

## TRANSFERÊNCIA DE CALOR ENTRE UM TUBO HORIZONTAL E UM LEITO FLUIDIZADO GÁS-SÓLIDO

### Araí Augusta Bernárdez Pécora

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica  
Caixa Postal 6122 - Campinas, SP - CEP: 13.083-970  
[arai@fem.unicamp.br](mailto:arai@fem.unicamp.br)

### Maria Regina Parise

Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica  
Caixa Postal 6122 - Campinas, SP - CEP: 13.083-970  
[reginaparise@hotmail.com](mailto:reginaparise@hotmail.com)

**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 um tubo imerso no leito. Os experimentos foram realizados visando a determinação da influência da descarga de sólidos e do número de chicanas no leito fluidizado sobre o processo. O material sólido utilizado foi areia com diâmetro médio de 254  $\mu\text{m}$ , 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 14 e 95 kg/h e número de chicanas de 0, 5 e 8. Os experimentos sem chicanas visaram verificar a influência da presença de chicanas no processo de transferência de calor. As alturas testadas do leito fluidizado foram de 60 e 110 mm e a relação  $u_o/u_{mf}$  variou entre 3.7 e 6.2. O coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo foi obtido a partir do balanço de energia em volume de controle envolvendo o trocador de calor. Os resultados obtidos permitiram a proposição de uma correlação para  $h_L$  em função dos parâmetros testados. Observou-se que o aumento da descarga de sólidos e do número de chicanas provocou o aumento do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo, sendo portanto parâmetros que devem ser considerados no projeto de tais equipamentos.

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

Sistemas fluidizados gás-sólidos são tipicamente caracterizados pela uniformidade de temperatura e altas taxas de transferência de calor leito-superfícies imersas e gás-partícula, devido à intensa mistura do material sólido provocada pela presença de bolhas de gás.

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. 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.

Inúmeros 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 1980, Grewal e Saxena analisaram o efeito de alguns parâmetros sobre  $h_L$ , a saber: diâmetro de partículas ( $d_p$ ), diâmetro e material do tubo, altura do leito ( $L_f$ ) e fluxo de calor trocado entre o tubo e o leito ( $q_L$ ). Os autores observaram que  $h_L$  aumentou com a redução de  $d_p$  e do diâmetro do tubo, e com o aumento de  $q_L$ . Verificaram também que os demais parâmetros testados (material do tubo e  $L_f$ ) não tiveram influência significativa sobre  $h_L$ .

Marthur e Saxena (1987) 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  $d_p$ .

Outros autores ao analisarem a influência do diâmetro de partículas ( $d_p$ ) e do número de fileiras de tubos sobre  $h_L$  foram Maruyama et al. (1988). Os autores verificaram que  $h_L$  diminuiu com o incremento de número de fileiras de tubos e com o aumento 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 ( $\theta$ ; onde  $0^\circ$  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.

Em 1997, Tardin et al. levantaram dados experimentais em trocador de calor com leito fluidizado em escala piloto que possuía quatro chicanas e um tubo horizontal imerso. Os resultados foram aplicados para verificar as correlações disponíveis na literatura para o coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo. O trocador de calor foi projetado para recuperar o calor contido nas cinzas produzido por uma planta piloto de uma caldeira de leito fluidizado circulante com potência de 1 MW. Segundo os autores, a correlação de Molerus et al. (1995) apresentou a melhor aproximação com os dados, com desvio inferior a 20%.

Rodriguez (1998) investigou a influência da variação do diâmetro de partículas, ( $d_p$ ) e descarga de sólidos, ( $m_s$ ) sobre  $h_L$  em trocador de calor operando com leito fluidizado raso. O trocador possuía cinco tubos imersos no leito e 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.

Em 2000, Rodriguez et al. fizeram modificações na geometria do trocador estudado anteriormente, introduzindo 5 chicanas no leito, visando investigar a influência da presença de chicanas sobre  $h_L$ . Os autores observaram incremento de  $h_L$  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 e o número de chicanas, visando a obtenção de uma correlação empírica para o coeficiente de transferência de calor, dada a importância desse parâmetro no projeto de trocadores de calor.

