



**EFEITO DA TEMPERATURA E DO TAMANHO MÉDIO  
DE PARTÍCULA NA ABSORÇÃO DE SO<sub>2</sub> POR CALCÁRIO  
EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO**

**Manoel Carlos Diniz Costa**

Departamento de Engenharia Mecânica, Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC/USP\*. e-mail: mcosta@sc.usp.br

**Josmar Davilson Pagliuso**

Departamento de Hidráulica e Saneamento, Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC/USP\*, e-mail: josmar@sc.usp.br

**Fernando Eduardo Milioli**

Departamento de engenharia Mecânica, Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC/USP\*. e-mail: milioli@sc.usp.br

***Resumo.** Neste trabalho apresenta-se resultados de absorção de SO<sub>2</sub> em reator de leito fluidizado usando partículas de calcário calcítico contendo 38,59% de Ca com diâmetro médio de 545 e 650 µm. O leito era formado por areia com tamanho médio de 650 µm. Os ensaios foram realizados em bateladas nas temperaturas de 700 a 950 °C, e a reação de absorção ocorria até quase a saturação total das partículas de calcário. Utilizou-se atmosfera padrão de ar acrescida de SO<sub>2</sub>, com concentração em torno de 980 ppm. Os resultados indicaram uma redução máxima de 84,4% da concentração inicial de SO<sub>2</sub> a 907 °C para o calcário de 545 µm.*

***Palavras-chave:** leito fluidizado, sulfatação, calcário.*

## **1. INTRODUÇÃO**

Devido ao aumento da demanda de energia no Brasil, o carvão mineral nacional reaparece como uma alternativa forte para geração de potência. As jazidas deste minério já descobertas podem fornecer algo em torno de 19000 MW por centenas de anos. Contudo, para que sua viabilidade energética seja aproveitada é necessário o uso de tecnologia adequada para queima deste insumo.

Encontra-se em andamento no Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos um extenso programa de pesquisas voltadas para a combustão de carvão mineral brasileiro para geração termoelétrica. De acordo com Milioli (1996) o processo de combustão em leito fluidizado atmosférico borbulhante permite a queima adequada do carvão mineral nacional que contém frações que vão de 1 a 4% de Enxofre e até 45% de cinzas.

Segundo Wark e Warner (1976), os óxidos de enxofre originários da queima de combustíveis fósseis em processos termoelétricos são emitidos principalmente como dióxido de enxofre (SO<sub>2</sub>). Em combinação com material particulado e umidade, estes óxidos contribuem significativamente para a poluição atmosférica. Há também o surgimento de aerossóis, resultantes de reações

fotoquímicas entre  $SO_2$ , material particulado, óxidos de nitrogênio e hidrocarbonetos, responsáveis, entre outros males, pela redução da visibilidade em áreas urbanas. Os óxidos de enxofre também reagem com o vapor de água e formam os ácidos sulfuroso e sulfúrico, que aceleram a velocidade de corrosão de metais em temperatura ambiente. Um outro efeito danoso mais geral ocorre quando soluções ácidas se formam na atmosfera e retornam ao solo na forma de chuva ácida que destrói a vegetação, acidifica solos, rios e lagos, e ataca materiais de construção causando corrosão generalizada.

Para minimizar as emissões de óxidos de enxofre ( $SO_x$ ) na atmosfera durante a combustão de carvão mineral, calcário pode ser adicionado no leito fluidizado a temperatura alta para absorver o  $SO_2$  *in loco* reduzindo assim a concentração deste poluente liberado para a atmosfera. Outras opções seriam sistemas de desulfurização de gases que controlam as emissões de  $SO_x$  após a sua geração e antes de ser lançado na atmosfera. Estes sistemas são notadamente mais abrangentes pois aplicam-se não só ao  $SO_x$  originado na combustão, mas também ao proveniente de outros processos industriais. Por outro lado, estes métodos além de requererem uma planta própria, geralmente envolvem custo operacional relativamente maior que o uso de calcário injetado no leito.

### 1.1. Calcário

O calcário é composto basicamente por carbonato de cálcio ( $CaCO_3$ ) e/ou carbonato magnésio de cálcio ( $CaCO_3.MgCO_3$ ) mais impurezas, entre elas compostos de ferro, alumínio, manganês, enxofre, fósforo, cromo, zinco entre outros. O  $CaCO_3$  calcina quando adentra ao leito, pois sofre aquecimento rápido e intenso até cerca de  $850\text{ }^\circ\text{C}$ , formando assim o óxido de cálcio ( $CaO$ ) que reage com o  $SO_2$  e produz o sólido sulfato de cálcio ( $CaSO_4$ ). O processo de absorção de  $SO_2$  envolvendo o  $CaCO_3.MgCO_3$  ocorre de modo semelhante. O calcário é um insumo existente em abundância no território brasileiro sendo empregado principalmente na indústria do cimento e como adubo para solos. Neste trabalho, utilizou-se um calcário de Itaú de Minas – MG, composto basicamente de  $CaCO_3$ , assim as reações químicas globais relevantes são:



Geralmente a reação de calcinação, mostrada na Eq.(1), é considerada instantânea enquanto a reação de sulfatação, Eq.(2), é mais lenta e pode ser controlada por difusão de  $SO_2$  através da fase de emulsão, difusão de  $SO_2$  através da camada de  $CaSO_4$  e cinética química superficial. Tais controles podem ser afetados significativamente por características do particulado (incluindo, tipo, tamanho, distribuição de tamanho e propriedades físicas e químicas, de condições de processo (incluindo temperatura, pressão e atmosfera) e de condições operacionais (incluindo geometria e altura do leito, e velocidade superficial do gas).

### 1.2. Combustão em Leito Fluidizado

A tecnologia de Combustão em Leito Fluidizado (CLF) baseia-se na utilização de um leito fluidizado de partículas inertes de capacidade térmica elevada, tais como areias ou cinzas. Nesse ambiente são introduzidos carvão para combustão e calcário para absorção de óxidos de enxofre. O ar de fluidização injetado na base do leito, atravessa-o gerando uma emulsão de partículas suspensas e bolhas. O movimento das bolhas confere elevado grau de mistura axial ao processo. As fornalhas de CLF atmosférico borbulhante tem uma altura aproximadamente constante do material do leito e operam próximo da pressão atmosférica. Nos projetos de CLF atmosférico borbulhante, carvão e calcário são continuamente inseridos na fornalha. Os resíduos de materiais queimados e reagidos na fornalha são retirados a uma taxa constante necessária para manter a quantidade

adequada de material reagente no leito fluidizado, e a quantidade de carvão presente no processo varia de 2 a 3 % da massa do material do leito. O excelente padrão de mistura provocado pela fluidização causa uma boa transferência de calor em toda a extensão do leito, permitindo um controle efetivo de sua temperatura, normalmente entre 800 e 900 °C, além da não fusão de cinzas. A fluidização e a relativamente baixa temperatura de operação beneficiam ainda a absorção do  $SO_2$  emitido durante a combustão de carvão e inibem a formação de  $NO_x$ . Tais características aliadas à capacidade do leito fluidizado de queimar vasta faixa de diferentes combustíveis com elevada eficiência de combustão, e as altas taxas de transferência de calor, são os principais atrativos da CLF como tecnologia para geração de energia termoelétrica (National Research Council, 1995).

O uso da tecnologia de combustão em leito fluidizado é particularmente adequado para queima do carvão nacional devido à possibilidade de controle *in loco* de emissões de gases poluentes, e devido à não fusão de cinzas. Além disso, as cinzas de carvão e o calcário sulfatado descartados no processo são insumos que podem ser utilizados, por exemplo, na indústria do cimento. Apesar de suas vantagens, pouco se conhece do processo de combustão em leito fluidizado referente à aplicação de carvões e calcários brasileiros. São necessários estudos sistemáticos que forneçam informações sobre taxas de consumo otimizadas e características de reatividade dos insumos nacionais. O processo de combustão em leito fluidizado insere-se na moderna abordagem *clean energy from coal*, em grande destaque nos países desenvolvidos.

A temperatura de operação do leito fluidizado tem importância fundamental na eficiência da absorção de  $SO_2$  por calcário, uma vez que reações químicas estão presentes no processo. Em temperaturas abaixo de 800 °C, as reações químicas são relativamente lentas e o fator cinético-químico limita a absorção proporcionando menores taxas de reação e, por conseguinte, baixa eficiência de absorção de  $SO_2$ . Por outro lado, temperaturas acima de 900 °C podem causar a decomposição do sulfato de cálcio e reemissão de  $SO_2$ . Existe, portanto, uma faixa ideal de temperatura para operação do leito, em condições de combustão e alimentação contínua de calcário, que se situa normalmente entre 800 e 850 °C, onde são alcançados valores da ordem de 90,0 % de absorção de  $SO_2$  (Howard, 1989). Entretanto, experimentos com alimentação contínua de calcário não são a melhor maneira de avaliar-se o efeito da temperatura quando o objetivo é um estudo detalhado dos parâmetros de transporte e cinéticos que atuam no processo, tais como a conversão e do coeficiente global de taxa de reação. Estes são normalmente determinados através de experimentos de batelada, onde a conversão e o coeficiente global de taxa de reação podem ser mais facilmente avaliados, conforme Costa, Pagliuso e Milioli (2001).

