

# RETENCIÓN DE AZUFRE EN UN COMBUSTOR DE CARBÓN EN LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE

CARLOS A. LONDOÑO  
LUIS F. DE DIEGO\*\*  
XIAO S. WANG\*\*\*  
BERNARD M GIBBS\*\*\*

## RESUMEN

Se ha estudiado el efecto de las variables de operación de un combustor de carbón de lecho fluidizado circulante en la retención de azufre. Se analizan los efectos de la distribución de tamaño de partícula del carbonato de calcio, de las relaciones molares calcio a azufre (Ca/S), del efecto combinado de estas dos variables, de la temperatura y de la relación de aire secundario. La máxima retención de azufre lograda fue del 88% usando un tamaño de carbonato de malla 100 y una relación molar de Ca/S de 3.7. Se presentan diferentes mecanismos de reacción para explicar la retención de azufre y la influencia tanto de algunos de estos mecanismos como de la distribución de tamaño de partícula en el diseño del combustor.

## PALABRAS CLAVE:

lecho fluidizado, lecho fluidizado circulante, combustión de carbón, retención de azufre, emisiones de dióxido de azufre.

## ABSTRACT

The effect of operating conditions on sulfur retention in a circulating fluidized bed combustor of coal has

been studied. The effect of particle size distribution of limestone, Ca/S molar ratio, the combined effect between these two operating conditions, temperature, and secondary air ratio has been analyzed. The highest sulfur retention was 88% using a limestone of 100 mesh and a Ca/S molar ratio of 3.7. Different reaction mechanisms in order to explain the sulfur retention and the influence of both some of these mechanisms and particle size distribution of limestone on the combustor design are showed.

## KEY WORDS:

Fluidized bed, circulating fluidized bed, coal combustion, sulfur retention, sulfur dioxide emissions.

## 1. INTRODUCCIÓN

Una de las preocupaciones en el mundo actualmente es el control de contaminantes provenientes de los procesos de combustión. La tecnología de combustión de carbón en lecho fluidizado circulante ha surgido como una de las más prometedoras al lograr unas grandes reducciones en las emisiones de  $\text{NO}_x$  y de  $\text{SO}_2$ , tanto en comparación con carbón pulverizado como con la tecnología de combustión de carbón en lecho fluidizado burbujeante.

El objetivo de este artículo es examinar el comportamiento de diferentes variables de operación de un lecho fluidizado circulante tales como: distribución de tamaño de partícula del carbonato de calcio, relaciones molares Ca/S, temperatura y

\* Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Minas, Departamento de procesos químicos, Apdo Aéreo 1027, Medellín, Colombia.

\*\*Instituto de Carboquímica (CSIC), P.O. Box 589, 50080 Zaragoza, España.

\*\*\*Department of Fuel and Energy, University of Leeds LS2 9JT, UK.

relación de aire secundario. Además se presentan unos posibles mecanismos de reacción que explican el comportamiento de las emisiones de  $\text{SO}_2$ ; así como, la influencia de estos mecanismos de reacción y de algunos de los parámetros de operación en el diseño de un combustor de carbón en lecho fluidizado circulante.

## 2. EXPERIMENTACIÓN

Los experimentos se realizaron en el lecho fluidizado circulante mostrado en la Figura 1. Este consiste de un quemador de 45 kW, un lecho fluidizado de 0.161 m de diámetro interno y 6.2 m de alto, dos ciclones en serie de alta eficiencia de Stairmand, un lecho fluidizado burbujeante usado como intercambiador de calor y una válvula en L.

La superficie exterior del combustor fue aislada con fibra cerámica.

La alimentación de carbón se realizó con un sistema de transporte neumático desde un silo de carbón presurizado. Una válvula rotatoria, movida por un motor de corriente directa saca el carbón del silo y lo lleva a la línea neumática. La calibración de este sistema llevó a obtener una correlación lineal entre el flujo de carbón en g/min. y la velocidad de la válvula en R.P.M., el factor de correlación fue de 0.998. El inyector de carbón se encuentra ubicado a 0.32 m arriba del plato distribuidor del lecho y penetra 8 cm en el lecho, al mismo nivel del retorno de sólidos hecho por la válvula en L.

