

ESCOAMENTO DE ENTRADA DE SOLUÇÕES DE GOMAS XANTANA E GUAR EM TUBOS CIRCULARES COM TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Sérgio R. Fontes - srfontss@fcav.unesp.br

UNESP - FCAV - Via Prof. Paulo Donato Castellane, s/n
14870-000 - Jaboticabal, SP, Brasil

Carlos A. Gasparetto - gasparetto@ceres.fea.unicamp.br

UNICAMP - FEA – Cx. P. 6121
13083-970 - Campinas, SP, Brasil

***Resumo.** Neste trabalho é investigado o comportamento do escoamento laminar de soluções de gomas Xantana e Guar na região de entrada de tubos circulares com transferência de calor. Foi reproduzida experimentalmente a condição de temperatura constante na parede dos tubos, em temperaturas de aquecimento e resfriamento do fluido. As soluções em diferentes concentrações exibiram comportamento Pseudoplástico. Os resultados experimentais estão de acordo com os intervalos do adimensional inverso de Graetz: $2 \times 10^{04} < Gz^{-1} < 10^{-02}$; Prandtl: $300 < Pr < 1000$; Reynolds: $30 < Re < 400$; e para tubos caracterizados pela razão geométrica entre o comprimento (L) e o diâmetro (D) no intervalo $30,9 < L/D < 135,8$. Os resultados são apresentados graficamente na forma de correlações entre os adimensionais de Graetz, Nusselt, L/D, Stanton e o coeficiente de atrito, ϕ , com o objetivo prático de calcular os coeficientes de transferência de calor e perda de carga do escoamento não isotérmico. A tendência dos resultados apresenta-se compatível com a literatura.*

***Palavras-chave:** Região de entrada; Convecção térmica;; Goma Xantana; Goma Guar.*

1. INTRODUÇÃO

O escoamento de entrada em tubos, com transferência de calor, é muito estudado pois está associado a muitas aplicações em diversas áreas da engenharia. Para a otimização de processos industriais que envolvem o escoamento de fluidos alimentícios é necessária a determinação de correlações para os coeficientes de troca de calor e de perda de carga do escoamento, especialmente no caso de configurações em tubos curtos onde têm-se desenvolvimento simultâneo dos perfis de velocidade e temperatura. Informações desta natureza têm grande importância pois particularmente caracterizam diversos materiais processados na indústria, e úteis no projeto de equipamentos. Na indústria de alimentos, materiais como goma Xantana e goma Guar são utilizados com frequência como agentes de textura em sorvetes e requeijão.

Os escoamentos de entrada foram extensivamente estudado durante várias décadas, e ainda encontra-se vários trabalhos na literatura pela natureza abrangente deste tema. As investigações clássicas que procuram caracterizar os perfis de velocidade e temperatura numericamente tem sido menos exploradas. Trabalhos mais atuais sobre o tema procuram informações específicas sobre materiais especiais e seus efeitos associados a geometria de entrada. Podemos citar por exemplo o trabalho de Soares *et al.* (2000) que investigaram os efeitos da transferência de calor na região de entrada laminar de materiais viscoelásticos. As condições de contorno de temperatura ou fluxo de calor constante foram analisadas. Os valores de Nusselt apresentaram-se maiores para o caso de fluxo de calor constante na parede, sofrendo variações significativas com mudanças das propriedades físicas do fluido com a temperatura.

Ivory (2000) apresenta uma solução analítica aproximada da equação da energia térmica na entrada de placas paralelas aquecidas; situação particularmente importante na técnica de separação por eletroforese. O autor destaca mudanças críticas no comprimento de entrada devido a variação dos números adimensionais de Biot e Peclet.

Barletta & Pulvirenti (2000) apresentam uma solução analítica para o escoamento de entrada com convecção forçada. São apresentados resultados de condições de fluxo de calor constante em geometrias retangulares (tubos e placas paralelas). Foram observados em especial os efeitos devido a dissipação viscosa através de correlações entre os adimensionais Brinkman e Nusselt.

Howell & Lee (2000) investigaram o escoamento de entrada turbulento com transferência de calor para água próxima ao ponto crítico termodinâmico. Os efeitos de temperatura de parede são relacionados com os coeficientes de troca térmica e fator de atrito para tubos com $L/D < 10$, onde "L" é o comprimento do tubo e "D" o diâmetro do tubo. Os coeficientes de transferência de calor e o fator de atrito alcançaram os menores valores nas maiores temperaturas da parede. Vários modelos para o número de Prandtl turbulento foram utilizados, levando-se em consideração os efeitos da força de gravidade. Os efeitos de transferência de calor apresentaram-se desprezíveis no coeficiente de atrito.