## 2. Análise experimental

O sistema experimental utilizado, esquematizado na Fig. (1), consiste 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.

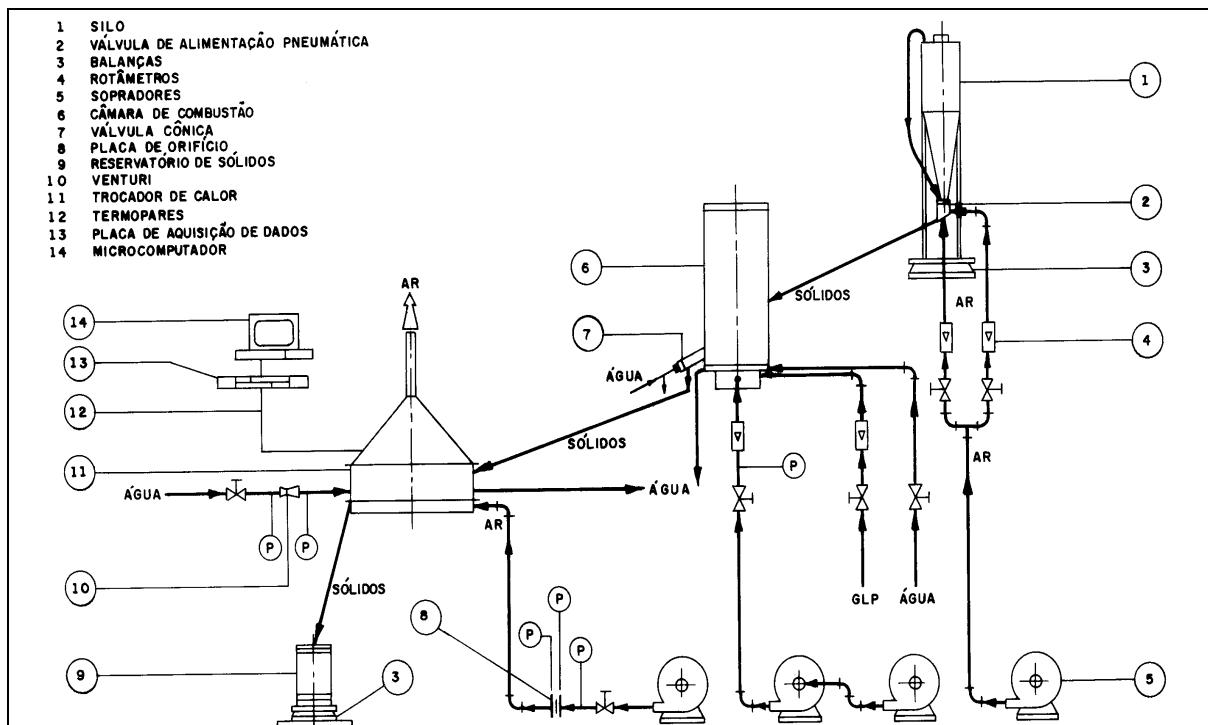


Figura 1. Sistema experimental

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



Tabela 2. Condições operacionais. Trocador de calor com cinco chicanas ( $n_{ch} = 5$ ).

Condições de operação		t13	t14	t15	t16	t17	t18
Sólido	$m_s$ [kg/h]	13.8	20.4	31.8	43.8	80.4	94.8
	$T_{s,i}$ [°C]	579.0	602.0	619.0	624.0	650.0	670.0
	$T_{s,o}$ [°C]	87.7	137.7	59.1	86.1	313.1	350.2
Ar	$m_g$ [kg/h]	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0
	$T_{g,i}$ [°C]	37.4	48.8	37.8	34.3	43.5	41.2
	$T_{g,o}$ [°C]	137.0	203.0	122.0	150.0	312.0	319.0
Água	$m_a$ [kg/h]	93.9	93.9	93.9	93.9	93.2	93.2
	$T_{a,i}$ [°C]	25.5	24.6	24.6	25.7	20.2	20.2
	$T_{a,o}$ [°C]	41.8	47.3	39.2	46.0	71.5	74.0
$\bar{u}_o$ [m/s]		0.11	0.12	0.11	0.12	0.18	0.18
$\bar{u}_o/u_{mf}$		4.0	4.3	3.7	4.3	6.2	6.2
$L_f$ [m]		0.06	0.10	0.10	0.06	0.06	0.06