La alimentación del carbonato de calcio se realizó a partir de un silo equipado con un tornillo dosificador movido por un motor de corriente directa de velocidad variable. El factor de correlación para la calibración de la dosificación del carbonato fue de 0.997. La linea de descarga del carbonato va a dar al sistema de transporte neumático del carbón, logrando con ello una mezcla homogénea carbón - caliza para las diferentes relaciones Cà/S que fueron usadas en la experimentación.

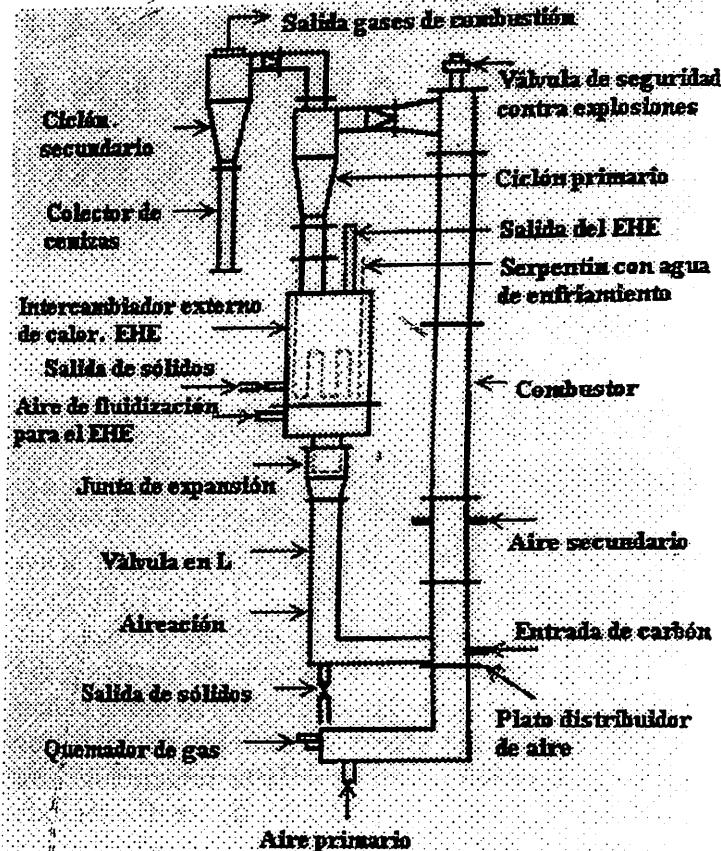


Figura 1. Lecho fluidizado circulante

El flujo de aire secundario fue suministrado por dos inyectores opuestos y ubicados a 1.83 m del plato distribuidor de aire.

El intercambiador de calor de lecho fluidizado burbujeante se usó para mantener la temperatura dentro del horno del lecho fluidizado circulante a un nivel deseado, por medio de tubos de intercambio de calor, los cuales eran elevados o bajados del lecho a fin de disminuir o aumentar el intercambio de calor y a su vez la temperatura de los sólidos que eran retornados al horno.

La concentración de  $\text{SO}_2$  se midió con un analizador infrarrojo de filtro rotatorio. El flujo de gases, en continuo, hacia el medidor se realizó a través de una línea caliente, la cual fue conservada a 100°C con el fin de evitar la condensación de agua y la absorción de  $\text{SO}_2$  en la misma.

Tabla 1. Distribución de tamaño de partículas para la arena.

dp (μm)	Acumulado pasando (%) Arena nueva	Acumulado pasando (%) Arena usada
250	100	
212	99.21	
180	94.43	100
150	80.35	96.14
125	50.79	79.89
105	21.20	50.82
90	1.55	20.71
75	0.00	10.47
63		3.02
38		0.00

Tabla 2. Análisis del carbón.

Valor calorífico alto = 31.5 kJ/g

Análisis próximo		Análisis último	
% peso	% peso	% peso	% peso
Humedad	3.7	C	76.8
Cenizas	3.5	H	4.7
Volátiles	37.8	O	8.6
Carbono Fijo	54.8	N	1.4
		S	1.3

El material circulante en el lecho fue arena con un diámetro medio Sauter de 130 μm y una densidad de 2500 kg/m<sup>3</sup>, luego de cada experiencia se requería reponer una cantidad de arena especificada por el nivel de sólidos en el intercambiador externo de calor, el tamaño de partícula se ve en la Tabla 1. El carbón usado fue un carbón bituminoso cuyo análisis elemental y próximo se encuentran en la Tabla 2 y su distribución de tamaño se encuentra en la Tabla 3. El carbonato de calcio usado fue un Derbyshire de alta calidad, los tamaños de partícula fueron malla 100 y malla 50/55. Su distribución de tamaño de partícula se muestra en la Tabla 4 y su composición química en la Tabla 5.

