



TRANSFERÊNCIA DE CALOR SUSPENSÃO -TUBO EM LEITO FLUIDIZADO RASO OPERANDO COM FLUXO CONTÍNUO DE PARTÍCULAS SÓLIDAS

Maria Regina Parise

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica

Araí Augusta Bernárdez Pécora

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica - arai@fem.unicamp.br

Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica

***Resumo.** Este trabalho apresenta o estudo experimental de um recuperador de calor com fluxo contínuo de sólidos operando com leito fluidizado raso. O resfriamento das partículas foi realizado através do escoamento de água, em arranjo contracorrente, no interior de tubos imersos no leito. Os experimentos foram realizados visando a determinação da influência da descarga de sólidos, número de chicanas e número de tubos imersos no leito fluidizado sobre o coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo. O material sólido utilizado foi areia com diâmetro médio de 254 μm , fluidizada com ar em trocador de calor com 900 mm de comprimento e 150 mm de largura. As medidas foram realizadas em regime permanente para descargas de sólidos variando entre 24 e 95 kg/h, em diferentes configurações de trocador. Foram conduzidos experimentos em configurações contendo um tubo imerso, sem a presença de chicanas e com 5 chicanas imersas no leito. Os resultados foram comparados com experimentos realizados anteriormente em configuração de trocador contendo 5 tubos imersos no leito. Medidas da temperatura do leito ao longo do comprimento do trocador de calor e balanços de energia em volumes de controle diferenciais permitiram a obtenção do perfil do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo. Esse coeficiente também foi obtido segundo uma análise global do trocador. Os resultados mostraram que o coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo aumentou com o incremento da descarga de sólidos e do número de chicanas e com a redução do número de tubos, sendo portanto parâmetros que devem ser considerados no projeto de tais equipamentos.*

***Palavras chave:** leito fluidizado raso, trocador de calor, coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo, recuperação de energia.*

1. INTRODUÇÃO

Leitos fluidizados gás-sólido são comumente empregados em indústrias químicas, bioquímicas e petroquímicas em processos como: craqueamento de hidrocarbonetos, secagem de sólidos, combustão e gaseificação de carvão e biomassa, tratamento térmico de metais, recuperação de energia de gases e de sólidos quentes, reações de síntese e recobrimento de partículas.

O leito fluidizado raso é caracterizado pela pequena altura do leito, normalmente em torno de 100 mm, onde se verifica a ausência ou apenas a presença de bolhas com diâmetros reduzidos; e é utilizado em sistemas de secagem e de aquecimento/resfriamento de partículas sólidas, devido às suas características de elevada taxa de transferência de calor e de massa

envolvendo gás-partícula e suspensão-parede.

Vários pesquisadores têm estudado a transferência de calor em leito fluidizado visando o entendimento do fenômeno e a determinação de parâmetros que influenciam o coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo (h_L). Em 1987, Marthur e Saxena investigaram a dependência da temperatura do leito (T_L), velocidade superficial do gás (u_o), e diâmetro de partículas (d_p), sobre h_L . Os autores observaram que h_L aumentou com o incremento de T_L e u_o e com a redução de d_p .

Em 1990, Chung e Welty investigaram a influência do diâmetro de partículas, (d_p), temperatura do leito, (T_L), velocidade superficial do gás, (u_o) e variação da posição angular ao redor do tubo imerso (θ ; onde 0° refere-se à parte inferior do tubo) sobre h_L . Os autores verificaram que os maiores valores de h_L foram obtidos na condição de maior temperatura, maior velocidade superficial do gás e menor partícula, registrando-se a melhor posição angular no topo do tubo ($\theta = 180^\circ$).

Outros pesquisadores que analisaram a influência da temperatura do leito (T_L) foram Ndiaye et al.(1996). Os autores observaram que h_L aumentou com a temperatura do leito em todas as condições testadas.

A revisão da literatura indica que a grande maioria dos experimentos para a obtenção de h_L foram realizados em sistemas fechados. Os trabalhos de Rodriguez (1998) e Rodriguez et al. (2000) apresentam o estudo experimental de um trocador de calor operando com leito fluidizado raso com fluxo contínuo de sólidos particulados.

Rodriguez (1998) que a influência da variação do diâmetro de partículas, (d_p) e descarga de sólidos, (m_s) sobre h_L e trabalhou com trocador de calor com leito fluidizado raso com cinco tubos imersos através de fluxo contínuo de sólidos. O autor verificou que h_L aumentou com o decréscimo de d_p e com o incremento de m_s , observou também um perfil assintótico da temperatura do leito ao longo do comprimento do trocador de calor, apresentando variações acentuadas na região próxima à entrada de sólidos.

