica y económica de la implementación de un sistema de desulfuración de gases de combustión, consistente en una torre de aspersion como depurador húmedo y su equipamiento asociado, dentro de la Universidad en el Laboratorio de Termofluidos del Departamento de Ingeniería Mecánica.

2.2. Objetivos específicos

- Revisar la normativa chilena ambiental respecto a material particulado y dióxido de azufre.
- Analizar y revisar las tecnologías de control existentes de material particulado y dióxido de azufre.
- Dimensionar una torre de aspersion y componentes asociados, para la desulfuración de gases de combustión utilizando caliza como reactivo.
- Evaluar los costos de inversión y operación del sistema.

- Proponer implementación del sistema para LTF.



Capítulo 3

Normativa Chilena



En este capítulo se presentan los aspectos más relevantes de las normas revisadas (ref. [1–11]) referentes a material particulado (MP) y dióxido de azufre (SO_2), y se determina cuáles son los parámetros de emisión, y por tanto de eficiencia, que rigen al sistema de desulfuración de gases de combustión.

Se entiende por material particulado como los sólidos sedimentables y en suspensión emitidos por una fuente emisora y se caracterizan por su diámetro aerodinámico, que corresponde al tamaño de una partícula esférica de densidad unitaria, que tiene la misma velocidad de sedimentación.

3.1. Normas de calidad del aire

Las normas de calidad de aire (ref. [1–4]) establecen las concentraciones ambientales máximas permisibles para material particulado y para dióxido de azufre y pueden ser de dos tipos, primarias y secundarias. Las normas primarias se relacionan con la protección de la salud humana y las secundarias tienen por objeto preservar los ecosistemas y proteger las explotaciones silvoagropecuarias [5].

3.1.1. Normas primarias de calidad del aire

Estas normas rigen la contaminación de MP10, MP2,5 y SO₂. La calidad de aire se determina midiendo las concentraciones de los contaminantes en estaciones de monitoreo con representatividad poblacional para gas dióxido de azufre (EMRPG), y para material particulado (EMRP). Las concentraciones medidas son de 1 hora, 24 horas, mensuales y anuales. Las concentraciones máximas permisibles impuestas por éstas normas se encuentran en la tabla 3.1 (la unidad Nm³ se refiere a metro cúbico en condiciones normales, 1 atm y 25°C).

Tabla 3.1: Concentraciones máximas permisibles, normas primarias de calidad del aire MP10, MP2,5 y SO₂.

Contaminante	Concentración [$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$]	
	24 horas	Anual
MP10	150	-
MP2,5	50	20
SO ₂	250	80

Las situaciones de emergencia ambiental (alerta, preemergencia y emergencia) se originan una vez sobrepasados las concentraciones máximas permisibles de 1 hora, para el caso del dióxido de azufre, y de 24 horas, para el material particulado.

3.1.2. Norma secundaria de calidad del aire

No hay normas secundarias de MP, solo de SO₂. Análogamente a las normas primarias, la calidad de aire se determina midiendo las concentraciones de los contaminantes en estaciones de monitoreo con representatividad de recursos naturales (EMRRN). Las concentraciones medidas son de 1 hora, 24 horas, mensuales y anuales. Para efectos de aplicación de la norma, el país se divide en zonas norte y sur. Los límites de esta división están definidos en la norma (ref. [4]). Las concentraciones máximas permisibles impuestas por ésta norma se encuentran en la tabla 3.2.

Estas normas no rigen directamente la emisión de contaminantes a la atmósfera por

Tabla 3.2: Concentraciones máximas permisibles, norma secundaria de calidad del aire SO₂.

Zona	Concentración SO ₂ [$\mu\text{g}/\text{Nm}^3$]		
	1 hora	24 horas	Anual
Norte	1000	365	80
Sur	700	260	60

fuentes emisoras, más bien, establecen cuales son los niveles de contaminación permisibles en el aire para no afectar a la salud humana ni a los ecosistemas, por lo cual, no limitan de ninguna manera este trabajo.

3.2. Normas de emisión

Las normas de emisión establecen las concentraciones máximas para un determinado contaminante, medida en los efluentes de las fuentes de contaminación [6].

Los Decretos 4 y 1583 (ref. [6, 7]) establecen que toda fuente (actividad, proceso, operación o dispositivo) diseñada para operar en un lugar fijo, cuyas emisiones se descarguen a través de un ducto o chimenea, que se encuentre ubicada dentro de la Región Metropolitana y que emitan más de una tonelada diaria de material particulado, no podrán emitir en concentraciones superiores a 56 [mg/Nm^3].

La resolución 2063 (ref. [8]) establece que las siguientes fuentes: calderas industriales, calderas de calefacción, hornos panificadores, procesos con combustión de intercambio indirecto de calor, procesos con combustión de intercambio directo de calor, grupos eléctricos y turbinas de gas, que se encuentren ubicadas dentro de la Región Metropolitana, no podrán emitir más de 30 [ng/J] (nanogramos por Joule de consumo energético de combustible) de SO₂.

Éstas tres normas anteriormente vistas no afectan este trabajo debido a que los volúmenes de emisiones esperables son demasiado bajos en caso del material particulado, y los reactores de MPI y calderas del Departamento de Ingeniería Mecánica no caen bajo ninguna de las categorías de fuentes mencionadas para las emisiones de SO₂. Además, solo

se aplican a la Región Metropolitana.

La norma de emisión para termoeléctricas (ref. [9]) se aplica a unidades de generación de energía eléctrica, conformadas por calderas o turbinas, con una potencia térmica mayor o igual a 50 [MW], exceptuando aquellas calderas y turbinas que forman parte de procesos de cogeneración, y es de cumplimiento obligatorio en todo el territorio nacional. Las concentraciones máximas de emisión de esta norma se encuentran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3: Concentraciones de emisiones máximas, norma para termoeléctricas.

Combustible	MP [mg/Nm ³]	SO ₂ [mg/Nm ³]
Sólido	30	200
Líquido	30	10
Gas	-	-

Los valores de la tabla 3.3 se evalúan sobre la base de promedios horarios que se deben cumplir durante el 95 % de las horas de funcionamiento.

La norma de emisión de MP para artefactos que combustionen madera (ref. [10]) se aplica a calefactores nuevos de una potencia menor o igual a 25 [kW], que se comercialicen en el país con posterioridad a la fecha de entrada en vigencia (1° de octubre de 2014 para calefactores a leña y 1° de octubre de 2016 para calefactores a pellet de madera), exceptuando calderas generadoras de calor que se destinan principalmente al calentamiento de agua, cocinas y hornos de barro. Ésta norma es de cumplimiento obligatorio en todo el territorio nacional. Las concentraciones de MP máximas de emisión de esta norma se encuentran en la tabla 3.4.

Tabla 3.4: Concentraciones de emisión de MP máximas, norma para artefactos que combustionen madera.

Potencia térmica nominal (P) [kW]	MP [g/h]
$P \leq 8$	2,5
$8 < P \leq 14$	3,5
$14 < P \leq 25$	4,5

El Decreto 29 (ref. [11]) se aplica a instalaciones de incineración, instalaciones de co-incineración que correspondan a hornos rotatorios de cal o a instalaciones forestales y para

las instalaciones de coprocesamiento que correspondan a hornos de cemento, que utilicen combustibles distintos a los tradicionales. La definición de combustibles tradicionales y otras definiciones se encuentran en la norma. Esta norma es de cumplimiento obligatorio en todo el territorio nacional. Las concentraciones máximas de emisión de para incineración son de 30 [mg/Nm³] para MP y 50 [mg/Nm³] para SO₂. El valor límite de emisión de MP para coprocesamiento en hornos de cemento y coincineración en hornos rotatorios de cal e instalaciones forestales es de 50 [mg/Nm³].

Estas tres normas anteriormente vistas, al igual que el resto de la normativa vista en este capítulo, no afectan este trabajo ya que los reactores de MPI y calderas del Departamento de Ingeniería Mecánica, al trabajar con petróleo pesado, no caen bajo ninguna de las categorías de fuentes mencionadas para las emisiones de MP y SO₂. Por lo tanto, estas máquinas pueden operar sin restricciones, lo cual da libertad en el diseño del sistema de desulfuración de gases, ya que no hay requerimientos de eficiencia.



Capítulo 4

Tecnologías de Control de Material Particulado y Dióxido de Azufre

En este capítulo se revisan las tecnologías comúnmente utilizadas en la industria para el control de MP y SO_2 . A continuación se presenta una breve descripción para cada una de estas tecnologías, junto con sus ventajas y desventajas.

4.1. Tecnologías de control de material particulado

Los principales tipos de colectores de material particulado más utilizados en la industria son: cámaras de asentamiento, ciclones, filtros de mangas, precipitadores electrostáticos y depuradores húmedos.

4.1.1. Cámaras de asentamiento

Son cámaras de expansión de flujo horizontal (figura 4.1 [13]). Funcionan reduciendo la velocidad del gas, permitiendo que el material particulado caiga mediante gravedad en las tolvas de recolección. Mientras menor sea la velocidad del gas, mayor la eficiencia, pero mayor el tamaño.

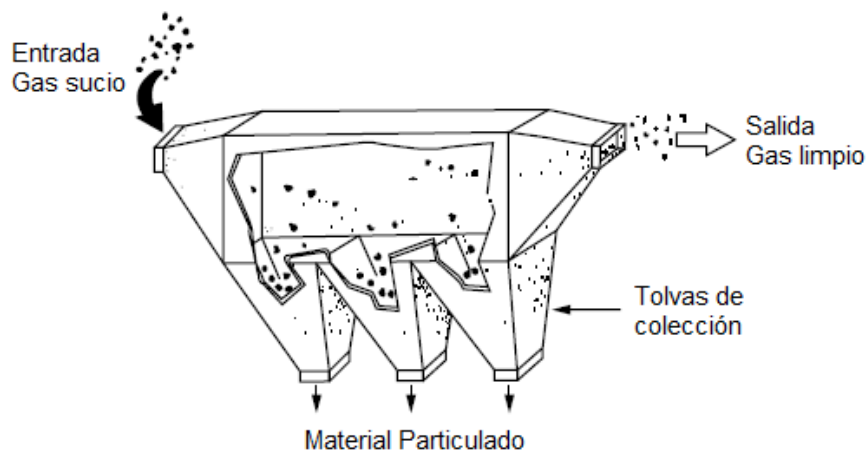


Figura 4.1: Cámara de asentamiento.

Debido a que no son eficientes para remover partículas menores a 50 [μm], generalmente son utilizados como pre-limpiadores, para evitar que excesivas cargas de polvo y chispas lleguen a los equipos ubicados corriente abajo, y además evitar abrasión en éstos equipos.

Ventajas

- Bajo costo.
- Sin partes móviles (mantenimiento y costos de operación).
- Baja caída de presión.
- Equipo no objeto de abrasión debido a baja velocidad de gases.
- Enfriamiento de gases.
- Colección y remoción seca.
- Limitaciones de temperatura y presión dependen solamente de los materiales de construcción.

Desventajas

- Baja eficiencia (50 [μm]).
- No puede manejar materiales pegajosos.
- Gran tamaño.

4.1.2. Ciclones

Funcionan con fuerzas inerciales al hacer cambiar el flujo del gas de dirección. También sirven para remover pequeñas gotas de líquidos contenidos en los gases de escape y, al igual que las cámaras de asentamiento, sirven para atrapar chispas.

La eficiencia de estos separadores aumenta con el incremento de: tamaño de partículas, densidad, velocidad de entrada, largo de la cámara del ciclón, número de revoluciones en el ciclón, razón entre el diámetro de la cámara del ciclón y el diámetro el ducto de salida de gases. En cambio, disminuye con el incremento de: rugosidad de la pared interior de la cámara, viscosidad del gas, diámetro de la cámara del ciclón, diámetro el ducto de salida de gases, área del ducto de entrada de gases, densidad del gas.

Generalmente son utilizados como pre-limpiadores, al igual que las cámaras de asentamiento, a pesar de ser más eficientes que estas (5 μm) lo ciclones de alta eficiencia). Esto se debe a que no son lo suficientemente eficientes para cumplir con las reglamentaciones más estrictas.

Hay dos tipos de separadores ciclónicos comúnmente usados:

1. **Ciclón simple:** El gas al entrar es forzado en un flujo circular. Las partículas de mayor tamaño se separan del flujo por inercia, golpean la pared interior del separador, luego caen por gravedad y son acumuladas en la tolva. Finalmente el flujo pasa por un ducto interior en el cual partículas de menor tamaño logran caer, debido al menor diámetro. Los diseños más comunes son: entrada tangencial y descarga axial, entrada axial y descarga axial (figura 4.2 [13]).
2. **Multiciclón:** Consiste en varios separadores ciclónicos simples, generalmente de entrada axial, más pequeños conectados en paralelo, para aumentar la eficiencia (menor diámetro). Estos son comúnmente usados en las plantas termoeléctricas, donde van conectados antes de un filtro de mangas, depurador húmedo o precipitador electrostático para atrapar $\text{MP}_{2,5}$. Estos separadores tienen una mayor caída de presión que los ciclones simples (figura 4.3 [13]).

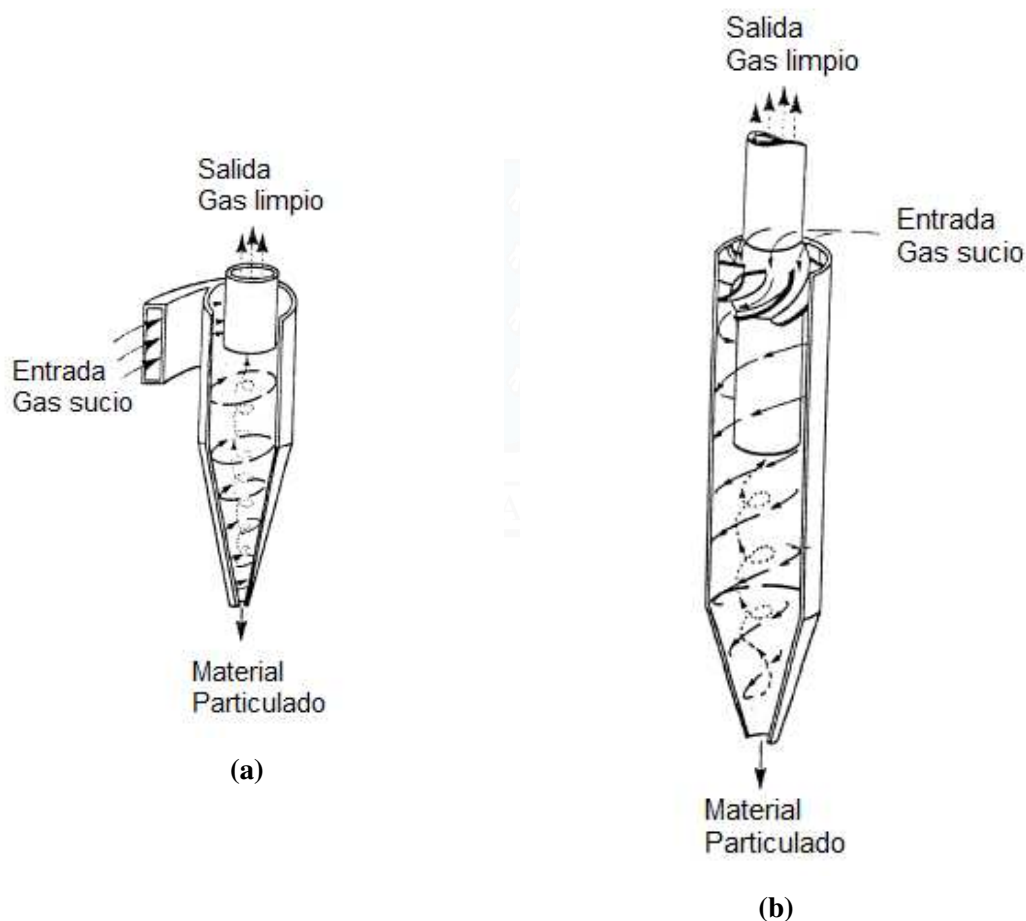


Figura 4.2: Ciclón simple: (a) entrada tangencial y descarga axial, (b) entrada axial y descarga axial.

Una alternativa de diseño es utilizar un flujo de aire secundario para evitar abrasión ocurrida por el material particulado al golpear la pared interna del ciclón. Además, el flujo de aire secundario arrastra el material particulado hacia la tolva, por lo tanto ya no se depende de la gravedad para esta tarea y el ciclón se puede disponer de manera horizontal.

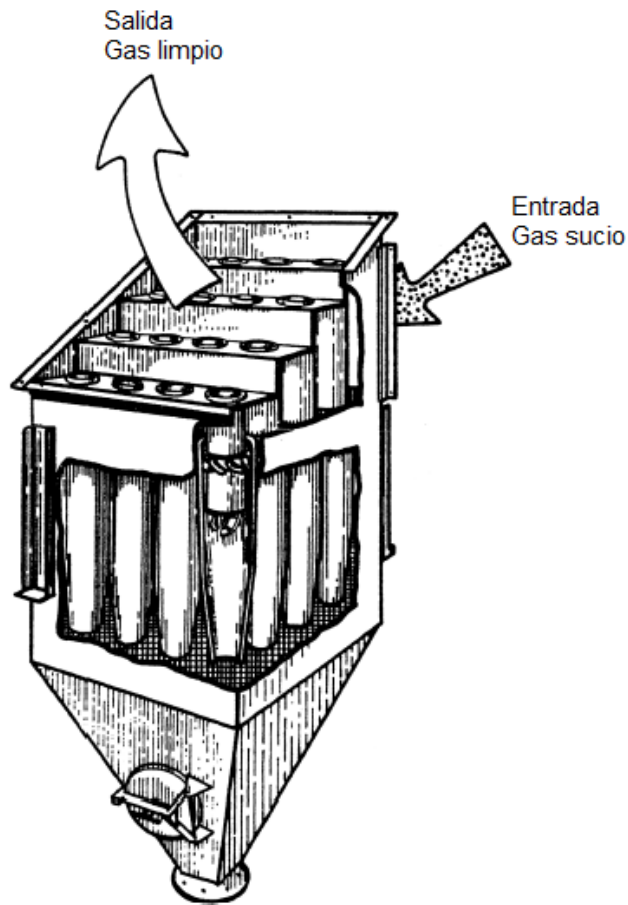


Figura 4.3: Multiciclón.

Ventajas

- Bajo costo.
- Sin partes móviles (mantenimiento y costos de operación).
- Caída de presión relativamente baja en comparación con la cantidad de MP removido.
- Requerimientos de espacios relativamente pequeños.
- Colección y remoción seca.
- Limitaciones de temperatura y presión dependen solamente de los materiales de construcción.

Desventajas

- Relativamente baja eficiencia ($10\ \mu\text{m}$).
- No puede manejar materiales pegajosos.
- Unidades de alta eficiencia pueden presentar mayores caídas de presión.

4.1.3. Filtros de mangas

Son los equipos más usados en la industria. Las mangas pueden fabricarse de tejido o fieltro de algodón, poliéster o fibra de vidrio. Para aumentar su vida útil, deben ser revestidas de algún material químicamente inerte como el teflón (PTFE).

El gas entra por las mangas, que actúan como filtros reteniendo las partículas y haciéndolas caer por gravedad, y sale el aire limpio (figura 4.4 [18]). Cuando la caída de presión aumenta hasta cierto punto, comienza el proceso de limpieza. Algunos equipos están divididos en compartimientos para poder limpiarlos en un proceso continuo.

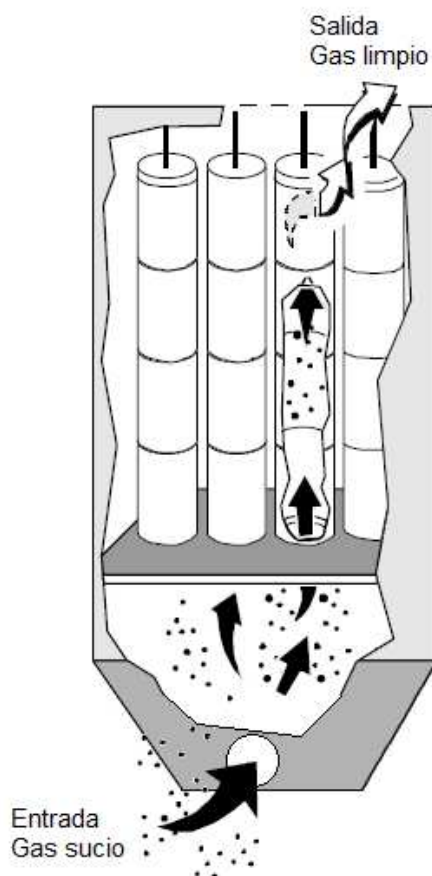


Figura 4.4: Filtro de mangas.