Tabla 3. Distribución de tamaño de partículas del carbón.

dp(mm)	Acumulado pasando (%)	dp (mm)	Acumulado pasando (%)
1.700	100.00	0.212	18.40
1.000	77.77	0.090	6.80
0.710	55.00	0.063	4.00
0.500	41.30	0.045	2.60
0.355	30.50	0.000	0.00

Tabla 4. Distribución de tamaño de partícula del carbonato.  
Malla 100

dp (μm)	Acumulado pasando (%)	dp (μm)	Acumulado pasando (%)
137.25	100	15.37	50
62.21	90	11.65	40
38.02	80	8.74	30
26.56	70	5.82	20
20.02	60	2.91	10

Análisis hecho con un analizador de partículas Fritsch Analysette 20.

Malla 50/55.

dp (μm)	Acumulado pasando (%)
500	99.5
250	70.0
125	51.0
45	20.0

Tabla 5. Análisis químico del carbonato.

CaO (%)	SiO <sub>2</sub> (%)	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%)
55.70	0.23	0.016	0.02

### 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

#### 3.1 RELACIÓN MOLAR CALCIO A AZUFRE

Como puede verse en la Figura 2 un incremento en la relación molar Ca/S incrementa la retención de azufre. De acuerdo con esta figura la captura de azufre es más sensitiva a incrementos en la relación Ca/S cuando esta relación es baja. Por ende, a altas relaciones, aproximadamente mayor de tres, cualesquier incremento adicional, produce solo un ligero incremento en la retención de azufre.

El rápido incremento en la retención de azufre en la primera parte de la curva puede explicarse por un incremento sustancial en el inventario de sorbente en el combustor de lecho fluidizado circulante.

El pequeño cambio en la retención de azufre en la parte superior de la curva puede explicarse en dos formas. La primera fue propuesta por Stantan (1983)<sup>1</sup>. De acuerdo con este investigador, ésta es una indicación de que la reacción involucra todo el inventario del sorbente y no únicamente el sorbente fresco que entra al lecho con el combustible. La otra explicación puede ser obtenida analizando la ecuación para la retención de azufre para cada partícula, Ecuación 1, (Rubiera y otros (1991))<sup>2</sup>. De acuerdo con esta ecuación, la velocidad de la sulfatación depende exponencialmente de la concentración de SO<sub>2</sub> y a altas relaciones molares de Ca/S, la concentración de SO<sub>2</sub> disminuye, de esta forma la velocidad de la reacción disminuye y de aquí que la retención de azufre se incremente más lentamente a altas relaciones molares Ca/S.

$$dX_s/dt = K_c * C_{susp} * \exp(-K_c * C_{susp} * t) / X_{s,max} \quad 1.$$

Donde:

X<sub>s</sub> = Conversión de sulfatación. t = Tiempo.

K<sub>c</sub> = Parámetro cinético en t = 0.

C<sub>susp</sub> = Concentración de SO<sub>2</sub> en la superficie de la partícula.

X<sub>s,max</sub> = Sulfatación máxima del carbonato.

