

CONVERSÃO E COEFICIENTE GLOBAL DE TAXA DE COMBUSTÃO DE CARVÃO E DE DESSULFURAÇÃO POR CALCÁRIO EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO

Eugenio A. G. da Silva

Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo
Av. Trabalhador São-carlense, no. 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brasil.
e-mail: esilva_sc@yahoo.com.br

Ivonete Ávila

Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo
Av. Trabalhador São-carlense, no. 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brasil.
e-mail: iavila@sc.usp.br

Pedro H. L. Paludo

Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo
Av. Trabalhador São-carlense, no. 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brasil.
e-mail: pedropaludo@yahoo.com.br

Fernando E. Milioli

Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo
Av. Trabalhador São-carlense, no. 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brasil.
e-mail: milioli@sc.usp.br

Resumo: : O grupo de pesquisa do Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos (NETeF) da EESC-USP desenvolve pesquisas em combustão de carvão e dessulfuração por calcários em reatores de leito fluidizado. Um dos sistemas experimentais disponíveis para pesquisa é uma planta de bancada para combustão em reator de leito fluidizado atmosférico borbulhante, projetada e construída no próprio NETeF. No presente trabalho estudou-se a eficiência dos processos de combustão de carvão e de dessulfuração por calcário no reator de leito fluidizado de bancada, avaliando-se o efeito da temperatura. Utilizou-se um carvão energético CE-4500 procedente de Criciúma-SC, e um calcário dolomítico de Ipeuna-SP. No processo de combustão do carvão, obteve-se valores de conversão de carbono fixo iguais a 0,7701 e 0,7248 $\text{kmol}_{\text{C reagido}} / \text{kmol}_{\text{C alimentado}}$ e de coeficiente global de taxa de reação do carbono fixo iguais a 0,0252 e 0,0207 m/s para as temperaturas de 859 e 799 °C, respectivamente. No processo de dessulfuração pelo calcário, obteve-se valores de conversão de calcário iguais a 0,0473 e 0,0274 $\text{kmol}_{\text{SO}_2} / \text{kmol}_{\text{Ca+Mg}}$, e de coeficiente global de taxa de reação do calcário iguais a 0,04439 e 0,01978 m/s, nas temperaturas 833 e 800 °C, respectivamente.

Palavras-chave: combustão, leito fluidizado, carvão, calcário

1. INTRODUÇÃO

O carvão mineral é uma importante fonte de energia não renovável do Brasil e apresenta-se como alternativa para suprir as demandas do setor energético brasileiro. Segundo o Ministério de Ciência e Tecnologia (MCT), o Brasil possui reservas de 31 bilhões de toneladas de carvão mineral, e atualmente consome 5 milhões de toneladas por ano para geração de termoelectricidade. Isso corresponde à cerca de 2 % da geração de energia elétrica no país. Em 2006 o MCT¹ noticiou o

¹ <http://www.mct.gov.br/index.php/content/view/5079.html>, acessado em agosto de 2006.

investimento de R\$ 3,5 milhões em pesquisas com o objetivo de aumentar para 5 % a participação do carvão mineral na geração de energia até o ano de 2015.

Um dos principais problemas relacionados à queima do carvão mineral é a emissão de gases poluentes, tais como óxidos de enxofre (SO_x) e óxidos de nitrogênio (NO_x). Segundo Süffert (1997) o carvão nacional varia, num sentido geral de sudoeste para nordeste, de “betuminoso de alto volátil C a betuminoso de alto volátil A”, pela classificação ASTM. Possui altos teores de cinzas (de 40 a 60%) e altos teores de enxofre (de 1 a 6%).

Para a remoção de SO₂ dos gases de combustão é comum o uso de sorventes calcários que, além do baixo custo também são eficientes sorventes de SO₂ (Crnkovic, 2003). Em reatores de leito fluidizado estes sorventes são injetados diretamente na câmara de combustão, promovendo a sorção dos óxidos de enxofre no mesmo local em que são formados (Li and Sadakata, 1999). O processo permite redução efetiva de emissões poluentes, e consta entre as denominadas *clean coal Technologies* (Baird, 1998; Van Houte and Delmon, 1979).

Nos reatores de leito fluidizado a combustão do carvão usualmente trabalha-se entre 800 e 900 °C e isto é vantajoso pois evita a formação de óxidos de nitrogênio (NO_x) além de possibilitar a calcinação dos calcários. O processo de calcinação resulta na formação de óxido de cálcio (CaO) e óxido de magnésio (MgO), com a liberação de dióxido de carbono (CO₂). A reação de calcinação de calcários, formados basicamente por carbonato de cálcio e de magnésio - Equações (1) e (2). Expostos ao SO₂, os óxidos de cálcio e magnésio sulfatam produzindo principalmente sulfatos de cálcio e de magnésio – Equações (3) e (4).