### 1.3. Dados da Literatura

Na literatura, autores como Spitsbergen *et al.* (1981), Zheng *et al.* (1982), Lyngfelt e Leckner (1989), Valk *et al.* (1989), Leckner *et al.* (1992) e Khan e Gibbs (1997) trabalhando com alimentação contínua de calcário e sob condições variadas de combustão têm encontrado valores ótimos de absorção em temperaturas na faixa de 800-850 °C. Contudo estes valores diferem em até 35%. Outros trabalhos foram realizados em condições experimentais tão diferentes, tais como vários tipos de calcários sulfatados em experimentos de batelada (Dam-Johanson e Ostergaard, 1991) e de termogravimetria (Carello e Vilela, 1993) na temperatura de 850 °C e em atmosferas gasosas diferentes (Hagi-Sulaiman e Scaroni, 1992) em temperaturas de 750 a 935°C, que não foi possível uma comparação adequada de seus resultados. Em experimentos de batelada, Dennis e Hayhurst (1986, 1987 e 1990) e Mattisson e Lyngfelt (1998 e 1999) apresentaram resultados diversos para testes realizados em diferentes temperaturas. Os reatores utilizados por estes autores possuem área de seção transversal do leito relativamente pequena, e este fato pode ter influenciado os resultados.

Devido à variedade de resultados apresentados na literatura, surge a necessidade de testes em condições experimentais conhecidas e controladas, próximas das que ocorrem em grandes reatores comerciais de leito fluidizado borbulhantes. Para tanto, utilizou-se um reator com diâmetro interno de 160 mm, cuja a seção transversal é significamente maior que as apresentadas na literatura. Neste

trabalho avaliou-se efeito da temperatura sobre a absorção máxima de enxofre para um tipo de calcário com duas granulometrias diferentes em atmosfera artificial de ar contendo  $SO_2$ . Embora tal atmosfera seja bem diferente daquela típica de combustão, ela é amplamente utilizada por constituir um padrão cuja composição gasosa é bem conhecida e de repetibilidade fácil.

## 2. EXPERIMENTAL

### 2.1. Descrição geral

A bancada de testes é formada por um reator de leito fluidizado borbulhante atmosférico e sistemas periféricos, conforme o esquema apresentado na Fig. (1).

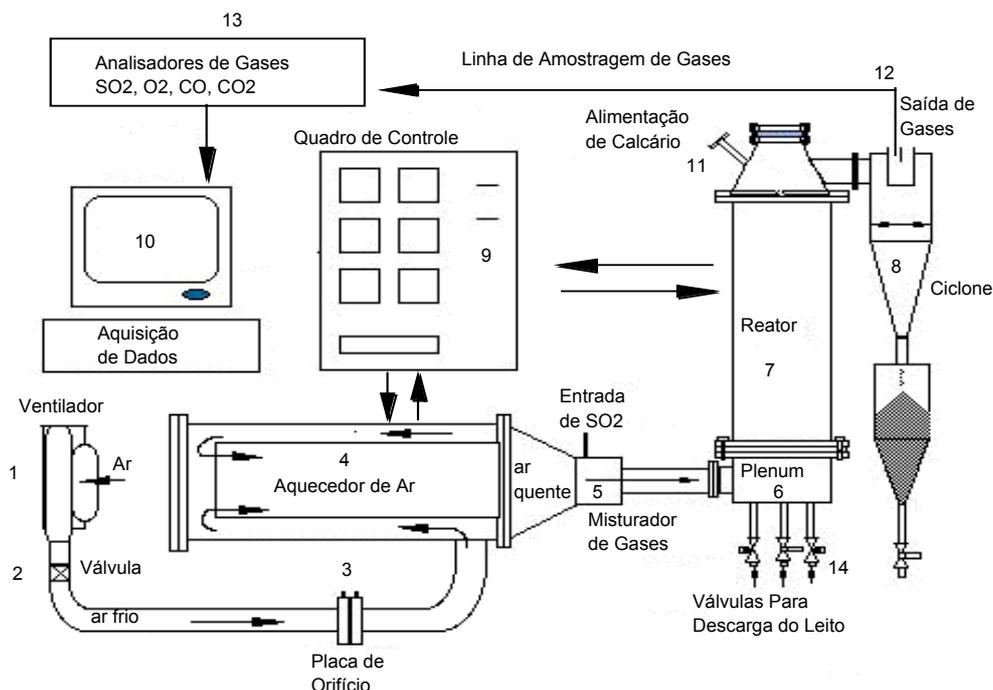


Figura 1. Esquema da bancada experimental.