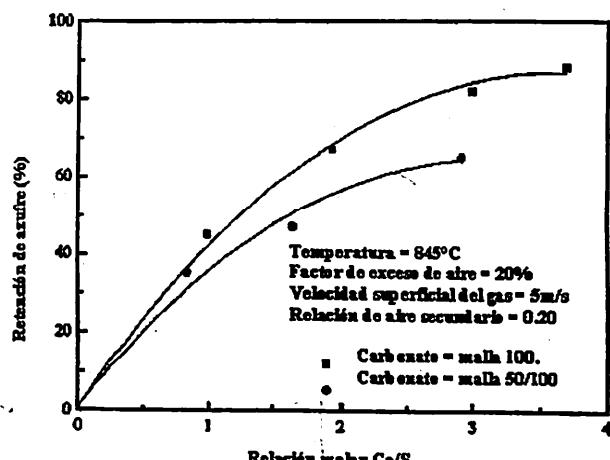


Figura 2. Efecto de la relación Ca/S en la retención de azufre

### 3.2 DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑO DE PARTÍCULA

Dos distribuciones de tamaño de partícula, de malla 100 y malla 50, fueron usadas para estudiar el efecto del tamaño de partícula del sorbente en la retención de azufre. Como puede verse en la Figura 2 una disminución en el tamaño de partícula produce un incremento en la retención de azufre. Además, el efecto es más pronunciado a medida que se incrementa la relación molar Ca/S.

Un tamaño de partícula más pequeño tiene la ventaja de un incremento en el área superficial específica disponible para la sulfatación. Además, el núcleo sin reaccionar es menor. Como resultado de esto, se incrementa la conversión de óxido a sulfato de calcio. Adicionalmente, cuando se incrementa el tamaño de partícula, el bloqueo de los poros previene la sulfatación de las partes internas de las partículas, y disminuye la conversión máxima del sorbente.

Hansen y otros (1993)<sup>3</sup>, Adanez y otros (1994)<sup>4</sup> concluyeron que la velocidad de sulfatación se incrementa a medida que se reduce el tamaño de partícula.

Simmons y otros (1987)<sup>5</sup> explicaron que cuando se incrementa el tamaño de partícula, la principal resistencia a la reacción pasa de difusión en los poros y reacción superficial a difusión a través de la película de CaSO<sub>4</sub>.

A pesar de que usar carbonato de calcio más fino conduce a una mayor retención de azufre, esta afirmación no siempre es correcta en un combustor en lecho fluidizado circulante, debido a que existe un límite inferior en el tamaño de partícula del sorbente dado por la eficiencia de recolección de los ciclones. Esto explica las diferencias encontradas por diferentes investigadores en cuanto al tamaño óptimo para el sorbente (Londoño, 1995)<sup>6</sup>. Por esta razón Basú y otros (1989)<sup>7</sup> encontraron un tamaño óptimo de partícula alrededor de 450 μm y Schaub y otros (1989)<sup>8</sup> encontraron una alta captura de azufre usando un carbonato con tamaño de partícula de 5 μm en un lecho fluidizado circulante con tres ciclones en serie

y un tamaño de partícula de corte de 3  $\mu\text{m}$ . Este efecto se explica debido a que una disminución en el tamaño de corte del ciclón produce un incremento en el tiempo de residencia de los sólidos y por ende la sulfatación es mayor.

La posibilidad de usar partículas pequeñas de carbonato en un lecho fluidizado circulante es una de las ventajas con relación a un lecho fluidizado burbujeante, (Londoño, 1995)<sup>6</sup>.

### 3.3 TEMPERATURA

La influencia de la temperatura fue estudiada a una relación Ca/S de tres. La temperatura del lecho se incrementó desde 810 hasta 865 °C. De acuerdo con la Figura 3, la mejor temperatura está entre 830 y 860 °C, esta figura también sugiere la presencia de un máximo entre estas temperaturas. La retención de azufre se incrementó cuando la temperatura se cambió de 810 hasta 845 °C. Luego se observó una pequeña disminución cuando la temperatura se incrementó hasta 865 °C.

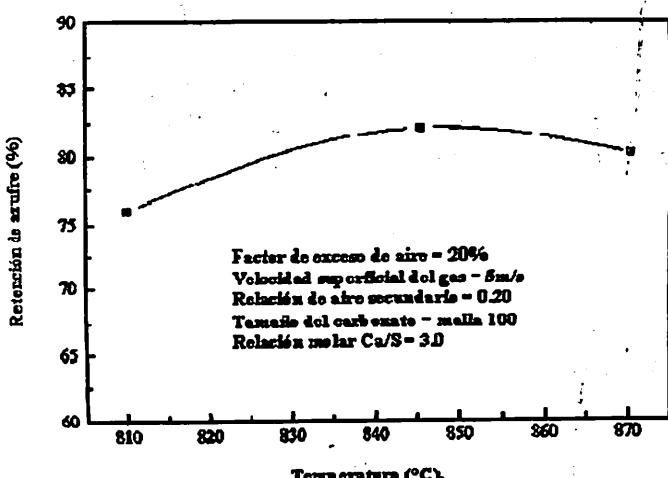
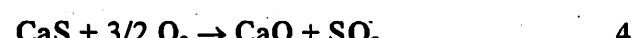