O Núcleo de Engenharia Térmica e Fluidos (NETeF) da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC-USP) desenvolve uma ampla pesquisa nas áreas de geração e processamento de energia. As pesquisas enfatizam a minimização de emissões poluentes, e referem-se a estudos reativos e da mecânica dos fluidos dos escoamentos em ambientes fluidizados. Estudos empíricos são realizados em reatores de leito fluidizado atmosférico borbulhante (plantas de bancada e piloto), na pesquisa de combustão de carvões minerais e dessulfuração de gases da combustão utilizando sorventes calcários.

Neste trabalho estuda-se o processo de combustão de carvão e dessulfuração por sorvente calcário em reator de leito fluidizado de bancada. Determinam-se conversão e coeficiente global da taxa de reação da combustão de carvão e dessulfuração por calcário.

2. MATERIAIS E MÉTODOS

Utilizou-se um carvão energético, denominado CE-4500, proveniente de Criciúma-SC e calcário dolomítico de Ipeúna-SP. A Tabela 1 apresenta as composições químicas elementares do carvão e do calcário utilizados. Para dar a partida no reator, foi utilizada Areia de Quartzosa Industrial (AG 30-40 e AG 40-50) doada pela Mineração Jundu Ltda., localizada em Descalvado (SP).

Na obtenção do diâmetro médio dos particulados, utiliza-se um peneirador/vibrador da marca SOLOTEST, com peneiras da serie TYLER. A escolha das peneiras é feita de modo a se conseguir a distribuição granulométrica mais próxima possível de uma distribuição normal. O método é baseado no número máximo de peneiras que o aparelho suporta (6 peneiras mais o fundo) e no diâmetro da abertura das peneiras disponíveis.

O diâmetro médio do material utilizado é obtido seguindo o método descrito por Howard (1989). Peneira-se aproximadamente 1 kg do material particulado por 20 min e em seguida pesa-se o material retido em cada uma das 6 peneiras e então calcula-se o diâmetro médio utilizando-se a Equação (5).

$$d_{m(\text{Calcário})} = \left[\sum \left(\frac{x_i}{d_i} \right) \right]^{-1} \quad (5)$$

Sendo x_i é a fração mássica da amostra e d_i é o diâmetro médio entre duas peneiras consecutivas.

Tabela 1: Composição do carvão e calcário.

⁽¹⁾ Calcário Dolomítico de Ipeuna-SP (% massa/massa)								
Ca	Mg	Fe	Al	Sr	K	Mn		
17,07	11,73	0,32	0,42	0,08	0,13	0,09		
Carvão CE-4500								
⁽²⁾ Análise Elementar (% massa/massa)				⁽³⁾ Análise Imediata (%)				
S	N	O	H	C	Umidade	Voláteis	Carbono Fixo	Cinzas
2,35	1,06	0,00	3,66	49,38	0,81	19,50	35,44	40,66

⁽¹⁾ Crnkovic (2003); ⁽²⁾ Costa, 2005; ⁽³⁾ Silva Filho (2002).

Na análise da sorção de dióxido de enxofre por calcários, um importante fator a ser calculado é a relação molar entre (cálcio+magnésio) e enxofre presentes no reator. Esta relação molar é dada por:

$$(Ca + Mg)/S = \frac{\dot{m}_{\text{calcário}} \left(\frac{Y_{Ca}}{W_{Ca}} + \frac{Y_{Mg}}{W_{Mg}} \right)}{\dot{m}_{\text{carvão}} \left(\frac{Y_S}{W_S} \right)} \quad (6)$$

Na combustão de carvão mineral, define-se conversão de carbono fixo como a relação entre a sua taxa de consumo para formar CO + CO₂, e a sua taxa de alimentação no reator. Assim, tem-se:

$$X_C = \frac{UA \left[(C_{CO_2}^s - C_{CO_2}^e) + (C_{CO}^s - C_{CO}^e) \right]}{\dot{m}_{\text{carvão}} \left(\frac{Y_C}{W_C} \right)} \quad (7)$$

Considerou-se desprezíveis os valores de $C_{CO_2}^e$, C_{CO}^e e C_{CO}^s , pois as concentrações medidas foram muito baixas.

O coeficiente global de taxa de combustão (K_C) é calculado pela Equação (8), assumindo-o como um valor médio efetivo para todas as partículas de carvão do leito.

$$K_C = \frac{\rho_{\text{carvão}} \cdot r}{6M_{\text{carvão no leito}}} UA \frac{(C_{CO}^s - C_{CO}^e) + (C_{CO_2}^s - C_{CO_2}^e)}{C_{O_2, \infty}} \quad (8)$$

Observa-se que $C_{CO_2}^s$ e $C_{CO_2}^e$ são diretamente medidos nos experimentos. $C_{O_2, \infty}$ é determinado como o valor médio obtido de perfis de concentração de O₂ medidos através do volume do reator, porém este valor é aproximado pela concentração de O₂ na saída do reator ($C_{O_2}^s$).