Outros trabalhos mais fundamentais foram desenvolvidos na última década, como os de investigação numérica de Vradis *et al.* (1993), onde os autores utilizam da técnica de diferenças finitas para modelar fluidos não-Newtonianos do tipo Bingham; e Shome & Jensen (1993) através da técnica de volumes finitos para fluidos Newtonianos. Ambos, investigaram o escoamento com desenvolvimento simultâneo dos perfis de velocidade e temperatura em tubos circulares, onde são apresentadas correlações do número de Nusselt em função da coordenada axial do tubo.

A técnica analítica da transformada integral generalizada foi utilizada por Silva *et al.* (1992) na solução aproximada do escoamento de fluidos Newtonianos com desenvolvimento simultâneo dos perfis de velocidade e temperatura na região de entrada de placas planas paralelas. Outros trabalhos experimentais são importantes, como os de Tam & Ghajar (1994) que estudaram a influência da geometria de entrada para fluidos Newtonianos; e Nouar *et al.* (1995) para fluidos não-Newtonianos do tipo Herschel-Bulkley.

Por outro lado não encontra-se na literatura resultados específicos do escoamento de entrada de fluidos alimentícios como os deste trabalho. Os resultados experimentais acrescentam informações a respeito de soluções aquosas de goma Xantana e goma Guar, sendo correlacionados os coeficientes adimensionais mais importantes do escoamento de entrada: Nusselt, Reynolds, Graetz e Stanton. Em particular o adimensional de Stanton sofreu uma modificação importante, que resultou no melhor agrupamento e diferenciação dos resultados devido as condições de resfriamento e aquecimento.

2. MATERIAIS E MÉTODOS

Na Fig. 1 é apresentado o sistema experimental, onde são contidos quatro tubos de cobre, todos com 448 mm de comprimento (L) e com diâmetro interno (D) de respectivamente 14,80 mm ($L/D=30,9$), 6,25 mm ($L/D=71,7$), 4,85 mm ($L/D=92,4$) e 3,30 mm ($L/D=135,8$). Os tubos foram colocados horizontalmente num banho térmico (tanque 3, Fig.1), cuja temperatura foi mantida constante nos valores de 0 °C, 50 °C e 70 °C, nos quais foram realizados os experimentos em diferentes vazões.

O tanque 2 (Fig. 1), de aproximadamente 15 litros, foi mantido totalmente cheio de fluido, garantindo o escoamento em geometria de entrada nos tubos de cobre. Este tanque fechado, é conectado por mangueiras a um sistema de dutos simples (1, Fig.1), que controla a altura do nível de fluido em relação aos tubos. Desta forma, a vazão, e a diferença de pressão do escoamento são mantidas constantes. A altura do controlador de nível foi variada em cinco posições diferentes, provocando diferentes valores de vazão em cada tubo. O circuito de escoamento é completado com o tanque 4 (Fig. 1) onde o fluido é armazenado após percorrer os tubos. Por causa da passagem do fluido em tubos aquecidos ou resfriados, sua temperatura é alterada. Para manutenção da temperatura de entrada do fluido, tem-se no tanque 4 uma serpentina por onde mantém-se a circulação de água para troca de calor.

A bomba centrífuga (B) mantém o tanque (2, Fig. 1) cheio para alimentação do escoamento nos tubos. A vazão em cada experimento foi medida a partir da coleta e pesagem do fluido na saída dos tubos. A temperatura do fluido e da superfície dos tubos foram medidas por meio de termômetros, com o acompanhamento através de termopares de cobre-constantan. Foram medidas as temperaturas do fluido na entrada da seção de transferência de calor (T_o) e na saída do banho térmico (T_e). A temperatura da parede do tubo foi medida com um termômetro imerso no banho térmico e com termopares soldados na superfície externa, ao longo do tubo. A temperatura na superfície interna do tubo foi considerada a mesma que a da superfície externa. Através da leitura de temperatura proveniente dos termopares foi mantida a estabilidade do banho térmico. Foram considerados os valores médios da temperatura nos cálculos dos coeficientes de transferência de calor. Dentro do tanque metálico foi mantida uma grade de aço inoxidável de malha fina, para minimizar as correntes de turbulência geradas pela entrada do fluido no tanque 2 (Fig. 1).