Tabela 3. Condições operacionais. Trocador de calor com oito chicanas ( $n_{ch} = 8$ ).

Condições de operação		t19	t20	t21	t22	t23	t24	t25
Sólido	$m_s$ [kg/h]	27.6	38.7	42.0	66.0	76.8	85.0	86.4
	$T_{s,i}$ [°C]	632.0	650.0	648.0	686.0	707.0	726.0	600.0
	$T_{s,o}$ [°C]	82.8	110.6	148.2	228.0	237.0	231.9	142.9
Ar	$m_g$ [kg/h]	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0	42.0
	$T_{g,i}$ [°C]	38.4	36.2	41.6	38.1	34.6	32.7	36.3
	$T_{g,o}$ [°C]	155.0	170.0	220.0	249.0	254.0	245.0	191.0
Água	$m_a$ [kg/h]	93.5	93.5	93.5	92.3	92.3	92.3	94.0
	$T_{a,i}$ [°C]	22.7	22.3	24.3	19.3	19.1	19.2	21.8
	$T_{a,o}$ [°C]	40.2	44.0	54.1	61.1	63.2	61.4	57.1
$\bar{u}_o$ [m/s]		0.12	0.13	0.13	0.16	0.16	0.16	0.14
$\bar{u}_o/u_{mf}$		4.2	4.6	4.7	5.5	5.8	5.7	4.9
$L_f$ [m]		0.06	0.06	0.10	0.06	0.06	0.06	0.11

Onde,  $n_{ch}$ ,  $m$ ,  $T$ ,  $u_o$ ,  $u_{mf}$  e  $L_f$  são número de chicanas, descarga, temperatura, velocidade superficial do gás, velocidade de mínima fluidização e altura do leito, 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 a partir da análise global (entrada e saída do trocador).

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

$$q_s = q_g + q_a \quad (1)$$

onde,

$$q_s = m_s c_s (T_{s,i} - T_{s,o}) \quad (2)$$

$$q_g = m_g c_g (T_{g,o} - T_{g,i}) \quad (3)$$

$$q_a = m_a c_a (T_{a,o} - T_{a,i}) \quad (4)$$

Onde,  $c_s$ ,  $c_g$  e  $c_a$  referem-se aos calores específicos à pressão constante do sólido, ar e água, respectivamente.

Os resultados experimentais mostraram que em alguns testes, a Eq.(1) não foi satisfeita, aparecendo desvios de até 30%. Acredita-se que esses desvios ocorreram em função da incerteza experimental na medida de  $T_{s,i}$ , pois existia uma oscilação considerável dessa temperatura à medida que o termopar entrava em contato com o gás ou com as partículas sólidas alimentando o trocador.

O coeficiente global de transferência de calor ( $U$ ) entre a suspensão gás-sólido e a água foi então calculado a partir da energia recebida pela água escoando no interior do tubo imerso no leito, sabendo que:

$$q_a = U.A.DMLT \quad (5)$$

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

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

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

A temperatura de saída do sólido ( $T_{s,o}$ ) foi considerada igual à temperatura do leito na saída do trocador de calor ( $T_{L,o}$ ), admitindo-se que o equilíbrio térmico entre o gás e as partículas sólidas foi atingido.

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  $d_t$ ,  $d_{t,i}$  referem-se aos diâmetros externo e interno do tubo imerso, respectivamente, e  $h_a$  é o coeficiente de transferência de calor convectivo 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  $Pr$  e  $Re$  são os números de Prandtl e Reynolds, respectivamente.