O ar de fluidização do leito é fornecido por um ventilador centrífugo (1), que tem sua descarga regulada por uma válvula globo (2) e medida por uma placa de orifício (3). Um aquecedor elétrico (4) eleva a temperatura do ar, que atravessa o misturador de gases (5) e depois entra no plenum (6) para ser distribuído uniformemente na base do reator (7) que tem diâmetro interno é 0,160 m e altura de 0,450 m (até a base do tampo cônico). Posteriormente o ar é separado dos sólidos arrastados no escoamento com auxílio do ciclone (8) e descarregado no ambiente. As temperaturas de operação do aquecedor e do reator são fixadas, controladas e monitoradas no quadro de controle (9). Este quadro também envia os sinais de temperatura e pressão captados em diversos pontos do aquecedor e do reator para o sistema de aquisição de dados (10). A porta de alimentação de calcário (11) serve para a injeção da batelada de calcário. O carregamento do leito é feito por uma porta flangeada localizada também na tampa do reator próximo da porta de alimentação de calcário. O misturador de gases, localizado na saída do aquecedor de ar, recebe  $SO_2$  e mistura-o homogeneamente ao ar aquecido. Parte desta mistura gasosa é succionada na saída do ciclone através de uma linha de amostragem (12) e levada até os analisadores de gases Horiba Enda 1400 (13), que também estão conectados ao sistema de aquisição. Ao final de cada teste, as válvulas para descarga do leito (14) são abertas até que todo o particulado seja drenado do reator.

O reator deve manter um leito fluidizado em condições de regime previamente especificadas de tal modo que a absorção de  $SO_2$  pelo calcário seja determinada sob condições controladas. Para isto, um fluxo contínuo de  $SO_2$  é misturado ao ar de fluidização e sua concentração, que deve permanecer constante na ausência de calcário, é monitorada na saída. Uma batelada de calcário é então introduzida no reator e a consequente variação da concentração de  $SO_2$  observada na saída possibilita inferir a eficiência do processo. Mais detalhes específicos sobre o reator podem ser encontrados em Costa (2000).

## 2.1. Material particulado

Para material do leito utilizou-se areia (99,9% sílica) com granulometria estreita de 650  $\mu m$  (590-710) obtida com peneiras de padrão ASTM. A quantidade de areia inserida no reator, para cada teste, foi de 3,0 kg, porém devido à elutriação de material e preenchimento de espaços dos tubos de descarga do leito, a massa útil de areia no leito foi em média de 2,8 kg. Esta quantidade forneceu um leito com altura estática de 95 mm, de modo que a altura do leito expandido não dificultasse a injeção de calcário.

O calcário utilizado neste trabalho é originário da mina de Itaú de Minas - MG, e foi cedido pela Fábrica de Cimento Itaú. Ele foi denominado de 1-Ci e sua composição química é apresentada na Tab. (1). Este calcário foi então britado e passado em peneiras de padrão ASTM que nos permitiu obter granulometrias estreitas de 650  $\mu m$  (590-710) e 545  $\mu m$  (590-710). Outras informações sobre características intrínsecas deste calcário, podem ser obtidas em Crnkovic *et. al* (2001) que utilizou amostras de calcário 1-Ci, calcinadas previamente neste reator, para serem sulfatadas em balança termogravimétrica.

Tabela 1 - Composição química percentual em massa do calcário 1-Ci utilizado neste trabalho.

Calcário	Ca	Mg	Si	Fe	Al	Mn	P	Cr	K	Ba + Sr
1-Ci	38,59	1,01	-	0,10	0,17	0,04	0,01	0,001	0,06	0,131

A quantidade de calcário em cada batelada foi fixada em 50,0 g, valor que permitiu uma injeção rápida no leito, menor queda de temperatura e redução significativa da concentração inicial de  $SO_2$  na saída do reator. Após a concentração de  $SO_2$  atingir valor mínimo, ela voltava a crescer tendendo assintoticamente ao seu valor inicial. Assim, os testes eram finalizados quando a concentração de  $SO_2$  atingia cerca de 95% de seu valor inicial que de aproximadamente 980 ppm.

O percentual de redução de  $SO_2$  na saída do ciclone do reator foi obtido com a simples relação descrita na Eq. (3).

$$\%C_{SO_2} = \frac{(C_{SO_2}^e - C_{SO_2}^s)}{C_{SO_2}^e} \cdot 100 \quad (3)$$

onde,  $C_{SO_2}^e$  é a concentração de  $SO_2$  no ar entrando no reator e  $C_{SO_2}^s$  é a concentração de  $SO_2$  no ar saindo no reator.