Figura 3. Efecto de la temperatura en la retención de azufre

La retención máxima del azufre puede explicarse considerando que hay diferentes reacciones que están compitiendo entre ellas. La Reacción 2 contribuye a la captura de  $\text{SO}_2$  mientras que la reacción de descomposición del sulfato de calcio (Reacción 3) y la de oxidación del sulfuro de calcio (Reacción 4), contribuyen a la liberación de  $\text{SO}_2$ . A bajas

temperaturas la velocidad de Reacción 2 es mayor que la 3 y la 4 dando como resultado una captura neta de azufre. A temperaturas por encima de 880-890 °C las Reacciones 3 y 4 llegan a ser más importantes.



Es de anotar que Khan y Gibbs (1995)<sup>9</sup> comprobaron experimentalmente la presencia de CaS en combustión de carbón en lecho fluidizado burbujeante. Aquí, se está asumiendo que existe una alta probabilidad de la existencia de dicho compuesto en la zona reductora de un lecho fluidizado circulante. Otra explicación química para la presencia de una retención máxima de azufre ha sido dada por Stanton (1983)<sup>1</sup> usando un mecanismo de sulfatación mediante las Reacciones 5 y 6. Este investigador explicó que las altas temperaturas aceleran la oxidación del óxido de azufre a trióxido y también pueden incrementar la tendencia del sorbente para reaccionar directamente con el trióxido. Esto da como resultado una mayor probabilidad para la reacción del óxido de azufre en los primeros sitios disponibles, es decir en la entrada de los poros, con el consecuente sellamiento de los poros y la inhibición para una futura reacción de sulfatación.



Moss (1970)<sup>10</sup> sugirió que la ruta de formación de  $\text{CaSO}_4$  puede seguir el mecanismo de las Reacciones 7 y 8 y también la ruta de las Reacciones 5 y 6. Por encima de la máxima retención de azufre, las Reacciones 7 y 8 se considera que deben parar debido a la inestabilidad termodinámica del  $\text{CaSO}_3$ . Con un incremento adicional en la temperatura, la presión de equilibrio del  $\text{SO}_3$  disminuiría y por ende la velocidad de formación del  $\text{CaSO}_4$ .



Jonke y otros (1972)<sup>11</sup> sugirieron que la descomposición reductora del CaSO<sub>4</sub> por el CO (Ecuación 3.) podría ser la responsable para la temperatura óptima.

Otra explicación para el comportamiento de la retención de azufre en relación con la temperatura puede encontrarse en el diagrama de fases para el sistema compuesto por CaO, CaSO<sub>4</sub>, CaS, CO y CO<sub>2</sub> a 750, 850 y 950°C a 1.013 bar (Hansen y otros, 1993)<sup>3</sup>. De acuerdo con este diagrama, un incremento en la temperatura cambia el límite de las fases hacia arriba y por lo tanto reduce la estabilidad del CaSO<sub>4</sub> y del CaS en favor del CaO.

Stantan (1983)<sup>1</sup> explicó el comportamiento de la retención de azufre con los fenómenos de porosidad y decrepitación que se desarrollan cuando se incrementa la temperatura de calcinación. De acuerdo con este investigador, la amplitud de la decrepitación depende de la velocidad del calentamiento y de las presiones de gases y de vapor generadas dentro de la partícula en relación a la presión total en el combustor. La consecuencia de la decrepitación es la elutriación de los finos producidos y por ende una disminución en la utilización del sorbente.

Con relación a la porosidad, Stantan<sup>1</sup> explicó que a bajas temperaturas, por debajo del equilibrio de calcinación, la reacción de sulfatación está confinada casi totalmente en la superficie exterior de la partícula debido a que el sorbente no calcinado tiene poca porosidad y en estas condiciones puede ocurrir alguna calcinación en lechos fluidizados. Un incremento en la temperatura, arriba del equilibrio de calcinación, produce un incremento en la velocidad de calcinación y también un incremento en la velocidad del desarrollo de la porosidad y por ende en la disponibilidad de la superficie para la reacción con óxidos de azufre. A altas temperaturas se genera superficie nueva para la reacción pero las entradas a los poros se bloquean más rápido por la formación de sulfato de calcio que lo que ellos pueden abrirse por sinterización. Este bloqueo prematuro producirá una caída en la retención de azufre.