Rodriguez et al. (2000) investigaram a influência da presença de chicanas sobre h_L e trabalharam com trocador de calor com leito fluidizado raso com cinco tubos imersos através de fluxo contínuo de sólidos. Os autores observaram que h_L aumentou com a presença de chicanas.

O trabalho atual pretende dar continuidade ao de Rodriguez et al (2000), apresentando resultados experimentais obtidos no mesmo equipamento, mas com apenas um tubo imerso no leito fluidizado. Procurou-se também ampliar a faixa de vazão mássica de sólidos utilizada anteriormente.

2. ANÁLISE EXPERIMENTAL

O sistema experimental utilizado está esquematizado na Fig. (1) consistindo de 3 componentes principais: silo para armazenagem do sólido particulado; combustor para aquecimento do sólido e trocador de calor com leito fluidizado onde o sólido era resfriado através da passagem de água fria em tubo imerso no leito.

A passagem do sólido do silo para a câmara de combustão foi feita por meio de uma válvula pneumática de alimentação. A descarga dos sólidos quentes que deixava o combustor em direção ao trocador de calor foi controlada através de uma válvula cônica. Os sólidos quentes, provenientes do combustor, alimentavam e percorriam o trocador de calor com leito fluidizado raso em contracorrente em relação ao escoamento da água. Após percorrer o trocador de calor, os sólidos eram coletados em um reservatório de sólidos.

As temperaturas do leito fluidizado no trocador de calor e no combustor foram medidas através de termopares conectados a um sistema de aquisição de dados. As medidas de pressão referentes às medidas de descarga de ar e quedas de pressão dos leitos fluidizados foram obtidas através de uma bancada de manômetros com tubos em U. As temperaturas de entrada e saída da água e de entrada de gás no trocador foram medidas através de termopares conectados à termômetro digital.

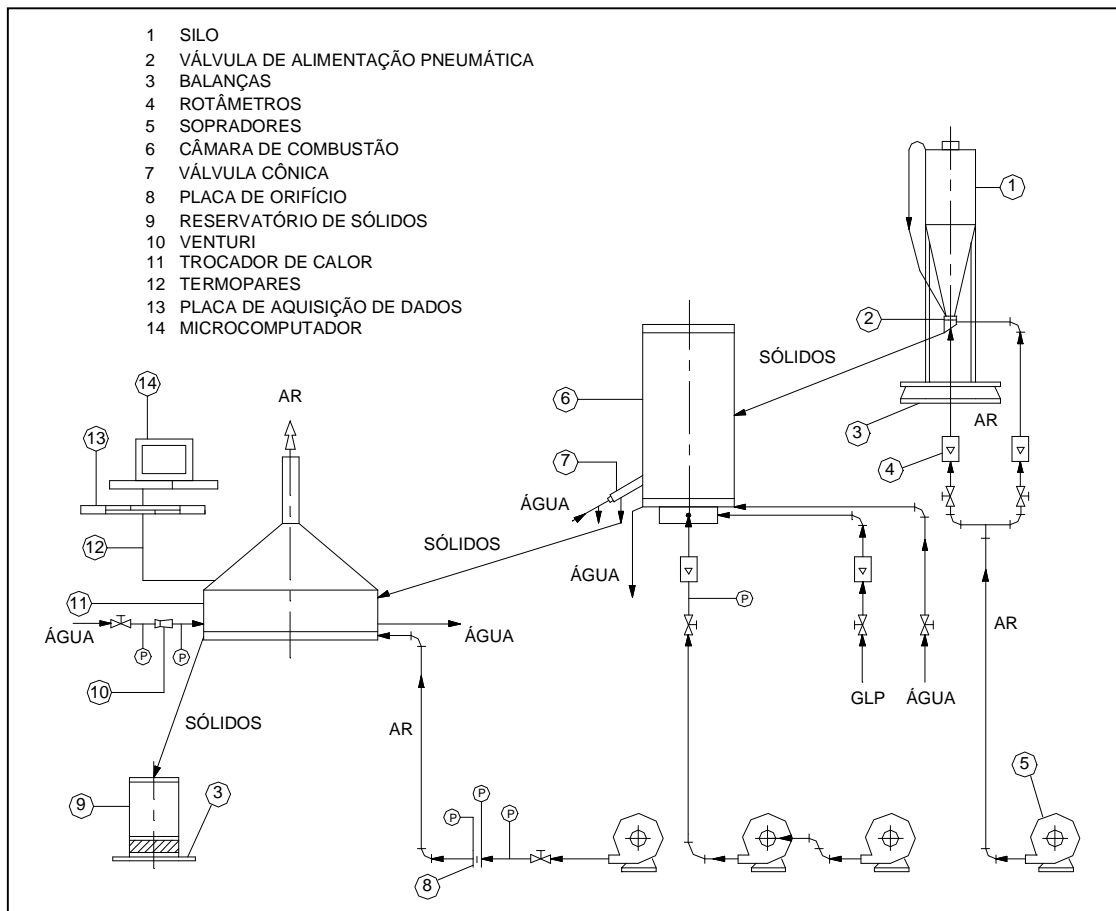


Figura 1. Sistema experimental

O trocador de calor (Fig. 2) foi construído em aço carbono possuindo tubo imerso de aço inoxidável com diâmetro externo (d_e) de 6.5mm e com 4.5mm de diâmetro interno ($d_{i,i}$).