No estudo da sulfatação do calcário medem-se experimentalmente as concentrações de SO₂ na descarga do reator de leito fluidizado de bancada. A partir das medições determinam-se a taxa de

conversão e o coeficiente global de taxa de dessulfuração por calcários.

Define-se conversão do calcário como a relação entre a taxa de sorção de SO₂ e a taxa de alimentação de (Ca + Mg). Assim, obtém-se:

$$X_S = \frac{UA(C_{SO_2}^{sc} - C_{SO_2}^{cc})}{\dot{m}_{\text{calcário}} \left(\frac{Y_{Ca}}{W_{Ca}} + \frac{Y_{Mg}}{W_{Mg}} \right)} \quad (9)$$

Da mesma forma que para a combustão do carvão, o coeficiente global de taxa de sulfatação de calcário (K_S) é calculado, assumindo-o como um valor médio efetivo para todas as partículas de calcário do leito, dado por:

$$K_S = \frac{\rho_{\text{calcário}} r}{3M_{\text{calcário}}} UA \frac{(C_{SO_2}^{sc} - C_{SO_2}^{cc})}{C_{SO_2, \infty}} \quad (10)$$

Considera-se que o leito fluidizado esteja bem misturado e que toda a sorção ocorre dentro do leito, ou seja, $C_{SO_2, \infty} \rightarrow C_{SO_2}^{cc}$.

No caso da sulfatação do calcário, é também usual definir-se uma eficiência de remoção de SO₂ no reator, dada por:

$$\eta_S = \frac{(C_{SO_2}^{sc} - C_{SO_2}^{cc})}{C_{SO_2}^{sc}} \quad (11)$$

A seguinte simbologia foi utilizada nesta seção:

- A · Área da seção transversal do leito fluidizado (m^2)
- C_i^s, C_i^e · Concentrações do gás i na descarga e na entrada do reator ($kmol/m^3$)
- $C_{i, \infty}$ · Concentração do gás i distante da superfície de uma partícula ($kmol/m^3$)
- C_i^{cc}, C_i^{sc} · Concentração do gás i na descarga do reator, com e sem injeção de calcário ($kmol/m^3$)
- \dot{m} · Taxas de alimentação de carvão ou calcário (kg/s)
- K_C, K_S · Coeficientes globais de taxa de reação do carbono fixo do carvão e de sulfatação (m/s)
- M · Massa de carvão ou calcário no reator em regime permanente de operação (kg)
- r · Raio de partícula (m)
- U · Velocidade superficial de fluidização (m/s)
- W · Peso molecular ($kg/kmol$)
- X_C, X_S · Conversão de carbono fixo ($kmol_{C_{\text{reag}}} / kmol_{C_{\text{alim}}}$) e de calcário ($kmol_{SO_2 \text{ sorv}} / kmol_{Ca+Mg \text{ alim}}$)
- Y · Fração mássica (adm)
- η_S · Eficiência de sorção de enxofre no reator (adm)
- ρ · Densidade aparente do carvão ou do calcário alimentado (kg/m^3)

As concentrações dos gases são medidas no analisador em ppm ou em percentagem, sendo necessário fazer a conversão para $kmol/m^3$. Portanto os valores são multiplicados por $\frac{\rho}{W}$ de cada gás.

As deduções das equações utilizadas nesta seção são encontradas em detalhes nos trabalhos de Michels Jr. (2004), Tureso (2004) e Costa (2005).

3. EXPERIMENTAL

O Esquema da planta de bancada para combustão em leito fluidizado que foi projetada e construída no NETeF é apresentado na Figura 1.