#### 4. Resultados e discussões

A Fig. (3) apresenta a influência da descarga de sólidos sobre  $h_L$ , podendo-se verificar também a influência do número de chicanas no trocador. A incerteza experimental no cálculo de  $h_L$  variou entre 15 e 27% e foi calculada segundo procedimento sugerido em Holman (1994).

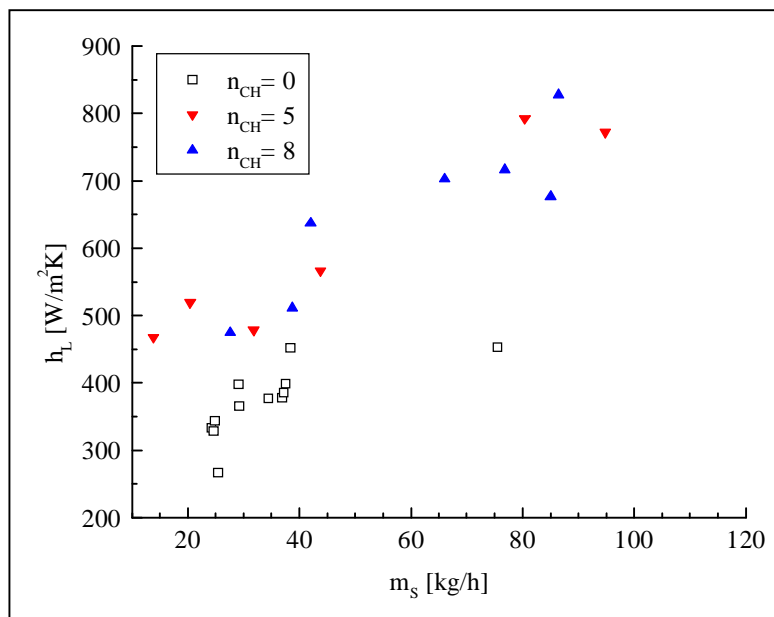


Figura 3 - Influência da descarga de sólidos e do número de chicanas sobre  $h_L$

Percebe-se que para testes com um mesmo número de chicanas, o aumento da descarga de sólidos provoca o aumento do coeficiente de transferência de calor, salvo pequenas exceções que podem ser observadas na figura e que podem ser atribuídas à própria incerteza experimental. Esse comportamento pode ser explicado em função do aumento da velocidade das partículas na direção de escoamento provocado pelo aumento da descarga de sólidos, indicando o aumento da contribuição da parcela partícula-convectiva no processo de transferência de calor. Outra característica interessante observada na maioria dos casos dessa figura é que se fixarmos o valor da descarga de sólidos, percebemos que quanto maior o número de chicanas, temos uma maior tendência no aumento do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo. Provavelmente esse comportamento deve-se ao efeito de aceleração das partículas quando atravessam as janelas das chicanas, aumentando também a contribuição da parcela partícula-convectiva sobre  $h_L$  devido à maior taxa de renovação de partículas em contato com a superfície do tubo.

Comparando-se os resultados obtidos nos testes com 5 e 8 chicanas, não se observa um comportamento único, sugerindo que existe um número ótimo de chicanas a ser recomendado no projeto, a partir do qual não teremos aumento significativo no coeficiente de transferência de calor.

A partir dos resultados experimentais obtidos para  $h_L$ , foi obtida uma correlação para o número de Nusselt do leito  $\left( Nu_L = \frac{h_L \cdot d_t}{K_g} \right)$  em função das razões entre as descargas de sólido e de gás  $\left( \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_g} \right)$ , comprimento do trocador e espaçamento entre chicanas ( $L/S$ ) e velocidade superficial e velocidade de mínima fluidização ( $u_o/u_{mf}$ ):

$$Nu_L = 175.1 \cdot \left( \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_g} \right)^{0.25} \cdot \left( \frac{L}{S} \right)^{0.08} \cdot \left( \frac{u_o}{u_{mf}} \right)^{-0.50} \quad (10)$$

Com um coeficiente de correlação igual a 0.92. A Eq. (10) foi obtida a partir de experimentos onde:  $0.33 \leq \dot{m}_s / \dot{m}_g \leq 2.26$ ,  $1 \leq L / S \leq 9$  e  $3.7 \leq u_o / u_{mf} \leq 6.3$ , sendo sua utilização recomendada nessas condições.