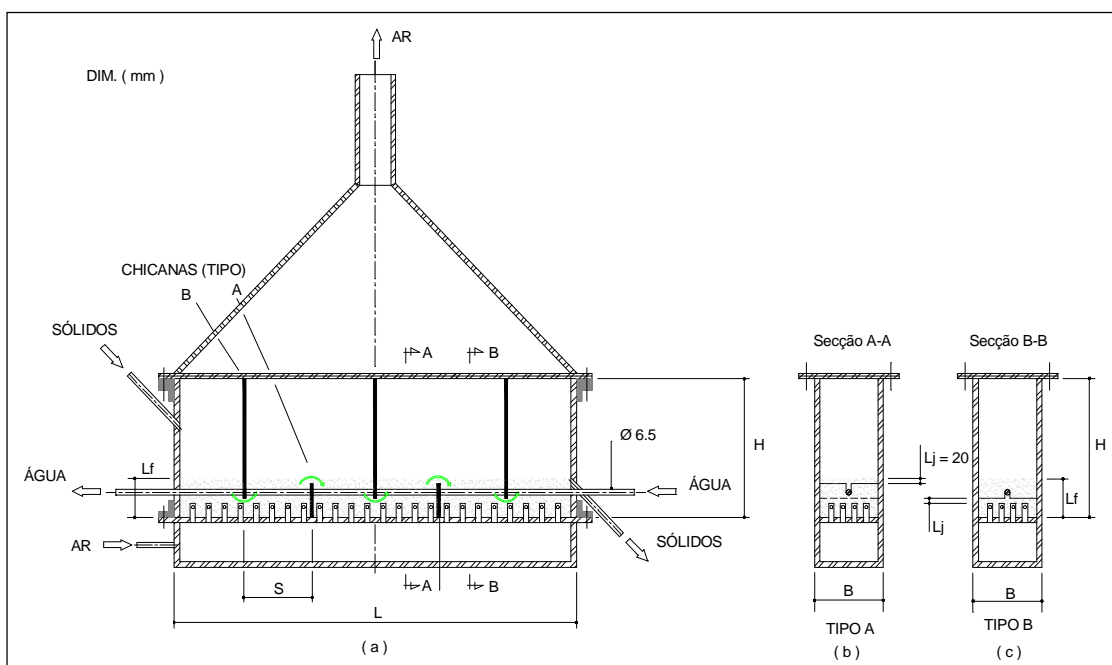


Figura 2. Trocador de calor com 5 chicanas: (a) trajeto do material sólido; (b) vista de chicana baixa; (c) vista de chicana alta

O material sólido utilizado foi areia com diâmetro médio de 254 μm , sua temperatura na entrada do trocador manteve-se na faixa de 490 e 722 $^{\circ}\text{C}$ e a descarga de sólidos entre 24 e 95 kg/h. As medidas foram realizadas em regime permanente.

O trocador de calor possuía comprimento (L) de 900 mm, largura (B) de 150mm e altura (H) de 300 mm, existindo portanto uma relação comprimento/largura (L/B) igual a 6. Maiores informações sobre o sistema experimental com um tubo imerso no leito podem ser encontrados em Parise (2000) e com cinco tubos imersos no leito podem ser encontrados em Rodriguez (1998).

As Tabelas (1) a (3) mostram as condições operacionais realizadas em cada teste.

Tabela 1. Condições operacionais. Trocador de calor sem chicanas ($n_{\text{ch}}=0$) e com um tubo imerso

Condições de operação		t1	t2	t3	t4	t5	t6	t7	t8	t9	t10	t11	t12
Sólido	\dot{m}_s [kg/h]	24.2	24.6	24.9	25.4	29.1	29.2	34.4	36.9	37.2	37.5	38.4	75.5
	$T_{s,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	510.5	526.0	490.0	722.5	564.0	544.0	597.0	694.0	621.0	611.0	569.0	627.0
	$T_{s,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	81.9	65.7	91.8	85.5	113.1	93.8	125.6	139.1	143.1	100.2	129.6	143.3
Ar	\dot{m}_g [kg/h]	54.8	54.0	54.8	54.8	54.0	53.4	54.0	53.7	54.0	54.0	54.8	53.7
	$T_{g,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	38.8	39.7	42.9	42.1	46.9	47.3	46.2	45.3	49.0	46.0	42.2	51.3
	$T_{g,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	154.4	147.0	163.0	157.0	201.0	210.0	213.0	185.0	249.0	195.0	229.5	225.0
Água	\dot{m}_a [kg/h]	100.0	100.0	100.0	100.0	97.0	98.5	100.0	98.6	96.7	97.0	100.0	98.6
	$T_{a,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	25.9	24.0	26.7	26.5	24.6	24.6	23.1	23.7	26.0	24.8	24.3	23.2
	$T_{a,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	35.8	33.1	37.1	36.9	39.7	36.9	38.4	41.6	43.3	39.9	42.0	43.3