## 3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

As Figuras (2) e (3) mostram os perfis de concentração transiente de gases adquiridos durante os teste com calcário de 545  $\mu m$  a 701 °C e a 853 °C, respectivamente. Observa-se claramente o efeito da temperatura na absorção de  $SO_2$  que é bem maior a 853 °C. Isto pode ser devido á cinética química que é alta em temperaturas elevadas e lenta em temperaturas baixas. Além disso tem-se a calcinação praticamente nula do calcário em temperaturas em torno de 700 °C, visto na parte (b) da

Fig. (2). Isto reduz bruscamente a área superficial das partículas de calcário disponível para reação. Os poucos poros formados são preenchidos rapidamente pelo sulfato de cálcio produzido, resultando a desativação rápida das partículas de calcário para absorção de  $SO_2$ , que é observado pelo retorno quase que imediato da concentração de  $SO_2$  no ar saindo do reator. Em temperaturas altas, o calcário ficou reativo por um tempo relativamente prolongado, embora o patamar de máxima absorção tenha durado cerca de 30 segundos.

A parte (b) da Fig. (3) mostra que houve redução e aumento das concentrações de  $O_2$  e de  $CO_2$ , respectivamente. Embora oxigênio seja consumido na sulfatação, a redução de sua concentração foi devido ao aumento da concentração de  $CO_2$  (calcinação) que diluiu o oxigênio. A variação da concentração de  $CO$ , também indicada na parte (b) da Fig. (3), de fato não ocorreu. Isto deve-se à interferência de  $CO_2$  na célula de leitura do analisador de  $CO$ , que foi constatado posteriormente com testes com mistura gasosa de  $CO_2$  e  $N_2$ .

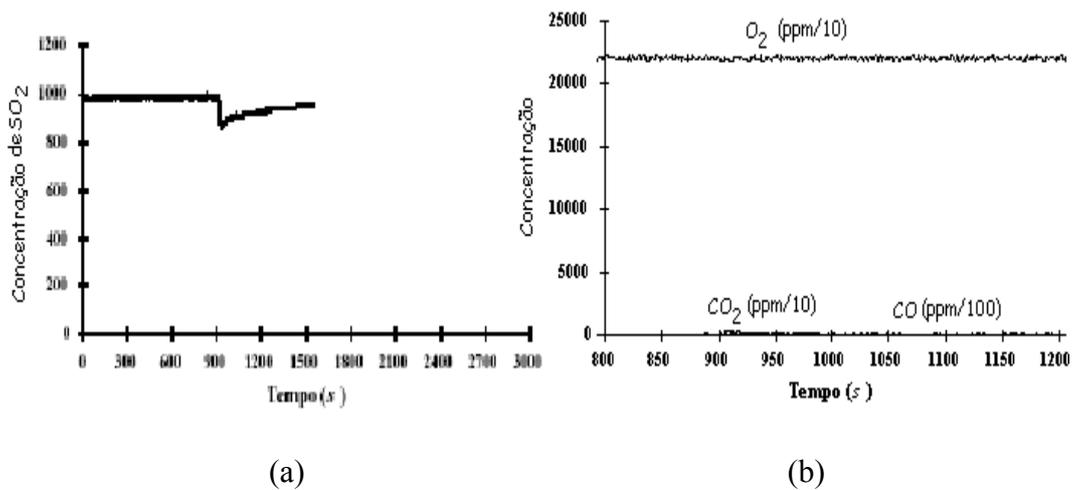


Figura 2. Perfis de concentrações transientes de gases: (a)  $SO_2$  e (b)  $O_2$ ,  $CO$  e  $CO_2$ . Partículas de calcário 1-Ci com de diâmetro médio  $545 \mu m$  sulfatadas a  $701 \text{ }^\circ C$ .

