



Hoja de Datos- Tecnología de Control de la Contaminación del Aire

Nombre de la Tecnología: Desulfuración del gas de chimenea (DGC) - Torres de limpieza húmeda, en seco y de aspersión en seco.

Tipo de Tecnología: Dispositivo de Control - absorción y reacción usando un reactivo alcalino para producir un compuesto sólido.

Contaminantes Aplicables: Dióxido de Azufre (SO₂).

Límites de Emisión Alcanzables/Reducción: Las torres de limpieza son capaces de eficiencias de reducción en el rango 50% a 98%. Las eficiencias de remoción más altas se obtienen por torres de limpieza húmeda, con eficiencias mayores a 90% y las más bajas por torres de limpieza en seco, típicamente menores que 80%. Los diseños nuevos de torres de limpieza en seco son capaces de eficiencias de control más altas, del orden de 90%.

Tipo de Fuente Aplicable: Punto.

Aplicaciones Industriales Típicas: Unidades fijas de combustión de carbón y combustóleo tales como las calderas industriales y las utilizadas para la generación de electricidad, así como otras unidades de combustión industriales, tales como los incineradores de residuos municipales y los de residuos hospitalarios, hornos para cal y cemento, fundidoras de metal, refinerías de petróleo, hornos para vidrio y plantas de manufactura de H₂SO₄. Aproximadamente un 85% de los sistemas de DGC instalados en los Estados Unidos son sistemas húmedos, 12% son de aspersión en seco y 3% son sistemas secos.

Características de la Emisión:

- a. **Tamaño de la Unidad de Combustión:** Las torres de limpieza de SO₂ han sido aplicadas en unidades de combustión a carbón y combustóleo de tamaño que varía desde desde 5MW hasta por encima de 1,500 MW (50 MMBtu/hr to 15,000 MMBtu/hr). Las torres de limpieza en seco y de aspersión se aplican típicamente en unidades menores a 3,000 MMBtu/hr (300MW) de capacidad (EPA, 2000).
- b. **Temperatura:** En las torres de limpieza húmeda, las temperaturas típicas del gas de entrada son de 150°C a 370°C (300°F a 700°F) (FETC, 1996). En los sistemas de aspersión en seco, la temperatura del gas que sale del absorbedor debe ser de 10°C a 15°C (20°F a 50°F) por encima de la temperatura de saturación adiabática. Las temperaturas óptimas para la remoción del SO₂ en sistemas de inyección de sorbente seco varían de 150°C a 180°C (300°F a 350°F). La temperatura óptima para la remoción de SO₂ durante la aplicación de sistemas de inyección de sorbente seco varía entre 150°C y 1000°C (300°F y 1830°F), dependiendo de las propiedades del sorbente (Joseph, 1998).

- c. **Carga de Contaminantes:** Las torres de limpieza de SO₂ están limitadas a corrientes diluidas de gas residual de SO₂ de aproximadamente 2000 ppm (Cooper, 2002).
- d. **Otras Consideraciones:** La cantidad de cloro en el gas de combustión afecta la cantidad de agua evaporada por el sistema debido a la formación de sales. El contenido de cloro mejora la remoción de SO₂ pero también resulta en la deposición de sales en el absorbedor y en el equipo corriente abajo (Schnelle, 2002). Puede requerirse un ventilador de tiro inducido mejorado o uno adicional para compensar la caída de presión a través del absorbedor.

Varios sistemas húmedos recalientan el gas de chimenea corriente abajo del absorbedor para prevenir la corrosión causada por la condensación dentro de los ductos y de la chimenea y para reducir la pluma visible.

Requisitos del Pre-tratamiento de las Emisiones: En los sistemas secos y de aspersión en seco, el gas de combustión debe ser enfriado a una temperatura que varía de 10 °C a 15 °C (20 °F a 30 °F) por encima del punto de saturación adiabática. Este rango de temperatura evita la deposición de sólidos en el equipo corriente abajo y la obstrucción de las casas de bolsas. Para enfriar el gas, típicamente se emplea una caldera de recuperación de calor, un enfriador por evaporación o un intercambiador de calor.