Además, la temperatura óptima para la captura de azufre en plantas a gran escala se ha mostrado que están influenciadas por el diseño del combustor

(Leckner y Amand, 1987<sup>12</sup>; Lyngfelt y otros, 1988<sup>13</sup>), especialmente en lo relacionado con la extensión de las zonas reductoras dentro del combustor. Hansen y otros (1993)<sup>3</sup> mostraron la influencia de las zonas reductoras en el grado de sulfatación como una función de la temperatura.

### 3.4 AIRE SECUNDARIO

Como puede verse en la Figura 4 no hubo un cambio apreciable en la retención de azufre cuando la relación de aire secundario se cambió de 5 al 20%. Sin embargo, la retención de azufre disminuyó cuando la relación de aire secundario se incrementó de 20 al 40%.

El aire secundario divide el combustor de lecho fluidizado circulante en dos secciones. La primera tiene una concentración de CO mucho mayor que la segunda. Esto significa que hay una zona de reducción en la parte más baja del lecho, por debajo del punto de inyección del aire secundario, y una zona de oxidación arriba de dicho punto.

Una posible explicación para la disminución en la retención de azufre fue dada por Hansen y otros (1993)<sup>3</sup>. A escala de laboratorio ellos concluyeron que para carbonato el grado de sulfatación es mayor bajo condiciones constantes de oxidación que bajo condiciones alternas de oxidación y

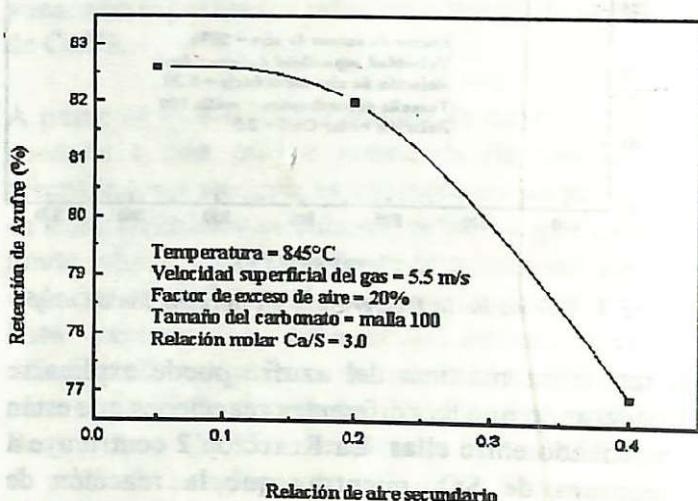
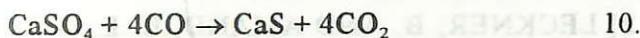
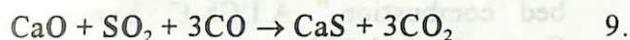


Figura 4. Efecto de la relación de aire secundario en la retención de azufre

Hansen y otros (1993)<sup>3</sup> y Ghardashkami y otros (1989)<sup>14</sup> mostraron que bajo condiciones reductoras, el CaSO<sub>4</sub> se descompone de acuerdo a la Reacción 3. De acuerdo con Lyngfelt y Leckner (1989)<sup>15</sup> el CaSO<sub>4</sub> puede descomponerse bajo condiciones reductoras debido a la presencia de intermedios de la combustión tales como CO y H<sub>2</sub>. Además Hansen y otros (1993)<sup>3</sup> mostraron que bajo condiciones reductoras el bióxido de azufre es absorbido por el CaO de acuerdo con la Reacción 9. Hansen y otros (1993)<sup>3</sup> observaron que cuando el sistema es cambiado de condiciones reductoras a oxidantes, el CaS formado bajo condiciones reductoras, (Reacción 10), es oxidado de acuerdo con la Reacción 4. Entonces, el CaO absorbe bióxido de azufre de acuerdo con la Reacción 2. De otro lado, la formación de CaS y su posterior oxidación, también como la descomposición reductora de CaSO<sub>4</sub>, están siempre ausentes durante la calcinación debido a la liberación de CO<sub>2</sub> en la reacción de calcinación endotérmica.