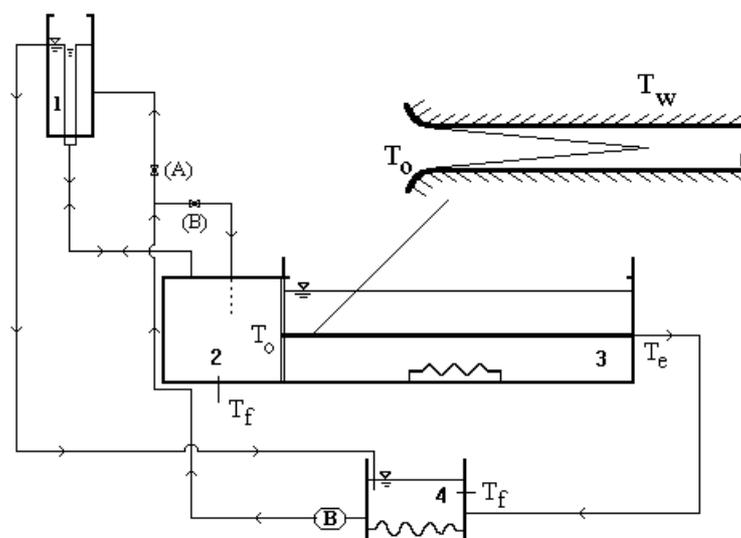


Figura 1 - Figura da montagem experimental. (1) - controlador de nível do fluido; (2) - tanque gerador do escoamento de entrada; (3) - banho térmico; (4) - tanque de armazenamento do fluido.

Os experimentos foram realizados com soluções aquosas de gomas Xantana e Guar em diferentes concentrações, 600 ppm e 1000 ppm para goma Xantana, e 2500 ppm para goma Guar. Os fluidos utilizados foram caracterizados quanto às suas propriedades físicas.

O comportamento reológico dos fluidos foi estudado em reômetro de cilindros concêntricos, o Rheotest 2 da marca alemã MLW, dotado de um banho termostático para controlar a temperatura da amostra de fluido. A Fig. 2 apresenta, respectivamente os gráficos da tensão de cisalhamento (N/m^2) em função da taxa de deformação ($1/\text{s}$) para as soluções de gomas Xantana (600 ppm e 1000 ppm) e Guar (2500 ppm). A forma não linear das curvas indica o comportamento não-Newtoniano (pseudoplástico) dos fluidos. As temperaturas dos fluidos em escoamento estiveram aproximadamente, entre 20 °C e 40 °C, sendo inclusas no intervalo da experimentação.

