

**SELECCIÓN Y MONTAJE DE UN SISTEMA PILOTO DE
TRATAMIENTO DE EMISIONES DE SO_x EN GASES DE COMBUSTIÓN
DE HORNOS COLMENA QUE UTILIZAN COMBUSTIBLE CON BASE
EN CARBÓN PULVERIZADO TIPO CCTA**

PEDRO IGNACIO AGUILERA GIL

**ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
BUCARAMANGA**

2007

**SELECCIÓN Y MONTAJE DE UN SISTEMA PILOTO DE
TRATAMIENTO DE EMISIONES DE SO_x EN GASES DE COMBUSTIÓN
DE HORNOS COLMENA QUE UTILIZAN COMBUSTIBLE CON BASE
EN CARBÓN PULVERIZADO TIPO CCTA**

PEDRO IGNACIO AGUILERA GIL

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar el título
de Ingeniero Químico**

**Director de Proyecto
ING. JORGE LUIS GROSSO VARGAS**

**ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
BUCARAMANGA**

2007

AGRADECIMIENTOS

A DIOS, por darme vida y fuerzas para luchar.

Al ingeniero JORGE LUIS GROSSO VARGAS, director del proyecto, por su oportuna orientación y amistad.

A los técnicos Wilson y Eduardo, por su apoyo incondicional para la culminación de este trabajo de grado.

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER, por formarme como profesional.

A la SELECCIÓN de TAEKWONDO UIS, donde compartí mis mejores momentos y tuve la oportunidad de crecer deportivamente.

A todas las personas que siempre estuvieron apoyándome.

DEDICATORIA

A mi madre, por su amor y porque me ha enseñado el significado del sacrificio.

A la memoria de mi padre, por sus sabias enseñanzas a pesar de sus errores.

A mis hermanos, José Miguel, Alexander y Nydia, por su cariño y apoyo desinteresado en los momentos difíciles.

A Steven, por contagiarme con su alegría.

A Diana, mi novia, por creer en mí y por su cariño.

RESUMEN

TITULO: “SELECCIÓN Y MONTAJE DE UN SISTEMA PILOTO DE TRATAMIENTO DE EMISIONES DE SO_x EN GASES DE COMBUSTIÓN DE HORNOS COLMENA QUE UTILIZAN COMBUSTIBLE CON BASE EN CARBÓN PULVERIZADO TIPO CCTA” *

AUTOR: AGUILERA GIL, Pedro Ignacio **

PALABRAS CLAVE: Diseño, Contaminación, Aire, Dióxido de Azufre, Horno Colmena, Lechada.

CONTENIDO:

El proceso de combustión en los hornos colmena genera altas emisiones de gases contaminantes tales como dióxido de carbono (CO₂) y óxidos de azufre (SO_x), que son los responsables del efecto invernadero y de la lluvia ácida. Estas emisiones son enviadas a la atmósfera sin ningún tipo de tratamiento previo, generando un impacto ambiental importante.

En el presente trabajo, se evaluaron las tecnologías existentes para la desulfurización de gases de combustión, teniendo en cuenta las ventajas y desventajas. Se seleccionó un sistema del tipo no regenerable ya que los costos de instalación son bajos y permite obtener un subproducto de proceso con algún valor comercial. Se diseñó y construyó un sistema simplificado para la desulfurización de los gases de combustión. El sistema diseñado consta de tres zonas diferenciadas: zona de reacción para la producción de SO_x, zona de enfriamiento y dilución del gas de combustión y por último, zona de neutralización del gas ácido. El sistema construido se evaluó con lechada de cal y con soluciones de hidróxido de sodio.

Finalmente, se realizaron las conclusiones y recomendaciones a partir de los resultados obtenidos en las pruebas, para concentraciones de SO₂ de 300 y 3000 ppm, con el fin de que sistemas de este tipo sean una solución futura para la contaminación generada en los hornos de tipo colmena.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería Química
Director: Jorge Luis Grosso Vargas

ABSTRACT

TITLE: "SELECTION AND ASSEMBLY OF A PILOT SYSTEM FOR SO_x EMISSIONS TREATMENT IN FLUE GAS IN BEEHIVE FURNACES THAT USE FUEL BASED IN COAL POWDERED TYPE CCTA" *

AUTOR: AGUILERA GIL, Pedro Ignacio.**

KEY WORDS: Design, Contamination, Air, Sulfur Dioxide, Beehive Furnace, Slurry

CONTENT:

The combustion process in furnaces beehive generates high amount of emissions polluting gas like carbon dioxide (CO₂) and sulfur oxides (SO_x), which produce greenhouse effect and acid rain. These emissions are sent to the atmosphere without type of cleaning treatment, having generated and important environmental impact.

In this work, the different existent technologies for flue gas desulfurization were evaluated, keeping in mind the advantages and disadvantages. A type of non regenerable system was selected since the installation cost is low and it allows obtaining a process by-product with some commercial value. It was designed and built a system simplified for the flue gas desulphurization. The designed system consists of three differentiated areas: reaction area for the SO_x production, cooling and dilution area, and lastly, neutralization of acid gas area. The built system was evaluated with lime slurry and with sodium hydroxide solutions.

Finally, the conclusions and recommendations were made based in the results obtained in the test, for SO₂ concentrations in 300 and 3000 ppm, with the purpose of these kinds of systems be future solutions for the pollution generated in beehive furnaces.

* Grade project

** Faculty of Physic-Chemical Sciences, School of Chemical Engineering.
Director: Jorge Luís Grosso Vargas.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN

1. ASPECTOS GENERALES	2
1.1 CONTAMINANTES DE LA ATMOSFERA	2
1.2 SITUACION ACTUAL EN LA INDUSTRIA DE LA CERÁMICA	3
1.3 TECNOLOGÍAS DE DESULFURIZACIÓN DE GASES	6
1.3.1 Sistemas desechables o no regenerables	6
1.3.2 Sistemas Regenerables	11
2. SELECCIÓN DEL SISTEMA FGD PARA LA PLANTA PILOTO	13
3. DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO SIMPLIFICADA	16
3.1 Selección de la corriente de gas contaminante	16
3.2 Selección de la torre de depuración	17
3.3 Restricciones y equipos disponibles	18
3.4 Selección de los equipos para el sistema	19
3.5 Dimensionamiento de los equipos	21
3.5.1 Torre de depuración	21
3.5.2 Reactor	23
3.5.3 Horno	24
3.5.4 Intercambiador de calor	24
3.5.5 Mezclador	24
3.5.6 Tanque de recirculación	25
4. CONSTRUCCION DEL SISTEMA	26
5. EXPERIMENTACIÓN	30
6. ANÁLISIS DE RESULTADOS	32
CONCLUSIONES	41
RECOMENDACIONES	42
BIBLIOGRAFÍA	43
ANEXOS	47

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Efecto del SO ₂ a diferentes concentraciones	3
Tabla 2. Análisis elemental del carbón	5
Tabla 3. Composición del gas de Orsat	5
Tabla 4. Cuadro comparativo de los sistemas FGD	14
Tabla 5. Cuadro comparativo entre las torres	18
Tabla 6. Equipos disponibles	18
Tabla 7. Equipos requeridos	19
Tabla 8. Condiciones de diseño de la torre de depuración	21
Tabla 9. Dimensiones de la torre de aspersion	23
Tabla 10. Cálculos de combustión en el reactor	23
Tabla 11. Características del reactor	24
Tabla 12. Datos de cálculo del Intercambiador de calor	24
Tabla 13. Datos de cálculo del Mezclador	25
Tabla 14. Concentración máxima y mínima de trabajo	30
Tabla 15. Condiciones de operación del sistema para 3000 ppm	32
Tabla 16. Recuperación de azufre con cal a 3000 ppm	35
Tabla 17. Recuperación de azufre con soda a 3000 ppm	36
Tabla 18. Condiciones de operación para 300 ppm	37
Tabla 19. Recuperación de azufre con cal para 300 ppm de SO ₂	38
Tabla 20. Recuperación de azufre con soda para 300 ppm	39
Tabla 21. Tabla comparativa de % de recuperación	40

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama del sistema actual	3
Figura 2. Alimentación manual de carbón	4
Figura 3. Chimenea de los hornos colmena	4
Figura 4. Reacciones en la zona de depuración	7
Figura 5. Diagrama del proceso de depuración con cal.	7
Figura 6. Diagrama de proceso del sistema con doble álcali.	8
Figura 7. Reacciones en la zona de depuración	9
Figura 8. Reacciones de regeneración de lechada	9
Figura 9. Diagrama de proceso de Wellman-Lord.	12
Figura 10. Metodología de diseño	16
Figura 11. Diagrama del sistema piloto	20
Figura 12. Solubilidad del SO ₂ a diferentes temperaturas	21
Figura 13. Curvas de equilibrio y operación	22
Figura 14. Sistema construido	26
Figura 15. Zona de Reacción	27
Figura 16. Tanque de lechada	28
Figura 17. Zona de depuración del sistema	28
Figura 18. Lecho de silica-gel	29
Figura 19. Rotámetro	29
Figura 20. Procedimiento Experimental	30
Figura 21. Temperatura del Reactor vs. Tiempo	33
Figura 22. pH de lechada vs. Tiempo	34
Figura 23. Lechada al iniciar la prueba	34
Figura 24. Lechada al final de la prueba	34
Figura 25. pH de la solución soda vs. Tiempo	35
Figura 26. Solución de soda al iniciar la prueba	36
Figura 27. Solución de soda saturada	36
Figura 28. pH de la lechada vs. Tiempo para 300 ppm de SO ₂	37

Figura 29. Lechada de al iniciar y finalizar la prueba	38
Figura 30. pH vs. tiempo utilizando soda para 300 ppm de SO ₂	39
Figura 31. Recuperación vs. Concentración de SO ₂ con cal y soda	40

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA PILOTO	47
ANEXO B. CAPITAL FIJO DEL SISTEMA PILOTO	49
ANEXO C. CURVAS DE CALIBRACIÓN DE LOS EQUIPOS	50
ANEXO D. NORMAS DE CALIDAD DEL AIRE	52

INTRODUCCIÓN

La contaminación ambiental debida a la combustión de combustibles fósiles es un gran problema que ha enfrentado la industria y que en la actualidad se debe solucionar ya que las restricciones ambientales son cada vez más fuertes. El dióxido de carbono es el responsable del cambio climático que sufre nuestro planeta en estos momentos y es el gas que en mayores cantidades se produce durante la combustión; el dióxido de azufre es el responsable de la lluvia ácida y se produce en el proceso de combustión de cualquier fósil ya que todos contienen ciertas cantidades de azufre; el material particulado es el responsable de la mayoría de las enfermedades respiratorias y se genera en la combustión del carbón debido a la cantidad de cenizas presentes.

En los hornos de colmena utilizados en la industria de la cerámica se usa carbón como combustible, esto hace que en el proceso se generen grandes cantidades de dióxidos de azufre y material particulado que ponen en peligro a las comunidades aledañas a las zonas industriales. En la mayoría de estas fábricas no se realiza un tratamiento de emisiones en los gases de combustión y no se tiene un control sobre las emisiones gaseosas permisibles.

Con este proyecto se busca diseñar, construir y poner en marcha un sistema simplificado de desulfurización de gases de combustión (FGD) que permita reducir las emisiones de SO_x; para lograr esto, se analiza la situación actual en la industria cerámica, se comparan las tecnologías existentes y se establecen criterios de diseño. El presente estudio esta enmarcado dentro del proyecto de Selección de Carbones para la aplicación de combustible CCTA en hornos de cerámica dentro de esquemas de producción más limpia y uso racional de energía en los departamentos de Santander, Norte de Santander y Boyacá.

1. ASPECTOS GENERALES

1.1 CONTAMINANTES ATMOSFÉRICOS

La combustión de los combustibles fósiles es una de las fuentes más importantes de producción de contaminantes para el medio ambiente. El más conocido de los productos de la combustión es el dióxido de carbono por ser el responsable del efecto invernadero, los óxidos de nitrógeno y de azufre tienen graves efectos en las vías respiratorias de los humanos y son los responsables de la lluvia ácida ya que reaccionan en la atmósfera para producir ácido nítrico y ácido sulfúrico [1, 2, 42]. El material particulado tiene efectos importantes en cuanto a la reducción de la visibilidad de los aviones y las partículas más finas son un peligro constante ya que se depositan en las vías respiratorias. Actualmente no se cuenta con un sistema totalmente confiable y limpio para reducir la contaminación del aire, pero las investigaciones de los últimos años se han enfocado en el manejo limpio y eficiente del carbón [12, 37]

- **ÓXIDOS DE AZUFRE**

La principal amenaza de los óxidos de azufre es la formación de la lluvia ácida en la atmósfera y las consecuencias que esta tiene para los ecosistemas y los humanos, como la acidificación de los ríos y lagos, el deterioro en el sistema de fotosíntesis de las plantas y la corrosión de las estructuras. En los seres humanos tiene grandes consecuencias en las vías respiratorias ya que irrita las membranas mucosas y en altas concentraciones puede causar problemas cardiorrespiratorios [8, 24]. En la tabla 1 se presentan los efectos del SO₂.