Tabela 2. Condições operacionais. Trocador de calor sem chicanas ($n_{\text{ch}}=0$) e com 5 tubos imersos.

Condições de operação		t13	t14	t15	t16
Sólido	\dot{m}_s [kg/h]	50.0	50.0	80.0	80.0
	$T_{s,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	566.0	568.0	555.0	519.0
	$T_{s,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	90.4	94.9	124.5	112.3
Ar	\dot{m}_g [kg/h]	46.0	50.0	50.0	46.0
	$T_{g,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	44.0	44.0	47.0	47.0
	$T_{g,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	185.0	196.0	227.0	213.0
Água	\dot{m}_a [kg/h]	220.0	220.0	220.0	200.0
	$T_{a,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	28.0	28.0	28.0	28.0
	$T_{a,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	53.0	55.0	61.0	59.0

Tabela 3. Condições operacionais. Trocador de calor com cinco chicanas ($n_{\text{ch}}=5$).

		$n_T = 5$				$n_T = 1$					
Condições de operação		t17	t18	t19	t20	t21	t22	t23	t24	t25	t26
Sólido	\dot{m}_s [kg/h]	50.0	50.0	80.0	80.0	13.8	20.4	31.8	43.8	80.4	94.8
	$T_{s,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	674.0	575.0	640.0	644.0	579.0	602.0	619.0	624.0	650.0	670.0
	$T_{s,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	56.8	37.4	95.6	102.4	87.7	137.7	59.1	86.1	313.1	350.2
Ar	\dot{m}_g [kg/h]	50.0	46.0	46.0	50.0	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0
	$T_{g,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	45.0	47.0	47.0	45.0	37.4	48.8	37.8	34.3	43.5	41.2
	$T_{g,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	223.4	271.1	311.3	205.5	137.0	203.0	122.0	150.0	312.0	319.0
Água	\dot{m}_a [kg/h]	220.0	220.0	220.0	220.0	93.9	93.9	93.9	93.9	93.2	93.2
	$T_{a,i}$ [$^{\circ}\text{C}$]	29.0	28.0	31.0	31.0	25.5	24.6	24.6	25.7	20.2	20.2
	$T_{a,o}$ [$^{\circ}\text{C}$]	63.0	43.0	65.0	70.0	41.8	47.3	39.2	46.0	71.5	74.0

Onde, n_T , m , T são número de tubos imersos no leito, descarga e temperatura, respectivamente. Os subscritos s , a e g são relativos ao sólido, água e ar, enquanto que os subscritos i e o referem-se às posições de entrada e saída do sólido do trocador, respectivamente.

3. COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR SUSPENSÃO -TUBO

A metodologia de cálculo utilizada para a obtenção do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo (h_L), baseada nas medidas experimentais, foi realizada segundo dois procedimentos: análise de energia global do trocador e análise diferencial ao longo do comprimento do trocador de calor.

3.1. Análise Global do Trocador

O procedimento de cálculo do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo, através da análise global, é realizado a partir das temperaturas de entrada e saída do sólido e da água no trocador.

Considerando que não existe troca de calor com as redondezas do trocador de calor, o balanço de energia em volume de controle envolvendo o equipamento, fornece:

$$\dot{q}_s = \dot{q}_g + \dot{q}_a \quad (1)$$

Onde $\dot{q}_s, \dot{q}_g, \dot{q}_a$ são as taxas de transferência de calor para o sólido, ar e água, respectivamente, dados por:

$$\dot{q}_s = \dot{m}_s c_s (T_{s,i} - T_{s,o}) \quad (2)$$

$$\dot{q}_g = \dot{m}_g c_g (T_{g,o} - T_{g,i}) \quad (3)$$

$$\dot{q}_a = \dot{m}_a c_a (T_{a,o} - T_{a,i}) \quad (4)$$

Onde, c_s, c_g e c_a são calor específico à pressão constante do sólido, ar e água, respectivamente.