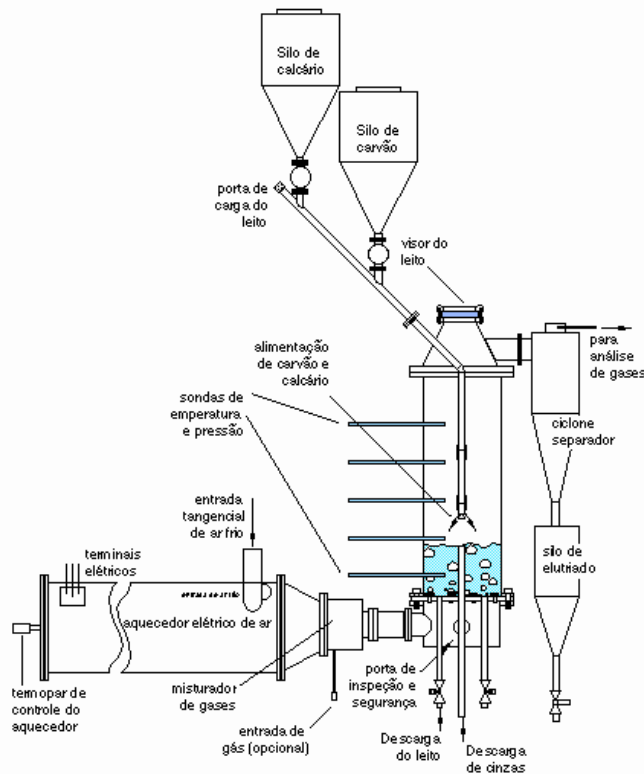


Figura 1: Esquema da planta de bancada para combustão em leito fluidizado que foi projetado e construído no NETeF.

O reator é uma coluna cilíndrica com diâmetro interno de 0,160 m, altura de 0,450 m e espessura de parede de 3 mm, construído em aço inoxidável AISI 304. Este material é imune ao ataque de enxofre e resistente a temperaturas elevadas.

A aquisição de dados de concentrações de gases e de temperaturas é realizada por um computador equipado com placa de aquisição e programa *Lab View* da *National Instruments Corp.* As leituras de pressão são feitas a cada 5 min nos manômetros de tubo em “U”, sendo inseridas manualmente no programa pelo operador, quando necessário. Desta forma, através de um programa específico, o computador apresenta em tempo real velocidades de fluidização, concentrações de gases e temperaturas.

Os efluentes gasosos são coletados na descarga de gases do ciclone e suas concentrações são medidas em analisadores Horiba Enda 1400 - modelo VIA-510 para os gases SO_2 e CO_2 e modelo MPA-510 para o gás O_2 . Os analisadores, que possuem precisão de 0,5 % do fundo de escala e de quatro a cinco faixas de calibração, são conectados eletronicamente ao sistema de aquisição de dados que recebe e processa continuamente as leituras. A calibração dos analisadores é feita com gás padrão primário contendo frações do gás de análise em balanço de N_2 equivalentes a 70 ou 80 % do fundo de escala na várias faixas de calibração. Os analisadores de gás devem ser calibrados pelos menos 4 h antes dos testes.

Os sistemas de alimentação de carvão e de calcário são constituídos por duas válvulas rotativas, sendo que cada uma delas está acoplada a um conjunto motor-redutor de corrente contínua. As

vazões mássicas de carvão e de calcário são dadas pelas curvas de calibração das respectivas válvulas rotativas. Para obter a curva de calibração, o material particulado é colocado no silo de alimentação, e durante 60 s aplica-se uma determinada tensão variando-se de 0,5 em 0,5 V para cada sólido. Recolhe-se o material em um recipiente e pesa-se em seguida. Calcula-se a vazão mássica e através do gráfico *vazão mássica* \times *tensão aplicada*, obtém-se as equações de calibração através do ajuste linear dos pontos.

Anteriormente à partida do reator de leito fluidizado de bancada é necessário fazer toda a preparação do sistema experimental, tais como: a limpeza e montagem do sistema, preparação dos sólidos (carvão, calcário e areia), calibração (analisadores de gases, termopares e sistema de alimentação dos sólidos), etc. Esta preparação demanda aproximadamente cinco dias.

Na execução dos experimentos, inicialmente coloca-se dentro do reator aproximadamente 3 kg de areia para dar a partida no reator. Esta massa é então fluidizada com ar aquecido até sua temperatura atingir 500 °C e velocidade superficial em torno de 0,6 m/s, sendo aproximadamente 6 vezes a velocidade mínima de fluidização (Wen and Yu, 1966). Nesta condição o carvão é adicionado no leito gradativamente até uma temperatura em torno de 850 °C. Amostras dos gases de combustão emitidos na descarga do reator são extraídas continuamente para os analisadores de gases e estes medem as concentrações de CO₂, O₂ e SO₂. Em condição de regime, adiciona-se calcário a uma taxa inicial constante. As cinzas e o material elutriado retido no ciclone são drenados periodicamente (aproximadamente a cada 1 h). O valor da velocidade de fluidização é calculado pelo programa de aquisição a partir da diferença de pressão obtida na placa de orifício seguindo a norma ASME (Pagliuso, 1994). A temperatura de trabalho tem grande influência nos valores da velocidade de fluidização. Os valores de $C_{SO_2}^{sc}$ e $C_{SO_2}^{cc}$ são calculados após os experimentos, em torno da média do ponto de maior e menor concentração, respectivamente. A Figura 2 apresenta a bancada experimental, mostrando detalhes do reator e dos analisadores de gás.