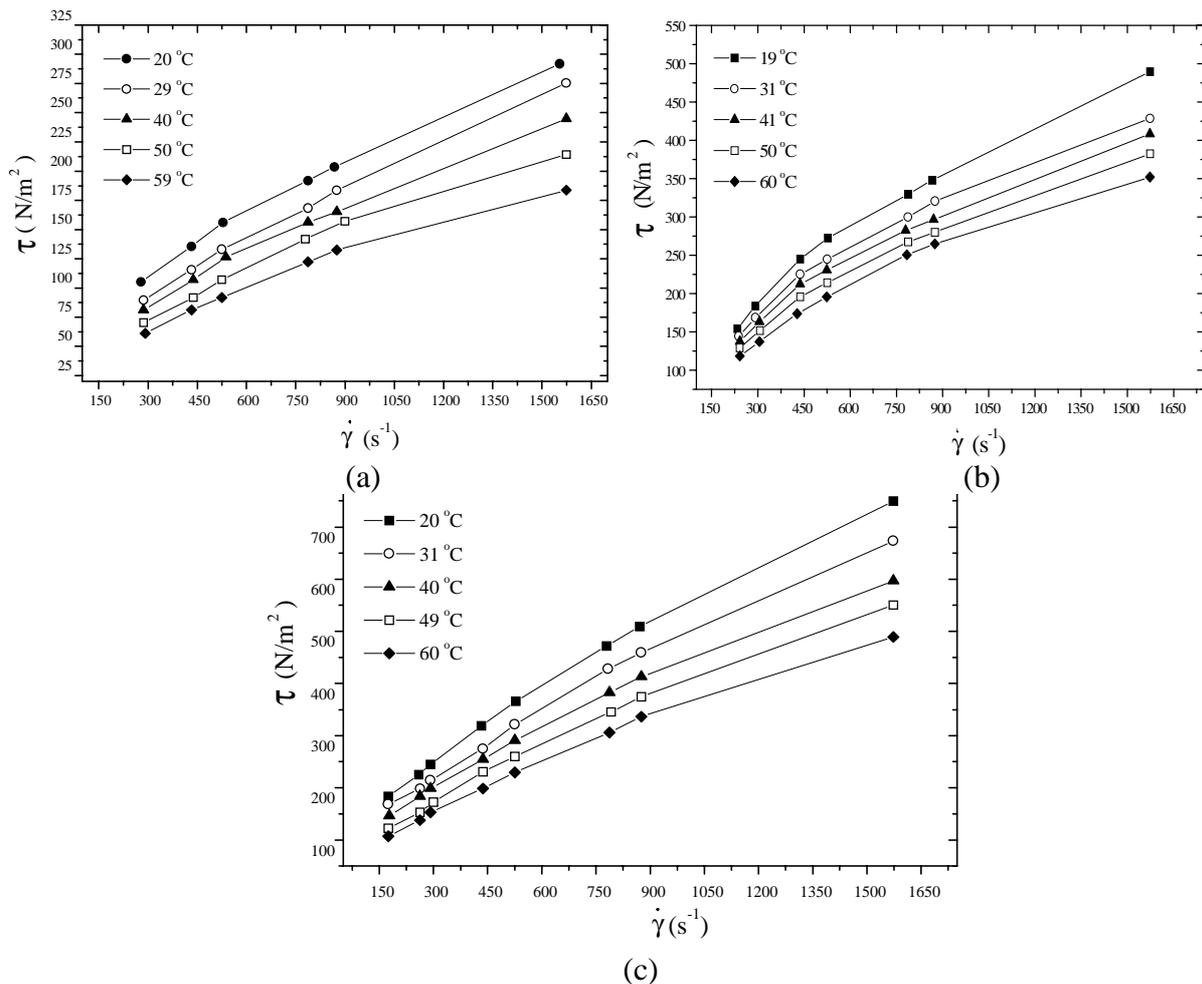


Figura 2 - Gráfico da tensão de cisalhamento em função da taxa de deformação. (a) goma Xantana, 600 ppm; (b) goma Xantana, 1000 ppm; (c) goma Guar, 2500 ppm.

Os resultados experimentais foram analisados para o modelo de Lei de Potência, por se adequar a fluidos com comportamento pseudoplástico. Dessa forma, calcularam-se os parâmetros “n” e “K” do modelo a partir das correlações lineares em escala logarítmica. Não houve variação significativa do índice de comportamento “n” em função da temperatura, e foi adotado um valor médio para as três soluções, $n=0,6$. Por outro lado o índice de consistência do fluido diminui com a temperatura. Esta relação de dependência foi bem descrita pela forma exponencial: $K = ae^{(-bT)}$. Para as três soluções de gomas utilizadas, temos:

goma Xantana, 600 ppm: $K(T) = 1,55xe^{(-0,038.T)}$; 1000 ppm: $K(T) = 0,75xe^{(-0,006.T)}$;
 goma Guar, 2500 ppm: $K(T) = 1,38xe^{(-0,018.T)}$; para "T" em graus Celcius.

A massa específica foi medida através de picnômetros de 25 ml para cinco temperaturas no intervalo de 10 °C a 50 °C. O efeito da temperatura na massa específica foi relacionado pela função linear:

goma Xantana, 600 ppm: $\rho(T) = 1036,35 - 1,20xT$; 1000 ppm: $\rho(T) = 1015,85 - 0,31xT$;
 goma Guar, 2500 ppm: $\rho(T) = 1018,78 - 0,37xT$; para "T" em graus Celcius.

Para a difusividade térmica (α) das soluções foi considerado os valores da literatura:

goma Xantana, 600 e 1000 ppm: $\alpha = 1,32x10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ (Telis & Gasparetto, 1991);

goma Guar, 2500 ppm: $\alpha = 1,35x10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ (Glicksman, 1980).

A equação utilizada no cálculo de Nusselt é obtida a partir da análise da lei de conservação da energia térmica (Incropera & Dewitt, 1981). Para o escoamento de fluidos incompressíveis confinados em tubos, o calor transferido ao fluido por convecção é dado por:

$q_{conv} = \bar{h} A_s \Delta T_{ln}$, onde \bar{h} , é o coeficiente médio de transferência de calor trocada pela parede do tubo; A_s é a área superficial do tubo e ΔT_{ln} é a média logarítmica da diferença de temperatura entre a parede e o fluido na entrada e saída do tubo. O coeficiente de transferência de calor (\bar{h}) é analisado a partir do adimensional de Nusselt, definido para o

tubo circular como $\bar{Nu} = \frac{\bar{h}D}{k}$; ou ainda na forma:

$$\bar{Nu} = \frac{Q \Delta T_m}{\pi L \alpha \Delta T_{ln}}$$

, onde "Q" é a vazão volumétrica do escoamento, e "α" é a

difusividade térmica. Os outros adimensionais correlacionados são determinados pelas equações generalizadas para fluidos não-newtonianos, utilizadas na literatura (Scirocco *et al.*, 1985); $Re = \rho \bar{U}_m^{(2-n)} D^n / K$, $Pr = [(\bar{U}_m / D)^{(n-1)} / \rho \alpha] K$ e $Gz = Pr Re (D / L)$.