O coeficiente global de transferência de calor (U) entre a suspensão gás-sólido e a água pode ser calculado pela Eq. (5):

$$\dot{q}_a = U.A.DMLT \quad (5)$$

Onde, a área de transferência de calor (A) e a diferença média logarítmica de temperatura (DMLT) são dados por:

$$A = \pi.d_f.L \quad (6)$$

$$DMLT = \frac{(T_{s,i} - T_{a,o}) - (T_{s,o} - T_{a,i})}{\ln\left(\frac{T_{s,i} - T_{a,o}}{T_{s,o} - T_{a,i}}\right)} \quad (7)$$

Onde a temperatura de saída do sólido ($T_{s,o}$) foi considerada como igual a temperatura do leito na saída do trocador de calor ($T_{L,o}$), admitindo equilíbrio térmico entre o gás e as partículas sólidas. Desprezando-se as resistências à transferência de calor devido à parede do tubo imerso e aos

depósitos de impurezas, o coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo (h_L) é dado por:

$$\frac{1}{h_L} = \frac{1}{U} - \frac{1}{h_a} \frac{d_t}{d_{t,i}} \quad (8)$$

Onde d_t , $d_{t,i}$ são diâmetro externo e interno do tubo imerso, respectivamente, e h_a é o coeficiente de transferência de calor da água no interior do tubo. De acordo com, Incropera e DeWitt (1996), para fluxos turbulento em tubos circulares é recomendada a equação de Dittus-Boelter:

$$h_a = \frac{0.023.k_a.Re^{0.8}.Pr^n}{d_{t,i}} \quad (9)$$

A Eq. (9) é utilizada na seguinte faixa: $0.7 \leq Pr \leq 160$; $Re \geq 10000$, $L/d_{t,i} \geq 10$, e para aquecimento, $n = 0.4$. Onde Pr , Re são número de Prandtl e Reynolds, respectivamente.

3.2. Análise Diferencial do Trocador

A metodologia foi desenvolvida para a determinação do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo baseada nas medidas experimentais de temperatura do leito fluidizado ao longo do comprimento do trocador ($T_{L,x}$).

A taxa de transferência de calor cedida pelo sólido num intervalo Δx é dada por:

$$\Delta \dot{q}_s = \Delta \dot{q}_g + \Delta \dot{q}_a \quad (10)$$

O trocador de calor foi dividido em N volumes de controle hipotéticos e admitiu-se que o equilíbrio térmico entre o gás e o sólido ocorressem quase instantaneamente, logo acima da placa distribuidora. Esta hipótese é razoável para partículas menores que $400\mu\text{m}$, como discutido por Molerus (1997).

Supondo que o processo de transferência de calor ocorre primeiro entre o gás e o sólido e depois entre o leito fluidizado e o tubo, a temperatura de equilíbrio entre o ar e as partículas de areia para o volume de controle considerado pode ser calculado através de:

$$T_{eq,x} = \frac{\dot{m}_s c_s T_{s,x-\Delta x} + \frac{\dot{m}_g}{N} c_g T_{g,i}}{(\dot{m}_s c_s + \frac{\dot{m}_g}{N} c_g)} \quad (11)$$

Onde, $T_{s,x-\Delta x} = T_{L,x-\Delta x}$.

A taxa de transferência de calor para o fluxo de água é dada por :

$$\Delta \dot{q}_a = \dot{m}_L c_L (T_{L,x} - T_{eq,x}) \equiv \dot{m}_s c_s (T_{L,x} - T_{eq,x}) \quad (12)$$

e,

$$\Delta \dot{q}_a = \dot{m}_a c_a (T_{a,x+\Delta x} - T_{a,x}) \quad (13)$$

A Eq. (13) é calculada a partir da extremidade do trocador, onde ocorre a entrada da água, pois $T_{a,x+\Delta x} = T_{a,i}$ é conhecida.

Obtém-se a diferença média logarítmica de temperatura no intervalo Δx , conhecendo-se as temperaturas da água na entrada e saída nesse intervalo, ou seja:

$$DMLT_{\Delta x} = \frac{(T_L - T_a)_x - (T_L - T_a)_{x+\Delta x}}{\ln \left[\frac{(T_L - T_a)_x}{(T_L - T_a)_{x+\Delta x}} \right]} \quad (14)$$

O coeficiente global de transferência de calor, ao longo do comprimento do trocador de calor, pode então ser obtido por:

$$U_x = \frac{\Delta \dot{q}_a}{\pi d_i \Delta x \cdot DMLT_{\Delta x}} \quad (15)$$

Pode-se então calcular o coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo ao longo da direção axial:

$$\frac{1}{h_{L,x}} = \frac{1}{U_x} + \frac{1}{h_{a,x}} \frac{d_t}{d_{t,i}} \quad (16)$$

Onde $h_{a,x}$ é calculado a partir da Eq. (9), considerando as propriedades da água na sua temperatura média no Δx considerado.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

O perfil de temperatura do leito em função do comprimento adimensionalizado do trocador de calor (x/L) para alguns testes realizados são apresentados nas Fig. (3) e (4).