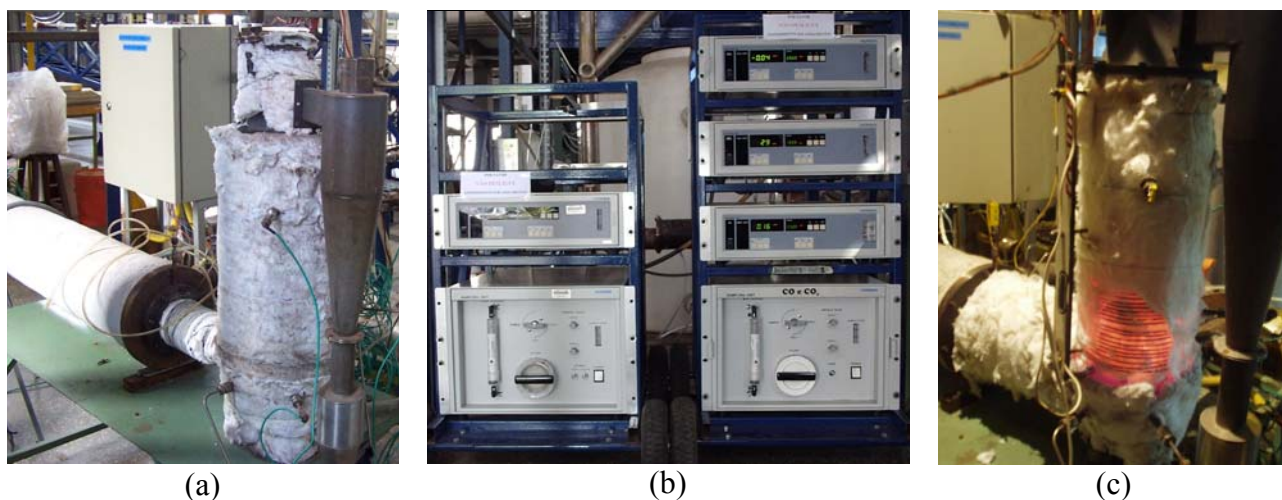


Figura 2: Sistema operacional: (a) Detalhes do reator, ciclone, aquecedor de ar e quadro de controle; (b) Analisadores de gás; (c) Reator em operação.

No trabalho de Paludo et al. (2006), esta bancada experimental foi apresentada em detalhes, incluindo os dados construtivos e de projeto, além de discussões sobre os principais problemas e soluções encontradas.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Na separação do material particulado, por se tratar de alimentação contínua, optou-se em trabalhar com faixas granulométricas abertas. Utilizaram-se peneiras com abertura entre 1,41 e 0,250 mm, que resultaram nos diâmetros médios de:

$$d_{m(\text{Calcário})} \cong 0,724 \text{ mm}, d_{m(\text{Carvão})} \cong 0,383 \text{ mm} \text{ e } d_{m(\text{areia})} \cong 0,410 \text{ mm}$$

A Figura 3 apresenta as curvas de calibração da alimentação de carvão e calcário com suas respectivas equações de calibração.

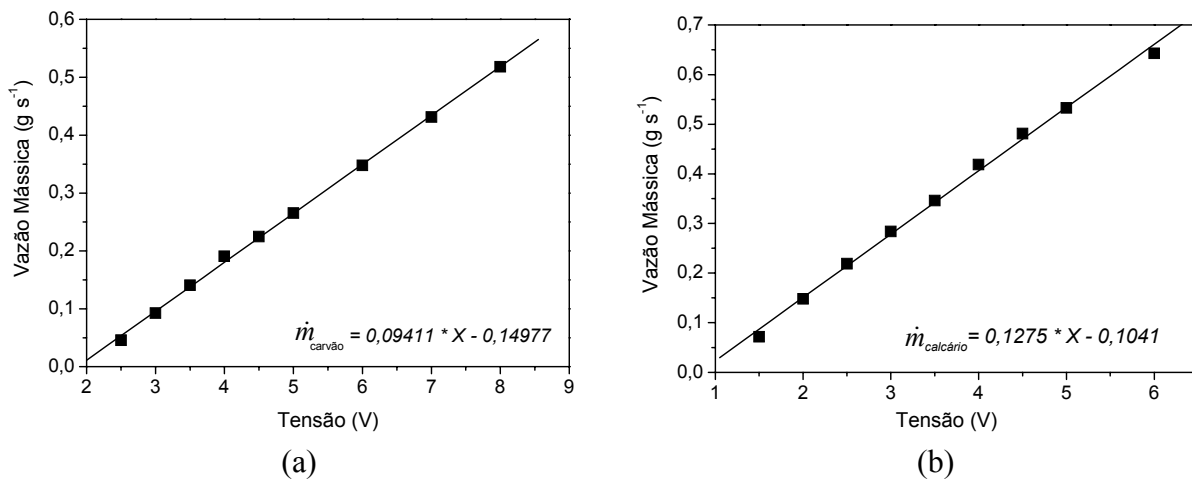


Figura 3: Curvas de calibração: (a) Carvão, (b) Calcário .