La eficiencia de estos equipos puede superar el 99 % y se ve afectada por la velocidad de entrada del gas, las características de las partículas, características de la fibra y el me-

canismo de limpieza. Tiene que haber cuidado con la temperatura mínima para evitar la formación de ácidos corrosivos que dañen la tela de las mangas, y la temperatura máxima que también puede dañarlas.

Los filtros de mangas se clasifican por su método de limpieza, siendo tres los más comunes (figura 4.5 [18]):

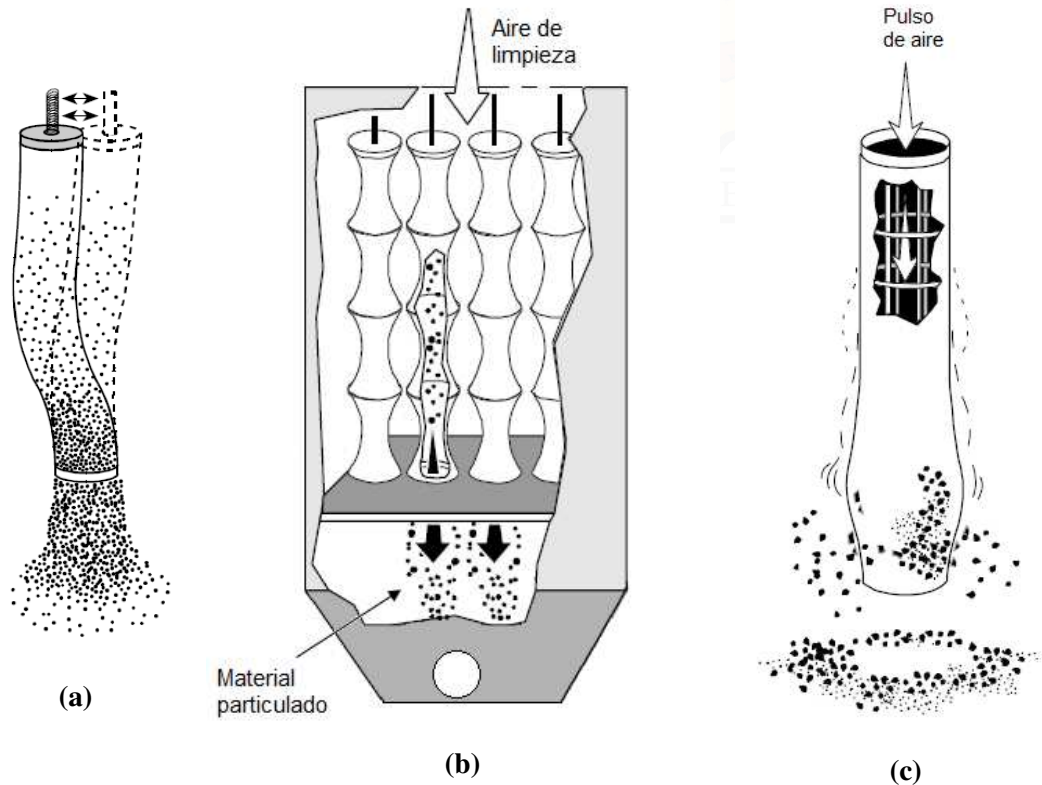


Figura 4.5: Métodos de limpieza de los filtros de mangas: (a) sacudido mecánico, (b) aire inverso, (c) pulso de aire.

1. **Sacudido mecánico:** Consiste en barras que se mueven gracias a un motor o manualmente para procesos que no necesitan tanta limpieza. Estas barras sacuden las mangas liberando las partículas que se encuentran adheridas al revestimiento de las mangas. La velocidad del movimiento de las barras depende del diseño de las mangas y la composición de las partículas. El compartimiento del equipo que se está limpiando no debe estar operando. La ventaja de este método en comparación con

los siguientes es su fácil operación, pero requiere mayor espacio y mayor cantidad de mangas.

2. Aire inverso: Los gases fluyen a través de las mangas por dentro, por lo tanto el material particulado se acumula en su interior. Sin el gas fluyendo a través de las mangas estas se relajan, pero tienen anillos colocados a intervalos regulares para que las mangas no colapsen con la presión del aire. Durante su limpieza el compartimiento no debe estar operando. Un ventilador mueve aire en la dirección contraria a la del gas, es decir, el aire limpio entra por fuera de las mangas. Este aire más la relajación de las mangas provocan que el material particulado acumulado en el revestimiento se desprenda y caiga a la tolva de recolección. Las desventajas de este método en comparación con los otros, es que se requiere una limpieza frecuente y el aire de limpieza debe ser filtrado.
3. Pulso de aire: Este método de limpieza es el más común. Se utiliza un chorro de aire de alta presión para limpiar las mangas. Las mangas son colocadas alrededor de unas rejillas metálicas en forma de tubo para que las mangas no colapsen con la presión del aire. El chorro entra por la parte superior de la manga, cesando temporalmente el flujo de gases, y causa que la manga vibre y libere el material particulado contenido en esta. La onda vibratoria viaja a través de la manga limpiándola por completo. El proceso toma menos de un segundo, por lo cual no interfiere con el flujo de los gases, lo que permite ser limpiado en un proceso continuo sin la necesidad de tener el equipo dividido en compartimientos. La capacidad de poder limpiar continuamente las mangas permite que estos equipos sean de menor tamaño que los dos mencionados anteriormente. Las ventajas de éste método en comparación con los anteriores, es que las mangas se desgastan más lentamente, puede limpiar continuamente lo que implica en menor tamaño y menor cantidad de mangas y opera con una baja de presión constante. La única desventaja es que se requiere el uso de aire seco comprimido.

Ventajas

- Alta eficiencia.
- Corrosión y óxido es inusual.
- Baja caída de presión en comparación a la eficiencia.
- Relativamente insensibles a las fluctuaciones del flujo de gases.
- Colección y remoción seca.

Desventajas

- No puede ser usado a altas temperaturas sin tratamiento especial para la tela.
- Contienen muchas partes móviles.
- Peligro de explosión o incendio si se presenta una chispa.
- No pueden operar en ambientes húmedos.

Los filtros de mangas con limpieza por sacudido mecánico y aire inverso pueden ser mejorados con la adición de bocinas alimentadas por aire, para proveer de una vibración adicional a la manga al momento de limpiar. Estas bocinas generan ondas sonoras de alta intensidad y baja frecuencia y son encendidas justo antes del inicio del proceso de limpieza.

4.1.4. Precipitadores electrostáticos

Usan fuerzas electrostáticas para separar el material particulado de los gases. Mediante energía eléctrica se carga el material particulado negativamente y luego el gas fluye a través de placas cargadas positivamente y el material particulado es atraído a estas (figura 4.6 [23]).

La eficiencia de estos equipos puede superar el 99 % y se ve afectada por la velocidad de entrada del gas, la superficie de las áreas de recolección, la viscosidad del gas, la temperatura del gas y el campo eléctrico. Además, las partículas deben tener una resistividad moderada. Si la resistividad es muy alta, las partículas se demoran mucho en eliminar su carga y se forma una capa de carga negativa que impide que otras partículas sean atraídas. Por el contrario, si la resistividad es muy baja, las partículas pierden su carga mientras llegan a la placa y luego toman la carga de esta lo que causa que sean repelidas de nuevo hacia el flujo de gases.

En vez de placas colectoras también se pueden usar tubos colocados de manera vertical,

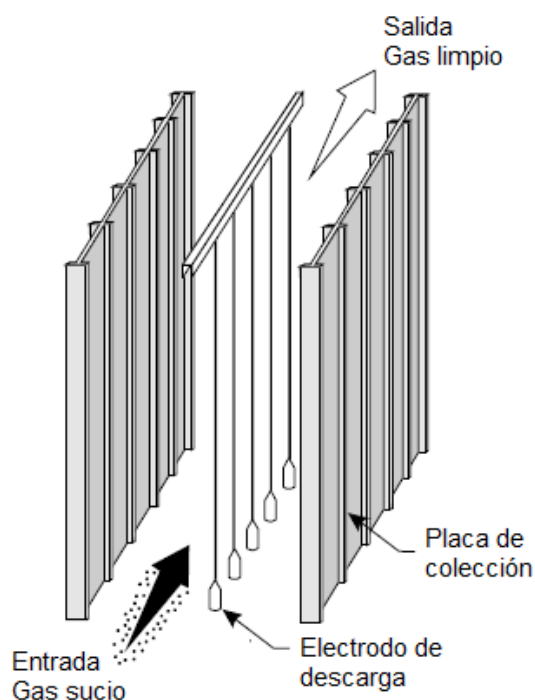


Figura 4.6: Precipitador electrostático.

por los cuales el gas fluye en su interior y el material es acumulado en las paredes interiores del tubo. Estos se utilizan generalmente al trabajar con partículas pegajosas, radioactivas o altamente tóxicas.

Los precipitadores electrostáticos se clasifican como secos o húmedos dependiendo del método de limpieza. En los equipos secos el material particulado es removido a través de vibraciones de las placas con un método mecánico. Esta vibración puede causar un reingreso del material particulado al flujo de gases. En los equipos húmedos, las placas son lavadas con agua. Las ventajas de un método de limpieza seco es que el equipo puede operar en altas temperaturas (700 [°C]) y que la recolección y remoción es seca, pero no son recomendados para partículas pegajosas, húmedas o con gran resistividad. En cambio, las ventajas de un método de limpieza húmedo es que se pueden remover partículas con gran resistividad efectivamente y no hay reingreso de partículas al flujo de gases, pero se generan residuos industriales líquidos y se debe operar a bajas temperaturas (90 [°C]).

Ventajas

- Alta eficiencia.
- Baja caída de presión.
- Bajo requerimiento de energía.
- Bajo costo de operación.
- Pueden operar en altas presiones o vacío.

Desventajas

- Alto costo de inversión.
- Sujestos a corrosión.
- Sensibles a las fluctuaciones del flujo de gases.
- Gran tamaño.
- Peligro de explosión al tratar con partículas combustibles.

4.1.5. Depuradores húmedos

Estos equipos también pueden ser usados para remover gases ácidos. En algunos casos puede remover eficientemente ambos contaminantes, pero en muchos casos, las mejores condiciones de operación para eliminar material particulado son las peores para eliminar gases. En ésta subsección se detallan tanto los aspectos relevantes al control de MP como al control de SO₂.

Los depuradores húmedos son equipos que utilizan un líquido de lavado (generalmente agua) para remover contaminantes. El flujo de gas puede ser rociado por el líquido, forzado a pasar a través de una piscina de líquido u otro método de contacto donde se generen gotas. Estas gotas deben ser de un tamaño mucho mayor al de las partículas. El MP es removido del gas al ser capturado por el líquido. Los principales mecanismos de colección en un depurador húmedo son el impacto y la difusión.

Las partículas tienden a seguir las líneas de corriente del flujo de gases. En el impacto, las partículas demasiado grandes para seguir las líneas de corriente alrededor de la gota chocan con esta (figura 4.7 [26]). Este mecanismo se ve afectado por el tamaño de la partícula, el tamaño de la gota y la velocidad relativa entre la partícula y la gota. Partículas de diámetros mayores a 1 [μm] son capturadas a través de este mecanismo.

Las partículas que son muy pequeñas se mueven aleatoriamente sin seguir las líneas de corriente y chocando con las gotas debido a la gran cantidad de estas en un espacio

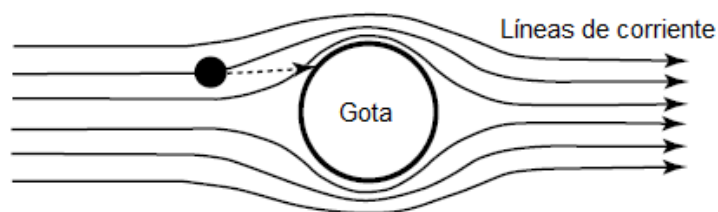


Figura 4.7: Impacto de partículas.

limitado (figura 4.8 [26]). Este mecanismo también se ve afectado por el tamaño de la partícula, el tamaño de la gota y la velocidad relativa entre la partícula y la gota. Partículas de diámetros menores a $0,1\text{ }\mu\text{m}$ son capturadas a través de este mecanismo.

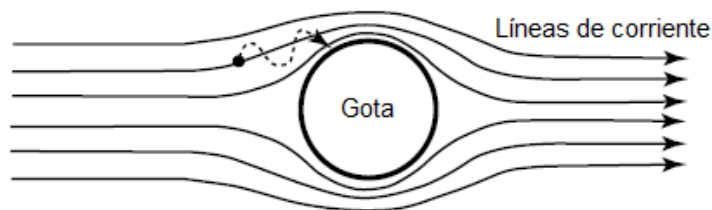


Figura 4.8: Difusión de partículas.

La eficiencia de un depurador húmedo está directamente relacionada a la cantidad de energía utilizada en hacer que el flujo de gases y el líquido de lavado entren en contacto. La mayoría de estos equipos tiene eficiencias superiores al 95 %.

Todos los depuradores húmedos deben tener incorporado un separador de niebla para eliminar pequeñas gotas contenidas en el gas. Los más comunes son placas en forma de zig-zag, ciclones y mallas. En el primero, la forma de las placas hacen que el flujo de gases cambie de dirección constantemente capturando las gotas en las placas y luego estas caen nuevamente al depurador. Las mallas son hechas de fibras entrelazadas que proporcionan una superficie de remoción. Los ciclones (subsección 4.1.2) son utilizados para gotas pequeñas en depuradores tipo venturi. Además, el efluente resultante entre el líquido de lavado y el contaminante debe ser tratado antes de ser eliminado o reutilizado.

Hay una gran cantidad de tipos de depuradores húmedos que varían en diseño y método de operación, por lo cual no hay una clasificación que los separe adecuadamente, aunque

estos equipos generalmente pueden ser clasificados por la caída de presión, a pesar que hay equipos que pueden trabajar en un rango más amplio que esta clasificación:

- Baja energía: caídas de presión menores que 5 pulgadas de columna de agua.
- Mediana energía: caídas de presión entre 5 y 15 pulgadas de columna de agua.
- Alta energía: caídas de presión mayores que 15 pulgadas de columna de agua.

Los depuradores húmedos más comunes son las torres de aspersión, los depuradores tipo venturi, las torres de platos y las torres empacadas.

Torres de aspersión

Es el tipo más simple de depurador húmedo para la remoción de material particulado y son de baja energía. Consisten en una cámara de forma cilíndrica la cual contiene una o más líneas con toberas de aspersión para distribuir el líquido de lavado. Generalmente el flujo de gases entra por debajo del equipo y se mueve hacia arriba a través de las toberas (figura 4.9 [28]). Esto se llama operación a contra-flujo. Cuando el flujo de gases entra de manera horizontal se llama operación de flujo cruzado, pero es menos eficiente que el anterior. Las partículas son capturadas al momento de impactar las gotas y los gases son absorbidos al momento de entrar en contacto con las gotas.

Una cámara ciclónica de aspersión es una combinación de una torre de aspersión con un ciclón. Al provocar un movimiento ciclónico de los gases, éstos adquieren mayor velocidad lo que se traduce en una mayor eficiencia.

La eficiencia de estos equipos se ve afectado por el tamaño de la gota, mientras menor sea el tamaño, mayor será la superficie de contacto. También depende de: tipo y orientación de las toberas de aspersión, cantidad de líquido de lavado y el tamaño del material particulado. Estos equipos por lo general no son utilizados para capturar MP fino porque se requieren grandes cantidades de líquido de lavado. La eficiencia de remoción de MP puede variar entre un 70 % y más del 99 %. La eficiencia de remoción de SO_2 puede variar entre un 80 % y más del 99 %.



Figura 4.9: Torre de aspersión.

Ventajas

- Caída de presión relativamente baja.
- Puede manejar polvos inflamables y explosivos con poco riesgo.
- Dependiendo del material de construcción, permite su operación en ambientes altamente corrosivos.
- Costo de inversión relativamente bajo.
- Relativamente libre de problemas de obstrucción.
- Requisitos de espacio relativamente bajos.
- Capacidad de recolectar MP y gases.

Desventajas

- Genera residuos industriales líquidos.
- Eficiencias de transferencia de masa relativamente bajas.
- Relativamente ineficiente para remover MP fino.
- Dependiendo del material de construcción, son sensibles a la temperatura.
- Costos de operación relativamente altos.

Depuradores tipo venturi

Es el equipo más común de alta energía, aunque también puede ser operado a mediana energía. Funciona acelerando el flujo de gases para atomizar el líquido de lavado y mejorar el contacto entre el gas y el líquido. A medida que el gas entra en la garganta tipo venturi, tanto la velocidad como la turbulencia del gas aumentan. Luego, el líquido de lavado es rociado dentro del flujo de gases antes de que el gas se encuentre con la garganta, en la garganta, o hacia arriba en contra del flujo de gases en la garganta (figura 4.10 [30]). Luego, el líquido de lavado es atomizado en pequeñas gotas por la turbulencia en la garganta y la interacción entre las gotas y las partículas aumenta. Después de la sección de la garganta, la velocidad disminuye, e impactos posteriores ocurren causando la aglomeración de gotas. Finalmente el flujo de gases pasa por el eliminador de niebla (ciclón).

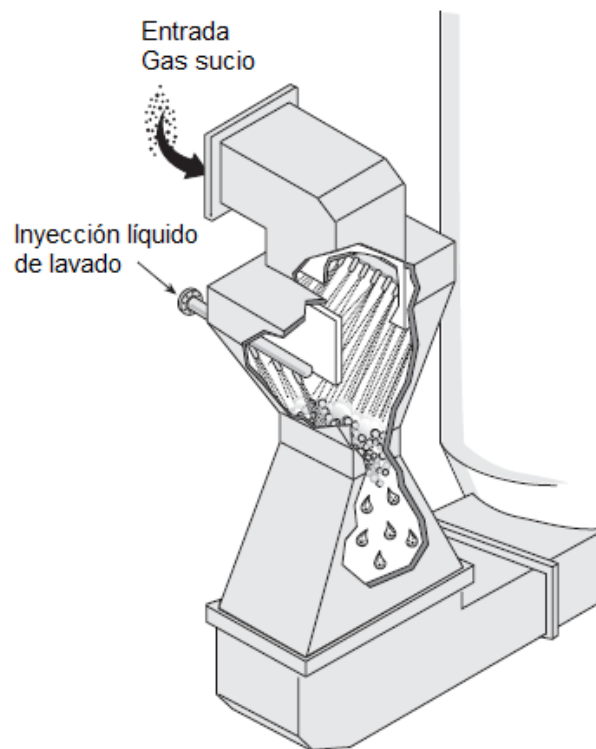


Figura 4.10: Depurador tipo venturi.

Algunos depuradores tipo venturi están diseñados con una garganta ajustable para con-

trolar la velocidad de la corriente de gas y la caída de presión. Otra variante es utilizar un codo inundado entre el depurador y el ciclón, para reducir el desgaste por abrasión.

Los depuradores tipo venturi son aplicados donde es necesario obtener altas eficiencias de recolección para MP fina. La eficiencia puede variar entre el 70 % y más del 99 %.

Ventajas

- Puede manejar polvos inflamables y explosivos con poco riesgo.
- Mantenimiento relativamente bajo.
- Diseño simple y fácil instalación.
- Proporcionan enfriamiento de gases.
- Capacidad de recolectar MP y gases.

Desventajas

- Genera residuos industriales líquidos.
- Corrosión.
- Puede ser necesario el recalentamiento de gases.
- Costos de operación relativamente altos.

Torres de platos

Consiste en una cámara, con placas (o platos) perforadas colocadas horizontalmente. El líquido de lavado es inyectado desde los costados, en la parte superior de la cámara y fluye hacia abajo a través de las placas mientras que el flujo de gases fluye hacia arriba (figura 4.11 [30]). La velocidad del gas evita que el líquido fluya hacia abajo a través de las perforaciones. El contacto entre los gases, el líquido y las partículas ocurre dentro de la espuma generada por los gases al pasar a través de las placas y del líquido.