CONCENTRACIÓN	EFEECTO
0.03 ppm, promedio anual.	Normas para la calidad del aire de 1974, lesiones crónicas en plantas.
0.11-0.19 ppm, media en 24 h.	Con un bajo nivel de partículas puede haber un aumento en la admisión de personas de edad mayor en los hospitales, debido a trastornos respiratorios. Aumento en la tasa de corrosión de los metales.
0.19 ppm, media en 24 h	Puede haber un aumento de mortalidad con bajos niveles de partículas.
0.25 ppm, media en 24 h	Puede haber un aumento en la tasa diaria de mortalidad, acompañado de partículas a una concentración de 750 $\mu\text{m}/\text{m}^3$; una marcada elevación en la tasa de mortalidad.
0.3 ppm, en 8 h.	Algunos árboles muestran lesiones.
0.52 ppm, promedio en 24 h	Puede haber un aumento en la mortalidad, acompañado por la presencia de partículas.

Tabla 1. Efecto del SO₂ a diferentes concentraciones. Fuente: EPA, 1996

1.2 SITUACIÓN ACTUAL EN LA INDUSTRIA CERÁMICA

Los hornos tipo colmena se utilizan para la etapa de cocción de los materiales cerámicos; en este tipo de hornos, el combustible no entra en contacto con el material ya que es quemado en una sección del horno y los gases calientes son los encargados de entregar el calor necesario; los gases pasan a través un ducto ubicado en el piso del horno y salen por una chimenea de aproximadamente 15 m de altura como se observa en la figura 1 [34].

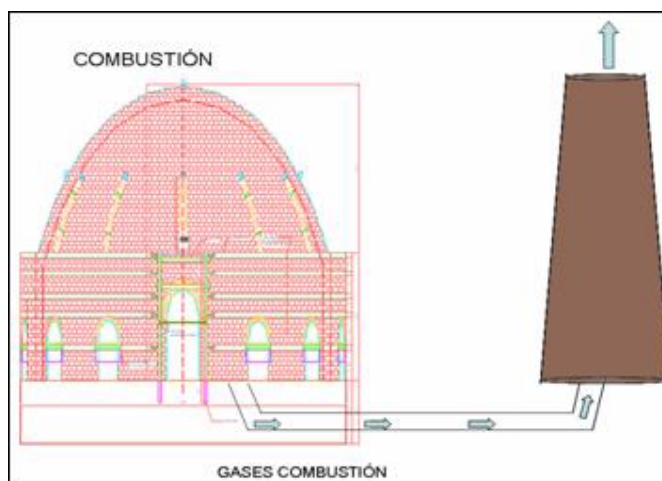


Figura 1. Diagrama del sistema actual de evacuación de gases de combustión

En los hornos de tipo colmena el carbón es alimentado en hornillas tal como se muestra en la figura 2, este sistema de alimentación del combustible hace que la combustión del carbón sea incompleta, no se alimenta una cantidad uniforme de carbón y por lo tanto se generen grandes cantidades de contaminantes a la atmósfera [3]

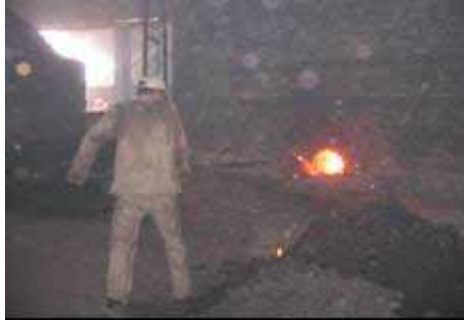


Figura 2. Alimentación manual de carbón

Los contaminantes principales en la industria de la cerámica son los óxidos de azufre, óxidos de carbono y el material particulado. La contaminación local en la planta se disminuye construyendo chimeneas altas, pero en general, con esta técnica sólo se traslada el problema a varios metros e inclusive kilómetros de distancia. En la figura 3 se observa la contaminación generada en los hornos colmena.

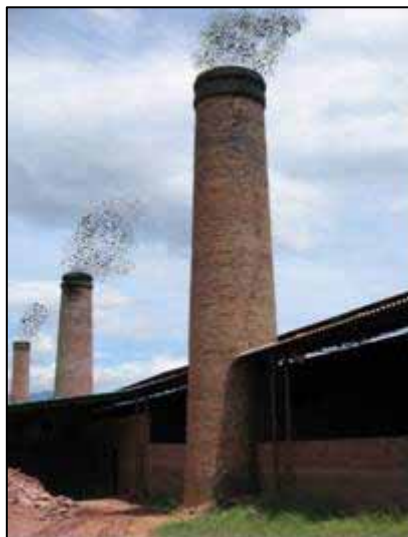


Figura 3. Chimenea de los hornos colmena

Las cantidades de carbón consumidos por quema dependen del tamaño del horno, pero en promedio varían entre 16 y 27 toneladas, generando grandes cantidades de emisiones. El flujo de gases emitidos teniendo en cuenta que la temperatura promedio de los gases durante el proceso de cocción es de aproximadamente 260° C [30], es de 3698,5 m³/h para un proceso donde se queman 18 toneladas de carbón. La composición de los carbones de norte de Santander varía de un lugar a otro tal como lo indica el informe de INGEOMINAS del 2004 [18], pero se pueden presentar carbones con altas cantidades de azufre como se observa en la tabla 2.

ELEMENTO	Composición (% p/p)
Carbono	74,85
Hidrógeno	5,06
Nitrógeno	1,51
Oxígeno	4,44
Azufre	5,00
Humedad	1,02
Cenizas	8,12

Tabla 2. Análisis elemental de carbón.
Fuente: Minercol 2001.

La combustión de un carbón con el análisis elemental de la tabla 2, y utilizando 25% de aire en exceso, genera gases de combustión con las características presentadas en la tabla 3 cuando la reacción es completa. Como se observa, la concentración de SO₂ en los gases de combustión es de 3180 ppm.

Componente del gas	Número de Kg-mol	Composición molar %
CO ₂	62,375	12,733
N ₂	395,918	80,819
O ₂	30,029	6,130
SO ₂	1,560	0,318
	489,881	100,000

Tabla 3. Composición del gas de Orsat
Fuente: El autor

En los hornos de tipo colmena ubicados en la zona de Norte de Santander los combustibles más utilizados son el carbón y el combustóleo [3]. Un

estudio isocinético realizado por la compañía CGS [4] muestra que la cantidad de SOx en los gases de combustión es de 267 ppm para un horno de cerámica tipo colmena que utiliza carbón con 1.8 % de azufre.

1.3 TECNOLOGÍAS DE DESULFURIZACIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN

Los sistemas de desulfurización de gases de combustión se pueden clasificar en sistemas desechables o no regenerables y sistemas regenerables, dependiendo de la utilización que se le da a los subproductos al final del sistema [39,44].

1.3.1 SISTEMAS DESECHABLES O NO REGENERABLES

Los sistemas no regenerables son los más utilizados a nivel mundial y se caracterizan por utilizar una sola vez la sustancia depuradora para obtener un subproducto que se puede comercializar o se debe tratar antes de ser eliminado del sistema [5, 10, 21]. A continuación se presenta una breve descripción de los sistemas desechables más utilizados.

- **Sistema de depuración con Cal o caliza**

El sistema de depuración con cal (CaO) o caliza (CaCO₃) utiliza una lechada de alguna de estas sustancias para reaccionar con el SOx contenido en el gas de combustión. El gas se hace pasar por un separador de partículas donde es retirado el material particulado, posteriormente entra a la torre de depuración donde ocurre la reacción entre el SO₂ y la lechada de cal o caliza. La torre de depuración puede ser una torre empacada o una torre de aspersion y tiene una eficiencia de remoción superior al 95 %. Las reacciones que ocurren en la zona de depuración se pueden resumir en la figura 4.

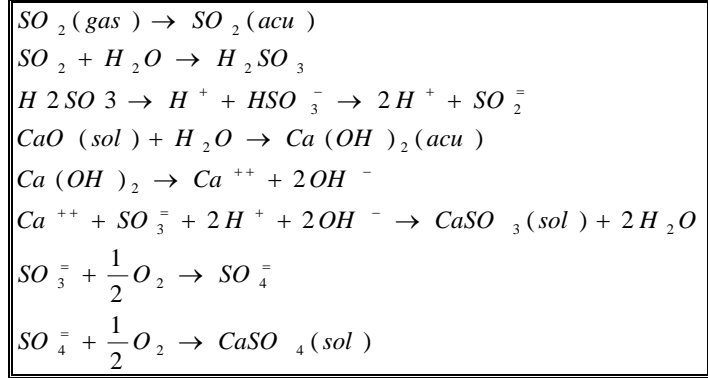


Figura 4. Reacciones en la zona de depuración

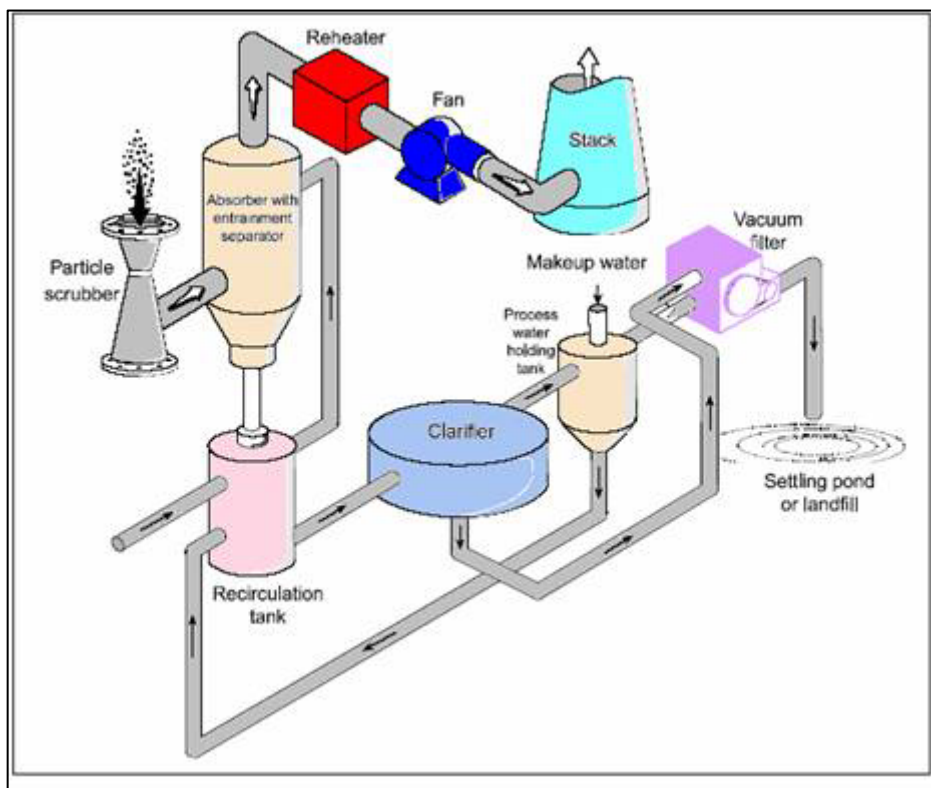


Figura 5. Diagrama del proceso de depuración con cal.

La lechada que sale por el fondo de la torre va a un tanque de recirculación donde es enviada nuevamente a la torre hasta que pierde la capacidad de absorción, en ese momento es reemplazada por lechada fresca y la lechada gastada es enviada a un clarificador tal y como se muestra en la figura 5.

- **Sistema de depuración con doble álcali**

Este proceso de depuración utiliza una solución alcalina de sodio para remover el SO_2 y una lechada de cal o piedra caliza para regenerar la solución de absorción. Igual que en el proceso anterior, el material particulado debe ser removido previamente para que la reacción sea más efectiva. El gas entra a la torre de depuración y se hace reaccionar el SO_2 con la lechada alcalina formada por hidróxido de sodio, carbonato de sodio y sulfito de sodio.

En la figura 6 se observa el diagrama de proceso del sistema de depuración con doble álcali.

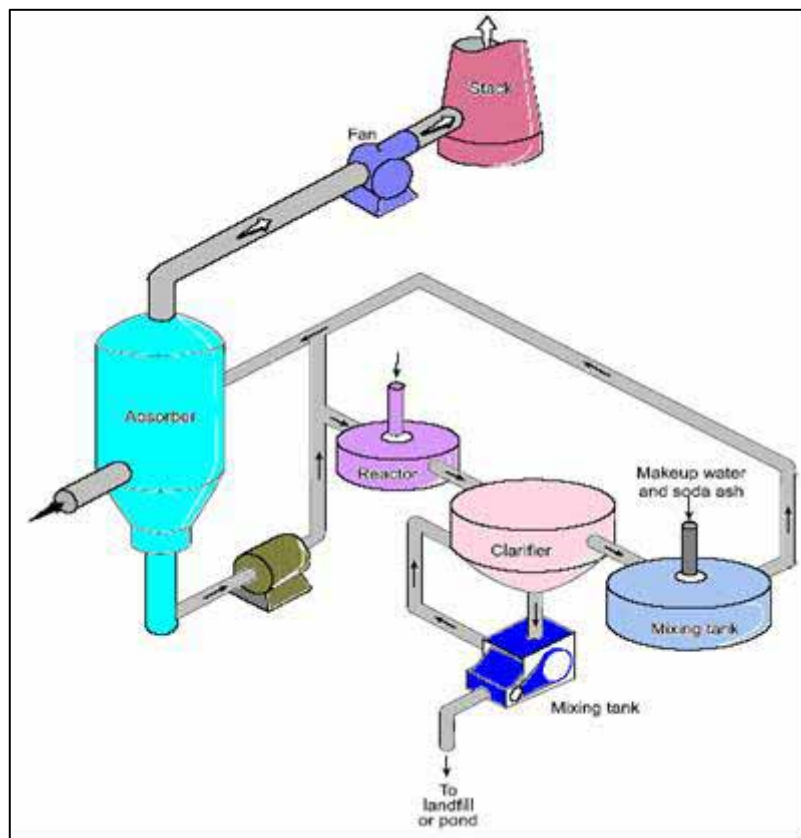


Figura 6. Diagrama de proceso del sistema de depuración con doble álcali.