Foram realizados dois testes contínuos (T01 e T02) com duração aproximada de 2 h (incluindo-se a estabilização das concentrações dos gases e temperatura, limpeza e troca de filtros). A Figura 4 apresenta os resultados da variação das concentrações de CO_2 , O_2 e SO_2 em função do tempo dos dois testes.

Nota-se pelos perfis das concentrações do CO_2 e O_2 que em ambos os testes os experimentos estão em regime. Observa-se que antes da injeção de calcário esperou-se o sistema entrar em regime (≈ 5 min). A partir da alimentação do calcário nota-se diminuição na concentração de SO_2 e novamente espera-se que a concentração de SO_2 fique aproximadamente estável.

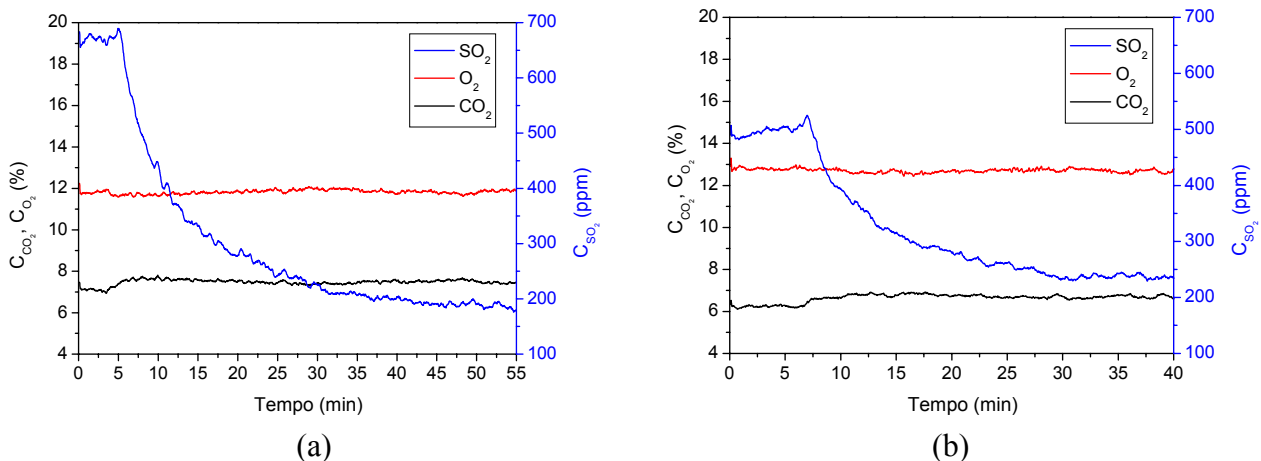


Figura 4: Variação da concentração de SO_2 (C_{SO_2}), O_2 e CO_2 na saída do reator em função do tempo (t) para os dois testes: (a) T01 e (b) T02.

Na Tabela 2 são apresentados os parâmetros experimentais dos testes, nos quais tentou-se variar apenas a temperatura de teste. Observa-se que os valores da temperatura média (T_m) e da velocidade de fluidização (U) são diferentes para os processos de combustão de carvão e dessulfuração por calcário, pois foram considerados intervalos diferentes. No caso da combustão do carvão foi considerado apenas o intervalo em que o sistema entrou em regime sem a adição de calcário (≈ 5 min iniciais). No estudo da dessulfuração por calcário considerou-se o intervalo após a injeção de calcário no sistema. A Tabela 3 apresenta os dados necessários aos cálculos.

Tabela 2: Resultados dos testes da combustão de carvão e dessulfuração por calcário executados no reator de leito fluidizado de bancada do NETeF.

Parâmetros Experimentais	Combustão do carvão		Dessulfuração por calcário	
	T01	T02	T01	T02
Pressão Local (mmHg)	696,6	696,6	696,6	696,6
T_m (°C)	859	799	833	800
U (m/s)	0,798	0,809	0,779	0,811
U_{mf} (m/s)	0,119	0,122	0,119	0,122
U/U_{mf} (ms)	6,7	6,6	6,5	6,6
$\dot{m}_{carvão}$ (g/s)	0,350	0,350	0,350	0,350
$\dot{m}_{calcário}$ (g/s)	-	-	0,176	0,176
Relação (Ca+Mg)/S	-	-	6,25	6,25
$C_{SO_2}^{sc}$ (ppm)	-	-	672,1	497,6
$C_{SO_2}^{cc}$ (ppm)	-	-	186,3	235,1
\dot{m}_{ar} (g/s)	16,5	17,7	-	-
C_{CO_2} (%)	7,09	6,24	-	-
C_{O_2} (%)	11,82	12,80	-	-
Relação Ar/Combustível	47,23	50,51	-	-