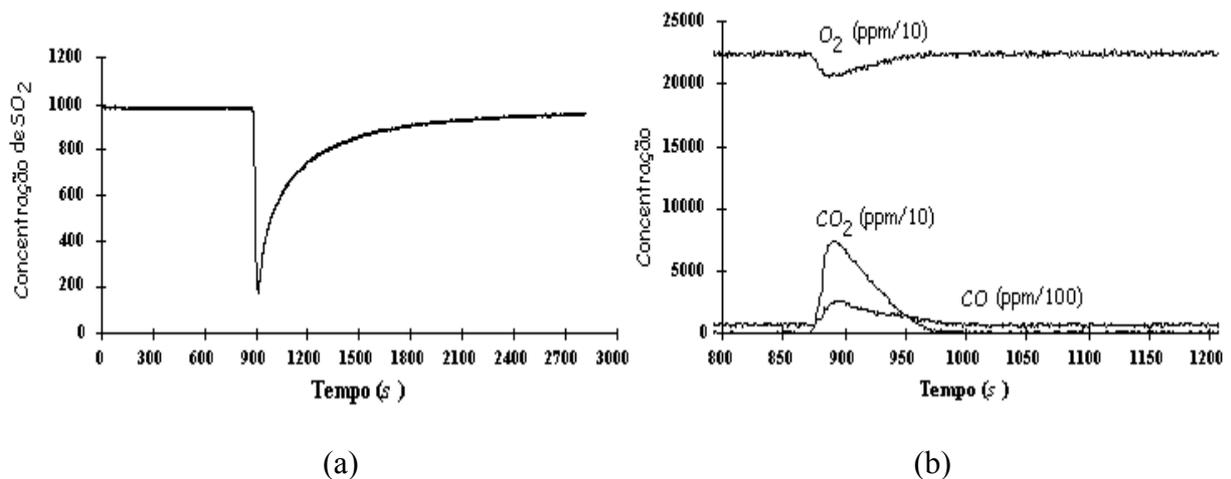


Figura 3. Perfis de concentrações transientes de gases: (a)  $SO_2$  e (b)  $O_2$ ,  $CO$  e  $CO_2$ . Partículas de calcário 1-Ci com de diâmetro médio  $545 \mu m$  sulfatadas a  $853 \text{ }^\circ C$ .

A Figura (4) mostra o efeito da temperatura no valor máximo de redução, ou absorção, de  $SO_2$  para o calcário I-Ci nas granulometrias medias de  $545$  e  $650 \mu m$ , e temperaturas de  $700$  a  $950 \text{ }^\circ C$ . A  $700 \text{ }^\circ C$ , a máxima absorção aumentou com a temperatura até  $907 \text{ }^\circ C$ , de onde começou a diminuir.

Em temperaturas relativamente baixas, 700-800 °C, a cinética química é lenta para este processo e controla a velocidade da reação de sulfatação. Entre 800 e 900 °C, a cinética química é alta e o controle da sulfatação deve-se basicamente à difusão de  $SO_2$  no produto sulfato de cálcio. A partir de 900 °C, a reemissão de  $SO_2$  do sulfato de cálcio cresce com a temperatura fazendo a absorção máxima líquida de  $SO_2$  diminuir.

Para temperaturas de 750 e 850 °C, Camargo (2001) observou o aumento da absorção de  $SO_2$  com a temperatura para diferentes tipos de calcário, incluindo 1-Ci, operando neste mesmo reator.

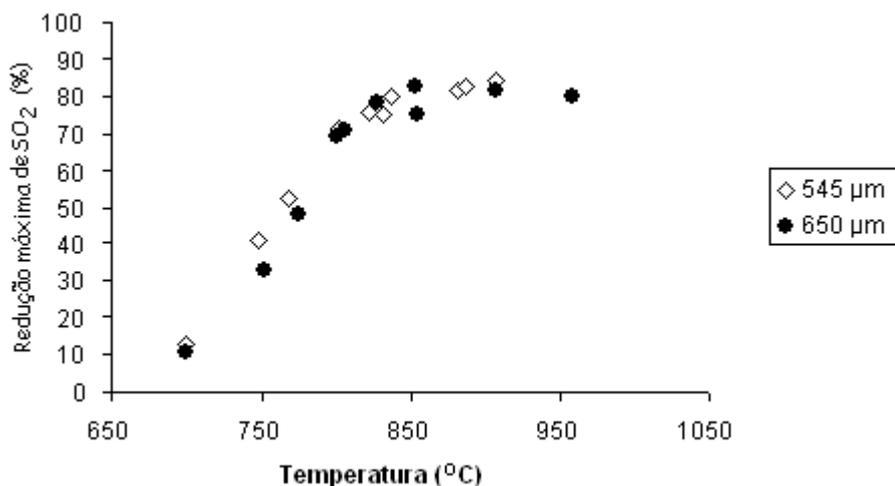


Figura 4. Efeito da temperatura no valor máximo de absorção de  $SO_2$  pelo calcário 1-Ci nas granulometrias média de 545 e 650 µm.

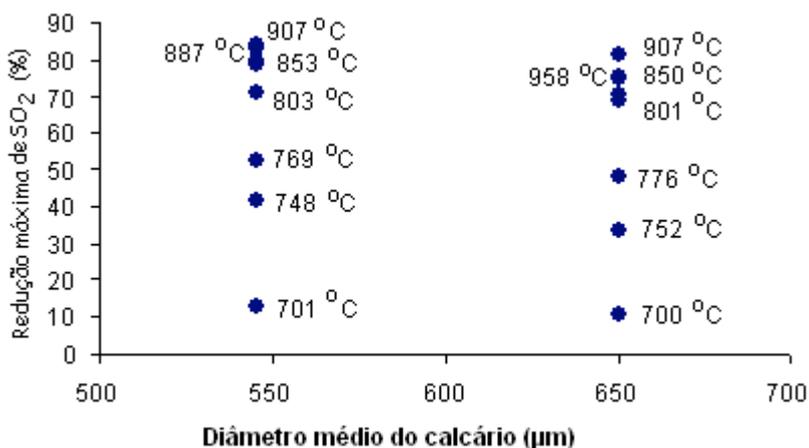


Figura 5. Efeito do diâmetro médio do calcário 1-Ci no valor máximo de absorção de  $SO_2$  em temperaturas variando de 700 a 958 °C.