Las reacciones que se llevan a cabo en la zona de depuración se pueden resumir en la figura 7.

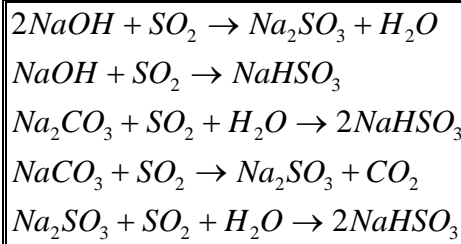


Figura 7. Reacciones en la zona de depuración para el proceso de doble álcali.

Después de la reacción en el absorbedor, el licor gastado es enviado al tanque de reacción para su regeneración. El bisulfito de sodio y el sulfato de sodio, son sales inactivas que no absorben el SO_2 ; son el ión hidroxilo, el ión sulfito y el ión carbonato los que absorben el SO_2 , por lo tanto el bisulfito de sodio y el sulfato de sodio se hacen reaccionar para producir lodos y regenerar la solución de sodio. Las reacciones de regeneración se presentan en la figura 8.

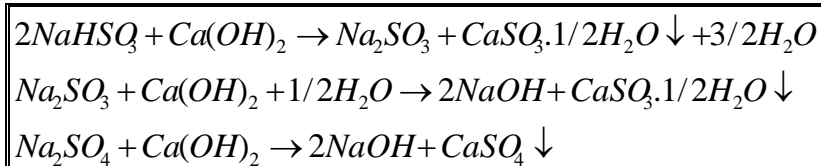


Figura 8. Reacciones de regeneración de lechada

Los lodos del reactor son enviados al clarificador donde los compuestos de calcio son sacados por el fondo, filtrados y lavados con agua. Del filtro, la solución de sodio es recirculada al clarificador y los lodos son descargados; del clarificador, la solución de sodio regenerada es enviada al tanque de mezcla donde se le adiciona compuestos de sodio y agua.

- **Proceso de depuración de Mar de Betchel**

Este proceso es utilizado en las empresas que están ubicadas cerca al mar, ya que pueden aprovechar este recurso natural ya que contiene magnesio en forma de cloruro de magnesio y sulfato de magnesio; se deben agregar pequeñas cantidades de cal o caliza para que reaccionen

con el sulfato y produzcan el hidróxido de magnesio que es la sustancia absorbedora.

Una de las ventajas de este sistema es que el hidróxido de magnesio y el sulfito de magnesio reaccionan con rapidez; además el licor es una solución amortiguada y las incrustaciones son casi eliminadas. El líquido que abandona el sistema es agua de mar con algunas cantidades de yeso disueltas las cuales no afectan la ecología y esta corriente se puede regresar al mar

- **Aspersión Seca con Cal**

Este tipo de sistemas se utilizan en industrias donde se quema carbón con pequeñas o medianas cantidades de azufre, la lechada de cal o caliza es dispersada con atomizadores rotatorios en la parte superior de la cámara y la humedad de la lechada es vaporizada por el calor de los gases de combustión [4, 16]. Las reacciones que ocurren son similares a las de los procesos húmedos con la diferencia que no se tiene un medio acuoso y por lo tanto no se obtienen lodos al final del proceso.

Para lograr altas eficiencias el gas debe estar cerca de la temperatura de saturación adiabática, esto se logra controlando la cantidad de agua en la lechada de absorción y enfriando los gases antes de entrar a la cámara de combustión.

Una de las ventajas de este proceso comparado con los húmedos es que no se requiere tener un eliminador de partículas antes de entrar a la cámara de absorción. El gas que sale de la cámara de reacción pasa a un colector de partículas de alta eficiencia donde se recupera casi el total del material sólido antes de ser enviado a la atmósfera, una parte de las partículas recolectadas pueden ser recirculadas y alimentadas en la lechada para mejorar la eficiencia del proceso.

1.3.2 SISTEMAS REGENERABLES

Los procesos regenerables tienen la característica que además de remover el SO_2 de los gases de combustión, pueden producir un producto deseable al final del proceso el cual puede compensar un poco los costos de instalación. Entre los productos deseados se tiene el azufre elemental, el ácido sulfúrico y el yeso, de los cuales el más fácil de manejar es el azufre ya que no requiere tanta reglamentación para su comercialización; los procesos regenerables no generan lodos y además tienen la ventaja de eliminar el problema de la disposición de desechos [1, 42, 44].

- **Proceso de Wellman-Lord**

Este proceso consiste en cinco etapas para la remoción del SO_2 : en la primera etapa, se hace un tratamiento previo donde se remueven las partículas, el ácido clorhídrico y algunas cantidades de SO_3 ; en la segunda etapa se realiza la depuración principal de SO_2 . La corriente del fondo de la torre de depuración es rica en bisulfito de sodio, para removerlo se utiliza un cristizador-enfriador donde los cristales de sulfito de sodio son menos solubles, la temperatura debe ser menor de 100°C , la lechada restante de este equipo se centrifuga y estos sólidos son secados al aire para desecharlos; el centrifugado se devuelve al depurador.

El resto de la corriente del fondo del depurador se envía a un cristizador evaporador donde se remueve SO_2 y forma cristales de sulfito de sodio. El vapor de agua se condensa y se regresa al proceso, el sulfito de sodio regenerado se regresa al proceso, el componente restante a la salida del proceso es SO_2 concentrado. Las cantidades de sodio gastadas durante el proceso se reemplazan adicionando carbonato de sodio.

En la figura 9 se presenta el diagrama de proceso para el sistema de Wellman-Lord.

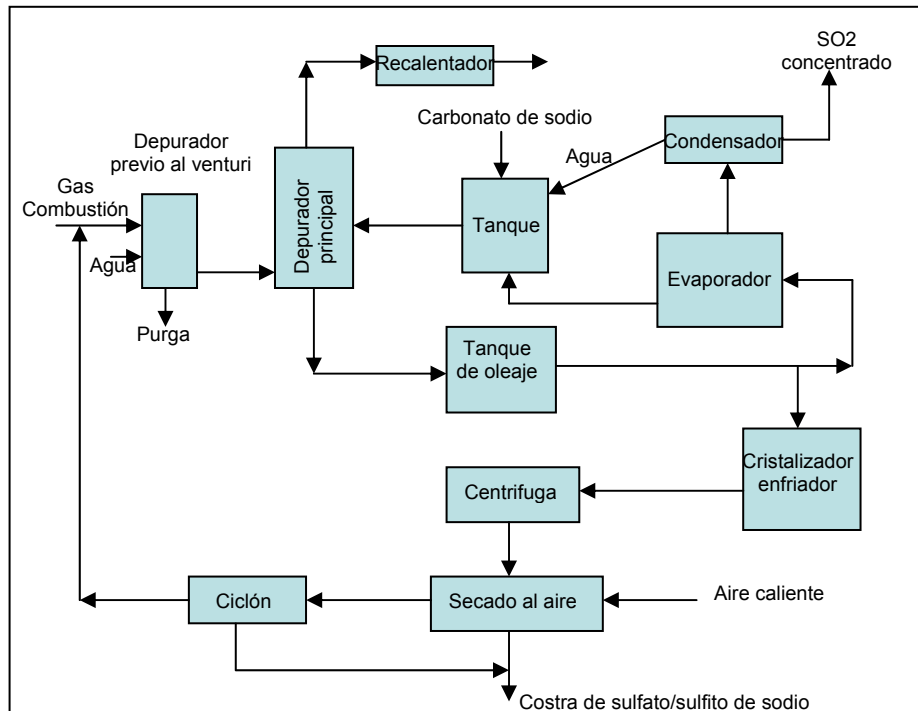


Figura 9. Diagrama de proceso de Wellman-Lord.

- **Proceso de Óxido de Magnesio**

Este proceso utiliza como medio depurador una solución de $Mg(OH)_2$ para producir sólidos de $MgSO_3$ y $MgSO_4$ los cuales son centrifugados para separar los cristales.

El material particulado es removido antes de ingresar a la torre de depuración, en la torre se hace un lavado del gas con las soluciones de Magnesio donde se producen los cristales los cuales son regenerados y enviados al sistema. Este proceso tiene alta eficiencia (95%) pero los costos de reactivos son muy altos.

2. SELECCIÓN DEL SISTEMA FGD PARA LA PLANTA PILOTO

En la tabla 4 se presentan las ventajas y desventajas de los sistemas FGD más utilizados a nivel mundial; se puede observar que los sistemas no regenerables son los más utilizados y aunque presentan desventajas debido a la producción de corrientes de desecho, se siguen estudiando con el objetivo de mejorar los subproductos y poder obtener un beneficio adicional.

Los sistemas no regenerables tienen grandes ventajas respecto a los sistemas regenerables desde el punto de vista de la reducción de corrientes de desecho, además tienen mayor costo de capital y no tienen tantos datos de proceso como los procesos regenerables.

Para la selección del sistema simplificado se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

- Bajo costo de instalación
- Relativa facilidad de construcción
- Bajo costo de materia prima
- Disponibilidad de materia prima
- Obtención de producto con posible valor comercial
- Facilidad de mantenimiento de los equipos

El sistema que mejor se adapta a los criterios seleccionados es el sistema de depuración con cal y por lo tanto se seleccionará un sistema piloto para depurar gases de combustión.

Para evitar las incrustaciones de sólidos dentro del sistema, se utiliza un sistema de depuración por aspersion.

Nombre del Sistema	Tipo de Sistema	Sustancia depuradora	Subproducto del proceso	Ventajas	Desventajas
Depuración con Caliza	Desechable	Piedra Caliza CaCO ₃	CaSO ₃ CaSO ₄	Fácil limpieza de equipos Materia prima económica Eficiencia de mas del 90% Bajo costo de instalación	Producto de desecho Incrustaciones en las tuberías Tratamiento antes de disposición
Proceso de depuración con cal	Desechable	Cal CaO	CaSO ₃ CaSO ₄	Mayor remoción que el proceso de caliza Disponibilidad de materia prima Eficiencia de mas del 90% Bajo costo de instalación	Producto de desecho La materia prima es un poco mas costosa que el proceso anterior Incrustación en las tuberías
Proceso de depuración con doble álcali	Desechable	NaOH Na ₂ SO ₃ CaCO ₃	CaSO ₃ CaSO ₄	Eficiencia de 92 % Elimina problemas de incrustación en las tuberías Utiliza un licor claro de depuración Es mas eficiente que los dos anteriores	Es mas complejo el procedimiento de separación sólido/líquido Es un proceso mas costoso Producto de desecho

Tabla 4. Cuadro comparativo de los sistemas FGD

Depuración con caliza modificada con sulfato de magnesio	Desechable	CaCO ₃ MgSO ₃	CaSO ₃ CaSO ₄	El sulfato de magnesio aumenta la eficiencia de remoción Se elimina la formación de costras e incrustaciones Eficiencia superior al 95 %	Producto de desecho Alto costo de instalación Alto costo del Magnesio
Proceso de Wellman-Lord	Regenerativo	Na ₂ SO ₃ Na ₂ CO ₃	SO ₂ (conc) CaSO ₃	Reducción importante de desechos Altas eficiencias de remoción Producción de un producto con valor comercial Eficiencias superiores al 95%	Sistema mas complejo que los desechables Alto costo de operación No se tienen muchos datos a nivel industrial Proceso relativamente nuevo
Proceso de óxido de magnesio	Regenerativo	Mg(OH) ₂ MgO	SO ₂ (con)	Reducción importante de desechos Altas eficiencias de remoción 95% Producción de un producto con valor comercial	Alto consumo de energía en las etapas de calcinación y secado Proceso relativamente nuevo No se tienen muchos datos a nivel industrial

Tabla 4. (Continuación) Cuadro comparativo de los sistemas FGD

3. DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO SIMPLIFICADA

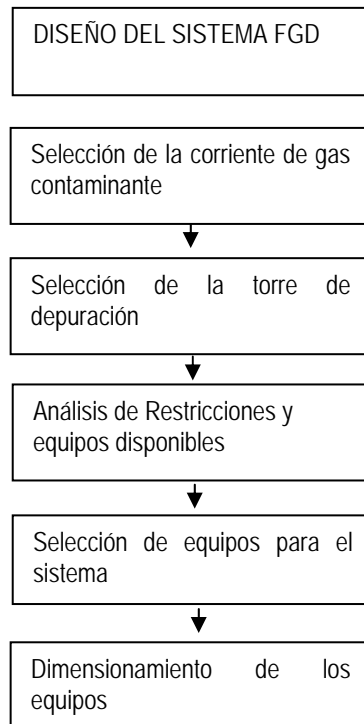


Figura 10. Metodología de diseño

3.1 Selección de la Corriente de gas contaminante

Las alternativas existentes para la obtención de la corriente de gas contaminante son:

- Combustión de carbón con alto contenido de azufre

La combustión de carbón con alto contenido de azufre es la mejor manera de simular el proceso de combustión que ocurre en los hornos colmena, sin embargo, no es fácil obtener una concentración constante de SO₂ ya que el azufre contenido en el carbón no está distribuido homogéneamente y no se puede medir fácilmente. Además, en la combustión de carbón se genera material particulado proveniente de la ceniza inherente al carbón e interfiere en la eficiencia del sistema.