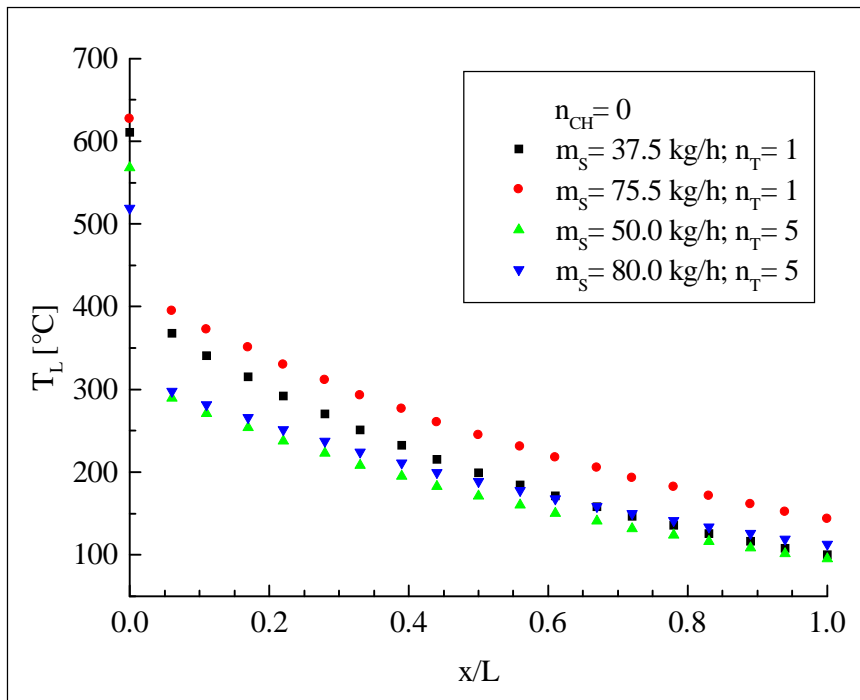


Figura 3. Perfil da temperatura do leito - $n_{ch}=0$; $n_T = 1$ e 5.

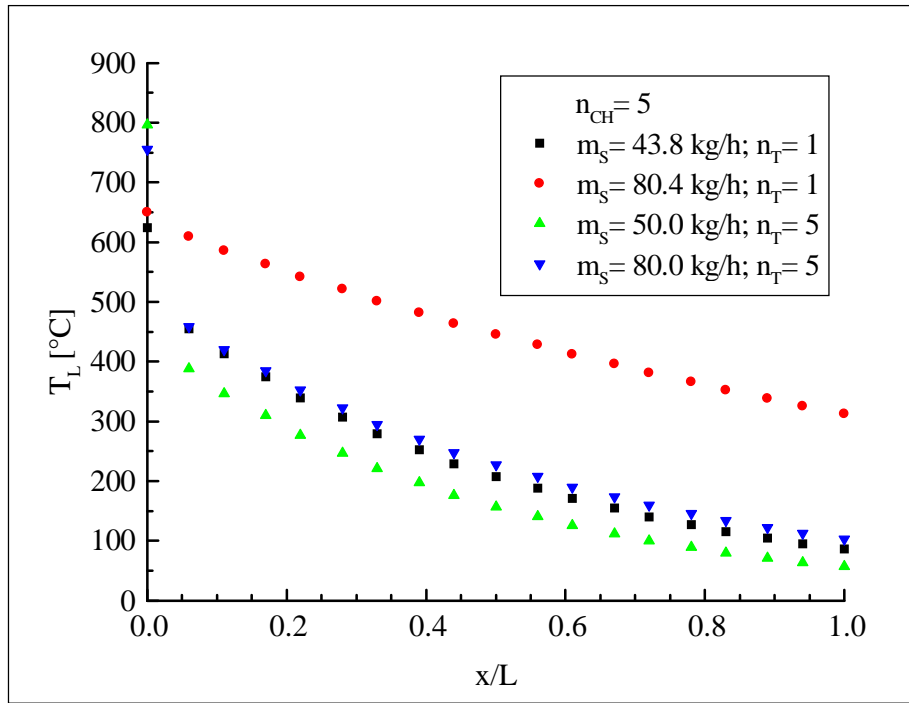


Figura 4. Perfil da temperatura do leito - $n_{ch}=5$, $n_T=1$ e 5.

A Fig. (5) apresenta a influência da descarga de sólidos sobre h_L calculado segundo a análise global do trocador. Pode-se também observar a influência do número de chicanas e do número de tubos no trocador.