Información de Costos:

Los costos de capital de las torres de limpieza de SO₂ han disminuído en más del 30% desde principios de 1990's. Se reporta que los costos actuales de las torres de limpieza de SO₂ aplicados a generadores de electricidad son de aproximadamente \$100/kW (Smith, 2001). La reconversión de torres de limpieza en unidades existentes puede incrementar el costo capital hasta en un 30%. Los costos de reconversión varían significativamente entre aplicaciones y dependen de las limitaciones de espacio, de las modificaciones por mayores a los equipos existentes (v.g., conductos y chimenea) y de las condiciones de operación (v.g., temperatura y velocidad de flujo).

Los costos de operación y de mantenimiento (O&M), aumentan con el contenido de azufre ya que se requiere más reactivo para tratar el mismo volúmen de gas. Los reactivos típicos como la piedra caliza y la cal no son caros; sin embargo, el uso de reactivos o mejoradores de reactivos patentados puede aumentar el costo significativamente. El costo de la piedra caliza generalmente varía entre \$10/ton y \$20/ton y la cal entre \$60/ton y 80\$/ton (Smith, 2001). El costo de la disposición de los residuos varía entre 10\$/ton y 30\$/ton y los precios de los subproductos comerciales varían de 0 a 15\$/ton (Smith, 2001). La adición de torres de limpieza causa una pérdida de energía disponible para la generación de vapor debido a la evaporación del agua y la energía requerida para llevar a cabo la reacción. Los diseños nuevos de torres de limpieza resultan en una pérdida de menos del 1% de la energía total de la planta (Srivastava, 2001).

Tabla 1a: Resumen de la Información de Costos en \$/MMBtu/hr (2001 Dollars) ^a

Tipo de Torre de Limpieza	Tamaño de la Unidad	Costo de Capital	Costo de O&M ^b	Costo Anual	Costo por Tonelada de Contaminante Removido
	(MMBtu/hr)	(\$/MMBtu)	(\$/MMBtu)	(\$/MMBtu)	(\$/ton)
Húmedo	> 4,000	10,000 - 25,000	200 - 800	25 - 40	200 - 500
	< 4,000	25,000 - 150,000	800 - 1,800	60 - 600	500 - 5,000
Aspersión en seco	> 2,000	4,000 - 15,000	600 - 1,000		150 - 300
	< 2,000	30,000 - 150,000	1,000 - 30,000	10,000 - 50,000	500 - 4,000

Tabla 1b: Resumen de la Información de Costos en \$/MW (2001 Dollars) ^a

Tipo de Torre de Limpieza	Tamaño de la Unidad	Costo de Capital	Costo de O&M ^b	Costo Anual	Costo por Tonelada de Contaminante Removido
	(MW)	(\$/kW)	(\$/kW)	(\$/kW)	(\$/ton)
Húmedo	> 400	100 - 250	2 - 8	20 - 50	200 - 500
	< 400	250 - 1,500	8 - 20	50 - 200	500 - 5,000
Aspersión en seco	> 200	40 - 150	4 - 10	20 - 50	150 - 300
	< 200	150 - 1,500	10 - 300	50 - 500	500 - 4,000

^a (EIA, 2002; EPA, 2000; Srivastava, 2001)

^b Suponiendo un factor de capacidad > 80%

Teoría de la Operación:

El proceso de desulfuración de gas de salida o depuración de SO₂, típicamente usa un reactivo alcalino de base de calcio o sodio. El reactivo es inyectado al gas de salida en una torre de aspersión o directamente dentro del conducto. El SO₂ es absorbido, neutralizado y/o oxidado por el reactivo alcalino y convertido en un compuesto sólido, ya sea calcio o sulfato de sodio. El sólido es removido de la corriente de gas residual usando equipo corriente abajo.

Los depuradores son clasificados como “de un sólo uso” o “regenerables”, en base a como son manejados los sólidos generados por el sistema. Los sistemas de un sólo uso, o desechan como residuo el sorbente agotado ó bien, lo utilizan como subproducto. Los sistemas regenerables reciclan el sorbente al sistema. Hoy en día, los procesos regenerables tienen costos más altos que los procesos de un sólo uso, sin embargo, los procesos regenerables son elegidos si el espacio o las opciones de disposición son limitadas y hay un mercado de venta para los subproductos (yeso) (Cooper, 2002). En 1998, aproximadamente un 3% de los sistemas de DGC instalados en los Estados Unidos eran regenerables.