Na Figura (5) apresenta-se o efeito do tamanho médio de partícula de calcário na absorção de enxofre para temperaturas entre 700 e 907 °C. Em temperaturas até 880 °C, as partículas de tamanho médio de 545 µm apresentaram resultados ligeiramente superiores às de 650 µm. Isto era esperado pois partículas de diâmetro menor possuem área superficial maior, além de calcinarem melhor. Acima de 880 °C as partículas de 650 µm apresentaram um desempenho um pouco superior às de 545 µm. Esta inversão de padrão pode ser explicada pela reemissão de  $SO_2$  nesta faixa de temperatura, pois partículas de tamanho médio menor devem reemitir melhor o  $SO_2$ . De maneira geral, pode-se dizer que, para os diâmetros médios estudados, não observou-se diferença

significativa na absorção de  $SO_2$ . Por outro lado, Segundo Da Silva *et. al.* (2001) esta diferença mostra-se marcante quando a faixa de tamanho médio é alargada.

#### 4. CONCLUSÕES

O efeito da temperatura na absorção máxima de  $SO_2$  por calcário foi avaliado sob condições simuladas de atmosfera de enxofre presente na combustão de carvão em leito fluidizado borbulhante. A absorção máxima de  $SO_2$  foi de 84,4%, observada a 907 °C para o calcário 1-Ci de tamanho médio 545  $\mu m$ . Acima desta temperatura, a absorção máxima de  $SO_2$  diminuiu com o aumento da temperatura devido à reemissão de  $SO_2$  pelo produto  $CaSO_4$ . Em temperaturas inferiores a 800 °C, a cinética química é lenta, retardando a calcinação e consequentemente a sulfatação.

O efeito do tamanho médio de partícula de calcário, 545 e 650  $\mu m$ , não foi significativo. Contudo, observou-se que o calcário com 545  $\mu m$  apresentou resultados ligeiramente melhores que o de 650  $\mu m$ .

#### 5. AGRADECIMENTOS

À FAPESP (processos 98/09748-6 e 99/0655-2) e CNPq (processo 520.563/96-4) pelo financiamento deste trabalho.

#### 6. REFERÊNCIAS

- Camargo, F.L., 2001, “Qualificação de calcários brasileiros quanto à absorção de  $SO_2$  em leito fluidizado para condições típicas de combustão de carvão”, Dissertação de Mestrado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, 131 p.
- Carello, S.A. e Vilela, A.C.F. (1993). ‘Evaluation of the reactivity of south brazilian limestones in relation to pure  $SO_2$  through thermoanalysis and scanning electron microscopy’. *Industrial Engineering Chemistry Research*, v.32, p. 3135-3142.
- Costa, M.C.D., Pagliuso, J.D. and Milioli, F.E., (2001), “Effects of temperature on the conversion and global reaction rate coefficient in the absorption of  $SO_2$  by limestone in a fluidized bed reactor”, *Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Mechanical Engineering*, Uberlândia, Brazil.
- Costa, M.C.D., 2000, “Efeito da temperatura sobre a conversão e o coeficiente global de taxa de reação na absorção de  $SO_2$  por calcário em reator de leito fluidizado”, Dissertação de Mestrado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, 174 p.
- Crnkovic, P.M., Pagliuso, J.D., Milioli, F.E. and Polito, W.L., 2001, “Sulfation in a thermogravimetric analyzer of limestones calcined both in a fluidized bed and through thermogravimetry”, *Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Mechanical Engineering*, Uberlândia, Brazil.
- Dam-Johansen, K. and Ostergaard, K. (1991). “High-temperature reaction between sulphur dioxide and limestone - I. Comparison of limestones in two laboratory reactors and a pilot plant’. *Chemical Engineering Science*, v.46, n.3 p.827- 837.
- Da Silva, G.F., Pagliuso, J.D. and Milioli, F.E., (2001), “Effects of particle size on the conversion and global reaction rate coefficient in the absorption of  $SO_2$  by limestone in a fluidized bed reactor”, *Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Mechanical Engineering*, Uberlândia, Brazil.