Los cambios en la fase sólida, mencionados arriba, explican la disminución en la absorción de SO<sub>2</sub> con el incremento en la relación de aire secundario.

Khan y Gibbs (1995)<sup>9</sup>, y Valk y otros (1989)<sup>16</sup> observaron la misma tendencia en sus datos a partir de un combustor en lecho fluidizado burbujeante usando aire secundario. Además, Khan y Gibbs(1995)<sup>9</sup> reportaron la evidencia experimental de formación de CaS usando aire secundario en un lecho fluidizado burbujeante.

Los cambios en la retención de azufre con el aire secundario tal como se muestran en la Figura 4.8 están en concordancia con los resultados de Lyngfelt y Leckner (1993)<sup>17</sup> para un combustor en lecho fluidizado circulante. De acuerdo con estos investigadores, la disminución en la concentración de partículas, arriba del punto de inyección del aire secundario, es la causante del efecto negativo del aire secundario en la captura de azufre.

#### 4. CONCLUSIONES

La captura de azufre tiene un máximo entre 830 y 860°C, mientras que la relación de aire secundario no tiene influencia en la captura de azufre debajo de un valor de 0.2 y se ha encontrado una disminución en la captura de azufre por encima de este valor.

Se logró una retención de azufre del 88% usando un tamaño de carbonato de malla 100 y una relación molar Ca/S de 3.7.

Un incremento del 17% en la retención de azufre a una relación molar de 3 ocurre cuando el tamaño del carbonato se cambia de malla 50/55 a malla 100. Además, la captura de azufre es más sensible a una disminución en el tamaño de partícula del carbonato de calcio a altas relaciones molares Ca/S que a bajas. El tamaño óptimo de carbonato de calcio a usar depende del diseño del lecho fluidizado circulante y especialmente del tamaño de partícula de corte para el sistema de ciclones diseñado.

En un lecho fluidizado circulante, la relación de aire secundario juega un papel muy importante en la retención de azufre debido a que el cambio drástico de condiciones reductoras a oxidantes originan una gran disminución en el azufre retenido cuando la relación de aire secundario tiene valores por encima de 0.20; por ende este debe ser un aspecto que debe ser tenido en cuenta en el momento de implementar este sistema de reducción de NO<sub>x</sub>.

#### 5. RECONOCIMIENTOS

Esta investigación fue llevada a cabo con el soporte financiero de la EPSRC. Luis F. de Diego desea darle las gracias al Ministerio de Educación y Ciencia por una beca posdoctoral FPI. Carlos A. Londoño le gustaría agradecerle al Consejo Británico y a la Universidad Nacional de Colombia por la beca y soporte financiero, lo que le permitió llevar acabo MSc en Ingeniería por investigación en la Universidad de Leeds.