Tabela 3: Dados gerais.

m_{leito} (g)	A (m ²)	$\rho_{calcário}$ (kg/m ³)	r (m)	$\rho_{carvão}$ (kg/m ³)					
942,74	0,0201	2.850	0,000362	1.750					
Massa Atômica ou Molar (kg kmol ⁻¹)				Fração (%)					
W_O	W_C	W_{Ca}	W_{Mg}	W_S	Y_{Ca}	Y_{Mg}	Y_S	Y_C	$Y_{C_{leito}}^{(*)}$
16,0	12,0	40,1	24,3	32,1	0,1707	0,1173	0,0235	0,4938	0,0225

(*) Valor obtido empiricamente (carbono fixo do carvão contido na descarga)

Considerando-se o calcário dolomítico e o carvão mineral CE-4500 utilizados no presente trabalho obteve-se os valores da conversão (X_C e X_S) e coeficiente global de taxa de reação (K_C e K_S) no processo de combustão e dessulfuração nas condições experimentais do reator de leito fluidizado do NETeF. No caso da dessulfuração por calcário calculou-se também a eficiência (η_S). Os resultados são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4: Resultados Obtidos.

Testes	Combustão do Carvão		Dessulfuração por Calcário		
	$X_C \left(\frac{kmol_C \text{ reagido}}{kmol_C \text{ alimentado}} \right)$	K_C (m/s)	$X_S \left(\frac{kmol_{SO_2}}{kmol_{Ca+Mg}} \right)$	K_S (m/s)	η_S (%)
T01	0,7701	0,0252	0,0473	0,04439	72,3
T02	0,7248	0,0207	0,0274	0,01978	52,8

Nos presentes experimentos observa-se que o processo de combustão não foi significativamente afetado pela mudança de temperatura, neste caso uma diferença de 60 °C. Entretanto, esta diferença de temperatura afetou significativamente o processo de dessulfuração por calcário. Isto sugere que a combustão seja controlada por transporte de massa, e que a dessulfuração seja ao menos

parcialmente controlada por cinética química, na faixa de temperaturas considerada.

Outra importante variável que pode também afetar a taxa de sulfatação é a concentração de SO₂ na atmosfera reagente. Observa-se na Tabela 2 que entre os dois testes há uma diferença de 175 ppm na concentração inicial de SO₂.

Costa (2005) realizou experimentos contínuos no reator de bancada do NETeF com relações (Ca+Mg)/S iguais a 2, 3, 4 e 5, e a temperatura de processo em torno de 900 °C. O autor obteve valores de taxa de conversão e de coeficiente global de taxa de reação relativamente próximos aos obtidos no presente estudo. Entretanto, nos testes de Costa (2005) o rendimento foi cerca de 30 % maior. Porém a concentração inicial de SO₂ nos testes de Costa (2005) foi aproximadamente o dobro da concentração inicial deste trabalho. Assim, observa-se que as concentrações iniciais de SO₂ influenciam significativamente nas taxas de reação e conseqüentemente nos resultados de dessulfuração por calcário.

5. CONCLUSÕES

No presente trabalho determinou-se a eficiência dos processos de combustão de carvão e de dessulfuração por calcário no reator de leito fluidizado do NETeF, avaliando-se o efeito da temperatura.

Na combustão do carvão CE-4500 obteve-se conversões de carbono fixo (X_C) de 0,7701 e 0,7248 $kmol_C$ reagido / $kmol_C$ alimentado, e coeficientes globais de taxa de reação do carbono fixo (K_C) de 0,0252 e 0,0207 m/s, nas temperaturas 859 e 799 °C, respectivamente.

No processo de dessulfuração pelo calcário dolomítico de Ipeúna-SP, obteve-se conversões de calcário (X_S) de 0,0473 e 0,0274 $kmol_{SO_2}$ / $kmol_{Ca+Mg}$, e coeficientes globais de taxa de reação do calcário (K_S) de 0,04439 e 0,01978 m/s, nas temperaturas 833 e 800°C, respectivamente.

Observou-se que o processo de combustão do carvão não foi significativamente afetado pela temperatura, na faixa estudada. Entretanto, a temperatura afetou significativamente o processo de dessulfuração por calcário. Isto sugere que a combustão seja controlada por transporte de massa, e que a dessulfuração seja ao menos parcialmente controlada por cinética química.

Conforme esperado, a eficiência de remoção de SO₂ foi influenciada pela concentração inicial de SO₂ antes da injeção de calcário.

6. AGRADECIMENTOS

Ao CNPq e à FAPESP pelo apoio financeiro (05/50152-5).