Ambos tipos de sistemas, de un sólo uso y regenerables, pueden ser también clasificados en húmedos, secos o semi-secos. Cada uno de éstos procesos se describe en las siguientes secciones.

Sistemas Húmedos

En un sistema de torre de limpieza húmeda, el gas de salida es conducido hacia la torre de asperción, donde se inyecta un lodo acuoso del sorbente en el gas de salida. Para proporcionar un buen contacto entre el gas y el sorbente, la ubicación de las boquillas de inyección es diseñada para optimizar el tamaño y la densidad de las gotas de lodo formadas por el sistema. Una parte del agua en el lodo es evaporada y la corriente de gas residual se satura con vapor de agua. El dióxido de azufre se disuelve en la gotas de lodo donde reacciona con las partículas alcalinas. El lodo cae hacia el fondo del absorbedor donde es recolectado. El gas de salida ya tratado, pasa a través de un eliminador de vapor antes de salir del absorbedor, el cual remueve cualquier gota de lodo arrastrada. El efluente del absorbedor es enviado al tanque de reacción donde se completa la reacción SO_2 -alcáli formando una sal neutra. En un sistema regenerable, el lodo utilizado es reciclado hacia el absorbedor. Los sistemas de un sólo uso, deshidratan el lodo empleado para su disposición o para su uso como subproducto.

El material sorbente típico es la piedra caliza o la cal. La piedra caliza es bastante económica pero las eficiencias de control de los sistemas de piedra caliza están limitadas a aproximadamente un 90%. La cal es más fácil de manejar y tiene eficiencias de control de hasta 95% pero es significativamente más cara (Cooper 2002). Los sorbentes patentados con aditivos que aumentan su reactividad, proveen eficiencias de control más altas del 95%, pero son muy costosas. Las plantas eléctricas almacenan grandes volúmenes de piedra caliza o cal en el sitio y preparan el sorbente para la inyección, pero esto no es generalmente efectivo en costo para aplicaciones industriales más pequeñas.

La relación del volumen entre el reactivo del lodo y el gas residual se le conoce como la relación de líquido a gas (L/G). La relación L/G determina la cantidad de reactivo disponible para la reacción con el SO_2 . Los valores altos de L/G resultan en eficiencias de control más altas. También aumentan la oxidación de SO_2 , lo cual resulta en una disminución de la formación de incrustaciones en el absorbedor. Los costos de O&M son una función directa del uso del reactivo, por lo tanto, aumentando L/G aumenta el costo anual. Las relaciones de L/G son aproximadamente de 1:1 para torres de limpieza húmedas y se expresan en galones de lodo por 1000 ft³ de gas de salida (litros de lodo /1000Nm³ de gas de salida).

La oxidación del lodo en el absorbedor causa la formación de incrustaciones de yeso (sulfato de calcio) en el absorbedor. La oxidación forzada de la piedra caliza (*Limestone forced oxidation, LSFO*) es un proceso más reciente basado en la depuración húmeda la cual reduce la formación de hojuelas. En la *LSFO*, se añade aire al tanque de reacción, el cual oxidiza al lodo usado, convirtiéndolo en yeso. El yeso es removido del tanque de reacción antes de ser reciclado en el absorbedor. El lodo reciclado tiene una menor concentración de yeso y se reduce considerablemente la incrustación en el absorbedor. El yeso puede ser vendido comercialmente, eliminando la necesidad de su desecho en un relleno sanitario (Srivastava, 2001). Además del control de la incrustación, los cristales de yeso formados en la *LSFO* son más grandes y se sedimentan y deshidratan más eficientemente, reduciendo el tamaño del equipo de manejo del subproducto. (EPA, 2002). Sin embargo, la *LSFO* requiere ventiladores adicionales lo cual incrementa los costos de capital y anual del sistema.

La limpieza húmeda con caliza tiene altos costos de capital y de operación debido al manejo del líquido reactivo y del residuo. No obstante, es el proceso preferido por las plantas generadoras de electricidad que queman carbón debido al bajo costo de la piedra caliza y las eficiencias de control de SO_2 de 90% hasta 98% (Schnelle, 2002).