## 6. REFERENCIAS

- [1] STANTAN, J.E. (1983). "Sulphur retention in fluidised bed combustion." *Fluidised Beds Combustion and Applications*, Ed by J.R. Howard, Applied Science Publishers, London, 199-225.
- [2] RUBIERA, F., GARCIA, F., FUERTES A.B., PIS, J.J. AND ADANEZ, J. (1991). "Characterisation of the reactivity of limestone with SO<sub>2</sub> in a fluidised bed reactor." In the proceedings of the 11th International Conference on Fluidised Bed Combustion, Ed. E. J. Anthony, ASME, Montreal, 1489-1495.
- [3] HANSEN, P.F.B., DAM- JOHANSEN, K., AND OSTERGAARD, K. (1993). "High temperature reaction between sulphur dioxide and limestone-V. The effect of periodically changing oxidising and reducing conditions." *Chemical Engineering Science*, 48, No7, 1325-1341.
- [4] ADANEZ, J., GARCIA LABIANO, F., ABANADES, J. C. AND DE DIEGO, L. F. (1994). "Methods for characterisation of sorbents used in fluidised bed boilers." *Fuel*, 73, No 3, 355-362.
- [5] SIMONS, G. A., GARMAN, A. R. AND BONI, A. A. (1987). "The kinetic rate of SO<sub>2</sub> sorption by CaO." *A.I.Ch.E. Journal*, 33, 211-217.
- [6] LONDOÑO, CARLOS A. (1995). "Circulating fluidised bed combustion of coal", MSc Engineering by Research at Leeds University.
- [7] BASU, P., GREEBLATT, J., WU, S., AND BRIGGS, D. (1989). "Effect of solid recycle rate, bed density and sorbent size on the sulphur capture in a circulating fluidised bed combustor." Proceeding of the 10th International Conference on Fluidised Bed Combustion Technology for Today, Edited by Arnold M. Manaker, ASME, San Francisco, 701-707.
- [8] SCHaub, G., REIMERT, R. AND ALBRECHT, J. (1989). "Investigation of emission rates from large scale CFB-combustion plants." Proceeding of the 10th International Conference on Fluidised Bed Combustion Technology for Today, Edited by Arnold M. Manaker, ASME, San Francisco, 685-691.
- [9] KHAN, W. Z. AND GIBBS B. M. (1995). "The influence of air staging in the reduction of SO<sub>2</sub> by limestone in a fluidised bed combustor", *Fuel*, 74, No 6, 800-805.
- [10] MOSS, G. (1970). "The fluidised-bed desulphurisation gasifier." In proceedings of the Second International Conference on Fluid-Bed Combustion, II-6-1-II-6-7.
- [11] JONKE, A. A., VOGEL, G. J., CARLS, E. L., RAMASWAMI, D., ANASTASIA, L., JERRY, R. AND HAAS, M. (1972). "Pollution control capabilities of fluidised bed combustion." *A.I.Ch.E. Symposium Series*, 68, 241-251.
- [12] LECKNER, B. AND AMAND, L. E. (1987). "Emissions from a circulating and a stationary fluidised bed boiler: a comparison." In the proceedings of The Ninth International Conference on Fluidised Bed Combustion, Ed. J. P. Mustonen, ASME. New York, 891-897.
- [13] LYNGFELT, A., AMAND, L. E AND LECKNER, B. (1988). "The effect of reducing conditions on sulphur capture- a comparison of three boilers." The Institute of Energy's Fourth International Fluidised Combustion Conference, London.
- [14] GHARDASHKANI, S., LJUNGSTROM, E., AND LINDQUIST, O. (1989). "Release of sulphur dioxide from calcium sulphate under reducing conditions." Proceeding of the 10th International Conference on Fluidised Bed Combustion Technology for Today, Edited by Arnold M. Manaker, ASME. San Francisco, 611-615.

[15] LYNGFELT, A., AND LECKNER, B. (1989).

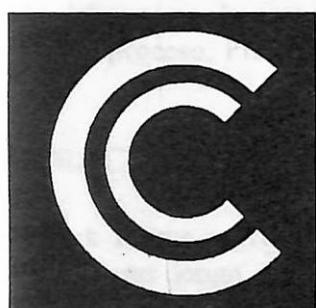
"The effect of reductive decomposition of CaSO<sub>4</sub> on sulphur capture in fluidised bed boilers." Proceeding of the 10th International Conference on Fluidised Bed Combustion Technology for Today, Edited by Arnold M. Manaker, ASME, San Francisco, 675-684.

[16] VALK, M., BRAMER, E. A. AND TOSSAINT, H.H.J. (1989). "Optimal staged combustion conditions in a fluidised bed for simultaneous low NO<sub>x</sub> and SO<sub>2</sub> emission levels."

Proceeding of the 10th International Conference on Fluidised Bed Combustion Technology for Today, Edited by Arnold M. Manaker, ASME, San Francisco, 995-1001.

[17] LYNGFELT, A., AND LECKNER, B. (1993).

"SO<sub>2</sub> capture and N<sub>2</sub>O reduction in a circulating fluidised-bed boiler: influence of temperature and air staging." Fuel, 72, No 11, 1553-1561.



## CONSTRUCCIONES EL CONDOR S.A. INGENIEROS CONTRATISTAS

Es CONSTRUCCIONES EL CÓNDOR S.A., una empresa con  
"Tecnología y sentido Social para la construcción de un  
nuevo país".



Carrera 43 No. 5A - 100 Tel.: 268 03 36 - 268 84 16  
Apdo Aéreo 55969  
Medellín - Colombia