3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste trabalho definiu-se o coeficiente de atrito ou de perda de carga, ϕ como: $\phi = \Delta P / [(1/2)\rho U_m^2 (L/D)]$, que representa a razão entre a queda de pressão e a pressão dinâmica, onde $\Delta P = \rho g h$, é a diferença de pressão referente ao comprimento do tubo mais as perdas localizadas; (L/D) o comprimento adimensional do tubo, e $(1/2)\rho U^2$ a pressão dinâmica do escoamento. Na Fig. 3 são apresentados os resultados experimentais de ϕ em função de Re, para o escoamento em condição de aquecimento do fluido, com a temperatura do banho térmico a 50 °C e 70 °C. Foram investigados os escoamentos de três soluções de gomas, Xantana (600 ppm e 1000 ppm) e Guar (2500 ppm) em tubos de diferentes L/D.

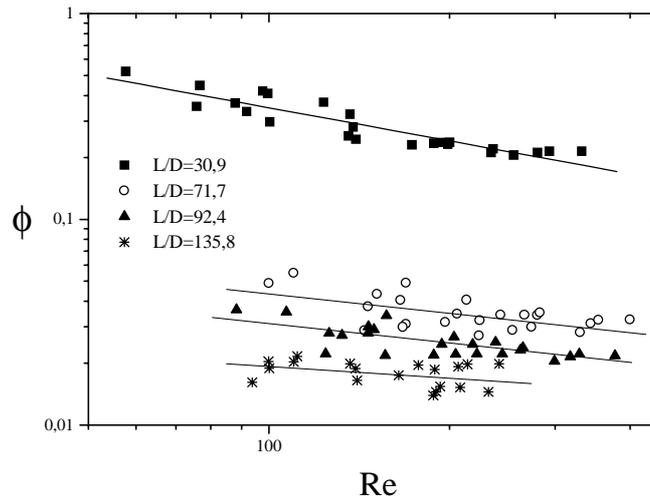


Figura 3 - Gráfico do coeficiente de perda de carga (ϕ) em função de Reynolds para tubos de diferentes L/D e temperatura de parede à 50 °C e 70 °C.

Observa-se na Fig. 3 que os valores experimentais de ϕ devidos ao escoamentos nos tubos de L/D=30,9; 71,7; 92,4 e 135,8, são maiores quanto menor o valor de L/D. Para o tubo de L/D=30,9 os efeitos de transferência de calor e quantidade de movimento são predominantes por causa do desenvolvimento simultâneo dos perfis de velocidade e temperatura, sendo classificado na literatura como tubo curto. A Fig. 3 também apresenta curvas de ajustes em escala logarítmica, referentes aos escoamentos em tubos de diferentes L/D. As equações de correlações que correspondem as curvas contínuas no gráfico são apresentadas abaixo, e entre parênteses o valor correspondente ao intervalo de confiança:

$$\begin{aligned}
 &L/D=30,9 - \phi = 4,10 \times (Re)^{-0,53} \quad (0,01 \ %); & L/D=71,7 - \phi = 0,19 \times (Re)^{-0,31} \quad (0,17 \ %); \\
 &L/D=92,4 - \phi = 0,14 \times (Re)^{-0,33} \quad (0,01 \ %) & \text{ e } & L/D=135,8 - \phi = 0,04 \times (Re)^{-0,16} \quad (11,7 \ %).
 \end{aligned}$$

Na Fig. 4 são apresentados os resultados do número de Nusselt (Nu) em função de Graetz (Gz), para todos os resultados experimentais obtidos em condições de aquecimento e resfriamento. Na Fig. 4.a os valores são apresentados em escala logarítmica, e foram diferenciados em função de L/D, onde observa-se o agrupamento dos resultados em diferentes intervalos de Nusselt e Graetz. Os maiores valores de Nusselt são observados para L/D=30,9, onde predomina-se os efeitos de transferência de calor, devido ao desenvolvimento simultâneo de temperatura e velocidade.

Na Fig. 4.b têm-se todos os resultados experimentais de Nu em função de Gz apresentados em escala linear dos experimentos com aquecimento e resfriamento. Os valores dentro do quadro tracejado correspondem aos do tubo L/D=30,9; foram destacados porque apresentam comportamento diferente dos provenientes dos outros tubo. As retas contínuas são ajustes lineares aos demais resultados, e indicam uma tendência de comportamento válida para tubos de L/D maior que 30,9.