Sistemas Semi-Secos

Los sistemas semi-secos, o secadores de aspersión, inyectan un lodo acuoso del sorbente de modo similar al del sistema húmedo, sin embargo, el lodo tiene una concentración mayor de sorbente. A medida que el gas de salida caliente se mezcla con la solución de lodo, el agua del lodo es evaporada. El agua que permanece en el sorbente sólido aumenta la reacción con el SO_2 . El proceso forma un residuo seco, el cual es recolectado por un dispositivo de control de materia particulada (MP), tal como una casa de bolsas o un precipitador electrostático (ESP). El residuo puede ser desechado o vendido o reciclado en el lodo.

Varios reactivos de base de calcio y sodio pueden ser utilizados como sorbentes. Las torres de limpieza de aspersión en seco típicamente inyectan cal, ya que es más reactiva que la piedra caliza y menos costosa que los reactivos a base de sodio. El lodo del reactivo es inyectado a través de atomizadores rotatorios o boquillas de doble fluido para crear un rocío de gotas más finas que en los sistemas de limpieza húmeda (Srivastava, 2000).

El rendimiento de una torre de aspersión en seco con cal es más sensible a las condiciones operativas. Se requiere una aproximación cercana a la temperatura adiabática de saturación para maximizar al máximo la remoción de SO_2 . Sin embargo, el exceso de humedad causa la deposición de sólidos húmedos en el absorbedor y en el equipo corriente abajo. La temperatura óptima es de $10\text{ }^\circ\text{C}$ a $15\text{ }^\circ\text{C}$ ($20\text{ }^\circ\text{F}$ a $50\text{ }^\circ\text{F}$) por debajo de la temperatura de saturación (Srivastava, 2000). Debido a la limitación de la humedad en el gas, deben utilizarse relaciones L/G más bajas, aproximadamente de 1:3 (Schnelle, 2002). El gas de salida con altas concentraciones de SO_2 o con altas temperaturas reducen el desempeño de la torre de limpieza (Schnelle, 2002).

Las eficiencias de control de SO_2 en las torres de limpieza de aspersión en seco son ligeramente más bajas que aquellas de los sistemas húmedos, entre 80% y 90% debido a su baja reactividad y relaciones de L/G. La aplicación de un solo absorbedor de aspersión en seco está limitada a unidades de combustión de menos de 200 MW (2,000 MMBtu7hr)(IEA,2001). Las unidades de combustión más grandes requieren múltiples sistemas de absorbedores. El costo de capital y de operación de las torres de limpieza de aspersión en seco es más bajo que el de las torres de limpieza húmedas porque no se requiere el equipo para el manejo de los residuos húmedos. Además, puede utilizarse acero al carbón para construir el absorbedor ya que el gas es menos húmedo. Las aplicaciones típicas incluyen unidades generadoras de electricidad que queman carbón de contenido bajo o medio de azufre, calderas industriales e incineradores de residuos municipales que requieren una eficiencia de control de SO_2 del 80% (Schnelle, 2002).

Sistemas Secos

Los sistemas de inyección de sorbente seco, inyectan neumáticamente el sorbente en polvo directamente dentro de la chimenea, el economizador o del ducto corriente abajo. El producto de desecho seco es removido usando equipo de control de particulado tal como una caja de bolsa o un precipitador electrostático (ESP). El gas de salida es generalmente enfriado antes de entrar el dispositivo de control de MP. Agua puede ser inyectada corriente arriba del absorbedor para aumentar la remoción de SO_2 (Srivastava, 2001).

La inyección en el horno requiere de temperaturas del gas de combustión entre $950\text{ }^\circ\text{C}$ y $1000\text{ }^\circ\text{C}$ ($1740\text{ }^\circ\text{F}$ to $1830\text{ }^\circ\text{F}$) para descomponer al sorbente en sólidos porosos con áreas superficiales altas (Srivastava 2001). La inyección dentro del economizador requiere de temperaturas de $500\text{ }^\circ\text{C}$ a $570\text{ }^\circ\text{C}$ ($930\text{ }^\circ\text{F}$ a $1060\text{ }^\circ\text{F}$) (Srivastava 2001). La inyección en el conducto requiere la dispersión de un rocío fino de sorbente en el gas de salida corriente abajo del pre-calentador de aire. La inyección

debe ocurrir a temperaturas entre 150°C y 180°C (300°F y 350°F) (Joseph, 1998).