Las placas pueden ser sencillas o complejas. Las más simples tienen perforaciones redondas, algunas tienen ranuras, y las más complejas tienen deflectores encima de las perforaciones para entregar un medio adicional de captura de MP.

La eficiencia de remoción de MP puede variar entre un 50 % y más del 99 %. Partículas de diámetros mayores a 1 μm son capturadas efectivamente en estos equipos, no así las de menor tamaño, por lo cual no son recomendados para el control de MP fino. En el caso del SO_2 la eficiencia de remoción puede variar entre un 80 % y más del 99 %

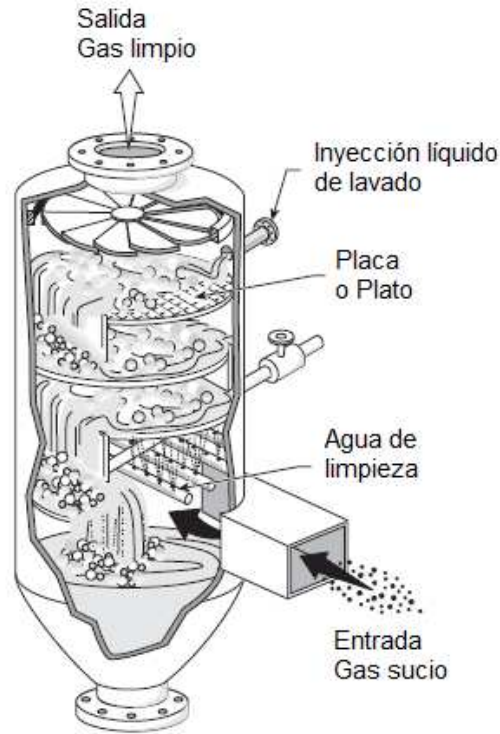


Figura 4.11: Torre de platos.

Ventajas

- Puede manejar polvos inflamables y explosivos con poco riesgo.
- Proporcionan enfriamiento de gases.
- Capacidad de recolectar MP y gases.

Desventajas

- Genera residuos industriales líquidos.
- Corrosión.
- Puede ser necesario el recalentamiento de gases.

Torres empacadas

Consisten en una cámara que contiene capas de material de empaque de varias formas que proporcionan la superficie de contacto entre los gases y el líquido de lavado. El empaque es mantenido en su lugar entre una placa con perforación abajo y una rejilla metálica arriba. El líquido de lavado es inyectado en la parte superior del empaque y fluye hacia abajo a través de éste. El flujo de gases puede ser a contracorriente, a favor de la corriente

o de flujo cruzado siendo el primero el más común (figura 4.12 [33]). El MP es capturado por el líquido de lavado en el empaque y luego fluye hacia abajo. Los flujos de gases con concentraciones muy altas de MP pueden obstruir el empaque, por lo cual estos equipos suelen usarse con concentraciones de MP relativamente bajas. La obstrucción del empaque es un problema mayor, ya que es muy difícil de alcanzar y limpiar. Una variante de diseño es una torre empacada con empaque móvil, donde el material de empaque se puede mover libremente en una zona determinada.

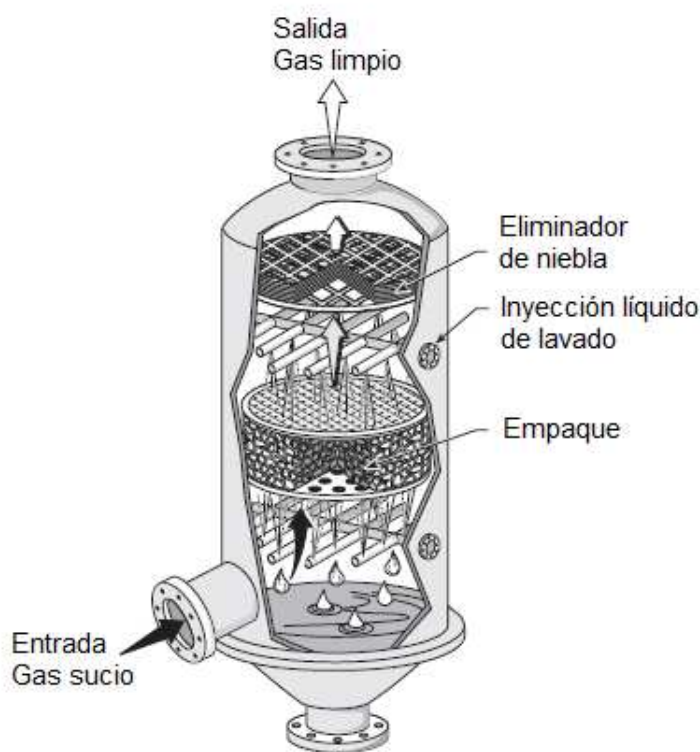


Figura 4.12: Torre empacada.

En general las torres empacadas son más apropiadas para el control de gases que para el control de MP, debido a los altos requerimientos de mantenimiento. Las eficiencias de remoción de MP varían del 50 % al 95 % y las de SO_2 , del 95 % al 99 %.

Ventajas

- Caída de presión relativamente baja.
- Dependiendo del material de construcción, permite su operación en ambientes altamente corrosivos.
- Eficiencias de transferencia de masa relativamente altas.
- Se puede cambiar el tipo de empaque para aumentar la eficiencia.
- Costo de inversión relativamente bajo.
- Requisitos de espacio relativamente bajos.
- Capacidad de recolectar MP y gases.

Desventajas

- Genera residuos industriales líquidos.
- MP puede causar problemas de obstrucción en empaque y placas.
- Dependiendo del material de construcción, son sensibles a la temperatura.
- Costos de mantenimiento relativamente altos.

4.2. Tecnologías de control de dióxido de azufre

Los sistemas utilizados en la industria para el control de SO_2 se clasifican en: sistemas húmedos, secos y semisecos. Los equipos utilizados son llamados comúnmente absorbedores para aplicaciones de control de gases. El proceso de desulfuración de gases generalmente usa un reactivo alcalino a base de calcio o sodio. El reactivo es inyectado al flujo de gases utilizando un depurador húmedo o directamente dentro del ducto. Los métodos de captura de SO_2 son a través de la absorción para sistemas húmedos, adsorción para sistemas secos, y ambos para sistemas semisecos.

Absorción y adsorción son procesos de transferencia de masa. La transferencia de masa se refiere a procesos de transferir un componente de una fase a otra o de una corriente a otra. En estos procesos, masa es transferida como resultado de una diferencia de concentraciones entre el líquido o sólido y el gas desde el cual el contaminante está siendo removido. La absorción ocurre cuando los gases ácidos se disuelven en las gotas del líquido de lavado. La adsorción ocurre cuando las moléculas de los gases ácidos se adhieren a la superficie del absorbente sólido. Ambos procesos dependen de la difusión del gas para poder lograr

altas eficiencias en los sistemas de control. La difusión del gas puede ser mejorada proporcionando una gran área de contacto entre el gas y el líquido o sólido, una buena mezcla y suficiente tiempo de reacción. La temperatura también afecta ambos procesos, mientras menor sea la temperatura de los gases, más efectivos son ambos procesos.

Una vez absorbido el SO_2 , es neutralizado y puede ser oxidado por el reactivo alcalino y convertido en un compuesto sólido y posteriormente removido.

Los sistemas son clasificados como de un sólo uso o regenerables, dependiendo de cómo es manejado el material de desecho. Los sistemas de un sólo uso desechan como residuo el reactivo alcalino agotado o lo utilizan como subproducto. Los sistemas regenerables vuelven a utilizar el mismo reactivo alcalino en el sistema, a un costo mayor.

4.2.1. Sistemas húmedos

Los sistemas húmedos ocupan depuradores húmedos, descritos en la subsección 4.1.5. El líquido de lavado es una solución alcalina. El SO_2 es absorbido por las gotas del líquido y luego reacciona con las partículas alcalinas. El efluente es enviado al tanque de reacción donde se completa la reacción que forma una sal neutra.

Los materiales alcalinos más usados son la cal y la caliza. La caliza es muy barata, pero limita la eficiencia de los sistemas a aproximadamente un 90 %, en cambio, la cal es más fácil de manejar y tiene eficiencias de control de hasta 95 % pero es significativamente más cara. Las plantas eléctricas almacenan grandes volúmenes de cal o caliza y preparan el líquido de lavado para la inyección, pero esto no es generalmente efectivo en costo para aplicaciones industriales más pequeñas [34].

La oxidación del lodo en el equipo causa la formación de incrustaciones de yeso (sulfato de calcio). Existe una técnica llamada oxidación forzada en la cual se añade aire al tanque de reacción, el cual oxida al líquido de lavado utilizado convirtiéndolo en yeso. En sistemas reciclables el yeso es removido del tanque de reacción antes que el líquido de lavado sea reciclado en el equipo. El lodo reciclado tiene una menor concentración de yeso y se reduce considerablemente la incrustación en el equipo. El yeso puede ser vendido

como subproducto. Los cristales de yeso formados por este método son más grandes y se sedimentan y deshidratan más eficientemente, reduciendo el tamaño del equipo de manejo del subproducto. Sin embargo, la oxidación forzada requiere ventiladores adicionales lo cual incrementa los costos de inversión y de operación del sistema.

4.2.2. Sistemas secos

También llamados sistemas de inyección de absorbente seco. En estos sistemas se inyecta neumáticamente el absorbente en polvo directamente dentro del horno, el ducto corriente abajo o en una cámara de reacción. El producto de desecho es removido usando un equipo de control de material particulado (sección 4.1). Los gases generalmente son enfriados antes de entrar al equipo de control de MP.

Una distribución uniforme del absorbente a través del reactor y un tiempo de residencia adecuado son parámetros críticos para estos sistemas. La inyección de agua corriente abajo de la inyección del absorbente incrementa la remoción de SO_2 del absorbente. Los gases deben mantenerse entre 10 y 15 [°C] sobre la temperatura de saturación para minimizar los depósitos en el equipo y en los equipos corriente abajo.

Los sistemas secos tienen costos de inversión y de operación significativamente más bajos que los sistemas húmedos porque son más simples, utilizan menos agua y la eliminación de residuos es menos complicada. Además, se instalan fácilmente y ocupan menos espacio pero las eficiencias de remoción de SO_2 son significativamente más bajas comparadas con los sistemas húmedos, entre 50 % y 60 % para absorbentes en base a calcio y hasta un 80 %, para absorbentes en base a sodio. Se pueden obtener eficiencias más altas al aumentar la humedad de los gases.

4.2.3. Sistemas semisecos

También llamados secadores de aspersion, en estos se inyecta el líquido de lavado de forma similar a un sistema húmedo, pero el líquido de lavado tiene una concentración mayor

de absorbente. A medida que los gases calientes se mezclen con el líquido de lavado, el agua del líquido de lavado es evaporada. El agua que permanece en el absorbente sólido aumenta la reacción con el SO_2 . El proceso forma un producto de desecho seco, el cual es recolectado por un dispositivo de control de material particulado (sección 4.1). Generalmente se utiliza cal, ya que es más reactiva que la caliza y más barata que los reactivos en base a sodio. El líquido de lavado es inyectado a través de atomizadores rotatorios o boquillas de doble fluido para crear un rocío de gotas más fino que en los sistemas húmedos.

En estos sistemas donde se utiliza cal, el rendimiento es más sensible a las condiciones de operación. Se requiere una temperatura cercana a la temperatura adiabática de saturación para maximizar al máximo la remoción de SO_2 . Sin embargo, el exceso de humedad puede causar la deposición de sólidos húmedos en el absorbedor y en equipos corriente abajo. La temperatura óptima es de 10 a 15 [°C] sobre la temperatura de saturación.

Las eficiencias de control de SO_2 en los sistemas de aspersión en seco son ligeramente más bajas que la de los sistemas húmedos, entre 80 % y 90 %. Los costos de inversión y de operación son menores que los de los sistemas húmedos porque no se requieren equipos para el manejo de los residuos líquidos.

Los sistemas más utilizados para la desulfuración de gases son los sistemas húmedos con torre de aspersión [34].

Capítulo 5

Sistemas de Desulfuración de Gases de Combustión

Los sistemas de desulfuración de gases de combustión se utilizan principalmente para remover el dióxido de azufre producido en plantas termoeléctricas que utilizan combustibles fósiles como fuente de energía. Como se vio en el capítulo 4, estos sistemas pueden ser húmedos, secos o semisecos, siendo los primeros los más utilizados. En este capítulo se detallan los componentes principales de un sistema de desulfuración de gases, como también los aspectos más importantes en cuanto a parámetros de operación y mantenimiento. En la figura 5.1 se puede ver un esquema general de un sistema de desulfuración de gases de combustión.

En este esquema, los gases de combustión emitidos por la caldera primero pasan a través de un equipo de control de material particulado, generalmente un precipitador electrostático, y de ahí se dirigen hacia un ventilador, cuya función es suplir la pérdida de presión ocurrida en el absorbedor. Después, los gases pasan a través de un intercambiador de calor gas-gas, donde son enfriados para reducir la pérdida de líquido de lavado por evaporación en el absorbedor y así aumentar la eficiencia del sistema, y continúan hacia el absorbedor donde son rociados por el líquido de lavado y pasan por el eliminador de niebla. Al salir del absorbedor los gases se dirigen hacia el intercambiador de calor, don-

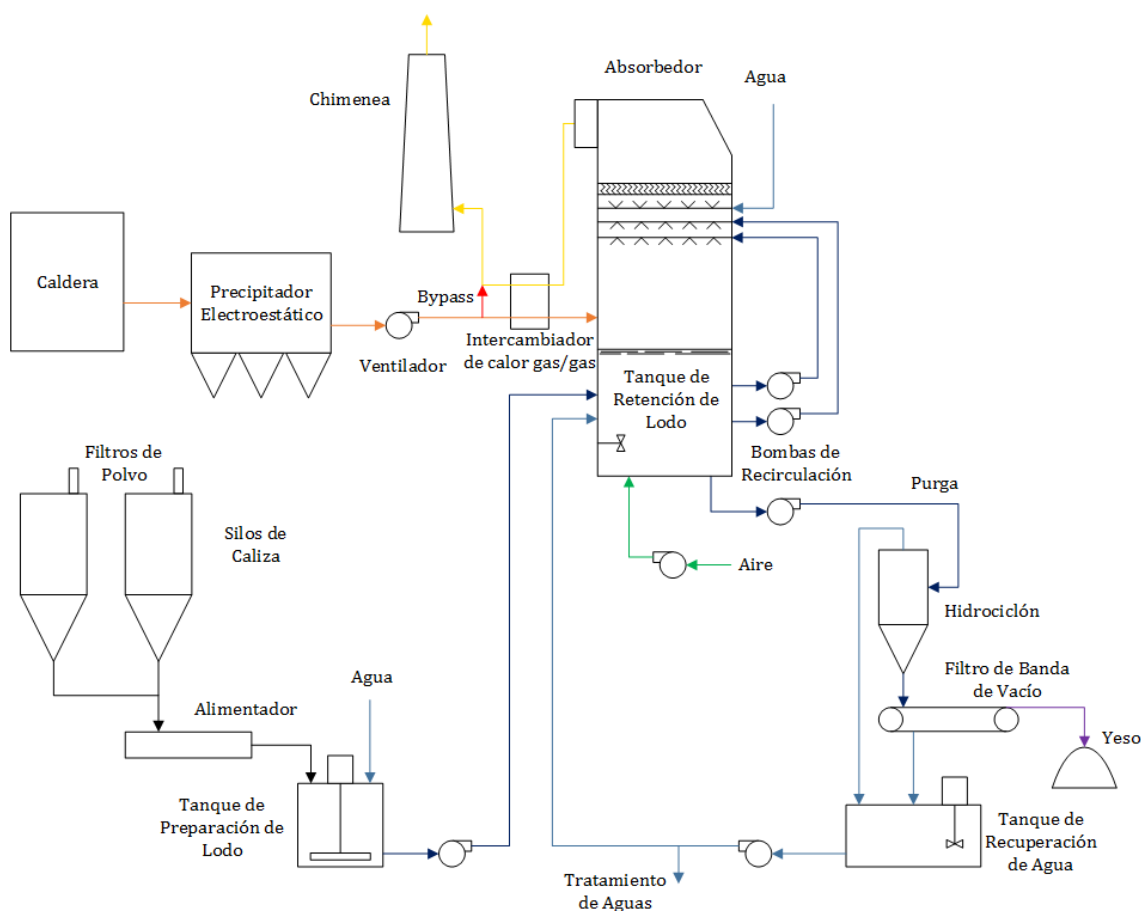


Figura 5.1: Esquema general sistema industrial de desulfuración de gases de combustión.

de son calentados, lo cual sirve para poder levantar la pluma y disminuir los riesgos de corrosión en la línea. Finalmente, los gases salen por la chimenea hacia la atmósfera.

Por otro lado, la caliza acumulada en los silos cae por gravedad hacia un alimentador, que la transporta hacia el tanque de preparación de líquido de lavado. En el tanque la caliza es mezclada con agua y luego, a través de una bomba, el líquido de lavado se dirige hacia el tanque de retención de lodo. Después, las bombas de recirculación son las encargadas de mover el líquido de lavado hacia las líneas de aspersión, donde es rociado a los gases de combustión para absorber el dióxido de azufre, y vuelve nuevamente al tanque de retención de lodo, donde, con la adición de aire, el lodo es oxidado para lograr la formación de yeso. A la vez, se purga parte del lodo formado en el tanque de retención hacia un

hidrociclón, que es un equipo de recuperación de agua. El lodo, ahora con mayor concentración de sólidos, se dirige a otro equipo de recuperación de agua, un filtro de banda de vacío, del cual finalmente se obtiene el yeso seco. El agua recuperada en los dos equipos mencionados anteriormente, se va hacia un tanque de recuperación de agua, desde el cual se lleva hacia el tanque de retención de lodo.

En las siguientes secciones se detallan más a fondo el absorbedor y los equipos asociados utilizados en un sistema industrial de desulfuración de gases de combustión.

5.1. Absorbedor

Los depuradores húmedos más utilizados en estas aplicaciones son las torres de aspersión. Esto es debido ya que son los equipos más simples y por lo tanto poseen pocas partes internas, con lo que se logra disminuir: problemas de taponamiento ocasionados por la presencia de material particulado y cenizas, caídas de presión (entre 1 y 4 pulgadas de columna de agua) y el costo. Dentro del absorbedor se encuentran las líneas de aspersión con las boquillas y el eliminador de niebla. Además, actualmente la tendencia es que el tanque de retención de lodo sea parte integral del absorbedor. En la figura 5.2 [35] se presenta el esquema de una absorbedor típico en un sistema de desulfuración de gases de combustión.

El cuerpo del absorbedor puede ser construido de acero al carbono con recubrimiento de goma, acero al carbono con recubrimiento de “Flakeglass” (escamas de vidrio), acero inoxidable, aleaciones a base de níquel y hormigón recubierto con plásticos. La entrada al absorbedor suele ser un ducto con una inclinación de 10° construidos con planchas de 3/16 pulgadas de grosor, de Hastelloy C-276.

5.1.1. Líneas de aspersión

En las líneas de aspersión, son los atomizadores o aspersores los encargados de rociar el líquido de lavado hacia los gases de combustión para producir el contacto entre estos.