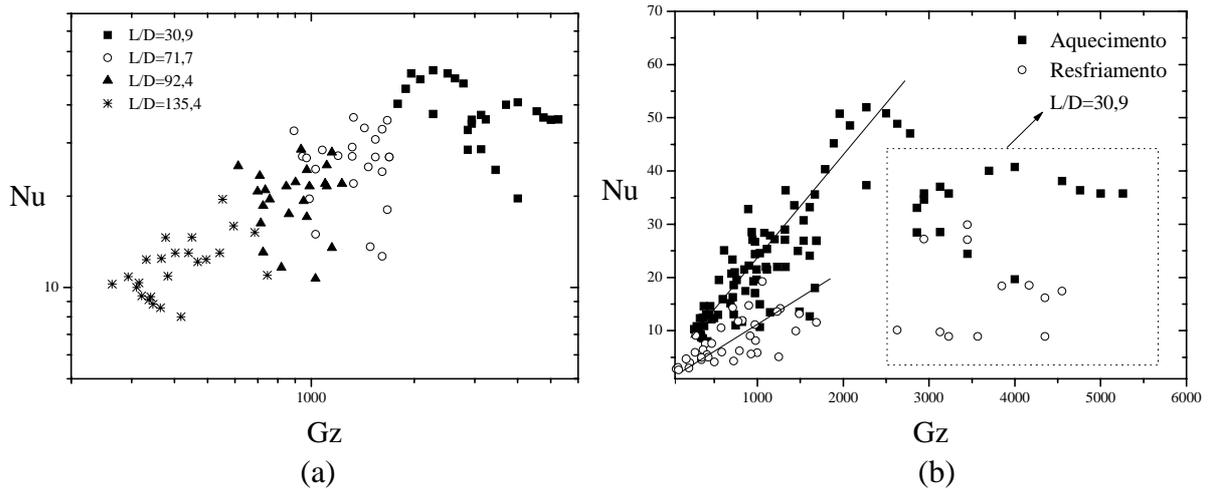


Figura 4 - Gráfico de Nusselt em função de Graetz. (a) para tubos de diferentes L/D; (b) todos os resultados de aquecimento e resfriamento.

Na Fig. 5 são apresentados todos os resultados experimentais de Nu em função do inverso de Graetz (Gz^{-1}) dos experimentos com aquecimento e resfriamento. As curvas tracejadas correspondem ao ajuste aos resultados experimentais. A curva contínua representa a correlação de Shome & Jensen (1993), a qual possui tendência satisfatória aos resultados dos experimentos em condições de aquecimento, principalmente para $Gz^{-1} > 0,001$. Para o escoamento com resfriamento os valores de Nu chegam a ser 100 % inferiores aos do escoamento com aquecimento.

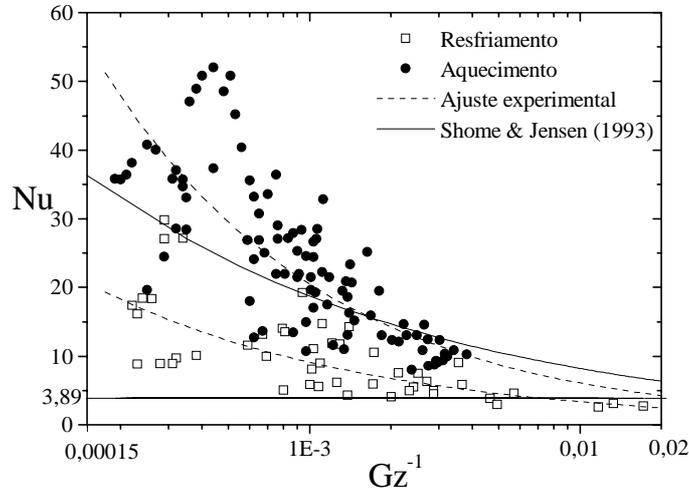


Figura 5 - Gráfico de Nusselt em função do inverso de Graetz para as situações de aquecimento e resfriamento.

A reta presente no gráfico para o valor 3,89, representa o valor de Nusselt médio na região de escoamento desenvolvido, conforme citado na literatura (Bird *et al.*, 1987). O valor é válido para o escoamento com condição de temperatura constante na superfície. Observa-se que as curvas de ajuste aos resultados experimentais deste trabalho apresentam uma tendência satisfatória ao valor da literatura. As curvas de ajustes são representadas pelas seguintes equações: aquecimento: $Nu = 0,54 \times (Gz^{-1})^{-0,53}$ e; resfriamento: $Nu = 0,46 \times (Gz^{-1})^{-0,43}$.

A aparente dispersão dos valores experimentais na Fig. 4 e na Fig. 5, é devida a apresentação conter resultados de experimentos produzidos em tubos diferentes e condições

de escoamento diferentes.