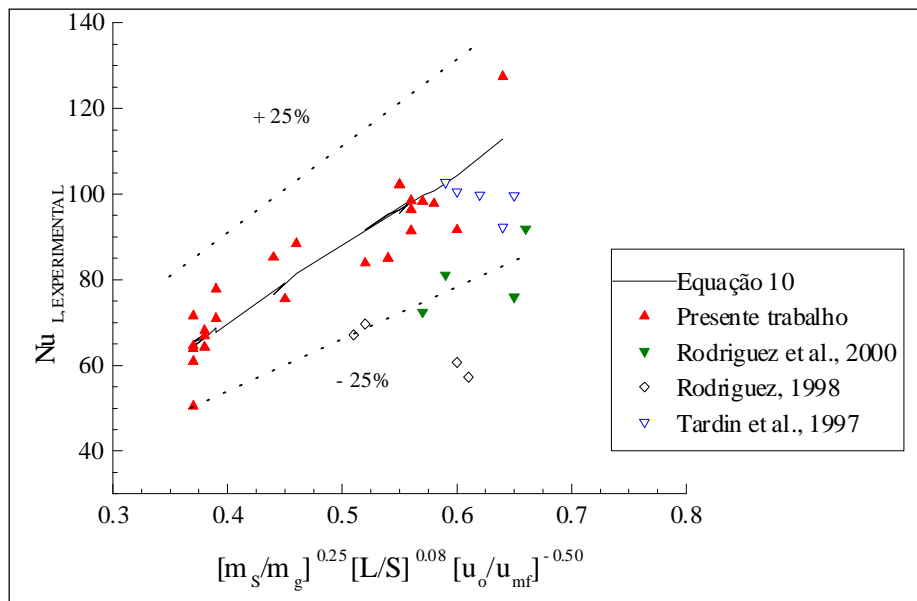


Figura 4 - Comparação entre a correlação proposta, resultados experimentais do presente trabalho e da literatura

A Fig. (4) apresenta a comparação entre a Eq.(10) e dados experimentais obtidos em trocadores de calor com fluxo contínuo de sólidos. Observa-se que os resultados de Rodríguez (1998) e de Rodríguez et al. (2000) são inferiores aos obtidos no presente trabalho, podendo esse fato ser atribuído à influência do número de tubos imersos. Esse resultado confirma o obtido por Maruyama et al (1988) que concluíram que o aumento do número de fileiras de tubos imersos no leito fluidizado ocasionava a redução do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo, em função da menor taxa de renovação de partículas ao redor dos tubos.

A Tab. (4) mostra os valores de  $Nu_L$  obtidos tanto experimentalmente quanto utilizando correlações da literatura para 10 dos 25 testes experimentais realizados.

Tabela 4. Valores de  $Nu_L$  calculados a partir dos dados experimentais e a partir de correlações da literatura (testes t1, t6, t9, t12, t13, t15, t18, t20, t23 e t25).

Correlações	Valores de $Nu_L$ para os testes experimentais									
	t1	t6	t9	t12	t13	t15	t18	t20	t23	t25
Presente trabalho - experimental	63.9	68.1	64.3	75.5	85.2	91.4	96.4	85.0	98.3	127.4
Sharma, 1997	9.7	9.3	9.9	10.0	8.8	8.6	10.1	9.2	10.0	9.6
Molerus et al., 1995	79.4	79.2	85.5	85.5	70.4	67.3	89.2	75.7	85.6	79.9
Abubakar et al., 1983	35.2	35.6	40.2	40.0	30.2	26.3	43.7	33.2	40.2	32.8
Grewal e Saxena, 1980	15.4	15.4	15.6	15.6	15.1	15.0	15.8	15.2	15.6	15.4
Andeen e Glicksman, 1976	57.7	58.0	61.0	60.9	54.1	53.0	63.2	56.3	61.0	58.0
Vreedenberg, 1958	90.6	91.0	94.5	94.4	86.2	84.8	97.1	88.9	94.5	91.0