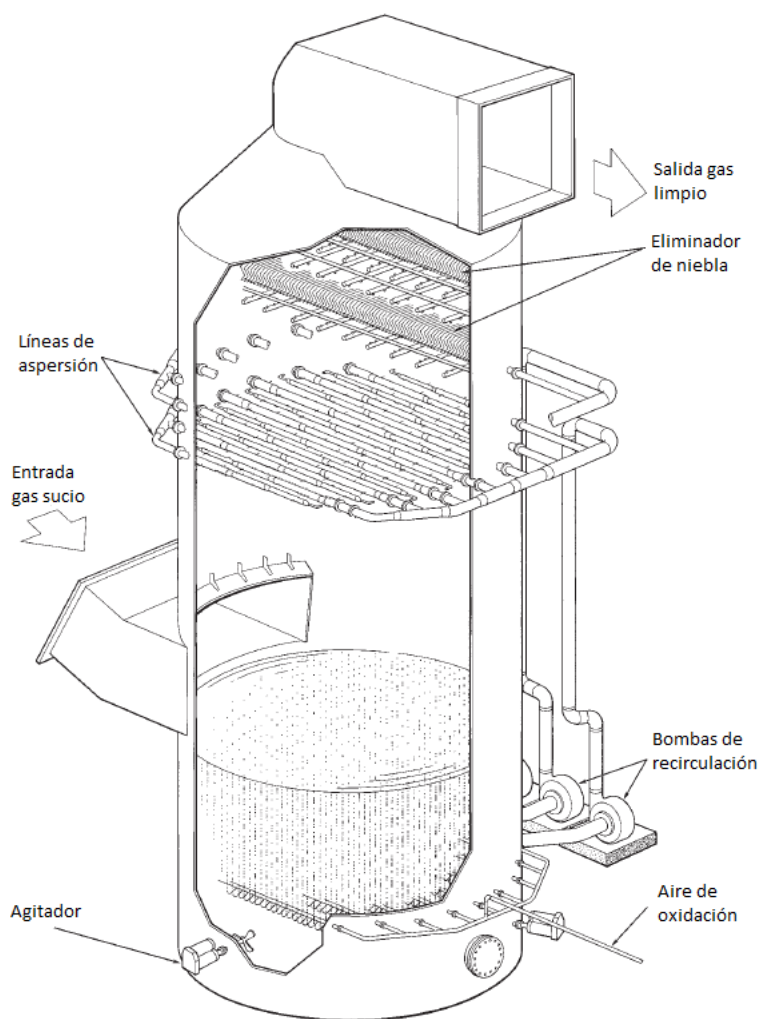


Figura 5.2: Esquema absorbedor, sistema de desulfuración de gases de combustión.

Los atomizadores se distribuyen de tal forma de que el líquido de lavado cubra de manera uniforme y por completo la sección transversal del absorbedor. La cantidad de líneas de aspersión depende de la cantidad de SO_2 en la entrada del absorbedor y de los requerimientos de eficiencia. Generalmente los absorbedores cuentan entre una y seis líneas de aspersión.

Los aspersores deben estar diseñados para no taparse y ser resistentes a la abrasión, generalmente contruidos de carburo de silicio. Se utilizan aspersores de cono sólido o hueco. La presión en los aspersores es normalmente entre 15 y 20 [psig] para producir

gotas entre 2.500 y 4.000 [μm] de diámetro [36]. Gotas de este tamaño proveen el área suficiente para la absorción del SO_2 y también minimizan los problemas de arrastre de gotas a través del eliminador de niebla.

Los materiales de construcción más utilizados para las líneas de aspersión son: acero al carbono con recubrimiento de goma, acero inoxidable, aleaciones a base de níquel y plásticos reforzados con fibras.

En la figura 5.3 [35] se puede ver un esquema de un aspersor.

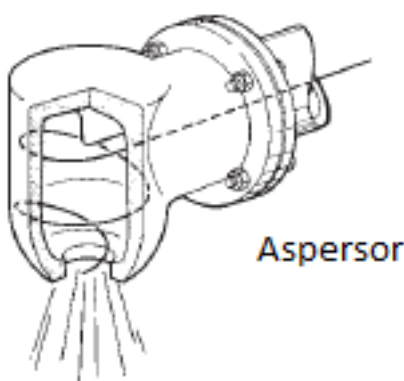


Figura 5.3: Esquema aspersor.

5.1.2. Eliminador de niebla

El eliminador de niebla atrapa gotas del líquido de lavado que son arrastradas por el flujo de gases de combustión y las devuelve al absorbedor. Estas gotas generalmente contienen sólidos en suspensión o disueltos. El arrastre de las gotas puede afectar tanto al sistema de desulfuración de gases como a la atmósfera. Las gotas pueden ser coleccionadas por equipos corriente abajo y provocando taponamiento o pérdidas en eficiencia. En cuanto a la emisión a la atmósfera, se puede incrementar la emisión de material particulado y por tanto, se pueden exceder los límites de las regulaciones de material particulado y opacidad de la pluma.

Hay cuatro tipos de eliminador de niebla según el mecanismo de colección: impacto (inercia), precipitación electrostática, separación centrífuga y separación ciclónica, siendo

el primero el más utilizado. De los eliminadores de niebla de impacto, lo más utilizados son los de tipo deflector, con dos variaciones en el diseño: placa abierta y placa chevron (figura 5.4 [36]).

El diseño de placa abierta consiste en placas en forma de zig-zag con aperturas en las esquinas. La ventaja de este diseño es que se reduce el taponamiento en las esquinas y se facilita la limpieza. El diseño de placa chevron consiste en placas en forma de zig-zag. La ventaja de este diseño es que se obtiene una mayor eficiencia de colección y mejor estabilidad en la construcción. Debido a esto, este diseño es el más utilizado en los sistemas de desulfuración de gases de combustión.

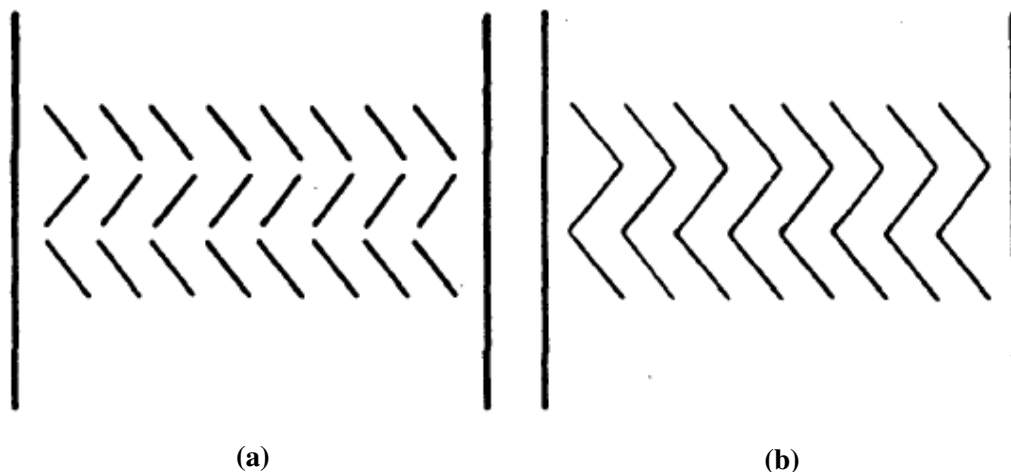


Figura 5.4: Eliminador de niebla tipo deflector: (a) placa abierta, (b) placa chevron.

Factores de diseño importantes sobre el eliminador de niebla son:

- Número de etapas: Generalmente se utilizan una o dos etapas. A pesar de que los eliminadores de niebla de dos etapas son más costosos y más complejos, tienen la ventaja de ser más fáciles de limpiar y la de flexibilidad al sistema.
- Número de pasos: A mayor cantidad de pasos, es mayor la eficiencia del eliminador de niebla y la caída de presión, pero aumentan los problemas de taponamiento. Los eliminadores de niebla de tres pasos son los más usados en los sistemas de desulfu-

ración de gases de combustión, estos cuentan con eficiencias mayores al 90 % y se pueden limpiar fácilmente.

- Distancia entre etapas: El requisito mínimo son 2 [m], para evitar la incrustación de sólidos. Esta distancia también permite al personal tener el espacio suficiente para realizar labores de limpieza y mantenimiento.
- Distancia entre placas: Mientras menor sea el espaciamiento en el eliminador de niebla, mejor será la eficiencia, pero mayor será la probabilidad de taponamiento. En eliminadores de niebla de una etapa, el espaciamiento típico es entre 1,5 y 3 pulgadas.
- Ángulo de las placas: Mientras menor sea el ángulo, mejor será la eficiencia, pero mayor será la probabilidad de taponamiento. En eliminadores de niebla de una etapa, el ángulo típico es entre 90° y 120°.

Los materiales de construcción más utilizados para el eliminador de niebla son: plásticos reforzados con fibras, acero inoxidable, polipropileno y polisulfona.

Taponamiento en el eliminador de niebla puede causar un incremento en la velocidad de los gases de combustión dentro del absorbedor y por tanto una reducción en su eficiencia. Para que el eliminador de niebla opere satisfactoriamente por largo tiempo sin taparse, generalmente requiere que el operador vigile continuamente la caída de presión a través de este y haga inspecciones visuales. Los eliminadores de niebla tipo chevron son rociados a intervalos regulares con agua desde abajo y desde arriba, por motivos de limpieza, a presiones entre 20 y 100 [psig] (figura 5.5 [35]). Los aspersores de lavado y las tuberías pueden ser de polipropileno, acero inoxidable o aleaciones.

5.2. Líquido de lavado

De acuerdo a la literatura, el tipo de caliza recomendada para los sistemas de desulfuración de gases de combustión es aquella de alta pureza que contenga un porcentaje mayor al

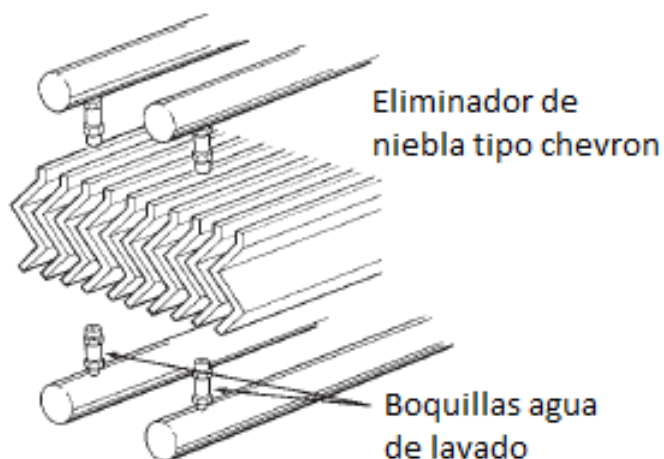


Figura 5.5: Esquema eliminador de niebla tipo chevron con boquillas de agua de lavado.

90 % de carbonato de calcio (CaCO_3). Además, mientras más fino sea el molido de la caliza, mejor será la utilización de la caliza en el sistema.

5.2.1. Razón estequiométrica

Teóricamente se necesita un mol de CaCO_3 , para remover un mol de SO_2 (ver anexo A). En la práctica se necesita una cantidad mayor a la estequiométrica para poder obtener la eficiencia de remoción de SO_2 requerida. La razón estequiométrica al utilizar caliza suele ser entre 1,1 y 1,2. Al utilizar demasiado exceso de caliza, puede resultar en desperdicio de caliza, formación de incrustaciones y erosión en los equipos.

5.2.2. Razón líquido-gas

La razón de líquido de lavado necesario por cantidad determinada de gases de combustión se conoce como la razón líquido-gas, L/G. Utilizar un valor elevado de este parámetro es una manera efectiva de lograr una alta remoción de SO_2 , pero aumentan los costos de operación. En la industria los valores de L/G varían entre 1,3 y 10,7 [l/m^3].

5.2.3. pH

El pH del líquido de lavado debería estar entre 5,5 y 6,0 para los sistemas con caliza. Este parámetro se puede controlar a través de la razón estequiométrica. Mientras menor sea el pH, mejor es la utilización de la caliza en el sistema, pero también disminuye la eficiencia de remoción de SO_2 . Ocurre lo contrario al utilizar un pH más alto.

5.3. Equipos asociados

5.3.1. Material particulado

Se utiliza un equipo de control de material particulado a la salida de la caldera. Esto es necesario para cumplir con las regulaciones ambientales. Además, al eliminar la presencia de material particulado en el flujo de gases de combustión, se obtienen mayores eficiencias en el absorbedor.

Se utilizan precipitadores electrostáticos o filtros de mangas (capítulo 4) debido a sus altas eficiencias, siendo el primero el más popular, ya que puede manejar de menor manera partículas pegajosas.

5.3.2. Ventilador

Los ventiladores son utilizados para mover los gases de combustión a través del sistema y suplir la caída de presión en el sistema. La ubicación del ventilador determina si el absorbedor opera con presión positiva o negativa. Cuando el ventilador está ubicado corriente abajo del absorbedor, este último y los ductos corriente abajo operan con presión negativa. Si se presentan fugas, esto resulta en filtración de aire hacia el sistema, lo que ayuda a la oxidación forzada (subsección 5.3.4), pero en general no causa problemas en la operación del sistema. Esta filtración de aire puede causar un aumento significativo en el flujo de gases a manejar y, además, es muy difícil de detectar. En cambio, cuando el ventilador está ubicado corriente arriba del absorbedor, este último queda con presión positiva y cualquier

fuga en el sistema permite la emisión de los gases de combustión al ambiente. Esta fuga de gas puede ser peligrosa si es que el absorbedor se encuentra en un recinto cerrado.

Si el ventilador maneja gas saturado se considera un ventilador húmedo, de lo contrario, se considera un ventilador seco. Esto también depende de donde sea ubicado en el sistema. Un ventilador húmedo está ubicado corriente abajo del absorbedor, antes del intercambiador de calor, y está sujeto a posible corrosión por el contacto con el flujo de gas saturado y el arrastre de gotas del líquido de lavado, pero tiene la ventaja de ser más pequeño debido al reducido volumen de los gases. Un ventilador seco está ubicado corriente arriba del absorbedor o corriente abajo, después del intercambiador de calor, y puede estar sujeto a erosión si es que no existe remoción de material particulado o es ineficiente.

Ventiladores que operan con gases de combustión calientes pueden ser construidos con aceros al carbono, porque están libres de corrosión. Paletas de carburo son utilizadas en casos para prevenir la erosión. En el caso de ventiladores húmedos donde los gases de combustión presentan altos niveles de ácidos, se deberían utilizar componentes de aleaciones resistentes a la corrosión o recubrimientos de polímeros o goma.

Debido a numerosos problemas de operación, los ventiladores húmedos van en decadencia y la tendencia es utilizar ventiladores secos ubicados corriente arriba del absorbedor.

La mayoría de los ventiladores utilizados en los sistemas de desulfuración de gases de combustión son de tipo centrífugo con paletas radiales, ya que se comportan mejor en flujo de gases que contienen material particulado.

5.3.3. Recalentador

El recalentador es la parte más controversial de un sistema de desulfuración de gases de combustión, ya que hay muchas interrogantes en torno a si se necesita realmente recalentar los gases y de la efectividad de los métodos utilizados. Las razones para aumentar la temperatura de los gases de combustión a la salida del absorbedor son: prevenir la condensación de la humedad ácida presente en el flujo y la consecuente corrosión en el equipamiento

corriente abajo (ductos, ventiladores y chimenea); prevenir la formación de una pluma visible; y para mejorar el levantamiento de la pluma y la dispersión de contaminantes.

Los métodos comunes para recalentar los gases de combustión son recalentamiento en línea indirecto, directo con aire caliente y “bypass” de los gases de combustión. El recalentamiento en línea consiste en un intercambiador de calor ubicado en el ducto corriente abajo del eliminador de niebla donde se circula agua caliente (250 a 350 [°F]) o vapor de agua (350 a 720 [°F]). Debido a que los recalentadores en línea están colocados en el flujo de gases, están propicios a la corrosión y taponamiento, el último debido a la dependencia del recalentador de una correcta operación del eliminador de niebla. Además, sólidos depositados en los tubos pueden reducir considerablemente la transferencia de calor, incrementando el potencial a la corrosión del equipamiento ubicado corriente abajo.

El recalentamiento indirecto con aire caliente se logra calentando aire del ambiente con un intercambiador de calor externo o con el sistema de precalentamiento de aire de combustión para la caldera. En el intercambiador de calor externo se utiliza vapor a temperaturas entre 350 y 450 [°F]. El aire caliente y los gases de combustión pueden ser mezclados utilizando un “manifold” o un conjunto de boquillas. Al utilizar el sistema de precalentamiento de aire de la caldera, parte del calor destinado a calentar el aire de combustión se utiliza para recalentar los gases de combustión, por lo cual se reduce la temperatura del aire de combustión y consecuentemente se reduce la eficiencia de la caldera. La ventaja del recalentamiento indirecto con aire caliente sobre el recalentamiento en línea es que el sistema indirecto está libre de corrosión y taponamiento porque está ubicado afuera del ducto de descargar del absorbedor. Las desventajas incluyen la necesidad de un ventilador adicional para mover el aire caliente, la cantidad relativamente grande de espacio requerido para el sistema de recalentamiento, el incremento del volumen del flujo de gases en la chimenea que puede ser no deseable debido a limitaciones en las capacidades de los ventiladores y el alto consumo de energía.

En el caso del recalentamiento por “bypass”, se deja pasar una parte de los gases de combustión calientes desde la caldera, sin pasar por el absorbedor, para que se mezcle con

los gases que salen del absorbedor. Este método tiene limitaciones debido a que al dejar pasar gases sin tratar se aumentan los niveles de material particulado y dióxido de azufre que se emiten a la atmósfera y se pueden no cumplir las exigencias ambientales. Por esta razón, esta práctica no es recomendable ya que se aumenta la contaminación.

También existe la opción de no utilizar un recalentador. En este caso se debe tener un recubrimiento especial en la chimenea y generalmente se requiere que el ventilador esté ubicado corriente arriba del absorbedor. La mayoría de los sistemas con chimeneas sin recalentamiento han reportado problemas con el recubrimiento de las chimeneas, el cual se empieza a deformar y eventualmente se separa por completo. Una vez que esto pasa, comienza la corrosión en la chimenea. Para limitar la corrosión en sistemas donde no hay recalentamiento, se pueden seleccionar materiales de construcción que son resistentes a la corrosión, como aleaciones de alto grado.

De todos los sistemas que han operado o se encuentran actualmente en servicio, el recalentamiento en línea indirecto ha demostrado ser el más popular, pero no el más confiable.

Un incremento en la energía utilizada para recalentar es generalmente una indicación de taponamiento o incrustaciones de los tubos del intercambiador de calor.

5.3.4. Tanque de retención de lodo

Toda la precipitación de las reacciones químicas debería ocurrir en el tanque de retención también conocido como tanque de reacción, reciclaje o recirculación, así como también la disolución de la caliza. El factor de diseño crítico es dimensionar el tanque de tal forma que provea el tiempo de residencia suficiente para asegurar una utilización óptima de la caliza y la precipitación del yeso. Si no se logra el tiempo de residencia suficiente, aumentan las incrustaciones en el sistema. Típicamente 8 minutos es un tiempo de residencia adecuado para asegurar la cristalización ocurra en el tanque en vez de en las tuberías y las líneas de aspersión.

El tanque puede ser un tanque aparte o puede ser la parte abajo de del absorbedor. Si

el tanque es parte integral de absorbedor, debe ser diseño para la misma presión de trabajo. El tanque cuenta con agitadores para mantener los sólidos en suspensión y para mejorar la oxidación forzada.

Oxidación forzada

La oxidación forzada se logra al inyectar aire al tanque de retención de lodo y el propósito es poder oxidar el sulfito de calcio (CaCO_3) presente en el lodo a sulfato de calcio (CaCO_4). Este último es de mayor tamaño, pero el lodo disminuye su volumen ya que se utiliza mayor cantidad de moléculas de agua para su formación (ver anexo A). Las ventajas de utilizar oxidación forzada son una mejor sedimentación y fácil filtrado, menos espacio requerido para la eliminación de residuos y se produce un residuo de valor comercial (yeso).

5.3.5. Bombas

Como se puede ver en la figura 5.1, el sistema de desulfuración de gases de combustión cuenta con varias bombas, siendo las más relevantes las bombas de alimentación y recirculación que se detallan a continuación.

Las bombas de alimentación son las encargadas de llevar el líquido de lavado del tanque de preparación al tanque de retención, generalmente ubicado íntegramente en la parte de abajo del absorbedor, y las bombas de recirculación se encargan de mover una y otra vez el líquido desde el tanque de retención a las líneas de aspersión. Estas bombas generalmente son centrífugas con recubrimiento de goma.

Estas bombas deben operar a baja velocidad, por lo cual se necesita algún tipo de reductor de velocidad. Las limitaciones para estas bombas son de 400 a 600 [rpm]. La presión de descarga de las bombas de recirculación debería ser verificada en períodos regulares. Un aumento en la presión de descarga puede indicar taponamiento de algunas boquillas de aspersión. Una disminución en la presión indica desgaste de las boquillas de

aspersión y/o el rodete de la bomba.