- Corriente de aire y adición de SO₂

Para simular la corriente de gases de combustión generadas en los hornos colmena se puede utilizar una corriente de aire y adicionarle SO₂ gaseoso en las cantidades requeridas para obtener determinadas concentraciones de contaminante en el gas; sin embargo, se tienen dos grandes problemas: primero, el manejo del SO₂ en forma gaseosa es muy peligroso y segundo, es escaso en el mercado local.

- Combustión de azufre elemental y adición de aire

La combustión de azufre es la mejor opción para simular la corriente de gaseosa con determinadas cantidades de dióxido de azufre ya que el proceso de combustión de azufre elemental es bastante conocido y sencillo. En este proceso, se quema azufre en un reactor para producir corrientes gaseosas de aproximadamente 17% en volumen de SO₂ ya que la quema de pequeñas gotas produce combustión casi completa [7] (98.5 % de eficiencia); esta corriente se diluye con aire seco para reducir la concentración. Con este sistema se puede obtener una corriente de contaminante con las concentraciones de SO₂ deseadas, además la combustión es muy eficiente si se logra controlar la temperatura entre 350-400° C [7, 8].

3.2 Selección de la torre de depuración

En un sistema FGD la torre de depuración es el equipo donde ocurre la neutralización del gas ácido y se debe seleccionar teniendo en cuenta la naturaleza del producto formado para evitar taponamientos dentro del sistema. Las torres utilizadas para estos sistemas pueden ser empacadas o de aspersion [35, 41].

En la tabla 5 se comparan las torres empacadas y las torres de aspersion.

	Torre empacada	Torre aspersión
Costo	Alto	Bajo
Contacto gas-líquido	El área de contacto la genera el empaque	El área de contacto la genera el tamaño de las gotas del líquido
Eficiencia	95 %	90%
Mantenimiento	Se requiere parar la operación	Se puede reparar por secciones
Naturaleza del líquido	Soluciones	Soluciones o lechadas

Tabla 5. Cuadro comparativo de las torres empacadas y las torres de aspersión

Se seleccionó la torre de aspersión debido a que se trabajará con lechadas de cal y el producto del proceso es un precipitado, además, el costo de instalación es menor que la torre empacada.

3.3 Restricciones y equipos disponibles

Para el diseño de la planta se realizó un análisis de los equipos disponibles en el laboratorio y el diseño se basó en la capacidad de los mismos. El listado de equipos disponibles se presenta en la tabla 6.

Equipo	Características	Capacidad
Bomba centrífuga	1/12 HP	8 L/min
Compresor	2.5 HP	250 L/min
Regulador de voltaje	0-12 A	160 V
Rotámetro pequeño	Escala de 0-220	16 l/min con aire y 0.6 L/min con agua
Rotámetro Grande	Escala 0-250	4.8 L/min agua y 220 l/min para aire

Plancha de calentamiento	Tiene regulador de voltaje	360 °C (T máx)
Intercambiador y Tubo y carcasa	3/4" de diámetro interno, 2" de diámetro externo	

Tabla 6. Equipos disponibles

3.4 Selección de los equipos para el sistema

El sistema se diseño teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

- Se requiere producir el SO₂ a partir de la combustión del azufre
- El azufre se debe alimentar líquido al reactor para facilitar el manejo
- El gas de combustión se debe diluir con aire para lograr las concentraciones deseadas

El diagrama de la planta se presenta en la figura 11. Se observan los equipos requeridos para el sistema. En el anexo A se presenta el procedimiento de operación de la planta.

En la tabla 7 se presentan los equipos requeridos para el sistema y su función.

Equipo	Función
Reactor	Producir el SO ₂
Horno	Fundir el azufre
Torre de depuración	Limpiar el gas contaminante
Tanque de recirculación	Recircular el líquido en la torre
Intercambiador	Enfriar el gas de combustión

Tabla 7. Equipos requeridos para el sistema piloto.

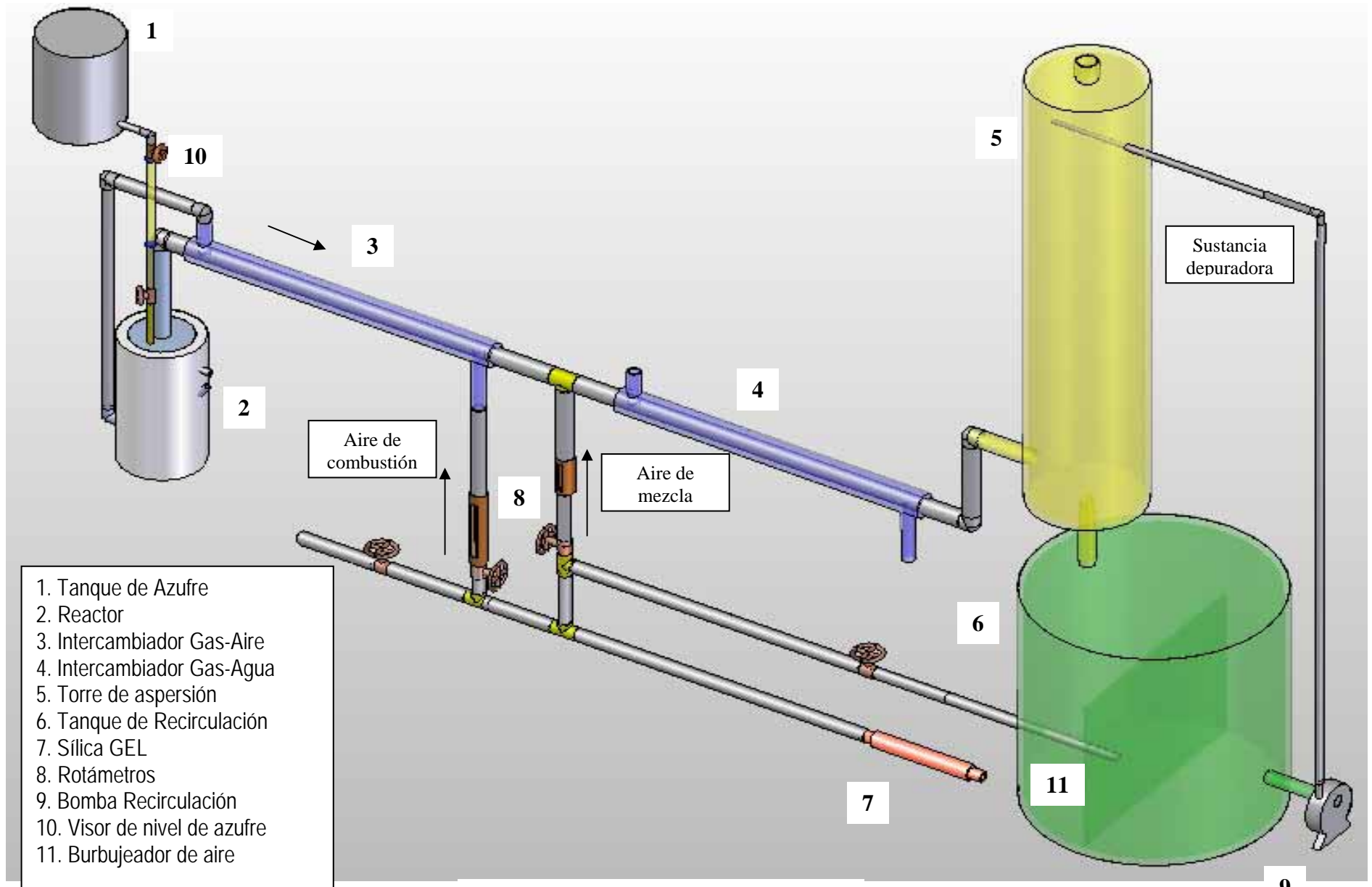


Figura 11. Diagrama del sistema piloto

3.5 Dimensionamiento de los equipos

El dimensionamiento de los equipos se basa en la capacidad de la bomba centrífuga (8 L/min) para aprovechar la disponibilidad de la misma.

El diseño se comienza dimensionando la torre y calculando el gas a limpiar, con este valor obtenemos la cantidad de azufre a quemar y los requerimientos de aire.

Las condiciones de diseño tomadas se presentan en la tabla 8.

Variable	Valor
Flujo de líquido	8 L/minuto
Concentración de SO ₂ en el gas	0.3

Tabla 8. Condiciones de diseño de la torre de depuración

3.5.1 Torre de depuración

1. Determinación de la relación L/G

- Se construyó la curva de equilibrio a diferentes temperaturas (figura 12)

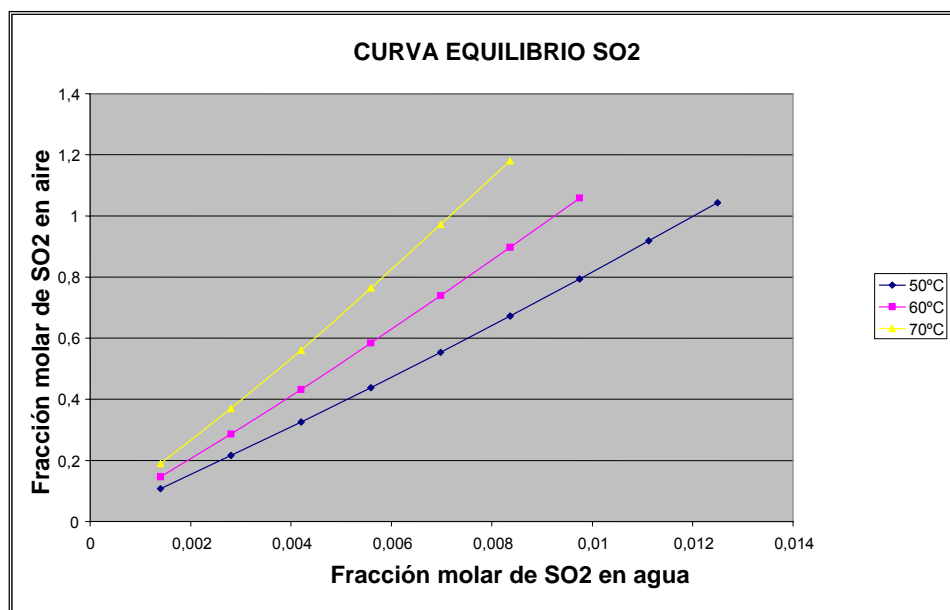


Figura 12. Solubilidad del SO₂ a diferentes temperaturas

- Para las condiciones de diseño, se seleccionó la temperatura de 60° C ya que aunque la solubilidad disminuye un poco, el flujo de aire para la relación L/G se encuentra en el rango de los rotámetros. La curva de operación y equilibrio se grafica en la figura 13.

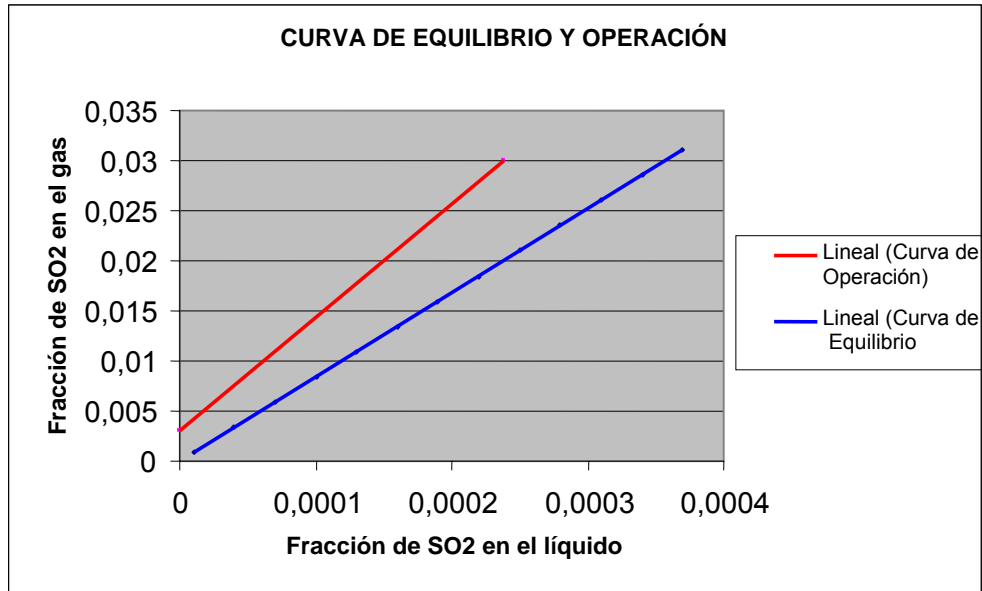


Figura 13. Curvas de equilibrio y operación

- La relación L/G es de 113.4 mol líquido/mol gas.
 - El flujo de gas es de 74.6 l/min
2. Tamaño de la torre
- La ecuación de diseño para este tipo de sistemas es:

$$\frac{y_2}{y_1} = \frac{1}{1 + N_G} \quad \text{Ecuación 1. [35]}$$

Donde:

$$N_G = \frac{K_G a V}{n_G} \quad \text{Ecuación 2. [35]}$$

$K_G a$ es el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa por unidad de área superficial de contacto.