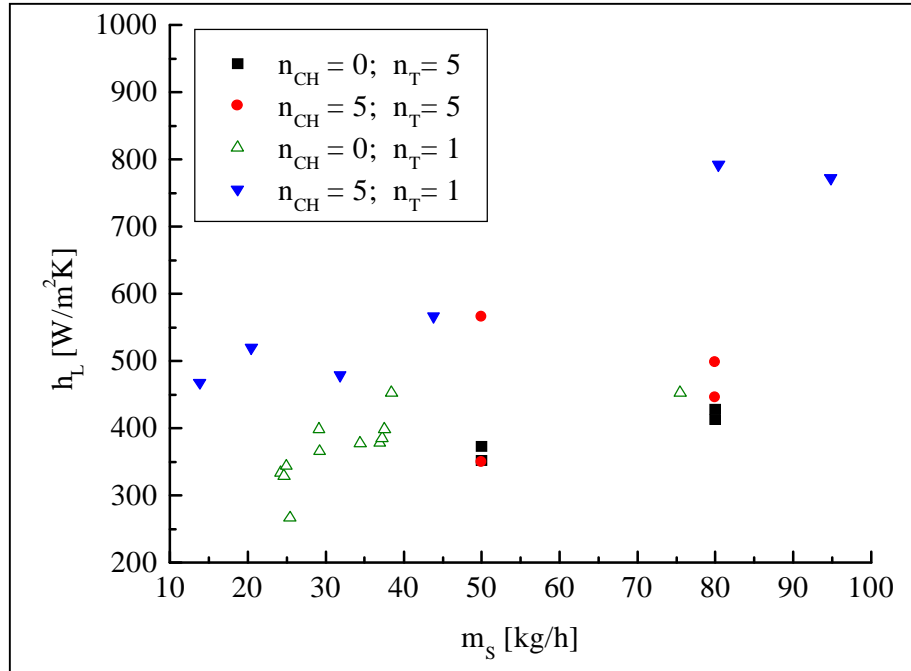


Figura 5. Influência da descarga de sólidos, do número de chicanas e tubos sobre h_L .

Comprovando os resultados obtidos anteriormente por Rodriguez et al (2000), o aumento do número de chicanas provocou o aumento de h_L , devido ao incremento da velocidade das partículas sólidas na região próxima as janelas das chicanas. Observa-se também que as configurações com apenas um tubo imerso no leito apresentaram maiores coeficientes de transferência de calor. Esse efeito pode ser atribuído à maior temperatura do leito na configuração com apenas um tubo, aumentando a contribuição da parcela convectiva do gás sobre h_L . A alteração da dinâmica das

bolhas de gás no leito pela mudança no número de tubos imersos também é responsável por esse efeito.

Para a análise do coeficiente de transferência de calor obtido segundo o cálculo diferencial, construiu-se as Fig. (6).

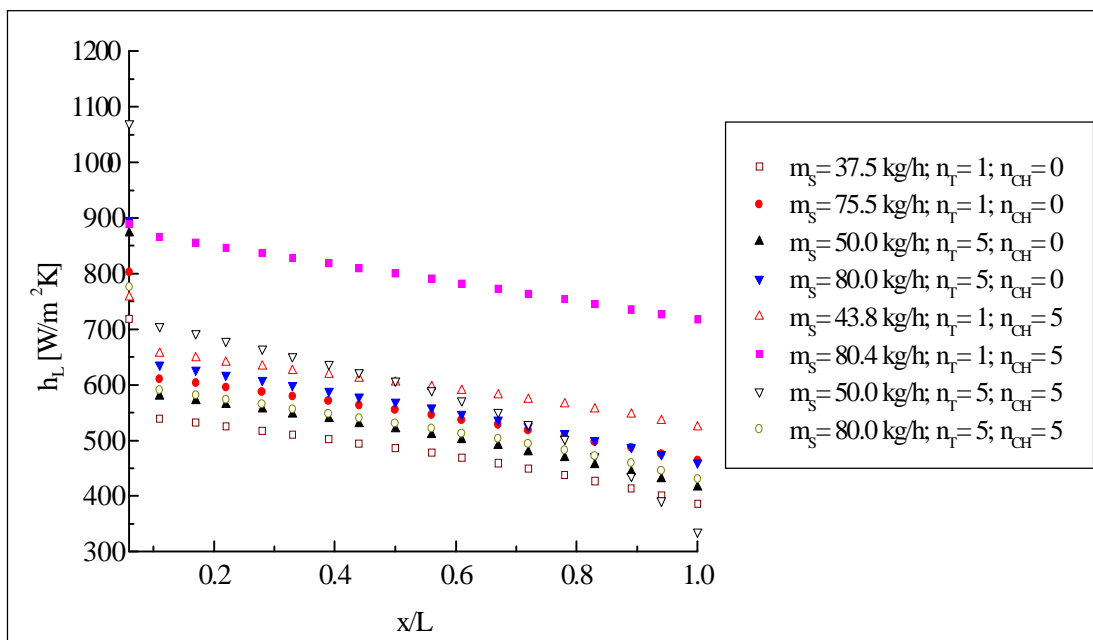


Figura 6. Perfil do coeficiente de transferência de calor - $n_{ch} = 0$ e 5

Nestas figuras observa-se um comportamento decrescente de $h_{L,x}$ ao longo do comprimento do trocador de calor, indicando o efeito da temperatura do leito sobre o processo. A redução de $h_{L,x}$ com o decréscimo da temperatura do leito deve-se à redução da condutividade térmica do gás, conforme já observado anteriormente por outros pesquisadores como Marthur e Saxena (1987).