No se deberían usar sellos mecánicos con lodos. Prensaestopas son usadas comúnmente para sellar el eje ya que cuestan menos, permiten una reparación más rápida y duran más en un ambiente abrasivo.

5.3.6. Ductos y tuberías

Los ductos por donde se mueven los gases de combustión generalmente están hechos de placas de acero al carbono de 3/16 o 1/4 pulgadas de grosor, soldadas en una sección transversal rectangular.

Las tuberías por donde circula el lodo son generalmente de acero al carbono con recubrimiento de goma debido a su alta resistencia a la abrasión causada por los sólidos que se encuentran en el lodo y por la resistencia a la corrosión (también pueden ser de acero inoxidable, aleaciones a base de níquel y plásticos reforzados con fibras). Estas tuberías no se dañan fácilmente, pero se debe tener cuidado de que la goma no se sobre caliente.

La velocidad dentro de las tuberías se debe mantener entre 2 y 3 [m/s] para evitar tanto la abrasión como la sedimentación de los sólidos en las tuberías. También es importante evitar el uso excesivo de reducciones y codos ya que aceleran el desgaste y la falla en esos puntos. Válvulas de mariposa con recubrimiento de goma son generalmente utilizadas en las líneas de lodo.

5.3.7. Recuperación de agua

En el subsistema de recuperación de agua, la función del espesador, también conocido como clarificador, es aumentar la concentración de sólidos en la purga del lodo para mejorar las características del manejo de eliminación de residuos y la recuperación de agua clarificadas. La purga de lodo contiene entre 5 y 15 % de sólidos al momento de entrar en el espesador y sale de este entre 25 y 40 % sólidos.

Filtros de banda de vacío son comúnmente usados como equipos de eliminación de

agua secundarios, ya que son más flexibles que otros equipos de eliminación de agua y producen un producto más seco. El lodo contiene entre 25 y 40 % de sólidos al momento de entrar en el equipo y sale de este entre 45 y 75 % sólidos.





Capítulo 6

Propuesta de Implementación para Laboratorio de Termofluidos

En este capítulo se presenta una propuesta de implementación para el Departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad, específicamente en el Laboratorio de Termofluidos ubicado en la casa central. Se comienza con el dimensionamiento de los componentes del sistema y luego se entrega una estimación de los costos de inversión y operación que tendría el sistema.

Como se vio anteriormente (capítulo 5) los sistemas más utilizados en la industria para la desulfuración de gases de combustión son los sistemas húmedos. A su vez, el tipo de depurador húmedo más utilizado es la torre de aspersión, utilizando caliza (CaCO_3) como agente reactivo. Debido a que el objetivo de este trabajo es contar con un equipo de laboratorio didáctico para poder aprender y visualizar cómo funcionan los equipos de control de SO_2 que hay en la industria (principalmente en centrales termoeléctricas), se opta por una torre de aspersión utilizando lodo de caliza, considerando también las ventajas que este equipo tiene. Este mismo criterio se utiliza para la selección de todos los equipos asociados.

6.1. Dimensionamiento del sistema

En el LTF los reactores disponibles son de medios porosos inertes (MPI), por lo que se utilizan los parámetros de funcionamiento de estos como referencia para el dimensionamiento. Estos reactores funcionan principalmente con diesel, gas licuado de petróleo y “fuel oil 6” (F.O.6, petróleo pesado), siendo este último el de mayor contenido de azufre, y por tanto, el combustible elegido para los cálculos. La composición másica del combustible utilizada se presenta en la tabla 6.1, y su densidad es de 975 [kg/m³] [37].

Tabla 6.1: Composición másica de F.O.6 en porcentaje.

Combustible	C %	H %	O %	N %	S %	Cenizas %
F.O.6	86,6	9,9	0,4	0,1	3,0	0,1

Estos valores pueden presentar pequeñas variaciones. El F.O.6 comercial en nuestro país, fuera de la Región Metropolitana, puede contener un valor máximo de 3 % de concentración másica de azufre [38], por lo cual se decide utilizar este valor como referencia.

Por razones de espacio, complejidad y costos, es claro que no se puede tener un sistema industrial en el LTF. En la figura 6.1 se presenta el esquema de la propuesta de implementación para el laboratorio, mientras que en la figura 6.2 se vuelve a repetir el esquema general de un sistema industrial, para facilitar su comparación.

En esta propuesta, los gases de combustión salen del reactor MPI y se dirigen a una cámara de enfriamiento, donde se reduce la temperatura y luego pasan al absorbedor. Entre la cámara de enfriamiento y el absorbedor se ubica un ventilador, para contrarrestar la caída de presión ocurrida en el sistema. Debido a que el F.O.6 es un compuesto derivado del petróleo, tiene un contenido de cenizas significativamente menor al del carbón, por lo que se espera una baja emisión de material particulado y por lo tanto, es viable la utilización de un solo depurador húmedo para el control de ambos contaminantes, MP y SO₂ [39]. En el absorbedor, los gases de combustión son rociados por el líquido de lavado, luego pasan por el eliminador de niebla, y finalmente salen del absorbedor para ser descargados al ambiente. Por otra parte, el líquido de lavado se mueve hacia la línea

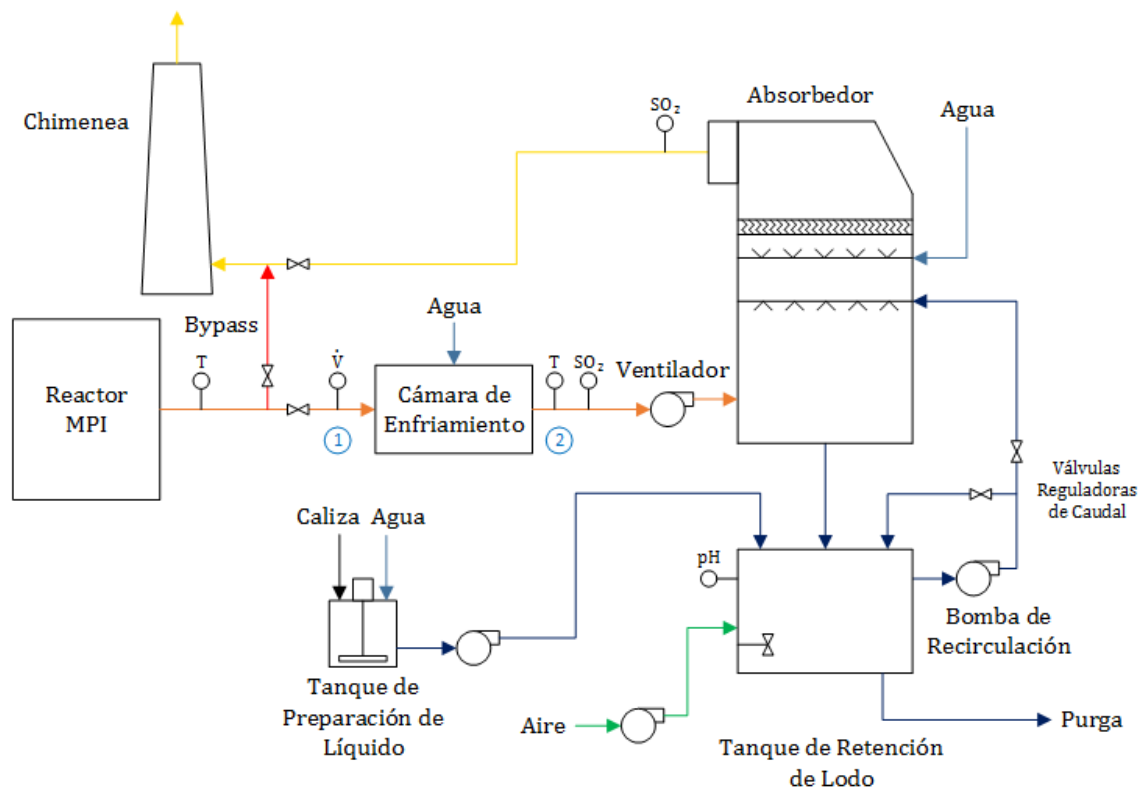


Figura 6.1: Esquema propuesta de implementación.

de aspersión a través de una bomba de recirculación desde el tanque de retención de lodos. La caliza, previamente pulverizada, es mezclada con agua en un tanque de preparación de líquido con un agitador mecánico que funciona con un motor eléctrico y luego se lleva al tanque de retención de lodo. En la línea de alimentación se pueden ver dos válvulas reguladoras de caudal, la función de estas es precisamente poder reducir el caudal cuando sea necesario, ya que a diferencia de un sistema industrial, el reactor MPI no siempre trabaja bajo los mismos parámetros. Finalmente, el líquido pasa a través del absorbedor y después se dirige a el tanque de retención de lodo, donde se añade aire para la oxidación forzada. En la parte baja del tanque de retención de lodo se purgan los sólidos formados. En el absorbedor se considera la inyección de agua para la limpieza del eliminador de niebla.

La instrumentación mostrada en la figura 6.1 es la necesaria para poder saber las con-

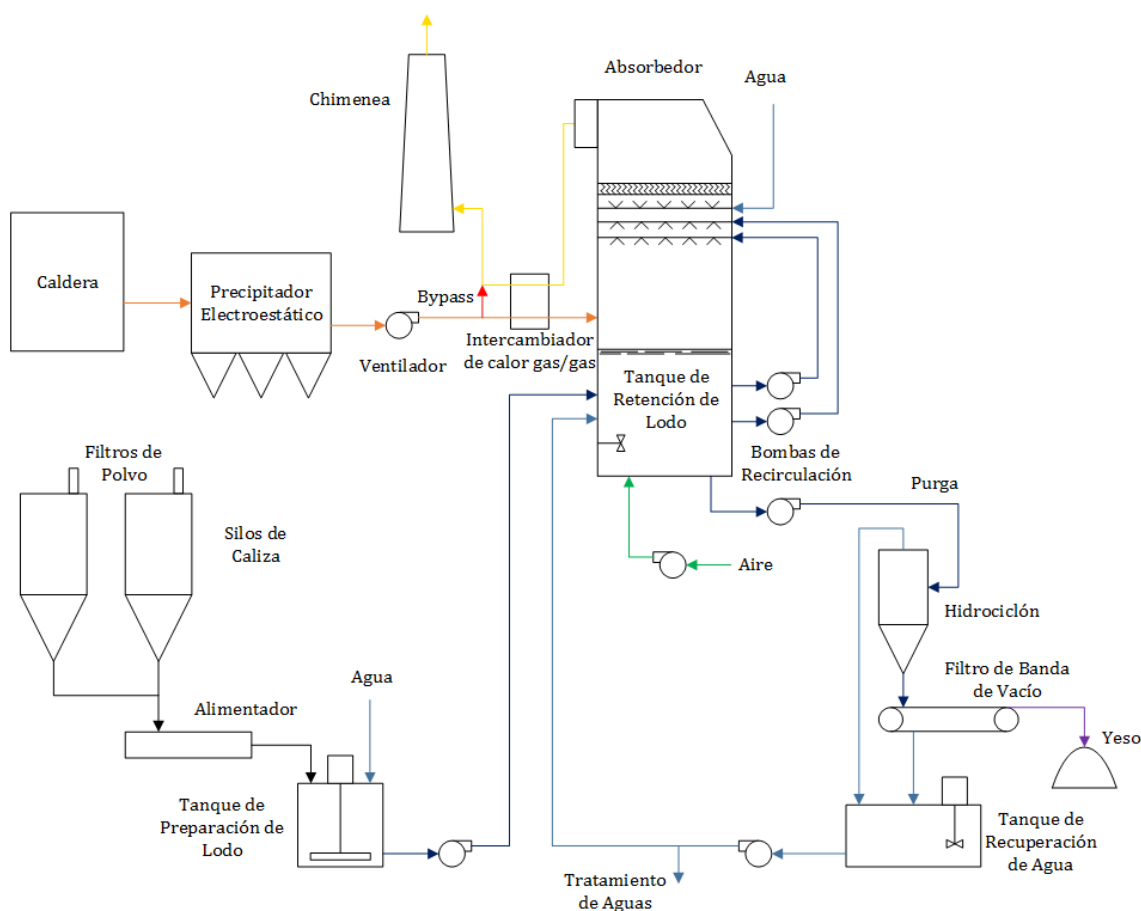


Figura 6.2: Esquema general sistema industrial de desulfuración de gases de combustión.

diciones reales con las que opera el absorbedor. En cuanto a la eficiencia real de este, una alternativa es hacer un balance másico al conocer la cantidad de azufre presente en el combustible y al recuperar las sales formadas en el tanque de retención de lodo.

El sistema es dimensionado de acuerdo a los siguientes parámetros y supuestos: presión de trabajo del sistema es atmosférica. Valor de temperatura ambiente es de 25 [°C]. La relación de aire, que es la razón entre la cantidad de aire utilizado y el aire estequiométrico, es de 1,1. En los trabajos realizados por J. Garrido [40] con petróleo pesado y vapor de agua, el flujo de combustible fue de 2,81 [l/min]. Con este valor en mente se escoge arbitrariamente un valor de 3 [l/min].

6.1.1. Volumen de gases de combustión

Para poder dimensionar el absorbedor es necesario conocer el flujo de gases y la concentración de SO_2 en este. Para calcular el flujo de gases, primero se debe obtener la cantidad de aire estequiométrico necesario para la combustión mediante la ecuación (6.1) [41].

$$V_{aire,e}^{\circ} = \frac{22,4}{0,21} \left(\frac{X_C}{M_C} + \frac{X_H}{4M_H} + \frac{X_S}{M_S} - \frac{X_O}{2M_O} \right) \quad (6.1)$$

Donde $V_{aire,e}^{\circ}$ es la cantidad de aire estequiométrico necesario para la combustión en condiciones estándar (superíndice $\circ$) en $[\text{Sm}^3/\text{kg comb}]$ (metro cúbico estándar por kilogramo de combustible), X_i es la fracción másica del elemento i , adimensional y M_i es la masa molar en $[\text{kg/kmol}]$. Las masas molares elementales se presentan en la tabla 6.2.

Tabla 6.2: Masas molares elementales.

Elemento	C	H	O	N	S
Masa molar $[\text{g/mol}]$	12,01	1,008	16	14,01	32,06

Con el valor de $V_{aire,e}^{\circ}$ y la relación de aire se pueden obtener la cantidad de moles mediante las ecuaciones (6.2). Se supone combustión completa.

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{X_C}{M_C} \quad (6.2a)$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{X_H}{2M_H} \quad (6.2b)$$

$$n_{\text{SO}_2} = \frac{X_S}{M_S} \quad (6.2c)$$

$$n_{\text{N}_2} = 0,79\lambda \times \frac{V_{aire,e}^{\circ}}{22,4} + \frac{X_N}{2M_N} \quad (6.2d)$$

$$n_{\text{O}_2} = 0,21(\lambda - 1) \frac{V_{aire,e}^{\circ}}{22,4} \quad (6.2e)$$

$$n_T = \sum_i n_i \quad (6.2f)$$

Donde n_i y n_T corresponden a la cantidad de moles del compuesto i y la cantidad de moles total en [kmol/kg comb], respectivamente, y λ es la relación de aire, adimensional. Finalmente con el valor de n_T se puede obtener el flujo de gases de combustión mediante la ecuación (6.3).

$$\dot{V}_{GC} = 22,4 \dot{m}_{comb} \times n_T \times \frac{T_1}{T^\circ} \quad (6.3)$$

Donde $\dot{V}_{GC}$ es el flujo de gases de combustión en [m³/s], $\dot{m}_{comb}$ es el flujo de combustible en [kg/s] y T_1 es la temperatura justo antes de la cámara de enfriamiento (subíndice 1) en [K]. En los trabajos realizados por R. Cisternas [42] con petróleo pesado, la termocupla ubicada al final de los elementos sólidos del reactor MPI, marcó en promedio 1.000 [°C] y se estima que la temperatura de los gases debe ser por lo menos la mitad, por lo cual, sea $T_1 = 500$ [°C]. Los valores obtenidos corresponden a $\dot{V}_{GC}^\circ = 0,58$ [Sm³/s] y $\dot{V}_{GC} = 1,65$ [m³/s]. Finalmente, con la ecuación (6.4) se pueden obtener las fracciones molares.

$$y_i = \frac{n_i}{n_T} \quad (6.4)$$

Donde y_i es la fracción molar del compuesto i , adimensional. Con el valor de y_{SO_2} se obtiene una concentración de 1.710 [ppm] de SO₂.

6.1.2. Cámara de enfriamiento

En el proceso de combustión hay una pequeña formación de SO₃, que corresponde aproximadamente a un 2 % del SO₂ formado [35]. Bajo los 540 [°C] el SO₃ empieza a reaccionar con el vapor de agua contenido en los gases de combustión y forma ácido sulfúrico (H₂SO₄) el cual se comienza a condensar en un rango de temperaturas entre 90 y 150 [°C]. Una alternativa de diseño para la cámara de enfriamiento es evitar la corrosión en esta y en el ducto corriente abajo. Los gases serían enfriados hasta una temperatura superior a la temperatura de condensación (punto de rocío) del H₂SO₄. Para obtener esta temperatura

se utilizan las ecuaciones (6.5) [43] y (6.6).

$$T_{rocío} = \frac{1000}{2,276 - 0,0297 \ln(P_{H_2O}) - 0,0858 \ln(P_{SO_3}) + 0,0062 \ln(P_{H_2O}) \ln(P_{SO_3})} \quad (6.5)$$

$$P_i = y_i P \quad (6.6)$$

Donde $T_{rocío}$ es la temperatura de condensación del H_2SO_4 en [K] y P_i y P corresponden a la presión parcial del compuesto i y a la presión del sistema en [mmHg], respectivamente. El valor obtenido es $T_{rocío} = 150$ [°C], por lo tanto, sea la temperatura de salida de la cámara de enfriamiento (subíndice 2) $T_2 = 170$ [°C]. Para lograr reducir la temperatura de los gases de combustión, se evalúa la utilización de aire y evaporación de agua por separado, en condiciones ambientales. En ambos casos se hizo un balance de energía representado por la ecuación (6.7).

$$\dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_E h_E = \dot{m}_2 h_2 \quad (6.7)$$

Donde $\dot{m}_E$ es el flujo másico del aire o agua de enfriamiento en [kg/s] y h es la entalpía en [kJ/kg]. En el caso de los gases de combustión y el aire, las entalpías fueron calculadas al integrar las funciones polinomiales del calor específico respecto de la temperatura, presentadas por Y. Çengel [44]. El aire se consideró como una mezcla de 21 % oxígeno y 79 % nitrógeno. Al adicionar aire o agua se aumenta el volumen de los gases de combustión, por lo tanto, disminuye la concentración de SO_2 que entra al absorbedor y varía el punto de rocío. En la tabla 6.3 se presentan los valores obtenidos.

Se puede ver una diferencia significativa en el flujo de gases, razón por la cual se opta por utilizar agua. El problema con esta alternativa es que una vez que los gases de combustión entren en el absorbedor, estos se seguirán enfriando por evaporación del líquido de lavado, hasta la temperatura de saturación de los gases. Al evaporar parte del líquido

Tabla 6.3: Comparación valores cámara de enfriamiento, aire y agua.

	Aire	Agua
$\dot{m}_E$ [kg/s]	2,10	0,12
$\dot{V}_{GE,2}$ [m ³ /s]	3,39	1,18
$y_{SO_2,2}$ [ppm]	480	1.370
$T_{rocío,2}$ [°C]	124	158

de lavado, disminuye la eficiencia del absorbedor. Otra alternativa es enfriar los gases de combustión hasta una temperatura cercana a su temperatura de saturación, lo cual es lo que generalmente se hace en la industria, pero en este caso el material de construcción de la cámara de enfriamiento y el ducto corriente abajo debe ser adecuado para la corrosión. En la tabla 6.4 se comparan ambas alternativas.

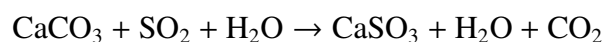
Tabla 6.4: Comparación valores cámara de enfriamiento, con y sin condensación de H₂SO₄.