V: volumen total de la sección de rocío.

n_G : Velocidad del gas.

- Con las correlaciones presentadas por Lancia [22] para los valores de K_{Ga} y con las condiciones de y_2 y y_1 para la torre de aspersion, se calcula el valor de V y con este el valor de la altura. Los datos se presentan en la tabla 9

Y1	0.3	Entrada
Y2	0.03	Salida
Coeficiente Transf. K_{Ga}	0.000484 mol/m ³ s Pa	(5)
Velocidad del gas n_G	0.065 mol/s	
Presión en la torre P	101325 Pa	
Volumen	0.01192 m ³	
Diámetro	0.14 m	14 cm
Altura	0.77 m	77 cm

Tabla 9. Dimensiones de la torre de aspersion

3.5.2 Reactor

En los estudios previos realizados para combustión de azufre en similares condiciones [7] se encontró que el tiempo de residencia en el reactor es de 5 segundos. Los datos de combustión se presentan en la tabla 10.

Sustancia	Entrada (mol/s)	Salida (mol/s)	% v/v	Salida (g/s)
S	0.0033	0	0	0
SO ₂	0	0.0033	16.15	0.209
O ₂	0.0042	0.0010	4.84	0.031
N ₂	0.0160	0.0160	79	0.447
Total	0.0235	0.0202	100	0.688

Tabla 10. Cálculo de combustión en el reactor

En la tabla 11 se presentan las características del reactor.

Reactor	
Forma	Cilíndrica
Altura	7 pulgadas
Diámetro	3 pulgadas
Calor de Reacción	-2837.48 KJ/h

Medio de calentamiento	2 Resistencias de 400 W
------------------------	-------------------------

Tabla 11. Características del reactor

3.5.3 Horno (Tanque de azufre líquido)

El tanque de almacenamiento debe tener un volumen para almacenar 500 g de azufre que es la cantidad a quemar en 3 horas de operación continua. El tanque es cilíndrico con una altura de 6 pulgadas y un diámetro de 4 pulgadas. El calentamiento de este tanque se logra con la plancha de calentamiento.

3.5.4 Intercambiador de Calor

Se realizaron los cálculos para garantizar que el gas de combustión se enfríe y al mismo tiempo precaliente el aire de entrada al reactor. Se seleccionó un intercambiador de doble tubo ya que es de fácil construcción y garantiza un precalentamiento del gas de más de 100° C. Los cálculos se presentan en la tabla 12.

Tubos		Carcaza	
T entrada	800 K	T entrada	298 K
T salida	750 K	T salida	450 K
Calor Transferido		136.85 KJ/h	
LMDT		717.89 ° F	
Diámetro Tubo		¾ pulgada	
Diámetro Carcaza		1 ¼ pulgada	
Área de Transferencia		0.448 pies ²	
Longitud		46.75 cm	

Tabla 12. Datos de cálculo del intercambiador de calor

3.5.5 Mezclador

Para reducir la concentración de SO₂ en los gases de combustión, se adiciona aire frío ya que a su vez se requiere disminuir la temperatura de los gases antes de entrar a la torre de aspersión.

Los resultados se presentan en la tabla 13.

Mol SO ₂ /Mol aire	0.3
Mol aire adicional	0.0451 mol/s

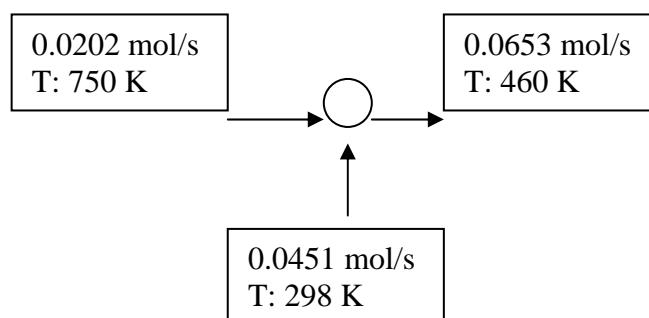
Sustancia	Entrada (mol/s)	Entrada (mol/s)	Salida (mol/s)	% v/v
SO ₂	0.0033	0	0.0033	3
O ₂	0.0010	0.0095	0.0105	18
N ₂	0.0160	0.0356	0.0516	79
Total	0.0202	0.0451	0.0653	100
Temperatura	750 K	298 K	460 K	

Tabla 13. Datos de cálculo del Mezclador

Fuente: El autor

Para el balance de energía se considera que el mezclador es adiabático y se calcula la temperatura de salida por prueba y error.

$$m_1 h_1 + m_2 h_2 = m_3 h_3$$



3.5.6 Tanque de Recirculación

El tamaño del tanque de recirculación se calcula teniendo en cuenta la cantidad de líquido que estará en el sistema y que además se debe evitar la cavitación de la bomba.

El diámetro del tanque es de 21 pulgadas y la altura es de 21 pulgada; tiene dos compartimientos ya que en uno de ellos se succiona el líquido para enviar a la torre y en el otro compartimiento se inyecta oxígeno para oxidar los sulfitos a sulfatos. El nivel del tanque no se puede disminuir por debajo de 15 cm ya que se pone en riesgo el funcionamiento de la bomba.

4. CONSTRUCCIÓN DEL SISTEMA

El sistema construido tiene tres secciones: zona de reacción, zona de enfriamiento y zona de neutralización. En la figura 14 se observa el montaje del sistema. En el anexo B se presentan los costos fijos del sistema construido.



Figura 14. Sistema construido

- En la zona de reacción se produce el SO_2 a las concentraciones deseadas, esto se logra manipulando los flujos de aire y azufre alimentados al reactor. En la figura 15, se observa en detalle la zona de reacción del sistema, el azufre es dosificado con una válvula de aguja y la temperatura es medida para garantizar que se encuentre líquido y no se presenten problemas de taponamiento en la tubería.
- En la zona de enfriamiento se disminuye la temperatura de los gases de combustión ya que la neutralización es más efectiva a temperaturas cercanas a 60°C . Los gases de combustión salen del

reactor y pasan por un intercambiador de calor de doble tubo con el objetivo de precalentar el aire de combustión y al mismo tiempo enfriar los gases ya que deben ingresar a la torre a temperaturas cercanas a 60° C.

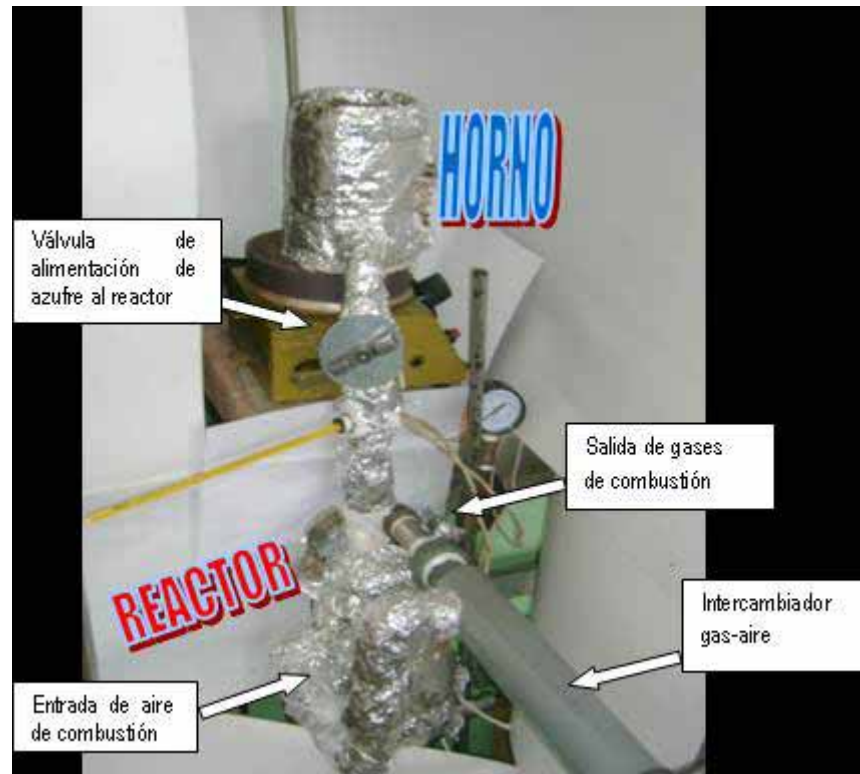


Figura 15. Zona de Reacción

- En la zona de neutralización ocurre la absorción con reacción química, esta zona está compuesta por la torre de neutralización, el tanque de lechada y la bomba de recirculación. En la torre se mantiene un nivel constante de líquido mediante la manipulación de la válvula a la salida de la misma. El tanque de lechada tiene una sección de succión de la bomba y otra sección de precipitación de los sulfatos obtenidos; en la figura 16 se observan las dos secciones del tanque



Figura 16. Tanque de lechada

En la figura 17 se observa la zona de depuración del sistema, es en esta parte del sistema donde ocurre la reacción de neutralización del gas ácido con la lechada o la solución cáustica.



Figura 17. Zona de depuración del sistema

Además de las tres zonas principales, el sistema cuenta con un lecho de silica-gel para secar el aire, dos rotámetros para medir el flujo y dos manómetros. En las figuras 18 se observa el lecho de sílica-gel y el rotámetro, en la figura 19 se presenta el compresor y la termocupla utilizada en el reactor.



Figura 18. Lecho de silica-gel y rotámetro



Figura 19. Compresor y termocupla

5. EXPERIMENTACIÓN

El procedimiento experimental se diseñó de tal manera que la concentración de los gases de combustión estuviera en el rango de 300 – 3000 ppm ya que son las concentraciones más probables en las industrias que utilizan carbón con altos contenidos de azufre [30,31].

Las pruebas se realizaron tomando dos puntos extremos de concentración de gas y variando la sustancia depuradora.

Variable	Valor Máximo	Valor Mínimo
Concentración de SO ₂	3000 ppm	300 ppm

Tabla 14. Concentración máxima y mínima de trabajo

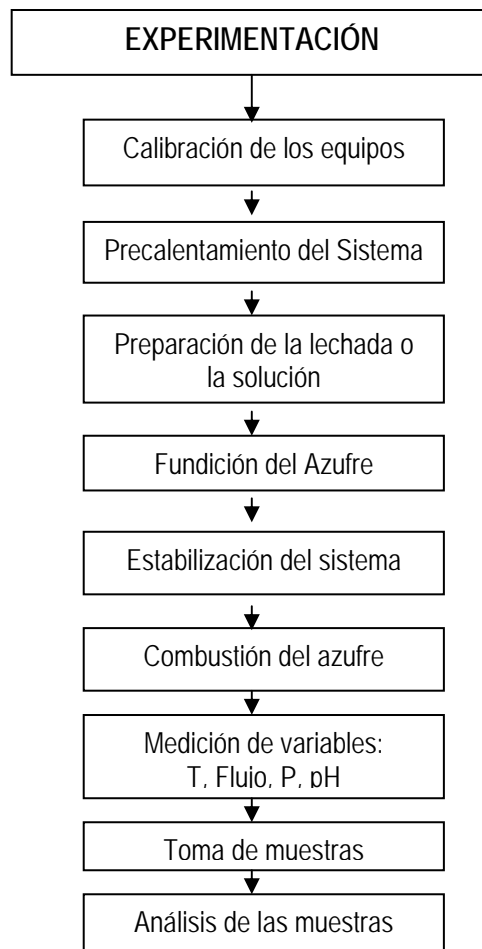


Figura 20. Procedimiento Experimental

Calibración de los equipos

Los equipos utilizados en las pruebas fueron previamente calibrados para asegurar calidad en las mediciones y garantizar las condiciones necesarias para la experimentación. La válvula de alimentación de azufre líquido al reactor se calibro de tal manera que garantice un flujo de 0.48 g/min para la concentración de 300 ppm y de 1.35 g/min para la concentración de 3000 ppm. En el anexo C se presentan las curvas de calibración de los equipos.

Pre calentamiento del sistema

La temperatura requerida para la combustión del azufre es de aproximadamente 350 ° C, por lo tanto se debe precalentar el sistema para garantizar que ocurra la reacción en un tiempo de residencia corto. El aire de combustión también es precalentado hasta 140° C.

Preparación de la lechada o la solución

El proceso de recuperación se realizo con lechada de cal y con solución de soda al 0.5 %.

Fundición del azufre

El azufre se alimenta sólido al horno donde se funde entre 112 – 115° C, el nivel de azufre líquido se mide todo el tiempo para conocer cuanto azufre se alimenta al sistema.

Combustión del Azufre

Cuando la temperatura del reactor se encuentra en 350° C, la temperatura del azufre está en 115° C y la temperatura del aire en 140° C, se abre la válvula de alimentación de azufre líquido al reactor.

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

6.1 Concentración de 3000 ppm de SO₂

La válvula de aguja se calibró previamente para asegurar un flujo de 1.35 ml/min de azufre líquido. Para estas condiciones de flujo de azufre, se deben mantener constante el flujo de aire de combustión y de mezcla.