Na Fig. 6 são apresentados os resultados experimentais do fator de Colburn, $StPr^{(2/3)}$ em função do inverso de Graetz, Gz^{-1} para os escoamentos com aquecimento e resfriamento do fluido. Os valores na Fig. 6.a são diferenciados para cada valor de L/D investigado, onde observa-se o agrupamento dos resultados em diferentes intervalos de Nusselt e Graetz. Na Fig. 6.b os resultados são diferenciados para os escoamentos com a aquecimento e resfriamento, e não observa-se distinção entre essas diferentes condições de transferência de calor.

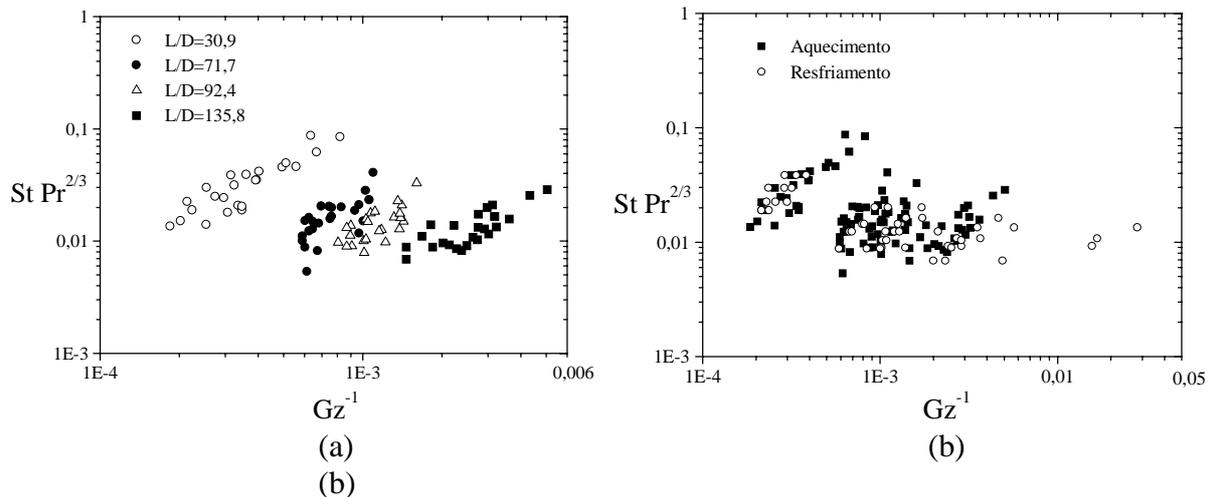


Figura 6 - Gráfico do coeficiente de Corlbun em função do inverso de Graetz. (a) para tubos de diferentes L/D ; (b) para as condições de aquecimento e resfriamento.

A Fig. 7 apresenta os resultados experimentais do número de Stanton modificado, $St_m = Nu / (RePr)^{(1/3)}$ em função de Gz^{-1} para os tubos em condições de aquecimento e resfriamento. São investigados como para outros coeficientes, os escoamentos das soluções de gomas Xantana (1000 ppm e 600 ppm) e Guar (2500 ppm). Observa-se na figura as curvas de ajuste aos resultados experimentais; os valores de St_m são superiores nos casos dos escoamentos com aquecimento. As equações de correlação, com intervalo de confiança igual a 0,01 %, são:

$$\text{aquecimento: } St_m = 2,89 \times 10^{-2} \times (Gz^{-1})^{-0,41}; \text{ resfriamento: } St_m = 3,48 \times 10^{-2} \times (Gz^{-1})^{-0,27}.$$

A apresentação de resultados para o adimensional de Stanton modificado (St_m), foi conveniente neste trabalho principalmente por causa do melhor agrupamento dos valores experimentais, evidenciando a separação entre as condições de aquecimento e resfriamento. Embora a fator de Colburn seja um coeficiente comum para descrição deste tipo de escoamento, a comparação entre a Fig. 6.b e a Fig. 7, indica a última com a melhor forma para apresentação dos resultados.

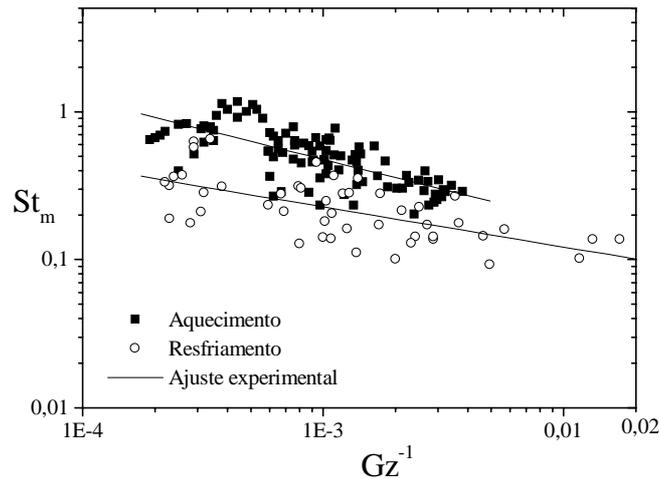


Figura 7 - Gráfico do coeficiente de Stanton modificado em função do inverso de Graetz para todos os resultados de aquecimento e resfriamento.