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Baird, C., 1998, "Environmental Chemistry", 2nd ed., W.H. Freeman and Company: New York.
- Costa, M.C.D., 2005, "Emissões poluentes na combustão em leitos fluidizados de carvão mineral, Tese (Doutorado), EESC-USP, 114p.
- Crnkovic, P. C. G. M., 2003, "Análise termogravimétrica para a determinação de fatores que afetam a eficiência de sorção de SO₂ por calcários na combustão de carvões", Tese (Doutorado), IQSC-USP, São Carlos, 127p.
- Howard, J. R., 1989, "Fluidized bed technology: principles and applications", New York, Adam Hilger, 214p.
- Li, Y., SADAKATA, M., 1999, "Study of gypsum formation of appropriate dry desulfurization process of flue gas", Fuel, 78, 1089-1095.
- Michels Jr., V., 2004, "Influência da temperatura na absorção de SO₂ por calcários na combustão em leito fluidizado de carvão mineral", Dissertação (Mestrado), EESC-USP 111p.
- Pagliuso, J.D., 1994, "Determinação do coeficiente de transferência do calor em leito circulante: influência da distribuição granulométrica", Tese (Doutorado), EESC-USP, v.2, p.4.18-4.31.

- Paludo, P.H. L., Ávila, I., Moraes, A. A. U., Lindo-Samaniego, J.E., Costa, M.C. D., Pagliuso, J.D., Milioli, F.E., 2006, “Estudo de dessulfuração na planta de bancada para combustão de carvão em leito fluidizado do NETeF”. Proceedings of the 11th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering - ENCIT 2006, Curitiba, Brazil.
- Silva Filho, C.G. da, 2002, “Estudo cinético-químico não isotérmico e caracterização da combustão de um carvão CE4500”, Dissertação (Mestrado), EESC-USP, 63 p.
- Süffert, T., 1997, “Carvão nos Estados do Rio Grande do Sul e Santa Catarina”, Porto Alegre: CPRM.
- Tureso, J. P., 2004, “Estudo de uma Planta Piloto para a Combustão em Leito Fluidizado de Carvões Minerais Brasileiros”, Tese (Doutorado). EESC-USP, São Carlos, 118 p.
- Van Houte, G., Delmon, B., 1979, “Kinetics of Reaction of CaCO₃ with SO₂ and O₂ below 650 °C”, Journal of Chemistry Society Faraday Transactions I, 75, p.1593-1605.
- Wen, C. Y., Yu, Y. H., 1966, “A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity”, AIChE Journal, v.12, n.3, p.610-612.

CONVERSION AND GLOBAL REACTION RATE COEFFICIENT OF COAL COMBUSTION AND DESULFURIZATION BY LIMESTONE IN A FLUIDIZED BED REACTOR

Eugenio A. G. da Silva

Group of Thermal and Fluids Engineering - School of Engineering of São Carlos - University of São Paulo
 Av. Trabalhador São-Carlense 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brazil
 e-mail: esilva_sc@yahoo.com.br

Ivonete Ávila

Group of Thermal and Fluids Engineering - School of Engineering of São Carlos - University of São Paulo
 Av. Trabalhador São-Carlense 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brazil
 e-mail: iavila@sc.usp.br

Pedro H. L. Paludo

Group of Thermal and Fluids Engineering - School of Engineering of São Carlos - University of São Paulo
 Av. Trabalhador São-Carlense 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brazil
 e-mail: pedropaludo@yahoo.com.br

Fernando E. Milioli

Group of Thermal and Fluids Engineering - School of Engineering of São Carlos - University of São Paulo
 Av. Trabalhador São-Carlense 400, 13566-590, São Carlos - SP, Brazil
 e-mail: milioli@sc.usp.br

Abstract: *The Group of Thermal and Fluids Engineering (NETeF), of the School of Engineering of São Carlos, of the University of São Paulo (EESC-USP), develops research on combustion of mineral coal and absorption of SO₂ by limestones in fluidized bed. One of the experimental systems available for research is a bench scale plant for combustion in atmospheric bubbling fluidized bed that was projected and built at NETeF. This work presents results from bench scale experiments on the effects of temperature. A CE4500 energetic coal from Criciúma-SC was used, alongside with a dolomitic limestone from Ipeúna-SP. In the case of the coal combustion process, the conversion rates were 0,7701 and 0,7248 $\text{kmol}_{\text{C}_{\text{reagido}}} / \text{kmol}_{\text{C}_{\text{alimentado}}}$, and the global reaction rate coefficients were 0,0252 and 0,0207 m/s, at 859 and 799 °C, respectively. For the sulfur sorption process by limestone, the conversion rates were 0,0473 and 0,0274 $\text{kmol}_{\text{SO}_2} / \text{kmol}_{\text{Ca+Mg}}$, and the global reaction rate coefficients were 0,04439 and 0,01978 m/s, at 833 and 800 °C, respectively.*

Keywords: *combustion, dessulfurization, fluidized bed, coal, limestone.*