Variable	Valor	Unidades
Tiempo de la prueba	30	minutos
Flujo de azufre	1.35	ml/min
Flujo de Aire Reactor	12,12	l/min
Flujo de Aire de mezcla	189,18	l/min
Presión aire combustión	0,3	cm Hg
Temperatura aire	29	°C

Tabla 15. Condiciones de operación del sistema para concentración de 3000 ppm

El sistema llega a las condiciones de reacción a los 148 minutos, en ese momento se apagan las resistencias del reactor para que la temperatura se estabilice y se comienza la combustión de azufre a los 164 minutos. La línea azul de la figura 21 indica la temperatura del reactor cuando se alimenta únicamente aire al sistema (prueba en blanco), la línea rosada indica la temperatura del reactor en el momento de la prueba. En el momento de inicio de la combustión (Punto 1) la temperatura del reactor se eleva. Debido a que la reacción es exotérmica y el sistema se encuentra aislado. Este cambio indica que la reacción está ocurriendo.

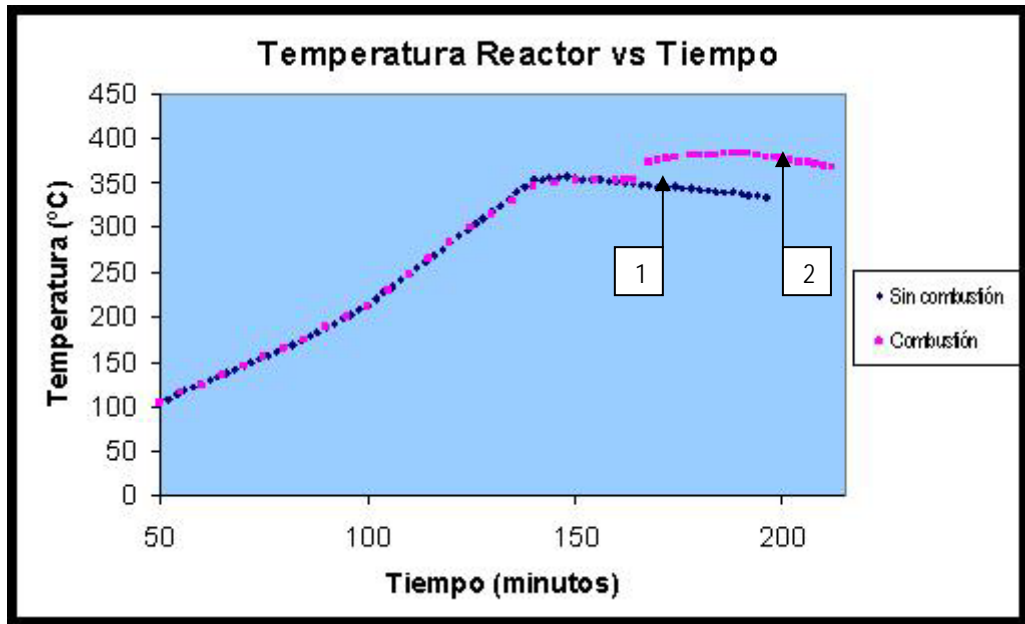


Figura 21. Temperatura del Reactor vs. Tiempo

- **Lechada de cal**

En el momento que se inicia la combustión (punto 1), se inicia también la neutralización del sistema, esto se puede observar debido a la variación de pH como lo indica la figura 22. Los puntos se presentan discontinuos debido a que las mediciones de pH se realizaron con cinta ya que el medidor de pH no se encontraba disponible. El pH disminuye hasta 6,5 a los 18 minutos de iniciada la combustión (punto 2) en ese momento se alimenta lechada fresca y el pH aumenta nuevamente hasta 8,0, pero vuelve a descender hasta 7.0 (punto 3) en un tiempo de 14 minutos. En ese momento se termina la alimentación de azufre al reactor y se detiene la combustión, se observa que el pH se mantiene constante ya que no hay gas ácido en el sistema.

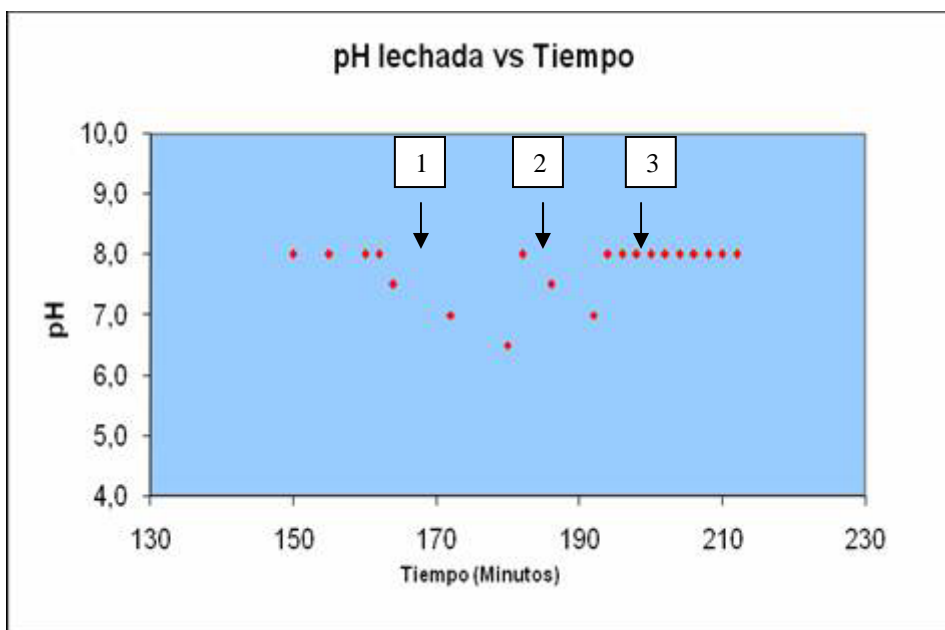


Figura 22. pH de lechada vs. Tiempo

En las figura 23 y 24, se presenta el estado de la lechada al inicio y al final de la prueba respectivamente.



pH= 8.0

Figura 23. Lechada al iniciar



pH= 6.5

Figura 24. Lechada al final

El sulfato encontrado en la lechada al final de la prueba se precipitó como sulfato de bario ya que es la técnica gravimétrica recomendada para estos casos [22, 40].

En la tabla 16 se presentan los datos obtenidos por el método gravimétrico.

Sustancia	Peso (Gramos)
Azufre alimentado al sistema	79.46
Sulfato de Bario	452.12
Sulfatos Totales	186.01
Azufre recuperado	62.00
% Recuperación	78.03 %

Tabla 16. Recuperación de azufre con cal a 3000 ppm

El porcentaje de recuperación se determina comparando el azufre alimentado al sistema y el azufre recuperado como sulfato de bario.

- **Solución de Soda Comercial**

Las condiciones del gas se mantienen en los mismos valores que la prueba anterior, solo se cambia la sustancia depuradora. La curva de temperatura del reactor es la misma de la figura 14 ya que el proceso solo cambia en la zona de neutralización. En el momento que se inicia la combustión, se inicia la neutralización del sistema y se observa que el pH de la solución varía rápidamente como se muestra en la figura 25.

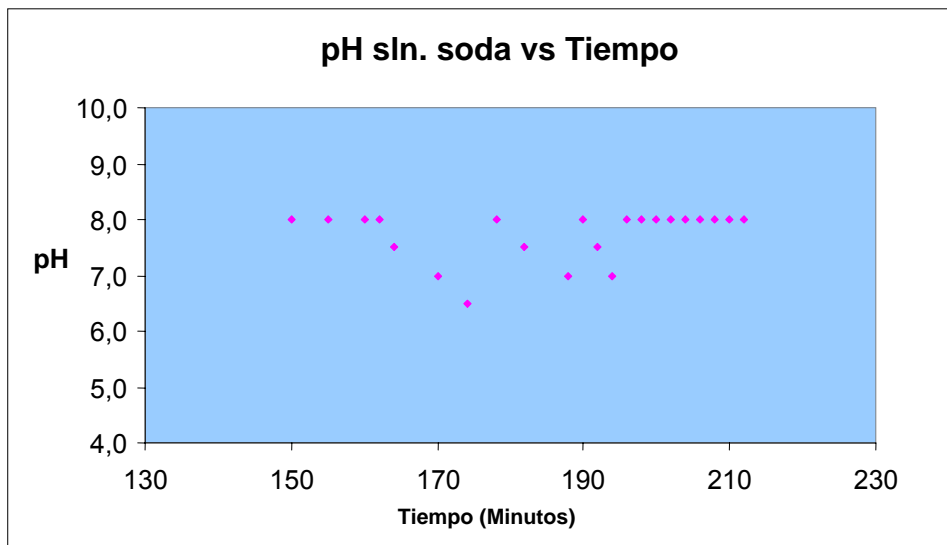


Figura 25. pH de la solución soda vs. Tiempo

En este caso se observa que el pH de la solución cae hasta 6,5 en un tiempo de 12 minutos, se alimenta nueva solución fresca y se satura a los 10 minutos, nuevamente se adiciona solución fresca y en 8 minutos vuelve a neutralizarse. Se adiciona nuevamente solución fresca y se detiene la producción de SO₂, por esta razón el pH se mantiene constante a partir de este momento.



Figura 26. Solución de soda al iniciar Figura 27. Solución de soda final

El sulfato de sodio se precipitó como sulfato de bario para determinar la cantidad de azufre recuperado. Los resultados se presentan en la tabla 17.

Sustancia	Peso (Gramos)
Azufre alimentado al sistema	79.46
Sulfato de Bario	464.39
Sulfatos Totales	191.06
Azufre recuperado	63.68
% Recuperación	80.15 %

Tabla 17. Recuperación de azufre con soda a 3000 ppm

6.2 Concentración de 300 ppm de SO₂

Para la prueba con valores de 300 ppm, se mantuvieron las condiciones de la tabla 18.

Variable	Valor	Unidades
Tiempo de la prueba	30	minutos
Flujo de azufre	0,49	ml/min
Flujo de Aire Reactor	10,8	l/min
Flujo de Aire de mezcla	94,6	l/min
Presión aire combustión	4,5	cm Hg
Temperatura aire **	29	°C

Tabla 18. Condiciones de operación para concentración de 300 ppm de SO₂

La temperatura durante la combustión disminuyó cerca de 5° C respecto a las pruebas de combustión anteriores ya que se tiene un exceso de aire mayor y por lo tanto consume energía para calentarse.

- **Lechada de cal**

Al iniciar la combustión el pH de la solución disminuye como se observa en la figura 28. El pH disminuye lentamente debido a que la concentración de SO₂ en el gas es menor y se satura al cabo de 30 minutos. A los 30 minutos se renueva la lechada y se detiene la combustión de azufre, el pH se mantiene constante debido a la ausencia de gas ácido en el sistema.

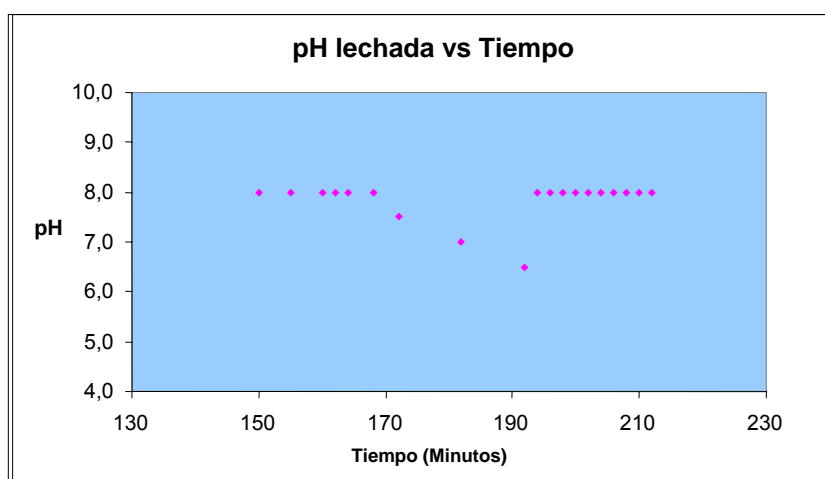


Figura 28. pH de la lechada vs. Tiempo para 300 ppm de SO₂

En la figura 29 se presentan las muestras de lechada al iniciar y finalizar la prueba respectivamente.



pH=8.0



pH=6.5

Figura 29. Lechada de al iniciar y finalizar la prueba

En la tabla 19, se presentan los datos encontrados en los análisis.

Sustancia	Peso (Gramos)
Azufre alimentado al sistema	29.22
Sulfato de Bario	145.89
Sulfatos Totales	60.02
Azufre recuperado	20.00
% Recuperación	68.45%

Tabla 19. Recuperación de azufre con cal para 300 ppm de SO₂

- **Solución de Soda comercial**

El pH disminuye un poco mas rápido comparado con la cal y se obtienen los resultados de la figura 30.

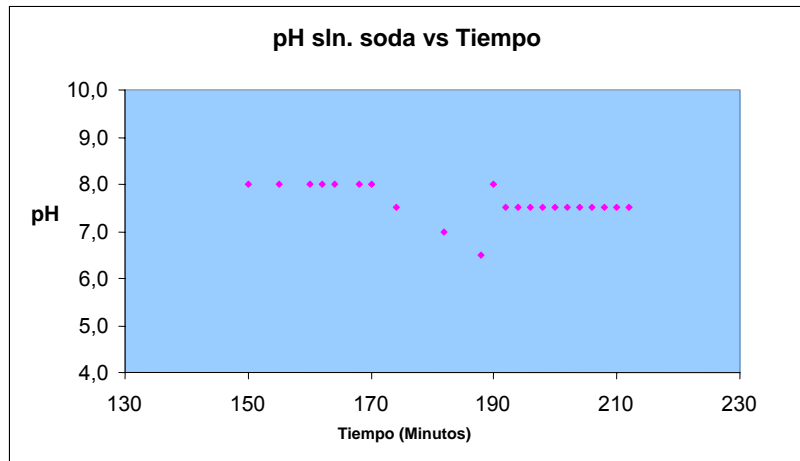


Figura 30. pH vs. Tiempo utilizando soda para 300 ppm de SO₂

El porcentaje de recuperación para el SO₂ con la solución de soda fue de 72.48 %. Los datos se reportan en la tabla 20.