Condensación de H ₂ SO ₄	No	Si
T_2 [°C]	170	90
$T_{rocío,2}$ [°C]	158	158
$T_{sat,2}$ [°C]	67	70
$\dot{m}_E$ [kg/s]	0,12	0,14
$\dot{V}_{GE,2}$ [m ³ /s]	1,18	1,01
$y_{SO_2,2}$ [ppm]	1.370	1.310

T_{sat} representa la temperatura de saturación de los gases de combustión. Para los siguientes cálculos se utilizaron los resultados obtenidos sin condensación de H₂SO₄.

6.1.3. Líquido de lavado

Primero, se calcula la cantidad de caliza necesaria. Esto se hace estequiométricamente, utilizando la reacción general que ocurre en el absorbedor y en el tanque de retención de lodos:



Aquí se puede ver que se necesita un mol de carbonato de calcio (CaCO₃) por cada mol

de SO_2 . Por lo general se utiliza una razón estequiométrica entre 1,1 y 1,2 [45] y además la caliza de alta pureza generalmente contiene entre 90 y 94 % de CaCO_3 . Por lo tanto, con una razón estequiométrica de 1,1 y una pureza de 90 % se obtiene: $\dot{m}_{\text{caliza}} = 5,5 \text{ [g/s]}$

En segundo lugar se calcula la razón de líquido de lavado por cantidad de gases de combustión, L/G , para poder obtener la cantidad de líquido necesario. Para esto, primero se obtiene la curva de equilibrio de la solubilidad del SO_2 en el agua, que se puede ver en la figura 6.3.

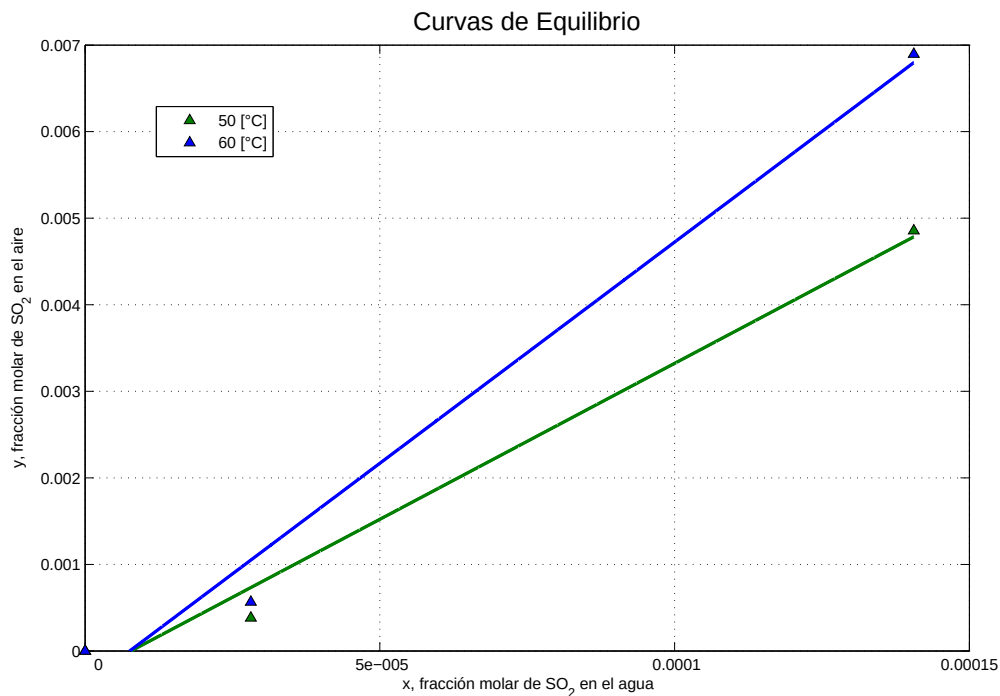


Figura 6.3: Curvas de equilibrio de solubilidad de SO_2 , 50 y 60 $^{\circ}\text{C}$.

En estas curvas, los puntos representan los datos obtenidos de la tabla de solubilidad de SO_2 presentada por R.H. Perry [46] y las rectas corresponden a la regresión lineal obtenida con estos puntos. Estas curvas representan la cantidad máxima de SO_2 que puede absorber el agua para una cierta concentración en los gases. La idea es que los gases y el líquido no lleguen al equilibrio dentro del absorbedor, ya que dejaría de haber transferencia de SO_2 . En la figura 6.3 también se puede ver que a mayor temperatura, disminuye la

solubilidad. La remoción de SO_2 ocurre entre los 45 y 60 [°C] [47]. Ya que la temperatura de saturación de los gases de combustión obtenida fue de 67 [°C], se utiliza la curva de equilibrio de 60 [°C]. Con la curva de equilibrio y una balance de SO_2 en el absorbedor, se puede obtener L/G . La representación esquemática de este balance se puede ver en la figura 6.4 [48], donde L representa la cantidad de líquido, G la cantidad de gas, x la concentración de SO_2 en el líquido, y la concentración de SO_2 en el gas, y los subíndices A y B representan la posición.

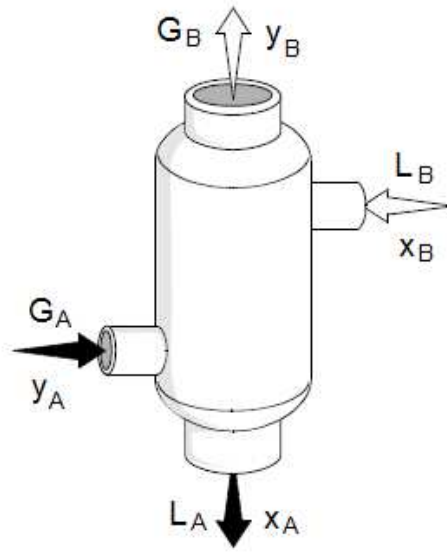


Figura 6.4: Balance de SO_2 en el absorbedor.

De acuerdo a la figura 6.4, el balance de SO_2 estaría representado por la ecuación (6.8).

$$L_B x_B + G_A y_A = L_A x_A + G_B y_B \quad (6.8)$$

Debido a las bajas concentraciones de SO_2 los valores de L_A y L_B son prácticamente iguales. Lo mismo ocurre con G_A y G_B , por lo tanto la ecuación (6.8) se puede reescribir como la ecuación (6.9).

$$\frac{L}{G} = \frac{y_A - y_B}{x_A - x_B} \quad (6.9)$$

En la ecuación (6.9) se puede ver que el valor de L/G es representado por la pendiente de una recta. Los valores G , y_A y x_B corresponden al flujo de gases de combustión ($\dot{V}_{GC,2}$), a la concentración de SO_2 en los gases a la entrada del absorbedor ($y_{\text{SO}_2,2}$) y a la concentración de SO_2 en el líquido de lavado, que se estima como cero, respectivamente. Al asumir una eficiencia del absorbedor de un 90 % el valor de y_B se vuelve conocido. Con la curva de equilibrio y el valor de y_A se puede obtener el valor máximo de x_A y con este, el valor mínimo de L/G . Se debe utilizar entre un 25 y 100 % más del valor mínimo de L/G , siendo el valor típico un 50 % [48]. El valor de L/G obtenido representa la pendiente de la curva operacional del sistema, que se grafica junto con la curva de equilibrio en la figura 6.5.

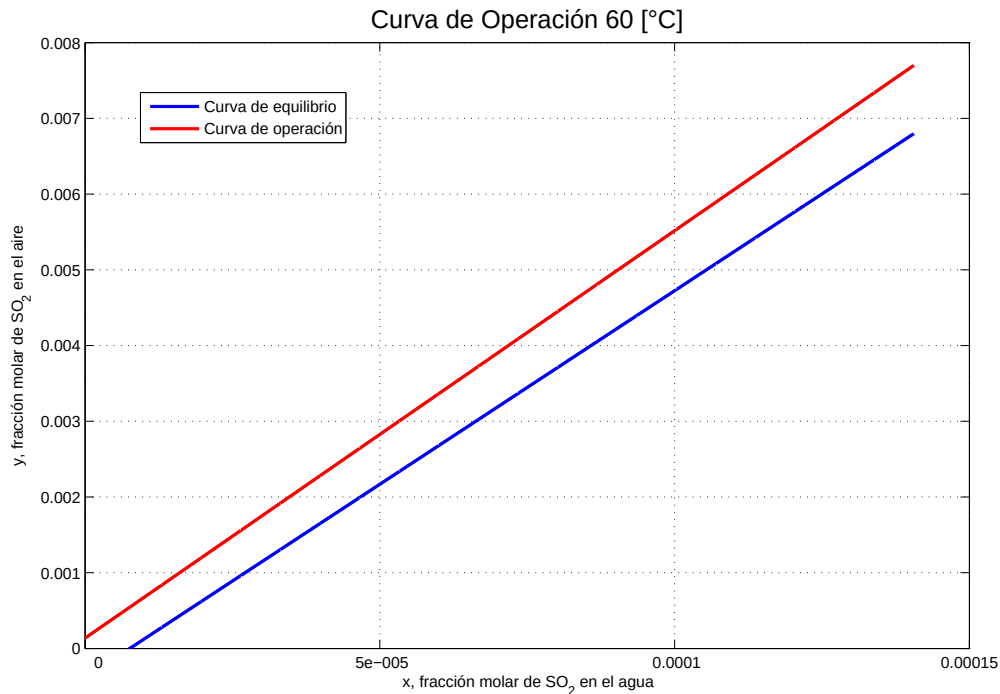


Figura 6.5: Curvas de equilibrio y operación.

La diferencia entre ambas curvas representa la diferencia de concentración que es la fuerza impulsora para la absorción. Finalmente, ya que el líquido de lavado contiene caliza se necesita una menor cantidad en comparación al utilizar solo agua. Esto se representa en

la ecuación (6.10).

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_A - y_B}{x_A (1 + c)} \quad (6.10)$$

Donde c es el factor de conversión de SO_2 a HSO_3^- en el líquido, adimensional (ver anexo A). El valor de c varía entre 5 y 14, y es lo que permite al líquido de lavado absorber entre 6 y 15 veces más SO_2 que el agua pura [49]. Se escoge un valor de $c = 5$. Se obtienen los valores $L = 5,3$ [l/s] y $L/G = 4,5$ [l/m³]. En la industria los valores de L/G varían entre 1,3 y 10,7 [l/m³] [36], por lo cual el valor obtenido está dentro de límites.

6.1.4. Absorbedor

Para obtener el diámetro del absorbedor, se debe fijar una velocidad máxima de los gases de combustión para que pasen a través de este y utilizar la ecuación (6.11).

$$D = \sqrt{\frac{4\dot{V}_{GC}}{\pi \times u}} \quad (6.11)$$

Donde D es el diámetro del absorbedor en [m] y u es la velocidad de los gases en el absorbedor en [m/s]. La velocidad máxima dentro del absorbedor no debería ser superior a 2,3 [m/s] [50]. Si se aplica un factor de dos tercios a este valor, se obtiene $u = 1,5$ [m/s] y, a su vez, con este valor se obtiene $D = 1,0$ [m].

Para obtener la altura del absorbedor, primero se debe obtener la altura de aspersion que se obtiene con las ecuaciones (6.12), (6.13) y (6.14) [47].

$$\text{NTU} = \ln\left(\frac{y_A}{y_B}\right) \quad (6.12)$$

$$\text{HTU} = \frac{G_s}{K_G a \times P} \quad (6.13)$$

$$H_s = \text{HTU} \times \text{NTU} \quad (6.14)$$

Donde H_s es la altura de aspersión en [m], G_s es el flujo molar superficial de gases en [kmol/(s m²)], K_{Ga} representa el coeficiente volumétrico global de transferencia de masa en [kmol/(s m³ Pa)], y NTU y HTU representan el número de unidades de transferencia de masa y la altura de una unidad de transferencia, adimensionales, respectivamente. El valor de G_s se obtiene al dividir el flujo molar de gases por la sección transversal de la torre. El valor de K_{Ga} se obtiene experimentalmente y depende de varios factores como del contaminante absorbido, el líquido de lavado, el flujo de gases, la razón líquido-gas, el volumen de la torre y la eficiencia. En este trabajo se utiliza un valor presentado por A. Lancia [51], $K_{Ga} = 4,80 \times 10^{-4}$ [kmol/(s m³ Pa)]. La altura de aspersión obtenida es $H_s = 2,0$ [m]. A esta altura hay que sumarle la altura de los aspersores, el eliminador de niebla y el ducto de salida de los gases, por lo cual la altura de la torre se puede estimar entre 2,3 y 2,5 [m].

6.1.5. Equipos Asociados

Eliminador de niebla

Para el eliminador de niebla se opta por un diseño sencillo tipo chevron (figura 5.4b), de una etapa, tres pasos, distanciamiento entre placas de 3 pulgadas y ángulo de placas de 90°. Con estas características se asegura la estabilidad del eliminador de niebla en el sistema y una buena eficiencia sin arriesgar demasiado en taponamiento. En caso de ser necesario, se puede agregar una segunda etapa al depurador húmedo para aumentar la eficiencia, o también se puede modificar el eliminador de niebla para que tenga una mayor cantidad de pasos.

La línea de aspersión para el agua de lavado del eliminador de niebla estaría ubicada corriente arriba de este.

Aspersores

En primera instancia se considera una línea de aspersión, dejando abierta la posibilidad de poder agregar más líneas al sistema. Se considera una cantidad de tres aspersores en esta línea, teniendo en cuenta que se debe cubrir toda el área transversal de absorbedor, y que deben generar gotas del tamaño deseado de acuerdo con el flujo suministrado.

Bombas

La cantidad masa de caliza a utilizar es despreciable en comparación con la cantidad de agua, por lo cual se supone que la densidad del líquido de lavado es igual a la del agua. En ese caso, el caudal de la bomba de recirculación debe ser mínimo de 320 [l/min].

La purga se considera como un lodo con un 15 % de concentración en peso de sólidos. Se asume que el 10 % de la caliza que no es carbonato de calcio son elementos inertes. Por lo tanto el caudal de la bomba para la purga debe ser de por lo menos 3,2 [l/min].

Para el caso de la bomba de agua, la idea es que supla el agua para el enfriamiento, el lavado del eliminador de niebla y la reposición de agua por las pérdidas en evaporación y purga del sistema. El lavado del eliminador de niebla puede ser realizado una vez terminada la experiencia de laboratorio, de una hora de duración, por lo cual solo serían los caudales de la cámara de enfriamiento y la reposición de agua los que irían simultáneamente. El agua de evaporación es la necesaria para saturar los gases dentro del absorbedor. Por lo tanto el caudal de la bomba de agua debe ser mínimo de 12 [l/min].

Finalmente, la bomba de alimentación de caliza al tanque de retención de lodo debe suministrar la caliza y el agua de reposición, por lo cual debe ser de un caudal mínimo de 5 [l/min].

Las densidades para los lodos de alimentación de caliza y de purga se obtuvieron utilizando la ecuación (6.15) [52]

$$\rho_{lodo} = \frac{100}{(C_w/\rho_{sólido}) + [(100 - C_w)/\rho_{líquido}]} \quad (6.15)$$

Donde ρ representa la densidad en $[\text{kg}/\text{m}^3]$ y C_w es la concentración de sólidos porcentual en peso.

Ventilador

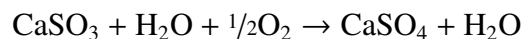
La ubicación del ventilador se escoge corriente arriba del absorbedor, para evitar problemas de corrosión al momento de condensarse el SO_2 , y corriente abajo de la cámara de enfriamiento, para reducir su tamaño. Además, debido a que no se cuenta con un equipo de precolección de material particulado, el ventilador debería ser de tipo centrífugo con paletas radiales [36].

La caída de presión del sistema se debe principalmente a las partes internas de la torre de aspersión: la línea de aspersión y el eliminador de niebla. La información disponible en la literatura varía de una fuente a otra, pero en general este valor puede variar entre 1 y 8 pulgadas de columna de agua, y es un valor que se determina empíricamente. Para efectos de este trabajo, debido a la poca cantidad de partes internas del absorbedor propuesto, se considera una caída de presión de 3 pulgadas de columna de agua.

Tanques

El líquido de lavado debe tener un tiempo de residencia de al menos 8 minutos para completar la formación de yeso. Por lo tanto, si consideramos que el tanque de retención de lodo tiene un tiempo de residencia de 10 minutos, el volumen sería de $3,2 [\text{m}^3]$.

La cantidad de aire necesario para la oxidación forzada se ve estequiométricamente de acuerdo a la siguiente reacción general:



Por lo tanto, utilizando una razón estequiométrica de 1,5 se obtiene un flujo de aire de $0,23 [\text{Nm}^3/\text{min}]$.

Por otro lado, al considerar 10 minutos para el tanque de preparación de líquido de

lavado, se obtiene un volumen de 50 [l].

6.1.6. Resumen

En la tabla 6.5 se puede ver un resumen de los valores obtenidos hasta ahora en este capítulo.

Tabla 6.5: Resumen valores dimensionamiento.

Presión, atm	1
Temperatura gases de combustión, °C	500
Temperatura gases de combustión entrada absorbedor, °C	170
Temperatura saturación H ₂ SO ₄ , °C	158
Temperatura saturación gases de combustión, °C	67
Agua de enfriamiento, l/min	7,1
Volumen gases de combustión, m ³ /s	1,65
Volumen gases de combustión entrada absorbedor, m ³ /s	1,18
Concentración SO ₂ , ppm	1.710
Concentración SO ₂ entrada absorbedor, ppm	1.370
Diámetro absorbedor, m	1,0
Altura aspersión, m	2,0
Altura absorbedor, m	2,5
Flujo líquido de lavado, l/min	320
Flujo caliza, kg/min	0,33
Flujo agua de reposición, l/min	4,9
Flujo purga, l/min	3,2
Volumen tanque de preparación de líquido, l	50
Volumen tanque de retención de lodo, m ³	3,2
Volumen aire de oxidación, Nm ³ /min	0,23

6.2. Evaluación de costos

6.2.1. Costos de inversión

Los costos de inversión están asociados a los costos de los equipos necesarios para la implementación del sistema. En la tabla 6.6 se presentan los costos de inversión para el

sistema. El detalle de estos costos se pueden ver en el anexo B.

Tabla 6.6: Costos de inversión del sistema.

Equipo	Costo [CLP]
Absorbedor	2.021.500
Tanques	1.887.000
Bombas	3.981.340
Ventilador	4.320.200
Compresor	299.000
Cañerías y “fitting”	140.000
Instrumentación	1.167.000
Total	13.816.040

Para poder realizar la evaluación, todos los costos de la tabla 6.6 son presentados en pesos chilenos, utilizando la conversión 1 [USD] = 700 [CLP] (cuando fue necesario).

6.2.2. Costos de operación

Las experiencias realizadas por R. Cisternas [42] en el LTF con petróleo pesado tenían una duración aproximada de dos horas. En estas experiencias, primero se calentaba el medio poroso con gas licuado de petróleo, que tiene un contenido de azufre prácticamente nulo, y luego se inyectaba F.O.6. Desde la inyección de este, hasta el término de las experiencias, el tiempo siempre fue un poco menor a una hora. Por lo tanto se considera que por cada experiencia en el LTF con el reactor MPI, el sistema de desulfuración de gases funcionará durante una hora.

Los costos de operación se encuentran asociados a los consumos de caliza, agua y energía eléctrica, y costos de mantenimiento. Los valores de caliza, agua y energía eléctrica utilizados se presentan en la tabla 6.7. Los costos de mantenimiento se asumen como un 3 % de la inversión inicial.

Los valores de energía eléctrica y agua presentados en la tabla 6.7 se obtuvieron de boletas de Chilectra y Esval, respectivamente. El precio de la caliza se obtuvo al promediar cuatro valores de publicaciones del sitio de internet Alibaba, presentados en la tabla 6.8,

Tabla 6.7: Valores caliza, agua y energía eléctrica utilizados.

Item	Valor [CLP]
Energía eléctrica [kWh]	102
Agua [m ³]	333
Caliza [kg]	151

y después, ya que las condiciones de estas publicaciones eran bajo incoterm F.O.B., se agregó un 20 % al valor obtenido.

Tabla 6.8: Precios de caliza.

Precio Caliza [USD/ton]
90 - 250
100 - 300
90 - 180
120 - 310

En la tabla 6.9 se pueden ver los consumos del sistema.

Tabla 6.9: Consumo caliza, agua y energía eléctrica del sistema.