A partir da Tab. (4) pode-se verificar diferenças significativas entre os valores obtidos confirmando a complexidade de leitos fluidizados e a grande influência de fatores como geometria do sistema e condições de operação sobre os fenômenos envolvidos. Além disso, observa-se que as correlações de Molerus et al. (1995), Andeen e Glicksman (1976) e Vreedenberg (1958) forneceram os menores desvios em relação aos obtidos experimentalmente. Essa comparação é apresentada na Fig. (5), na qual pode-se verificar que as correlações de Molerus et al. (1995) e Vreedenberg (1958) apresentam desvios menores que 25%.

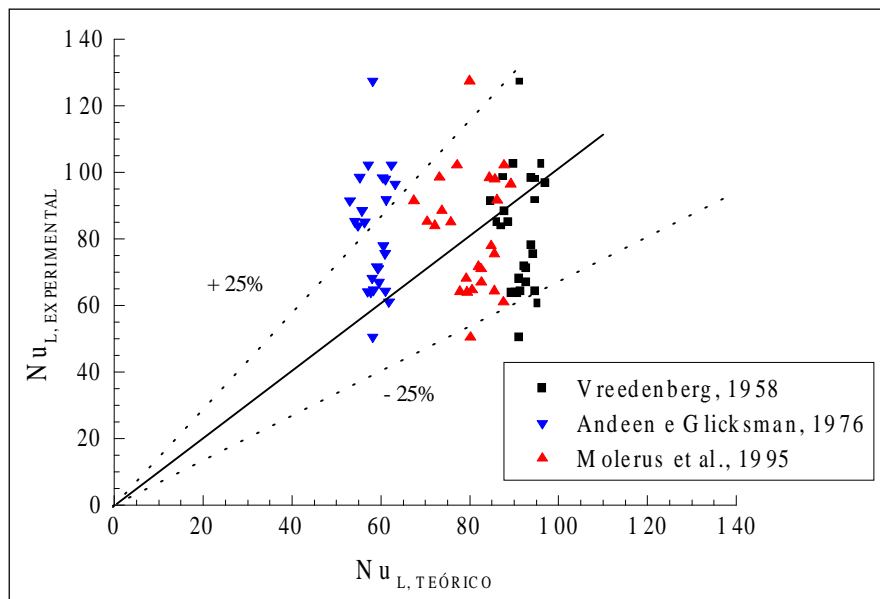


Figura 5 - Comparação entre os dados experimentais e correlações da literatura

## 5. Conclusões

O valor do 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, confirmando os resultados obtidos por Rodriguez et al. (2000).

Existe um número ótimo de chicanas a ser introduzido no leito fluidizado, a partir do qual não se observa aumento significativo no coeficiente de transferência de calor entre o leito fluidizado e tubos imersos.

Os dados experimentais levantados permitiram a proposição de uma correlação que permite a previsão do coeficiente de transferência de calor suspensão-tubo com boa aproximação, dentro das faixas de condições operacionais na qual foi obtida.

As correlações de Molerus et al. (1995) e Vreedenberg (1958) apresentaram desvios inferiores a 25% em relação aos resultados experimentais do presente trabalho.