Sustancia	Peso (Gramos)
Azufre alimentado al sistema	29.22
Sulfato de Bario	154.48
Sulfatos Totales	63.55
Azufre recuperado	21.18
% Recuperación	72.48 %

Tabla 20. Recuperación de azufre con soda para 300 ppm de SO₂

6.3 Cuadro comparativo

En la tabla 21, se compara el porcentaje de recuperación utilizando cal y utilizando soda. Se observa que la eficiencia del proceso es un poco mejor si se utiliza soda.

Concentración SO ₂	% Recuperación con Cal	% Recuperación con Soda
3000	78.03	80.15
300	68.45	72.48

Tabla 21. Tabla comparativa de % de recuperación

Los datos de la tabla 21 se grafican en la figura 31 para poder comparar la eficiencia de la operación.

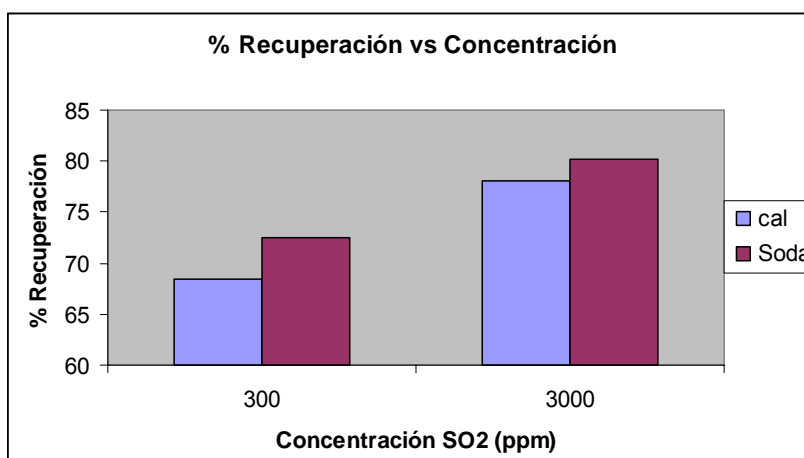


Figura 31. Recuperación vs. Concentración de SO₂ con cal y soda

Aunque la recuperación es mas alta cuando se utiliza soda, el costo de la operación es mayor debido a que se gasta primero la solución de soda; esto se debe a que se requiere el doble de soda para neutralizar un mol de SO₂ según la estequiometría de la reacción. Además, el costo de soda es de 1600 \$/Kg mientras que el costo de cal es de 620 \$/Kg.

CONCLUSIONES

Se analizaron las técnicas más utilizadas de desulfurización de gases de combustión y se diseñó y construyó un sistema del tipo no regenerable para operar con concentraciones de 300 y 3000 ppm, encontrándose eficiencias superiores a 70 % para las condiciones de trabajo.

Se realizó la combustión de azufre para poder manejar diferentes valores de concentración en los gases y evitar hacer un análisis isocinético.

El sistema presentó mayor porcentaje de recuperación para las concentraciones de 3000 ppm comparado con la recuperación obtenida para las mismas condiciones de flujo y concentración del líquido cuando la concentración del gas era de 300 ppm.

El porcentaje de recuperación del sistema es mayor si se utilizan soluciones de soda, pero el sistema tiene mayor costo de operación ya que la soda se gasta 1.8 veces más rápido que la cal y el precio es 2.7 veces más alto.

Aunque el sistema se diseñó para eficiencias del 90 %, se puede concluir que el sistema se comportó favorablemente, ya que no se utilizó una boquilla que garantizara la aspersion uniforme del líquido en el gas debido a la limitación de recursos económicos.

RECOMENDACIONES

Se recomienda hacer un análisis de calidad de los sulfatos obtenidos para comercializarlos como yeso y obtener un beneficio adicional a la limpieza de los gases de combustión.

Se debería mejorar el sistema de aspersion dentro de la torre para garantizar homogeneidad de las gotas del líquido, mejorar la superficie de absorción y aumentar el porcentaje de recuperación del sistema diseñado.

Se recomienda hacer un análisis del comportamiento del equipo para diferentes valores de concentración de SO_x en los gases de combustión con el objetivo de encontrar las condiciones de recuperación máximas.

Los gases de combustión del horno se deben aprovechar para calentar el aire de combustión y al mismo tiempo reducir la temperatura antes de ingresar al sistema de depuración ya que se reducen costos de proceso.

El sistema de recuperación de SO₂ debe estar complementado por un sistema de recuperación del material particulado ya que la limpieza de los gases debe ser completa, este sistema debería ir antes del sistema FGD para mejorar la eficiencia de la absorción.

BIBLIOGRAFÍA

1. ALLEY, Roberts y Otros. Manual de control de la calidad del aire: Tomo II. México DF: McGraw-Hill. 2001. Pág. 26.1 - 26.25
2. ALVAREZ-AYUSO, QUEROL X and TOMAS A. Environmental Impact of a coal combustion-desulphurisation plant. Chemosphere; 2006, 65, 2009-2017.
3. BETANCUR, Juan Pablo y GELVES, John Freddy. Diagnostico de los procesos de secado, cocción y manejo ambiental en las empresas productoras de tableta vidriada en la zona metropolitana de San José de Cúcuta. Cúcuta: Universidad Francisco de Paula Santander. 2006; p 25-48.
4. BILL, Alain y STROMMEN, Svein-Ole. Tecnologías de desulfuración de ALSTOM: Reduciendo emisiones de óxidos de azufre en plantas de generación de energía. Londres: 2005.
5. BRESOWAR, Gerald. Method for Preparing Calcium Carbonate for Scrubbing Sulfur oxides from Combustion Effluents. U.S. Patent, No 5,575,984. 11/1996
6. BURKARD, Edward. Manufacture of Gypsum Board from FGD Gypsum. U.S. Patent, No 4,502,901. 5/1985.
7. CASTRO, Jesús y ESCALANTE, Humberto. Producción de Tensoactivos aniónicos a partir de ácidos grasos por proceso de sulfonación a escala de laboratorio. Bucaramanga: UIS. 1989. Pág. 153
8. CHAPARRO, Sergio y PARRA, Miller. Análisis de las Técnicas de Control de Emisiones Contaminantes en Sistemas de Generación de Vapor. Bucaramanga: UIS. 1992. Pág. 68-97
9. DIAZ, Álvaro y ARDILA, Marco. Planta para desulfurización de los gases de la planta demostrativa de coquización de Samaca.

10. DIAZ, Gerson y SARÁ, Edwin. Diseño y Construcción de un Scrubber empacado para el lavado de gases de combustión en soluciones al calinas. Bucaramanga: UIS. 1999. Pág. 20-75
11. DOUGHTY, Joseph. Wet Scrubber Spray Apparatus for Removing Sulfur Dioxides from Combustion Effluents. U.S. Patent, No 6,102,377. 8/2000.
12. El Protocolo de Kyoto. C&T Brasil: Introducción
13. GUTIERREZ FJ and OLLERO P. Flue Gas Desulfurization in an advanced in-Duct desulfurization Process: An empirical Model from an Experimental Pilot-Plant Study. Ind Eng Chem Res; 2003, 42: 6625-6637
14. HAMMER, Michael. Flue Gas Scrubbing Method. U.S. Patent, No 6,090,357. 7/2000.
15. HILL, F and ZANK, J. Flue Gas Desulphurization by Spray Dry Absorption. Chem. Eng. Proc. 39 (2000) 45-52.
16. HIMMELBLAU, David. Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química. Sexta edición. México: Prentice-Hall. 1997, p 175-195.
17. INGEOMINAS. El carbón colombiano: recursos, reservas y calidad. Bogotá, 2004.
18. JOHNSON, Dennis. Single Spray Level for Flue Gas Desulfurization System. U.S. Patent, No 5,173,093. 12/1992
19. KERN, Donald. Procesos de Transferencia de Calor. México: McGraw-Hill. 1981. Pág. 132-140
20. KILL S, MICHELSEN M and DAM-JOHANSEN K. Experimental Investigation and Modeling of a Wet Flue Gas Desulfurization Plant. Ind. Eng. Chem. Res. 1998, 37, 2792-2806.
21. LANCIA, Amedeo and MUSMARRA, Dino. Modeling of SO₂ absorption into Limestone Suspensions. Ind. Eng. Chem. Res. 1997,36: 197-203.
22. LASLO, Dennis. Flue Gas Scrubbing Apparatus. U.S. Patent, No 6,214,097. 4/2001.

23. LAYTON, Johanna. Evaluación de las Diferentes Técnicas de Análisis de Emisiones de los Óxidos de Azufre y Nitrógeno Provenientes de Fuentes Fijas. Bucaramanga: UIS. 2004. Pág. 27-35
24. LEE, Yungli. Sulfur Dioxide Removal from Gases Using a Modified Lime. U.S. Patent, No 5,082,639. 1/1992
25. Lesson 9. Flue Gas Desulfurization (Acid gas removal) System. EPA review.
26. LEVESPIEL, O. Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor. Barcelona: Editorial Reverté. 1993, p 237-245.
27. MADDEN, Deborah. Flue Gas Desulfurization Methods and Apparatus. U.S. Patent, No 5,814,288. 9/1998
28. Mc CABE Warren, SMITH Julian y HARRIOT Peter. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. Cuarta edición. España: McGraw-Hill. 1991. Pág. 717-756
29. MENESES, José Agustín. Evaluación de las pérdidas de energía en los hornos tipo colmena de tiro invertido en la ladrillera Cúcuta. Cúcuta: Universidad Francisco de Paula Santander. 2003. p 99.
30. MINISTERIO DE SALUD. Decreto 2 de 1982. Emisiones Atmosféricas. Bogotá: 1982.
31. MINISTERIO DEL MEDIO AMBIENTE. Resolución 898 de agosto de 1995. Criterios de calidad para los combustibles líquidos y sólidos. Bogotá: 1995.
32. National Lime Association. Wet Flue Gas Desulfurization Technology Evaluation. Chicago, USA: 2003.
33. PABÓN, Ransés y PATIÑO, Lennin. Estudio de la Operación de Hornos Colmena, Utilizando Combustible Líquido FUEL OIL en la Empresa Ceramica FORTRES de Ureña. Cúcuta: Universidad Francisco de Paula Santander. 2001; p 59-73.
34. PERRY, Robert. Perry's Chemical Engineer's Handbook. Seventh edition. USA: McGraw-Hill. 1997. Pág 14.17-14.35

35. RATHI, Ronald. Flue Gas Desulfurization with oxidation of Calcium Sulfite in FGD Discharges. U.S. Patent, No 4,976,936. 11/1990.
36. RUBIN E, TAYLOR M y YEH S. Experience Curves for Environmental Technology and Their Relationship to Government Actions. Workshop. Paris, France. 2003.
37. SMITH J M y otros. Introduccion a la termodinamica en ingenieria quimica. Quinta edicion. Mexico: McGraw-Hill. 1997. p 132-152
38. SRIVASTAVA RK, JOZEWICZ W. Flue Gas Desulfurization: The State of the Art. Air and Waste Manage; 2001, 51: 1676-1688.
39. TESAREK P, DRCHALOVA J and others. Flue Gas Desulfurization Gypsum: Study of Basic Mechanical, Hydric and Thermal Properties. Construction Building Materials. 2006
40. TREYBAL, Robert. Operaciones de Transferencia de Masa. Segunda edición. México: McGraw-Hill. 1998. Pág. 212-257
41. WARK, Kenneth y WARNER, Cecil. Contaminación del aire, origen y control. Editorial Limusa: México DF. 2002. Pág. 440
42. WARYCH J and SZYMANOWSKI. Model of the Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Process For Cost Optimization. Ind. End. Chem. Res. 2001,40,2597-2605.
43. WORLD COAL INSTITUTE. Clean Coal Technologies.
44. www.cleancoalcenter.com
45. www.epa.gov
46. www.minambiente.gov.co
47. www.minminas.gov.co
48. www.wci.gov

ANEXO A. FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA PILOTO

El funcionamiento de la miniplanta se presenta a continuación:

1. El azufre es alimentado al tanque de almacenamiento donde es fundido por medio de una plancha de calentamiento ubicada en la base del tanque. La temperatura del tanque se mantiene a 120° C para asegurar que el azufre se encuentre líquido y pueda fluir.
2. El aire para el proceso es suministrado por un compresor. La corriente de aire que es alimentada al reactor es secada con sílica gel para eliminar la humedad, es medida con un rotámetro calibrado previamente, precalentada en el intercambiador 1 y con un cordón de calentamiento ubicado después del intercambiador.
3. El azufre es dosificado al reactor por medio de la válvula de aguja y se mide el nivel en un tubo de vidrio pyrex.
4. El azufre y el aire reaccionan en el reactor donde se mide temperatura y presión para monitorear correctamente la operación. El reactor es calentado por el fondo con una resistencia para mantener la temperatura superior a los 350° C.
5. Los gases del reactor pasan por el tubo del intercambiador 1 para precalentar el aire y disminuir la temperatura 50° C aproximadamente.
6. La concentración de SO₂ en los gases de combustión es de 16% v/v, por lo tanto se debe agregar aire para diluir los gases hasta 0.3 % v/v, el aire se adiciona a temperatura ambiente para disminuir la temperatura de los gases de combustión.
7. Los gases de combustión entran a la torre de aspersion donde son lavados con una lechada de caliza o con una solución de hidróxido de sodio; el gas limpio sale por el tope de la torre y el líquido sale por el fondo junto con el producto de la reacción el cual el llevado al tanque de recirculación.