- Dennis, J.F. and Hayhurst, A.N., 1986, "A Simplified analytical model for the rate of reaction of SO<sub>2</sub> with limestone particles", *Chemical Engineering Science*, v.41, n.1, p. 25-36.
- Dennis, J.F. and Hayhurst, A.N., 1988, "The formation of SO<sub>3</sub> in a fluidised bed", *Combustion and Flame*, v.72, p. 241-258.
- Dennis, J.F. and Hayhurst, A.N., 1990, "Mechanism of the sulphatation of calcined limestone particles in combustion gases", *Chemical Engineering Science*, v.45, n.5, p. 1175-1187.
- Haji-Sulaiman, M.Z. and Scaroni, A.W., 1992, "The rate limiting step in the sulfation of natural limestones during fluidized bed coal combustion", *Fuel Processing Technology*, v.31, p. 193-208.
- Howard, J.R., 1989, "Fluidized bed technology: principles and applications", New York, Adam Hilger, 214 p.
- Khan, W.Z. and Gibbs, B.M., 1997, "Reduction of SO<sub>2</sub> emissions from a fluidized bed under staged combustion by fine limestone", *Environment International*, v.23, n.2, p. 227-236.
- Leckner, B., Karlsson, M. and Mjornell M. (1992), "Emissions from a 165 MWth circulating fluidised-bed boiler", *Journal of the Institute of Energy*, v.65, p. 122-130.
- Lyngfelt, A. and Leckner, B., 1989, "SO<sub>2</sub> capture in fluidised-bed boilers: re-emission of SO<sub>2</sub> due to reduction of CaSO<sub>4</sub>", *Chemical Engineering Science*, v.44, n.2, p. 207-213.
- Milioli, F.E. (1996). "Atmospheric bubbling fluidized bed combustion: application to high ash coals and approach to scientific research". *Journal of the Brazilian Society of Mechanical Science*, v.18, p. 127-142.
- Mattisson, T. and Lyngfelt, A., 1998, "A method of evaluating limestone reactivity with SO<sub>2</sub> under fluidized bed combustion conditions", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.76, p. 762-770.
- Mattisson, T. and Lyngfelt, A., 1999, "The reaction between limestone and SO<sub>2</sub> under periodically changing oxidizing and reducing conditions - effect of temperature and limestone type", *Thermochimica Acta*, v.325, p. 59-67.
- National Research Council (1995). "Coal: energy for the future". Committee on the strategic Assessment of the U.S. Department of Energy' Coal Program. National Academy Press, Washington, DC, USA. 288 p.
- Spitsbergen, U. et al., 1981. "Comparison of selected European limestones for desulphurization of gases from atmospheric fluidized bed combustion. *Journal of the Institute of Energy*, v. 94, p. 94-99.
- Valk, M., Bramer, E.A. and Tossaint, H.H., 1989, "Optimal staged combustion conditions in a fluidised bed for simultaneous low NO<sub>x</sub> and SO<sub>2</sub> emission levels", *Proceedings of the International Conference on Fluidised Bed Combustion*, San Francisco, California, April 30 - May 3, New York, v.2, p. 995-1001.
- Wark, K. and Warner, C.F., (1976). "Air Pollution its origin and control" New York, Dun-Donnelley, 519 p.
- Zheng, J., Yates, J.G. and Rowe, P.N., 1982, "A model for desulphurisation with limestone in a fluidized coal combustor", *Chemical Engineering Science*, v.37, n.2, p. 167-174.

## 7. DIREITOS AUTORAIS

Os autores são os únicos responsáveis pelo conteúdo do material impresso incluído no seu trabalho.

### **EFFECT OF TEMPERATURE AND PARTICLE MEAN SIZE IN THE ABSORPTION OF SO<sub>2</sub> BY LIMESTONE IN FLUIDIZED BED REACTOR**

**Manoel Carlos Diniz Costa**

Departamento de Engenharia Mecânica, Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC/USP\*. e-mail: [mcosta@sc.usp.br](mailto:mcosta@sc.usp.br)

**Josmar Davilson Pagliuso**

Departamento de Hidráulica e Saneamento, Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC/USP\*, e-mail: [josmar@sc.usp.br](mailto:josmar@sc.usp.br)

**Fernando Eduardo Milioli**

Departamento de engenharia Mecânica, Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos - NETeF, EESC/USP\*. e-mail: [milioli@sc.usp.br](mailto:milioli@sc.usp.br)

***Abstract.** This work presents results of sulfur absorption in a fluidized bed reactor using calcitic limestone particles with 38,59% Ca and mean sizes of 545 and 650  $\mu\text{m}$ . The bed was silica sand of 650  $\mu\text{m}$  mean size. Batch experiments were performed at temperatures between 700 and 950 °C, and the absorption reaction developed until the limestone particles were almost saturated. An air atmosphere was used containing SO<sub>2</sub> in a concentration close to 980 ppm. The results showed a maximum reduction of 84,4% of the initial concentration of SO<sub>2</sub> at 907 °C for the 545  $\mu\text{m}$  limestone.*

***Keywords:** fluidized bed, sulfation, limestone.*