## 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

- Abubakar, M.Y. and Tarazuk, J.D., 1983, "Local and Overall Heat Transfer Coefficients on a Horizontal Tube Inside a Shallow Gas Fluidized Bed by Means of a New Two-Sector Heat Transfer Probe", IV International Conference on Fluidization, Japan.
- Andeen, B.R. and Glicksman, L.R., 1976, "Heat Transfer to Horizontal Tubes in Shallow Fluidized Beds", ASME-AIChE Heat Transfer Conference, ASME paper 76-HT-67, Missouri, USA.
- Chung, T. Y. and 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.
- Grewal, N.S. and Saxena, S.C., 1980, "Heat Transfer Between a Horizontal Tube and a Gas-Solid Fluidized Bed", Int.J. Heat Mass Transfer, Vol.23, pp. 1505-1519.
- Holman, J. P., 1994, "Experimental Methods for Engineer", McGraw- Hill International Editions, 616p.
- Incropera, F. P. and DeWitt, D. P., 1996, "Fundamentals of Heat and Mass Transfer", J. Wiley, 886 p.
- Marthur, A. and Saxena, S. C., 1987, "Total and Radiative Heat Transfer to Immersed Surface in a Gas-Fluidized Bed", AiChE Journal, Vol. 33, pp. 1124-1135.
- Maruyama, S., Aihara, T., Tanaka, Y. and Kasahara, K., 1988, "Heat Transfer and Pressure Loss of a Very Shallow Fluidized Bed Heat Exchanger", Experimental Thermal and Fluid Science, Vol.1, pp. 325-333.
- Molerus, O., Burschka, A. and Dietz, S., 1995, "Particle Migration at Solid Surface and Heat Transfer in Bubbling Fluidized Beds - II. Prediction of Heat Transfer in Bubbling Fluidized beds", Chemical Engineering Science, Vol. 50, No.5, pp. 879-885.
- Ndiaye, P.M., Barboza, A.L.S. e 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. and Bizzo, W.A., 2000, "Presence of Baffles in a Shallow Fluidized Bed Heat Exchanger", Congresso Nacional de Engenharia Mecânica, Natal, Brazil, pp. 1-8.
- Sharma, K.R., 1997, "A Semi-Empirical Correlation for Heat Transfer Coefficients Between Dense Gas-Solid Quiescent Fluidized Beds and Surfaces", Experimental Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, pp. 2325-2329.
- Tardin Jr, P.R., Goldstein Jr, L. and Casavechia, L.C., 1997, "An Investigation on Heat Transfer in an Industrial Fluidized Bed Heat Exchanger", XIV Congresso Brasileiro de Engenharia Mecânica, Dezembro 8-12, Bauru.
- Vreedenberg, H.A., 1958, "Heat Transfer Between a Fluidized Bed and a Horizontal Tube", Chemical Engineering Science, Vol.9, No.52, pp. 52-60.

### HEAT TRANSFER BETWEEN A HORIZONTAL TUBE AND A GAS-SOLID FLUIDIZED BED

#### **Araí Augusta Bernárdez Pécora**

State University of Campinas, College of Mechanical Engineering, Campinas, SP, Brazil  
PO Box 6122 – Zip Code: 13.083-970  
[arai@fem.unicamp.br](mailto:arai@fem.unicamp.br)

#### **Maria Regina Parise**

State University of Campinas, College of Mechanical Engineering, Campinas, SP, Brazil  
PO Box 6122 – Zip Code: 13.083-970  
[reginaparise@hotmail.com](mailto:reginaparise@hotmail.com)

**Abstract.** *This work presents an experimental study of a continuous gas-solid fluidized bed with an immersed tube where cold water flowing inside the tube is heated by solid particles, in a counter flow arrangement. Experiments were carried out to check the influence of solid flow rate and number of baffles immersed in a shallow fluidized bed. The solid material utilized was silica sand particles 254  $\mu\text{m}$  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 14 to 95 kg/h and number of baffles of 0, 5 and 8. Experiments without baffles were conducted in order to analyze the influence of the presence of baffles in the heat transfer process. The bed was 60 and 110 mm height and the factor  $u_o/u_{mf}$  varied from 3.7 to 6.2. The suspension-tube heat transfer coefficient was obtained from a heat balance in a control volume around the heat exchanger. Through the results obtained an empirical correlation for  $h_L$  was proposed. Results showed that suspension-tube heat transfer coefficient increases with the solids mass flow rate and with the number of baffles suggesting that these are important factors to be considered in the design of such heat exchangers.*

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