A incerteza experimental no cálculo de h_L e $h_{L,x}$ variou entre 15 e 27% e foi calculada segundo procedimento sugerido em Holman (1994).

5. CONCLUSÕES

O coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo no leito raso aumenta consideravelmente com o aumento da descarga de sólidos assim como com a presença de chicanas e com a redução o número de tubos, sendo portando fatores que devem ser considerados no projeto do equipamento.

Foram comprovados experimentalmente os resultados obtidos por Rodriguez et al (2000) para uma faixa de descarga de sólidos mais ampla.

Existe uma variação significativa entre os coeficientes de transferência de calor suspensão-tubo nas regiões de entrada e saída de sólidos do trocador, tendo-se verificado em média variações de cerca de 25%.

6. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem à Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), processo 99/12784-7, pelo auxílio financeiro para a realização deste trabalho.

7. REFERÊNCIAS

- Chung, T. Y., Welty, J. R., 1990, "Heat Transfer Characteristics for Tubular Arrays in a High-Temperature Fluidized Bed: an Experimental Study of Bed Temperature Effects", *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol 3, pp.388-394.
- Holman, J.P., 1994, "Experimental Methods for Engineers", McGraw-Hill International ed., 616p.
- Incropera, F. P., DeWitt, D. P., 1996, "Fundamentals of Heat and Mass Transfer", J. Wiley, 886 p.
- Marthur, A., Saxena, S. C., 1987, "Total and Radiative Heat Transfer to Immersed Surface in a Gas-Fluidized Bed", *AiChE Journal*, Vol 33, pp.1124-1135.
- Molerus, O., 1997, "Particle-to-Gas Heat Transfer in Particle Beds at Peclet Number $Pe \leq 10$ ", *Powder Technology*, Vol 90, pp. 47-51.
- Ndiaye, P.M., Barboza, A.L.S. and Steinmertz, D., 1996, "Efeito da Temperatura no Coeficiente de Transferência de Calor entre um Leito Fluidizado e Objetos Imersos", XXIV Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, pp.435- 440.
- Parise, M. R., 2000, "Estudo Experimental do Resfriamento de Partículas Sólidas em Trocador de Calor com Leito Fluidizado Raso". Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas - SP, 120p.
- Rodriguez, O. M. H., 1998, "Estudo da Recuperação de Calor de Sólidos Particulados Utilizando Leito Fluidizado Raso". Universidade Estadual de Campinas, Campinas - SP, 153p.
- Rodriguez, O.M.H., Pécora, A.A.B., Bizzo, W.A., 2000, "Presence of Baffles in a Shallow Fluidized Bed Heat Exchanger", Congresso Nacional de Engenharia Mecânica - CONEM 2000, Natal, Brazil, pp.1-8.

SUSPENSION -TUBE HEAT TRANSFER IN A SHALLOW FLUIDIZED BED OPERATING WITH CONTINUOUS SOLID PARTICLES FLOW

Maria Regina Parise

State University of Campinas, College of Mechanical Engineering

Araí Augusta Bernárdez Pécora

State University of Campinas, College of Mechanical Engineering - arai@fem.unicamp.br

Oscar Mauricio Hernandez Rodriguez

State University of Campinas, College of Mechanical Engineering

***Abstract.** This work presents an experimental study of a continuous gas-solid fluidized bed with immersed tube where cold water flowing inside the tube is heated, in a counter flow arrangement. The solid material utilized was silica sand particles 254 μm diameter fluidized by air in a heat exchanger 900 mm length and 150 mm width. Measurements were made at steady state conditions for solids mass flow rate from 24 to 95 kg/h, with different heat exchanger configurations. Bed temperature measurements along the length of the heat exchanger was experimentally obtained and heat balances for differential control volumes of the heat exchanger were made in order to obtain the axial profile of the suspension - tube heat transfer coefficient. This coefficient was also obtained by a global heat balance. Results showed that heat transfer coefficient increases with the solids mass flow and with the number of baffles, and decreases with number of tubes suggesting that these are important factors to be considered in the design of such heat transfer.*

***Keywords.** shallow fluidized bed, heat exchanger, suspension-tube heat transfer, heat recovery.*