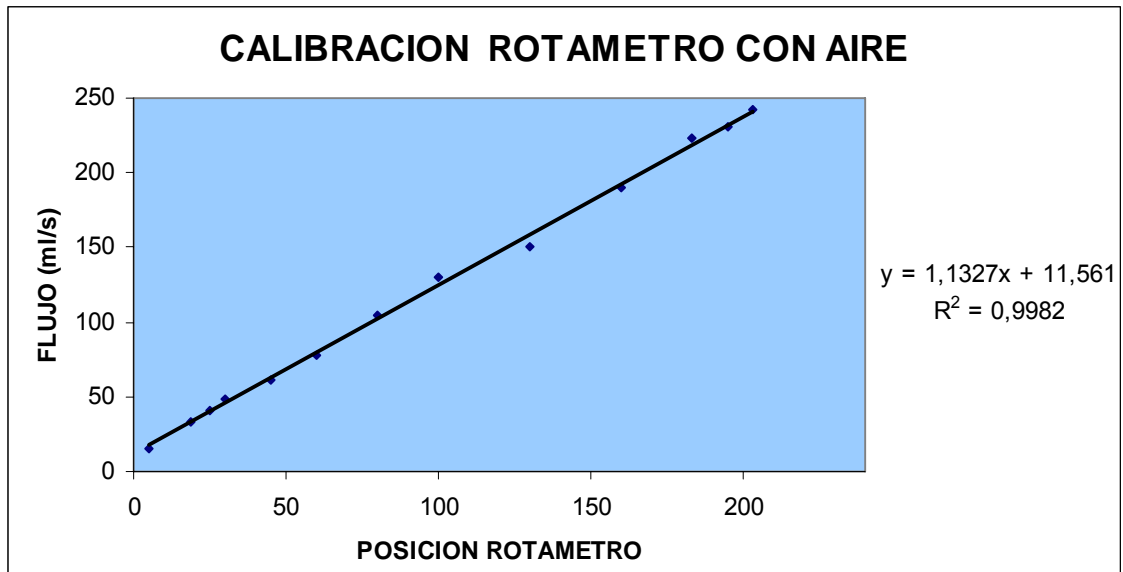
8. El tanque tiene dos compartimientos, el primero es la zona de oxidación por burbujeo de aire, el segundo es el compartimiento donde la bomba succiona el líquido que es enviado nuevamente a la torre. El segundo compartimiento se llena por rebose del primero.
9. El pH del tanque es monitoreado para determinar en que momento se debe adicionar la lechada fresca.
10. En la zona de oxidación se precipita el sulfato de calcio o sulfato de sodio el cual es determinado por el método gravimétrico.

ANEXO B. CAPITAL FIJO DEL SISTEMA PILOTO

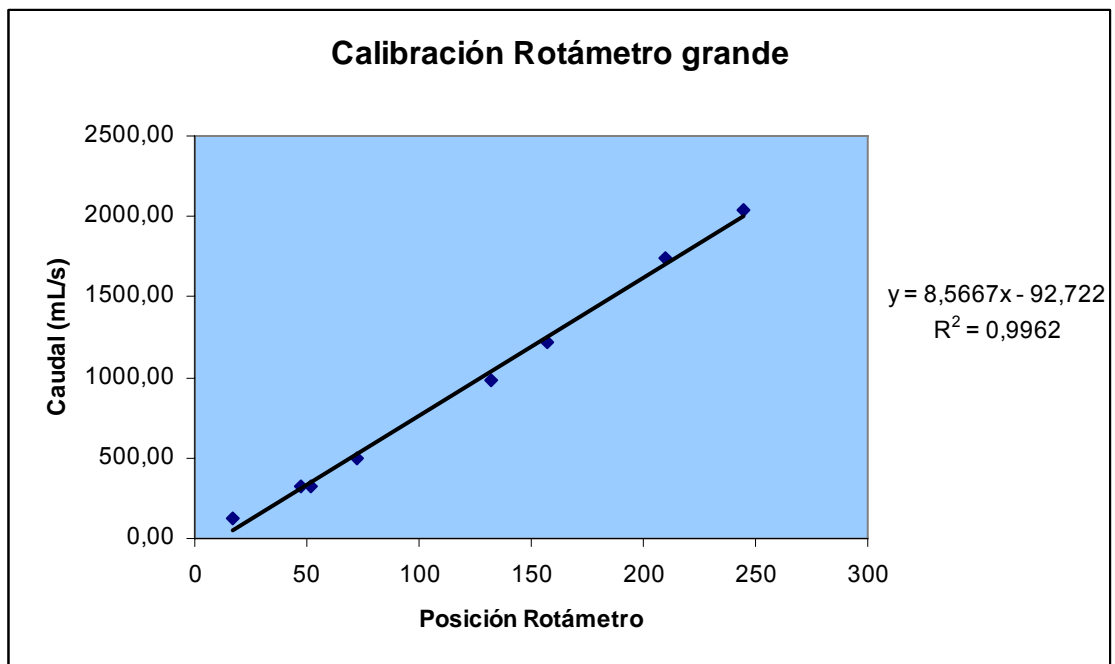
<i>DESCRIPCIÓN</i>	<i>CANTIDAD</i>	<i>TOTAL</i>
Equipo Fundamental		
Horno	1	232.000
Reactor	1	301.600
Intercambiador de Calor	1	440.800
Torre de Neutralización	1	348.000
Tanque de Lechada	1	417.600
Equipo Adicional		
Tubería Acero al carbón 1/2"	1	35.000
Válvula aguja 1/2"	1	45.800
Válvula aguja 1/4"	2	82.500
Manómetro 0-30 psi	1	11.000
Universales acero 1/2"	6	30.000
Universales acero 3/4"	2	12.000
Universales acero 1/4"	2	10.000
Válvulas de bola 1/2"	4	18.000
Reducciones acero 3/4"-1/2"	3	12.000
Uniones 1/4"	3	6.200
Uniones 1/2"	3	8.400
Codos acero 1/2"	2	5.600
Codos acero 3/4"	2	8.600
Resistencias eléctricas	2	68.000
Termocuplas	2	212.000
Manguera		12.000
Cinta Teflón		12.000
Inversión		2.329.100

ANEXO C . CURVAS DE CALIBRACIÓN DE LOS EQUIPOS

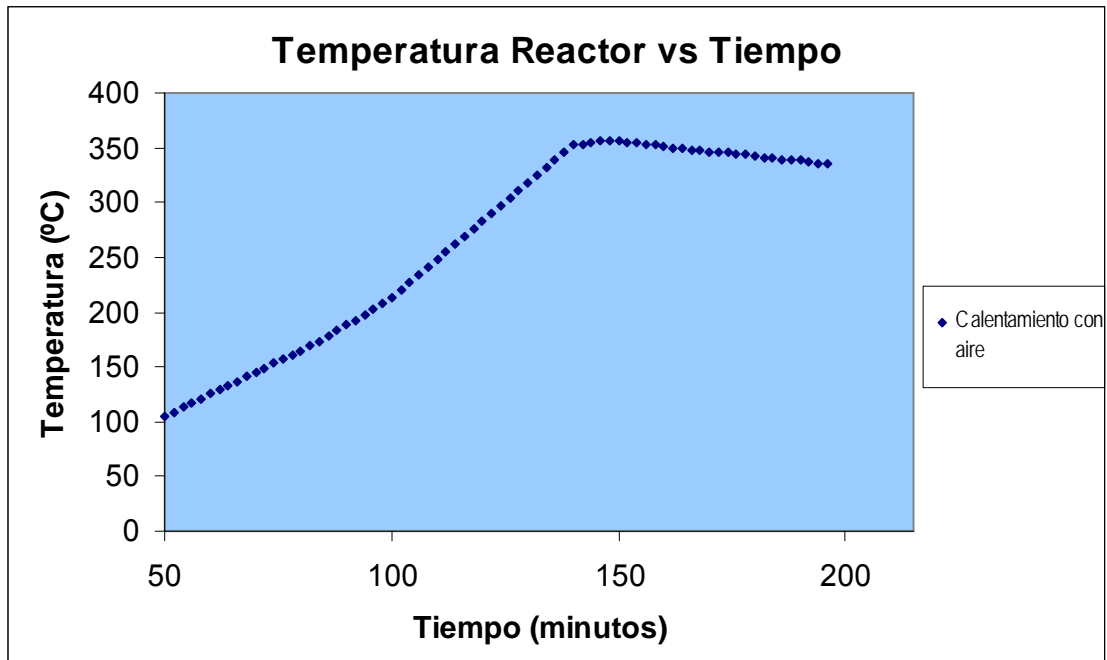
- CALIBRACIÓN ROTÁMETRO PEQUEÑO



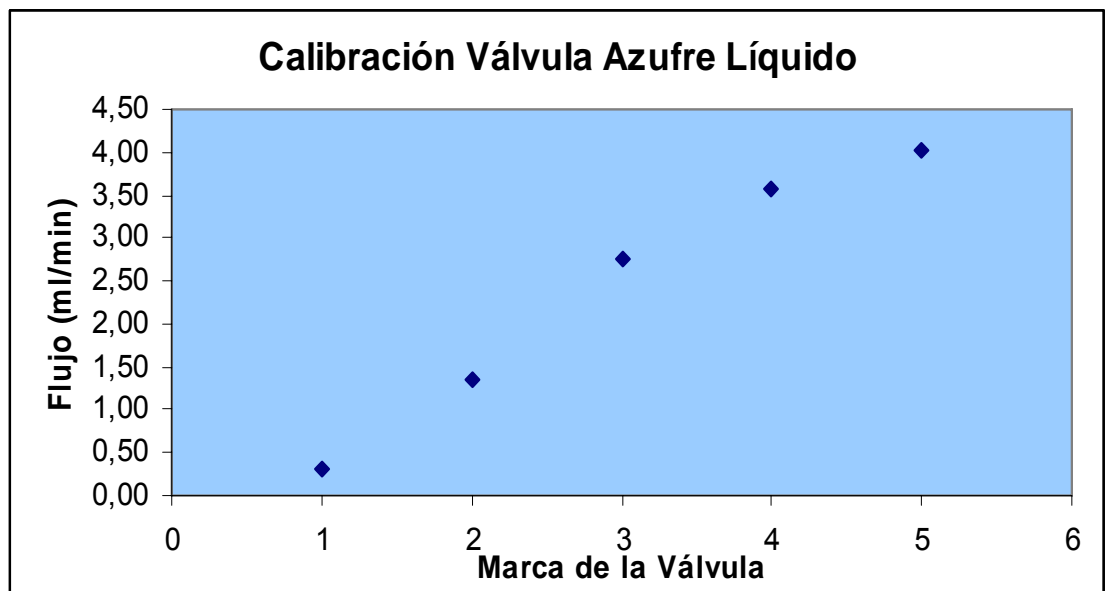
- CALIBRACIÓN ROTÁMETRO GRANDE



- **CALENTAMIENTO DEL REACTOR**



- **CALIBRACIÓN VÁLVULA DOSIFICADORA DE AZUFRE**



A la válvula de alimentación de azufre líquido se le hicieron varias marcas para poder calibrar el flujo de salida cuando el nivel inicial se mantiene en 12cm. Se observa que la dosificación es bastante buena ya que se logra dosificar 0.3 ml/minuto.

ANEXO D. NORMAS DE CALIDAD DEL AIRE

MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL

RESOLUCIÓN NÚMERO (601)

04 de abril de 2006

Por la cual se establece la Norma de Calidad del Aire o Nivel de Inmisión, para todo el territorio nacional en condiciones de referencia.

TABLA No. 1

NIVELES MÁXIMOS PERMISIBLES PARA CONTAMINANTES CRITERIO

Contaminante	Unidad	Límite máximo permisible	Tiempo de Exposición
PST	$\mu\text{g}/\text{m}^3$	100	Anual
		300	24 horas
PM10	$\mu\text{g}/\text{m}^3$	70	Anual
		150	24 horas
SO ₂	ppm ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	0.031 (80)	Anual
		0.096 (250)	24 horas
		0.287 (750)	3 horas
NO ₂	ppm ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	0.053 (100)	Anual
		0.08 (150)	24 horas
		0.106 (200)	1 hora
O ₃	ppm ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	0.041 (80)	8 horas
		0.061 (120)	1 hora
CO	ppm (mg/m^3)	8.8 (10)	8 horas
		35 (40)	1 hora

Nota: mg/m^3 ó $\mu\text{g}/\text{m}^3$: a las condiciones de 298,15 °K y 101,325 K Pa . (25 °C y 760 mm Hg)