4. CONCLUSÕES

A partir da investigação experimental pode-se concluir que:

- os resultados experimentais para os coeficientes de atrito e o adimensional de Nusselt indicam um comportamento diferenciado para o tubo de $L/D=30,9$, onde prevalecem os efeitos de desenvolvimento simultâneo de temperatura e velocidade;
- o comportamento assintótico dos resultados experimentais de Nusselt está de acordo com o valor da literatura;
- as correlações provenientes dos resultados experimentais são válidas para soluções de baixa concentração de gomas Xantana e Guar nos intervalos do inverso de Graetz: $2 \times 10^{-4} < Gz^{-1} < 10^{-02}$; Prandtl: $300 < Pr < 1000$ e Reynolds: $30 < Re < 400$;
- o adimensional modificado de Stanton, foi adequado para representação dos resultados, diferenciando as condições de escoamento com aquecimento e resfriamento.

Agradecimentos

À FAPESP pelo auxílio financeiro.

REFERÊNCIAS

- Barletta, A. & Pulvirent, B., 2000, Forced convection with slug flow and viscous dissipation in rectangular duct, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 43, pp. 725-740.
- Bird, R. B., Armstrong, R. C. e Hassager, O., 1987, *Dynamics of Polymeric Liquids*, vol.1, John Wiley, New York.
- Glicksman, M., 1980, *Gum Technology in the Food Industry*, Academic Press, New York.
- Howell, J.R. & Lee, S.H., 2000, Convective heat transfer in the entrance region of a vertical tube for water near the thermodynamic critical point, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 42, pp. 1177-1187.
- Incropera, F. P. & DeWitt, D. P., 1981, *Fundamentals of Heat Transfer*, John Wiley & Sons, Inc, New York.
- Ivory, C.F., 2000, Temperature profiles in the thermal entrance region for laminar flow in a electrically heated slit, *Chemical Engineering Science*, vol. 55, pp. 601-613.

- Scirocco, V., Devienne, R. & Lebouche, M., 1985, Ecoulement laminaire et transfert de chaleur pour un fluide pseudo-plastique dans la zone d'entrée d'un tube, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v. 28, pp. 91-99.
- Silva, J. B. C., Cotta, R. M. & Aparecido, J. B., 1992, Analytical solutions to simultaneously developing laminar flow inside parallel-plate channels, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, v. 35, pp. 887-895.
- Shome, B. & Jensen, M. K., 1993, Correlations for simultaneously developing laminar flow and heat transfer in a circular tube, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 36, pp. 2710-2713.
- Soares, M., Naccache, M.F. & Mendes, P.R.S., 2000, Heat transfer to viscoplastic materials flowing laminarly in the entrance region of tubes, *International Journal of Heat and Fluid Flow*, vol. 20, pp. 60-67.
- Tam, L. M. & Ghajar, A., 1997, Effect of inlet geometry and heating on the fully developed friction factor in the transition region of a horizontal tube, *Experimental Thermal and Fluid Science*, vol. 15, pp. 52-64.
- Telis, J.R. & Gasparetto, C.A., 1991, Hidrodinámica y transferencia de calor en flujos laminares de fluidos no-newtonianos, IV Congreso Latinoamericano de Transferencia de Calor y Materia, Anais, pp. 147-150, La Serena, Chile.
- Vradis, G. C., Dougher, J., & Kumar, S., 1993, Entrance pipe flow and heat transfer for a Bingham plastic, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 36, pp. 543-552.

CONVECTIVE LAMINAR FLOW OF FOOD ADITIVIES SOLUTIONS IN CIRCULAR ENTRANCE REGION

Abstract. *This is an investigation of non isothermal and non-Newtonian laminar flow in the entrance region of short tubes. The flow is steady, incompressible and tube wall has constant temperature with heating and cooling. Experimental work was conducted using water solutions of Xanthan and Guar gums which exhibited pseudoplastic behavior. Experiments lie in the ranges: $2 \times 10^{-04} < Gz^{-1} < 10^{-02}$, $300 < Pr < 1000$, $30 < Re < 400$ and $30,9 < L/D < 135,8$. Results were reported as non-dimensional correlations allows practical calculations of Nusselt, Graetz, L/D , Stanton and the friction coefficients. The tendency of the results are compatible with the literature.*

Keywords: *Entrance region; Convective flow; Guar gum; Xanthan gum.*