Típicamente, los sistemas de sorbente seco usan reactivos alcalinos en base de calcio o sodio. También hay disponible un gran número de reactivos patentados. Un sistema de inyección típico usa varias lancetas de inyección que sobresalen de las paredes del horno o del conducto. La inyección de agua corriente abajo de la inyección del sorbente incrementa la remoción de SO₂ del sorbente.

Para una remoción alta de SO₂, son críticas una distribución uniforme del sorbente a través del reactor y un tiempo de residencia adecuado (Srivastava, 2001). El gas de salida debe mantenerse entre 10 °C y 15 °C (20 °F y 50 °F) por debajo de la temperatura de saturación para minimizar los depósitos en el absorbedor y en el equipo corriente abajo.

Las torres de limpieza en seco tienen costos de capital y anuales significativamente más bajos que los sistemas húmedos porque son más simples, demandan menos agua y la disposición de residuos es menos complicada. Los sistemas de inyección en seco se instalan fácilmente y ocupan menos espacio, por lo tanto, son buenos candidatos en aplicaciones de reconversión. Las eficiencias de remoción de SO₂ son significativamente más bajas que aquellas de los sistemas húmedos, entre 50% y 60% para sorbentes en base a calcio. La inyección de sorbente seco con base de sodio puede alcanzar hasta un 80% de eficiencia de control (Srivastava, 2001). La inyección de sorbente seco es considerada como la tecnología emergente de control de SO₂ para aplicaciones industriales pequeñas. Las aplicaciones más recientes de inyección de sorbente seco en calderas pequeñas de carbón han alcanzado eficiencias de control de SO₂ de más del 90%.

Ventajas:

- Altas eficiencias de remoción de SO₂, de 50% hasta 98%.
- Los productos de la reacción pueden ser reutilizables.
- La dificultad de reconversión es moderada o baja.
- Los reactivos son económicos y están fácilmente disponibles.

Desventajas:

- Altos costos capitales y de O&M.
- Incrustación y deposición de sólidos húmedos en el absorbedor y en el equipo corriente abajo.
- Los sistemas húmedos generan un producto de desecho húmedo y pueden causar una pluma visible
- No pueden ser usados para concentraciones de SO₂ en gases residuales mayores de 2,000 ppm.
- La disposición de los residuos aumenta significativamente los costos de O&M.

Referencias:

Cooper, 2002. Cooper, C.D. and Alley, F.C. *Air Pollution Control : A Design Approach*. Waveland Press, Inc. Prospect Heights, IL, 2002.

EPA, 2000. Srivastava Ravi K. *Controlling SO₂ Emissions: A Review of Technologies*. US Environmental Protection Agency, Office of Research and Development. EPA/600/R-00/093. Washington, D.C. 2002.
<http://www.epa.gov/ordntrnt/ORD/WebPubs/so2/index.html>

FETC, 1996. *Electric Utility Engineer's FGD Manual, Volume 1: FGD Process Design*. Department of Energy, Federal Energy Technology Center. Morgantown, WV, 1996.

IEA, 2001. "Coal Research, Sorbent Injection Systems for SO₂ Control", *Clean Coal Technologies Database*. <http://www.iea-coal.org.uk/CCTdatabase/sorbing.htm>.

Joseph, 1998. Joseph, G. T. and Beachler, D.S. "Scrubber Systems Operation Review APTI Course". Developed by North Carolina State University under EPA Cooperative Assistance Agreement. Raleigh, N.C 1998.

Schenelle, 2002. Schenelle, K.B. Jr and Brown, C.A. *Air Pollution Control Technology Handbook*. CRC Press LLC. Boca Raton, FL. 2002.

Smith 2001. Smith, Douglas. "SO₂ Controls: Cost of Scrubbers down to \$100/kW". *Power Engineering*, September, 2001.

Srivastava, 2001. Srivastava R. K., and W. Josewicz.. "Flue Gas Desulfurization: The State of the Art". *Air and Waste Management Assoc.*, 51:1676-1688, 2001.

EIA, 2002. *EIA-767 Database; Annual Steam-Electric Plant Operation and Design Data, 2001*. Energy Information Administration, Department of Energy. November 26, 2002. <http://www.eia.doe.gov/cneaf/electricity/page/eia767.html>