Item	Consumo
Energía eléctrica [kW]	23,20
Agua [m ³ /h]	0,72
Caliza [kg/h]	19,80

En la tabla 6.10 se pueden ver los consumos de energía eléctrica de los equipos.

Tabla 6.10: Consumo de energía eléctrica de los equipos.

Equipo	Consumo [kW]
Ventilador	4,00
Bomba recirculación	15,00
Bomba alimentación	0,75
Bomba purga	0,75
Bomba agua	0,75
Compresor	1,50
Agitadores	0,45

A modo de evaluación, se supone un uso de ocho horas diaras para el sistema de desulfuración de gases, por diez meses. Debido a que el tanque de retención de lodos debe

ser vaciado al final de la última experiencia, se considera un consumo adicional diario de agua de 3 [m³] para llenar el estanque. En base a lo mencionado anteriormente, se presentan los costos anuales de operación en la tabla 6.11.

Tabla 6.11: Costos de operación del sistema.

Item	Valor [CLP]
Energía eléctrica	1.353.581
Agua	356.923
Caliza	1.710.166
Mantenimiento	414.481
Total	3.835.150

6.2.3. Análisis de costos

El valor de los costos de inversión se deben principalmente a las bombas y el ventilador. Esto debido a que son equipos comerciales con requisitos especiales. En general, todos los equipos tenían como requisito especial ciertos materiales de construcción. Estos requisitos son los que encarecen el sistema. Una alternativa para disminuir los costos de inversión sería emplear equipos con materiales de construcción no óptimos, aludiendo a que el sistema no se utilizará constantemente. Esto tendría como consecuencia el aumento de los costos de mantenimiento.

Otra alternativa es disminuir la eficiencia del sistema, ya que al tratarse de un sistema didáctico, se puede hacer esto sin tener consecuencias, y al hacerlo, se disminuiría el volumen del tanque de retención de lodos y el tamaño de la bomba de recirculación.

Otra forma de disminuir los costos de inversión sería utilizar equipos que ya se encuentran en el LTF, si es que son adecuados para la operación o adaptándolos para esta.

Con los valores presentados en las tablas 6.6 y 6.11 se puede observar que los costos anuales de operación corresponden a un 27,8 % de los costos de inversión. Este valor tan alto se debe principalmente al consumo de energía eléctrica y al consumo de caliza por parte del sistema. El consumo de energía eléctrica se podría disminuir al instalar motores eléctricos de alta eficiencia, pero eso elevaría demasiado los costos de inversión.

El consumo de caliza es el principal componente de los costos de operación. En la figura 6.6 se presenta la sensibilidad de los costos de operación respecto a la variación porcentual del costo de la caliza.

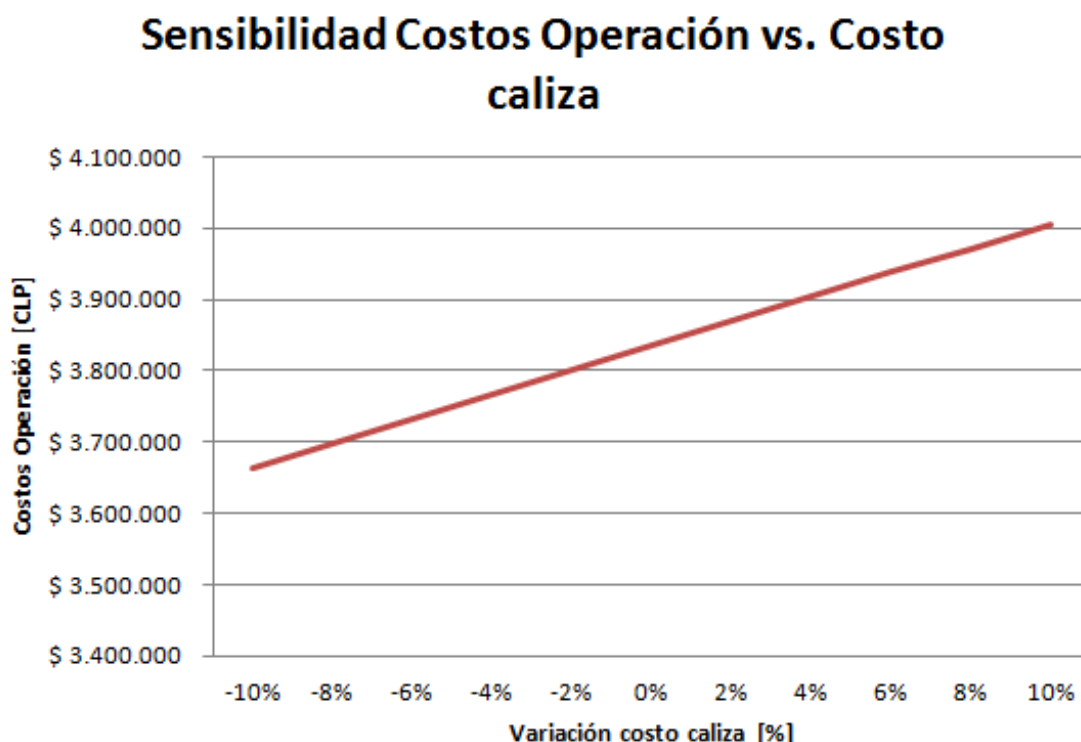


Figura 6.6: Sensibilidad costos de operación respecto al costo de la caliza.

Como se puede ver en la figura 6.6, al disminuir el costo de la caliza en un 10 %, se puede lograr disminuir los costos de operación en un 4,5 %.

Otra opción para poder disminuir los costos de operación, como se mencionó anteriormente, es disminuir la eficiencia del sistema, para poder disminuir el consumo de caliza.

Otro punto a considerar es que los costos de operación se realizaron en base a el supuesto de un uso de ocho horas diaras para el sistema de desulfuración de gases y es probable que las horas de utilización del sistema sean mucho menores. Si se considera un uso de una hora diaria para el sistema, los costos de operación bajan a \$ 2.111.595, una disminución de un 44,9 %, y que corresponde a un 15,3 %, de los costos de inversión.

Debido a esto, probablemente el valor real de los costos de operación este más cercano a este valor.





Capítulo 7

Aplicaciones

El sistema propuesto en el capítulo 6 puede ser utilizado en otras aplicaciones, y no solo para la combustión de petróleo pesado. De todas formas, debido a la composición del petróleo pesado, si se mantienen constantes todos los parámetros del sistema, y se cambia el combustible, por ejemplo, a otro combustible fósil, entonces el sistema estará sobredimensionado. Esto queda más claro con la información de la tabla 7.1 [37].

Tabla 7.1: Composición másica combustibles.

Combustible	C %	H %	O %	N %	S %	Cenizas %
Gas natural (CH_4)	76	23,2	0	0,8	0	0
Gas licuado (C_3H_8 , C_4H_{10})	81	19	0	0	0	0
Fuel oil 6 (F.O.6)	86,6	9,9	0,4	0,1	3,0	0,1
Fuel oil 5 (F.O.5)	86,1	12	0,1	0,1	1,7	0
Fuel oil 2 (F.O.2)	86,3	13,1	0	0	0,6	0
Kerosene	85,9	13,6	0	0	0,2	0
Leña	45,1	5,6	43,5	0,1	0,1	5,6
Carbón sub-bituminoso	49	6,1	30	0,6	0,3	14
Carbón bituminoso	72,2	5,6	11,8	1,3	1,7	7,4

Como se puede ver en la tabla 7.1, el F.O.6 es el combustible con más contenido de azufre, por lo tanto se necesita un mayor flujo de líquido de lavado para controlar el SO_2 producido en comparación con los otros combustibles de la tabla. Para los combustibles sólidos, como el carbón y la leña, dado al alto contenido de cenizas, se debería utilizar

un equipo de control de material particulado, como los descritos en el capítulo 4, para no afectar la eficiencia de la torre de aspersión.

En cuanto a las dimensiones de la torre de aspersión, estas dependen principalmente del flujo de gases.

7.1. Homologación a otras aplicaciones

Para poder homologar el sistema propuesto en el capítulo 6, primero se debe conocer que combustible a utilizar. Luego, se deben seguir los mismos pasos de cálculos que se realizaron en el capítulo 6, los cuales están aquí resumidos:

- Obtener el flujo de gases de combustión, a través de la composición másica del combustible.
- Obtener la fracción molar de SO_2 presente en los gases, a través de la composición másica del combustible.
- Determinar temperatura objetivo para enfriamiento de gases, y método de enfriamiento.
- Determinar la eficiencia del sistema.
- Obtener el flujo de líquido de lavado a utilizar, a través de curva de equilibrio de absorción de SO_2 .
- Obtener diámetro y altura de aspersión del absorbedor, a través del flujo de gases.
- Obtener el volumen del tanque de retención, a través del flujo de líquido de lavado.
- Calcular el flujo de aire necesario para la oxidación forzada.

El resto de los equipos (ventilador, bombas, compresor) se seleccionan con los datos ya conocidos del sistema.

7.2. Ejemplo de aplicación

En el Laboratorio de Energías Renovables (LER) de la Univerdad hay un proyecto para instalar una central termoeléctrica piloto con ciclo Rankine utilizando como combustible biomasa y gas de síntesis (obtenido de la gasificación de biomasa). De acuerdo al trabajo realizado por D. Rojas [53], la caldera se alimentaría con agua a 20 [°C], y se alimentaría la turbina con un flujo de vapor de 1.100 [kg/h]. Las características de la turbina de vapor del LER se presentan en la tabla 7.2.

Tabla 7.2: Características turbina vapor LER.

Potencia máxima	73,5 [kW]
Presión de vapor máxima	16 [bar]
Temperatura de vapor máxima	280 [°C]

Asumiendo una eficiencia de un 90 % para la caldera, son necesarios 3.516.000 [kJ/h] de energía para llevar un flujo de 1.100 [kg/h] de agua a 20 [°C] a vapor sobrecalentado según las características de la tabla 7.2. Para el caso de biomasa de madera, si se considera un poder calorífico inferior de 15.000 [kJ/kg], se obtiene un flujo másico de madera 234,4 [kg/h]. Este valor va a variar dependiendo de que tipo biomasa se va a utilizar. Si se considera la composición másica de la leña de la tabla 7.1 para la biomasa de madera, ya se cuenta con los datos necesarios para seguir los pasos de cálculos mencionados en la sección 7.1. Con esto, y si se mantienen los parámetros del capítulo 6, se obtiene un absorbedor de 0,75 [m] de diámetro y una altura de aspersión de 1,9 [m]. Debido al bajo contenido de azufre en la madera, el flujo de líquido de lavado sería de 50 [l/min].

Respecto a la normativa, el Decreto 13 que regula las emisiones a centrales termoeléctricas se aplica a unidades de generación eléctrica con una potencia térmica mayor o igual a 50 [MW] [9], lo que significa que no aplica a este proyecto, ya que la potencia térmica de la caldera bajo las condiciones de operación de la planta térmica, es de 1,2 [MW]. Para poder sobrepasar el límite impuesto por la norma, el flujo másico de madera debería ser de 11,3 [ton/h].



Capítulo 8

Conclusiones



En este trabajo, primero se revisaron las normas nacionales que rigen las emisiones de MP y SO_2 , para poder conocer las posibles limitaciones que habría que tener en cuenta para el desarrollo del mismo. Se concluye que no hay restricciones de este tipo para este trabajo, debido a que no se cumplen los requisitos impuestos por las normas, ya sea por la ubicación del sistema o su baja potencia instalada. Esto hace que el diseño para este trabajo sea más flexible, ya que no hay requerimientos de eficiencia.

Después de esto se revisaron las tecnologías existentes para el control de MP y SO_2 , y en que consisten los sistemas de desulfuración de gases de combustión típicamente instalados en las centrales termoeléctricas. Debido a que el propósito de este trabajo es el diseño de un sistema didáctico, se consideró que se debería diseñar un sistema con los equipos más comunes encontrados en la industria, seleccionándose de esta forma una torre de aspersión como absorbedor. Los sistemas de desulfuración de gases de combustión son sistemas complejos con una diversa cantidad de equipos que son fundamentales para su correcta operación. En el capítulo 6 se propuso un sistema de desulfuración de gases y luego se dimensionaron estos equipos: absorbedor, ventilador, compresor, tanques de retención de lodos y de alimentación, y bombas de alimentación, recirculación, purga y de agua.

Como se puede ver en el capítulo 6, los resultados obtenidos de la evaluación de costos

son elevados, tanto para los costos de inversión como los de operación, considerando que se trata de un sistema didáctico que no va a generar ingresos. Para los costos de inversión, esto se debe al tamaño de los equipos y, principalmente, a los materiales de construcción de los equipos escogidos, que son los recomendados por la literatura y los que se encuentran actualmente en la industria. Por otro lado, los costos de operación anuales del sistema representan un porcentaje importante del costo de inversión, lo que se transforma en un elevado costo para el Departamento de Ingeniería Mecánica a lo largo del tiempo.

Al ser un trabajo con un enfoque para un sistema didáctico, donde no hay restricciones por parte de la normativa vigente, se puede concluir que el desarrollo del sistema presentado en este trabajo de título no es conveniente para el LTF, ya que también hay que considerar el espacio disponible en el laboratorio. De todas maneras, el valor del aprendizaje que puede lograrse con este sistema instalado en el Laboratorio de la Universidad no es algo que pueda cuantificarse fácilmente, y bien podría ser incentivo suficiente para la implementación del sistema de desulfuración de gases de combustión desarrollado en este trabajo.

De todas formas, como se puede ver en el capítulo 7, el sistema propuesto en este trabajo poder ser utilizado en aplicaciones similares, pero donde se espera que esté sobredimensionado. En el capítulo 7 se utiliza como ejemplo el proyecto del LER de una central termoeléctrica piloto que funciona en base a biomasa y a pesar de utilizar un flujo másico mayor de biomasa de madera (respecto al flujo de petróleo pesado), el sistema queda sobre dimensionado, pero puede ser utilizado. Ya que el sistema fue diseñado para trabajar con petróleo pesado, que cuenta con la peor condición en cuanto a cantidad de azufre, se puede concluir que el sistema propuesto puede ser utilizado en otras aplicaciones, tanto para combustibles convencionales como no convencionales, donde las condiciones de operación sean similares.

Capítulo 9

Propuestas para Trabajos Futuros

Como se ha visto anteriormente, los sistemas de desulfuración de gases de combustión son complejos y cuentan con varios equipos, por lo cual hay muchas posibilidades en cuanto a la selección de equipos y la configuración del sistema. A continuación se presentan diferentes propuestas para futuras investigaciones o trabajos.

- Implementación del sistema de desulfuración de gases de combustión de acuerdo a lo propuesto en el capítulo 6. Una vez implementado el sistema se pueden optimizar los parámetros de operación de manera experimental, para obtener la mayor eficiencia posible. Una alternativa a esta propuesta, aunque no muy atractiva, es dejar que un porcentaje de los gases de combustión se vayan por el “bypass”, para reducir el volumen de gases que se dirigen al absorbedor, resultando en equipos más pequeños y de menor costo.
- Optimización de la propuesta del capítulo 6. Se pueden evaluar varios temas antes o después de la implementación del sistema, por ejemplo, se puede evaluar un intercambiador de calor gas-gas para enfriar los gases de combustión a la entrada del absorbedor y calentarlos a la salida, dejando la cámara de enfriamiento como un sistema de emergencia en caso de falla del intercambiador de calor; se puede evaluar un sistema de control de material particulado, como los vistos en el capítulo 4,

posiblemente aumentando la eficiencia del absorbedor; se puede hacer un estudio más detallado en cuanto al sistema de eliminación de aguas, refiriéndose a normas de descarga de residuos líquidos, costos de eliminación y a equipos de recuperación de agua, para uso como agua de reposición.

- Adaptación para control de sulfuro de hidrógeno (H_2S). Los reactores MPI del laboratorio de termofluidos también son utilizados para la gasificación de combustible (combustión incompleta). Debido a la falta de oxígeno en este proceso, el azufre contenido en el combustible se presenta como H_2S en los gases. Se puede evaluar si el sistema propuesto en el capítulo 6 puede ser adaptado para el control de H_2S , quizás cambiando algunos parámetros operacionales como la razón líquido-gas o el reactivo utilizado.
- Sistema piloto. Una alternativa para el sistema propuesto en el capítulo 6 es la implementación de un sistema piloto. La idea es, en vez de controlar los gases de combustión del reactor MPI, controlar una mezcla de SO_2 con aire. Para esto se puede fundir azufre puro en un horno pequeño, combustionarlo y finalmente diluirlo en aire seco. El flujo de aire puede ser secado con “silica gel”. Las ventajas serían que se puede controlar la concentración de SO_2 en los gases fácilmente al controlar el flujo de aire; sería el mismo flujo de aire seco el que enfriaría los gases antes de entrar al absorbedor y, además, se podría calentar el aire de combustión con los gases de combustión; al ser un sistema completamente nuevo, hay mayor flexibilidad en el diseño en cuanto al flujo de gases y por tanto, resultaría en equipos de menor tamaño, y también habría mayor flexibilidad en cuanto a la ubicación del sistema dentro del laboratorio.

Referencias

- [1] Decreto 20. Ministerio del Medio Ambiente. Establece Norma de Calidad Primaria Para Material Particulado Respirable MP10, en Especial de los Valores que Definen Situaciones de Emergencia y Deroga Decreto N°59, de 1998, del Ministerio Secretaría General de la Presidencia. Santiago, 21 de febrero de 2014.
- [2] Decreto 12. Ministerio del Medio Ambiente. Establece Norma Primaria de Calidad Ambiental Para Material Particulado Fino Respirable MP 2,5. Santiago, 1 de enero de 2012.
- [3] Decreto 113. Ministerio Secretaría General de la Presidencia. Establece Norma Primaria de Calidad de Aire Para Dióxido de Azufre (SO₂). Santiago, 6 de marzo de 2003.
- [4] Decreto 22. Ministerio Secretaría General de la Presidencia. Establece Norma de Calidad Secundaria de Aire Para Anhídrido Sulfuroso (SO₂). Santiago, 1 de junio de 2010.
- [5] Decreto 185. Ministerio de Minería. Reglamenta Funcionamiento de Establecimientos Emisores de Anhídrido Sulfuroso, Material Particulado y Arsénico en Todo el Territorio de la República. Santiago, 1 de junio de 2010.
- [6] Decreto 4. Ministerio de Salud. Establece Norma de Emisión de Material Particulado a Fuentes Estacionarias Puntuales y Grupales. Santiago, 16 de abril de 2010.

- [7] Decreto 1583. Ministerio de Salud. Establece Norma de Emisión de Material Particulado a Fuentes Estacionarias Puntuales que Indica. Santiago, 26 de abril de 1993.
- [8] Resolución 2063. Ministerio de Salud; Secretaría Regional Ministerial Región Metropolitana. Establece Fuentes Estacionarias a las que les son Aplicables las Normas de Emisión de Monóxido de Carbono (CO) y Dióxido de Azufre (SO₂). Santiago, 2 de febrero de 2005.
- [9] Decreto 13. Ministerio del Medio Ambiente. Establece Norma de Emisión Para Centrales Termoeléctricas. Santiago, 23 de junio de 2011.
- [10] Decreto 39. Ministerio del Medio Ambiente. Establece Norma de Emisión de Material Particulado, Para los Artefactos que Combustionen o Puedan Combustionar Leña y Pellet de Madera. Santiago, 4 de marzo de 2014.
- [11] Decreto 29. Ministerio del Medio Ambiente. Establece Norma de Emisión Para Incineración, Coincineración y Coprocesamiento y Deroga Decreto N°45, de 2007, del Ministerio Secretaría General de la Presidencia. Santiago, 12 de septiembre de 2013.
- [12] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Settling Chambers. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-4.
- [13] L. Theodore. Air Pollution Control Equipment Calculations. Estados Unidos, John Wiley & Sons, Inc, 2008. pp. 316-367.
- [14] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Cyclones. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-4.
- [15] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Fabric Filter - Mechanical Shaker Cleaned Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-5.

-
- [16] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Fabric Filter - Reverse-Air Cleaned Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-6.
- [17] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Fabric Filter - Pulse-Jet Cleaned Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-5.
- [18] D.S. Beachler, J. Joseph, M. Pompelia. Bag Cleaning. En su: Fabric Filter Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412A. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. pp. 2-9.
- [19] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Dry Electrostatic Precipitator (ESP) - Wire-Plate Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-6.
- [20] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Dry Electrostatic Precipitator (ESP) - Wire-Pipe Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-4.
- [21] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Wet Electrostatic Precipitator (ESP) - Wire-Plate Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-5.
- [22] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Wet Electrostatic Precipitator (ESP) - Wire-Pipe Type. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-4.
- [23] D.S. Beachler. Electrostatic Precipitator Operation. En su: Electrostatic Precipitator Plan Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412B. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. 2 p.

- [24] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Introduction to Scrubbing Systems. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. pp 1-11.
- [25] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Operating Principles of Scrubbers. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. pp 1-8.
- [26] K.B. Schnelle y C.A. Brown. Air Pollution Control Technology Handbook. Estados Unidos, CRC Press, 2002. 272 p.
- [27] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Spray Tower Scrubber. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-5.
- [28] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Liquid-Phase Contacting Scrubbers. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. 2 p.
- [29] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Venturi Scrubber. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-3.
- [30] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Gas-Phase Contacting Scrubbers. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. pp. 5-16.
- [31] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Impingement Plate/Tray Tower Scrubber. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-4.
- [32] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Packed Bed/Packed Tower Scrubber. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-5.

-
- [33] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Wet-Film (Packed Tower) Scrubbers. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. 3 p.
- [34] US EPA-CICA. Air Pollution Control Technology Fact Sheet: Flue Gas Desulfurization. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 2003. pp. 1-6.
- [35] The Babcock & Wilcox Company. Sulfur Dioxide Control. En su: Steam, Its Generation and Use. 41ª ed. Estados Unidos, The Babcock & Wilcox Company, 2005. pp. 4-18 p.
- [36] D.S. Henzel et al. The FGD System. En su: Limestone FGD Scrubbers: User's Handbook. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 1981. pp. 6-68.
- [37] M. Toledo. Procesos de Combustión: Combustión en Medios Porosos. Chile, Departamento de Ingeniería Mecánica, UTFSM, 2012. pp. 4-5.
- [38] ENAP. Productos: Petróleo Combustible N° 6 [en línea] <http://www.enap.cl/pag/120/1005/petroleo_combustible_n6> [consulta: 13 Agosto 2014].
- [39] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Flue Gas Desulfurization (Acid Gas Removal) Systems. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. 23 p.
- [40] J. Garrido. Estudio Experimental del Proceso de Oxidación Parcial de Petróleo Pesado con Adición de Vapor de Agua, Memoria de Titulación Para Optar al Título de Ingeniero Civil Mecánico. Chile, Departamento de Ingeniería Mecánica, UTFSM, 2013. pp 75-77.
-

- [41] C. Rosales. Apuntes: Equipos de Procesos Térmicos. Chile, Departamento de Ingeniería Mecánica, UTFSM, 2012.
- [42] R. Cisternas. Diseño e Implementación de Reactor Poroso Para la Generación de Syngas a Partir de la Oxidación Parcial de Petróleo Pesado, Memoria de Titulación Para Optar al Título de Ingeniero Civil Mecánico. Chile, Departamento de Ingeniería Mecánica, UTFSM, 2013. pp 101-108.
- [43] D.W. Green y R.H. Perry. Energy Resources, Conversion, and Utilization. En su: Perry's Chemical Engineers' Handbook. 8ª ed. Estados Unidos, McGraw-Hill, 2008. 52 p.
- [44] Y.A. Çengel y M.A. Boles. Termodinámica. 6ª ed. Estados Unidos, McGraw-Hill, 2008. pp 907-908.
- [45] D.S. Henzel et al. Introduction. En su: Limestone FGD Scrubbers: User's Handbook. Estados Unidos, United States Environmental Protection Agency, 1981. pp. 24-27.
- [46] D.W. Green y R.H. Perry. Physical and Chemical Data. En su: Perry's Chemical Engineers' Handbook. 8ª ed. Estados Unidos, McGraw-Hill, 2008. 133 p.
- [47] F.J. Gutiérrez. A simple realistic modeling of full-scale wet limestone FGD units. Chemical Engineering Journal, Vol. 165, 2010. pp. 426-429.
- [48] G.T. Joseph y D.S. Beachler. Design Review of Absorbers Used for Gaseous Pollutants. En su: Scrubber Systems Operation Review, Self-Instructional Manual, APTI Course SI: 412C. 2ª ed. Estados Unidos, North Carolina State University, 1998. pp. 16-21.
- [49] B. Cushman-Roisin. Apuntes: Introduction to Environmental Engineering. Estados Unidos, Dartmouth College, 2014.
- [50] S.B. Thakore y B.I. Bhatt. Introduction to Process Engineering and Design. India, Tata McGraw-Hill, 2007. pp 606-611.

-
- [51] A. Lancia, D. Musmarra y F. Pepe. Modeling of SO₂ Absorption into Limestone Suspensions. Industrial & Engineering Chemistry Research, Vol. 36, 1997. 199 p.
- [52] E.S. Menon. Piping Calculations Manual. Estados Unidos, McGraw-Hill, 2005. pp 603-604.
- [53] D. Rojas. Rediseño e implementación de una Planta Térmica de Ciclo Rankine para Uso Docente en el Laboratorio de Energías Renovables de la UTFSM, Memoria de Titulación Para Optar al Título de Ingeniero Civil Mecánico. Chile, Departamento de Ingeniería Mecánica, UTFSM, 2014. pp 9-10.



Anexo A

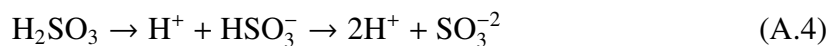
Química del Proceso

El dióxido de azufre es removido de los gases de combustión a través de la absorción y reacción con el líquido de lavado. Las reacciones que son iniciadas en el absorbedor son completadas en el tanque de retención de lodo.

La caliza se disuelve en el agua y forma iones de calcio:



Por otra parte el SO_2 es absorbido en el agua y reacciona formando ácido sulfuroso y este luego se disocia formando iones sulfito:

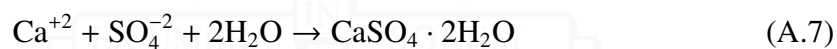
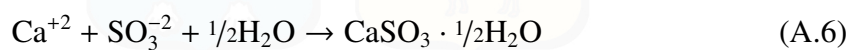


Algunos iones sulfito son oxidados y forman iones sulfato. Esto puede ocurrir con

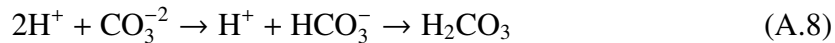
oxidación natural o forzada.



Eventualmente los iones sulfito y sulfato precipitan en conjunto con el calcio y forman las sales sulfito y sulfato de calcio, respectivamente:



Por último, el ion carbonato de la reacción (A.1) es liberado como dióxido de carbono según las siguientes reacciones:



Anexo B

Detalles Costos de Inversión

A continuación se entrega información más detallada sobre los equipos seleccionados para el sistema de desulfuración de gases de combustión y sus costos:

El precio del absorbedor fue obtenido en base a una estimación entregada por un ingeniero de la empresa Rafael Mena Ingeniería y Metalurgia Ltda. La estimación se basa en un valor de 5.000 [CLP/kg] de SS 316. El peso del absorbedor, 323 [kg], fue obtenido a través de una modelación en el software Inventor 2015, representado en el plano de la figura B.1. A este valor se le agregó un 10 % por incertidumbre. Se utilizó este mismo método para obtener los precios del eliminador de niebla (figura B.2), tanque de retención y tanque de alimentación (este último de acero A36, 2.500 [CLP/kg]).

Absorbedor	
Diámetro	1,0 [m]
Altura	2,5 [m]
Material	SS 316
Precio CLP	1.777.000

Eliminador de niebla	
Diámetro	1,0 [m]
Altura	15 [cm]
Material	SS 316
Precio CLP	108.000

Línea de aspersión	
Diámetro	1 1/2"
Largo	1,0 [m]
Material	SS 316
Precio USD	15

Aspersores	
Cantidad	3
Presión	20 [psig]
Material	SiC
Precio USD	180

Tanque retención lodos	
Capacidad [m³]	3,2
Material	SS 316
Precio CLP	1.833.000

Tanque alimentación	
Capacidad [l]	50
Material	Acero A36
Precio CLP	54.000

El precio de la bomba de recirculación se obtuvo del sitio Alibaba. Ya que las condiciones de venta eran bajo incoterm F.O.B., se agregó un 20 % al valor obtenido

Bomba recirculación	
Marca	Shiao
Modelo	MH25B
Caudal [m³/h]	19,2
Altura [m]	2,5
Material	Recubrimiento goma
Precio USD	4.559

El valor de las bombas de alimentación y de purga se estimaron utilizando el método de escalamiento de Williams utilizando como base la bomba de recirculación, con un factor $n = 0,52$ correspondiente a bombas centrífugas.

El precio del ventilador se obtuvo mediante la cotización de la figura B.3. No se consideró el costo opcional, pero se agregarán \$ 60.000 adicional por motivos de transporte.

Bomba alimentación	
Caudal [l/min]	5
Altura [m]	1
Material	Recubrimiento goma
Precio USD	514

Bomba purga	
Caudal [l/min]	3,2
Altura [m]	1
Material	Recubrimiento goma
Precio USD	416

Ventilador	
Marca	Exfibro
Caudal [m ³ /h]	4.248
Presión [in.c.a]	3
Material	Recubrimiento goma
Precio CLP	4.320.200

Tanto el precio del compresor como el de la bomba de agua fueron obtenidos en Sodimac.

Compresor	
Marca	Indura
Modelo	Huracán 2000
Caudal [Nm ³ /h]	15
Presión [bar]	2
Precio CLP	299.000

Bomba agua	
Marca	Pedrollo
Modelo	CPM 158
Caudal [l/min]	12
Altura [m]	2
Precio CLP	139.180

El precio de la instrumentación fue obtenida del sitio Alibaba.

Cañerías y “fitting”	
Longitud [m]	20
Material	Recubrimiento goma
Precio USD	200

Instrumento	Cantidad	Precio CLP
Medidor pH	1	35.000
Termocupla	2	20.000
Flujómetro	1	336.000
Analizador gases	1	756.000
Total		1.167.000

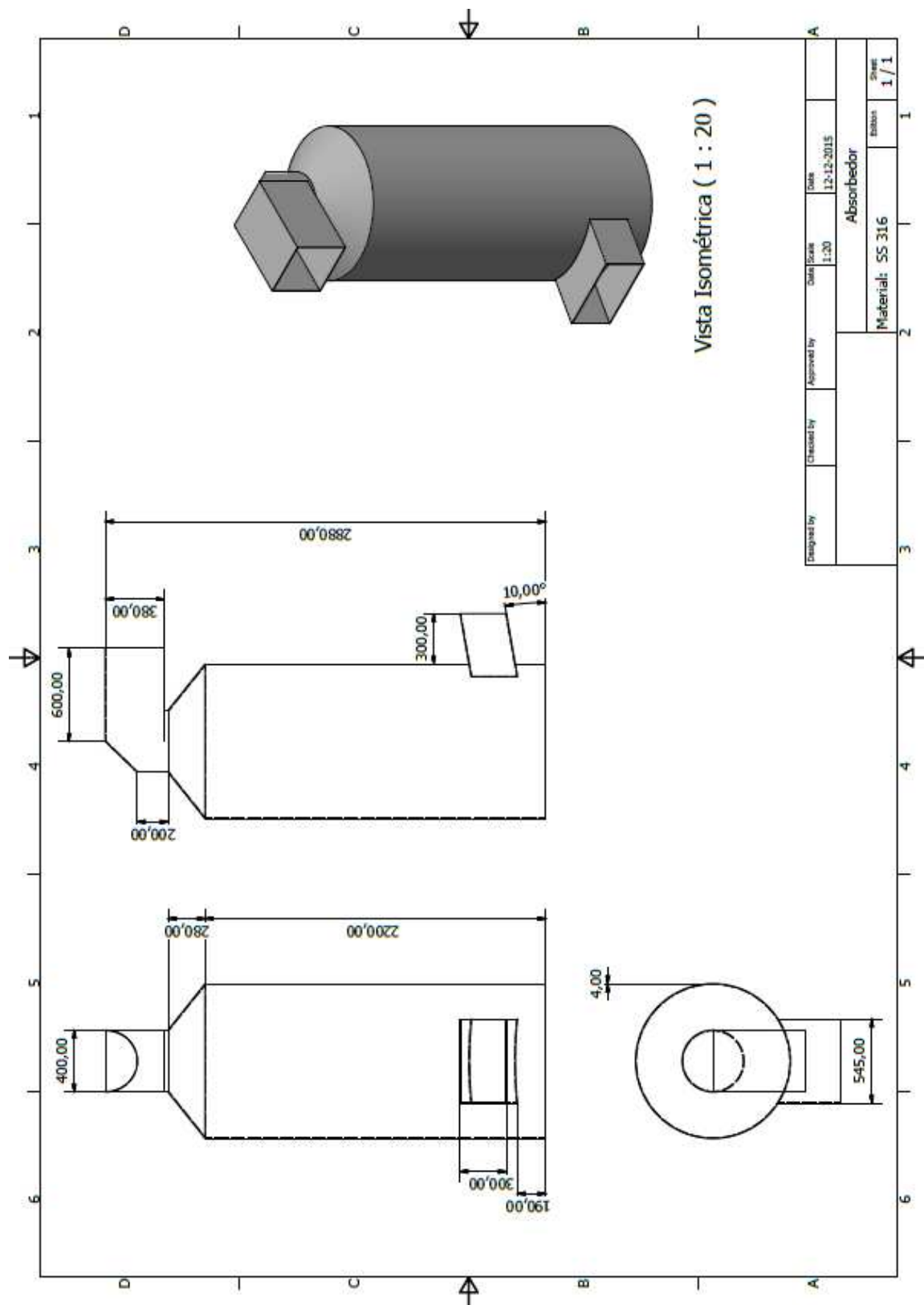


Figura B.1: Plano absorbedor.

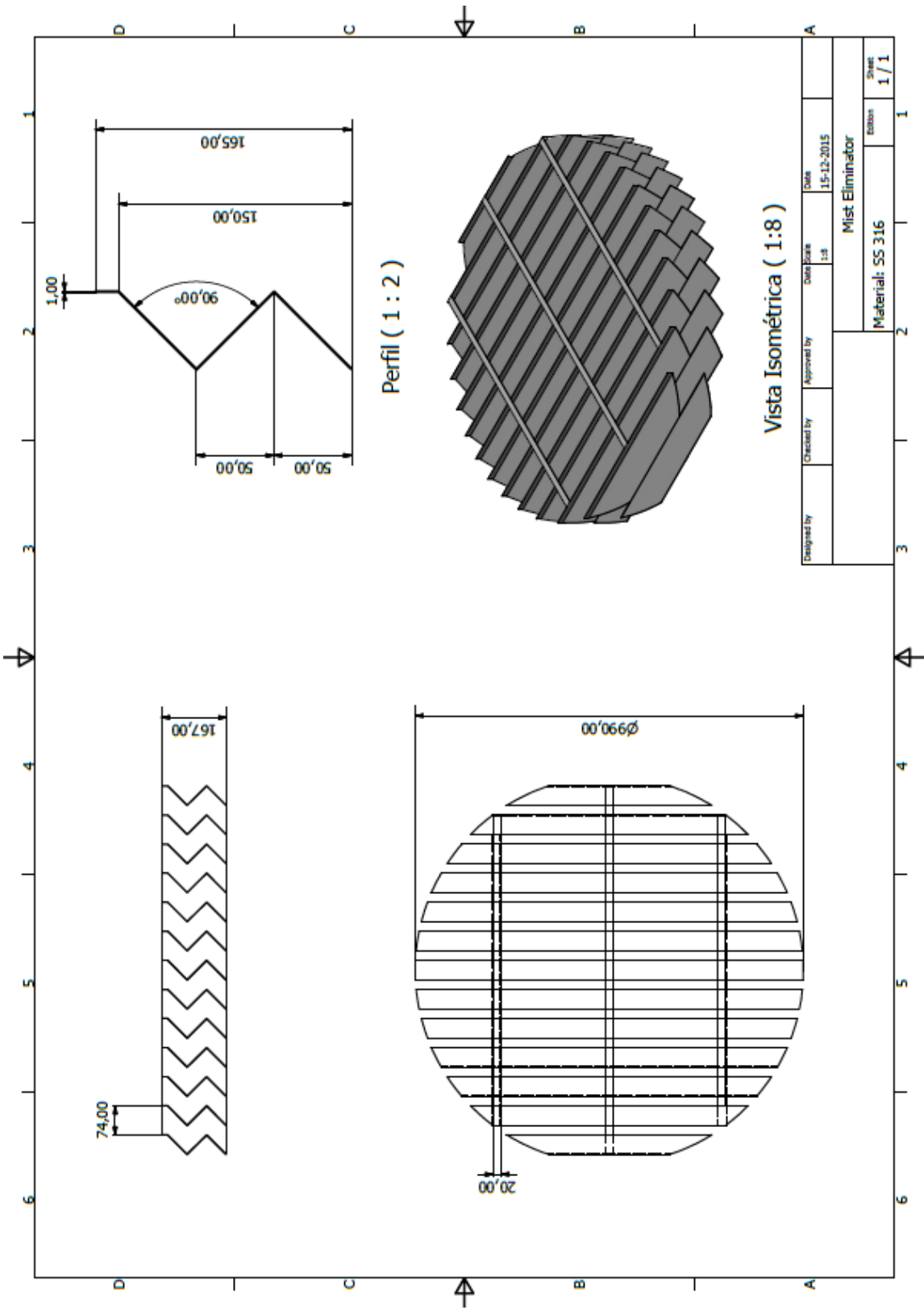


Figura B.2: Plano eliminador de niebla.

		COTIZACION 2015201		Código: R-VEN-01	
				Versión: 00	
				Página: 1	
Responsable: Gerencia				Fecha: 23/07/2004	
		SANTIAGO, 10 DE DICIEMBRE 2015			
CLIENTE HOCHSCHILD CONTACTO JOSE RIVERA E-MAIL jrivera@mhisc.cl REFERENCIA VENTILADOR CENTRIFUGO EN FRP		FONO : 56 2 25782613 CEL : 76496834 E-mail: exfibro@exfibro.cl COTIZACION: 2015201			
ITEM	CANT.	DESCRIPCION	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL	
I	1	Ventilador Centrifugo Modelo VCI 485 fabricado en Plastico Reforzado con Fibra de Vidrio con Resina Vinilester Palatal A-430 Caracteristicas Caudal Normal : 4.248 m3/h Presión : 76,2 mm c.a. Poleas : Tipo 3V o 5V con Bushing Correas : 3VX Eje : Acero Inoxidable 316 Rodete : FRP con Balanceo Dinamico Velocidad Rotor : 1680 RPM para condición indicada Operación : Continua (365 días) Caja Rodamiento : con sello doble labio y rodamiento de bolas a rotual con manguito de fijación.	\$ 3.360.000	\$ 3.360.000	
II	1	Transición descarga rectangular a circular en FRP (Opcional)	\$ 100.000	\$ 100.000	
III	1	Motor : Siemens 5,5HP (4KW) 380V 1450RPM 50Hz IP55	\$ 220.000	\$ 220.000	
			NETO	\$ 3.680.000	
			IVA 19%	\$ 699.200	
			TOTAL	\$ 4.379.200	
CONDICIONES DE VENTA					
FORMA DE PAGO		: Documento 30 días fecha de facturación			
PLAZO FABRICACION		: 4 semanas desde recepción de Orden de Compra y planos aprobados para la fabricación			
LUGAR DE ENTREGA		: Sobre Camión Planta Exfibro Santiago			
VALIDEZ DE LA OFERTA		: 30 días		MONEDA : PESOS	
OBSERVACIONES: Los precios presupuestados corresponden al diseño y cálculo realizado con los antecedentes técnicos aportados por el cliente con la solicitud de cotización. Toda modificación que implique un cambio en el diseño o cálculo estructural será motivo de una re cotización. Se garantiza el (los) equipo(s) por la calidad de materiales y/o defectos de fabricación.					
Cotizado por:		SR. JUAN AGUILAR		FONO: 25 89 29 10	

Figura B.3: Cotización ventilador.