

8

Resultados

Muitos testes foram realizados no tubo e nos espaços anulares. Os resultados aqui apresentados referem-se apenas aos mais representativos das observações.

Nas tabelas constam os dados característicos dos fluidos, as principais informações sobre o escoamento, os valores de Nu 's determinados experimentalmente e seus valores respectivos encontrados na literatura, nas faixas mais próximas das razões de raios e índices de comportamento utilizados nos experimentos (para efeito de comparação). O número de Brinkman não consta nestas tabelas por ter sido verificado, após uma análise da equação da energia, que a contribuição deste adimensional, no balanço térmico do escoamento, é desprezível. Esta análise foi feita supondo-se condições que proporcionariam maiores valores do adimensional Brinkman (Br), como segue.

Primeiramente, a partir da curva de caracterização de cada fluido, nas diferentes temperaturas, foram determinados τ_o , n , η_o . Através da equação 3-18, determinou-se $\dot{\gamma}_c$ e, com isso, finalmente obteve-se η_c . Estes dois últimos termos foram utilizados na determinação do Br , cuja definição, que foi apresentada no capítulo 3, e aqui repetida é:

$$Br = \frac{\eta_c \dot{\gamma} D^2}{k (T_w - T_b)} \quad (8-1)$$

O aspecto desta equação informa que, quanto menor a diferença entre T_w e T_b , maior o valor de Br , já que η_c e $\dot{\gamma}_c$ seriam mantidos constantes no escoamento completamente desenvolvido no anular. Poderia ocorrer isso, por exemplo, no caso de se ter um trecho longo de aquecimento, em condição de contorno de fluxo de calor uniforme numa parede e a outra adiabática, .

Para o caso dos testes que foram realizados no presente trabalho, havia sempre uma diferença de temperaturas, entre T_w e T_b de, no mínimo, 2°C, o que acarretou, para todos os testes, o Br ser da ordem de 10^{-3} ou menor. Um outro ponto que foi considerado, para que se desprezasse o termo de

contribuição da dissipação viscosa, foi a comparação feita entre o termo de dissipação, na equação 3-7, e o segundo termo do lado esquerdo da igualdade desta mesma equação. Comparando-se a possível magnitude deste termo, quando a equação toda é dividida por $v'Pe$, de acordo com os níveis de Pe que foram atingidos nos resultados experimentais deste trabalho e, tendo-se em mente que os testes ocorreram em regime laminar, com baixos Re , conclui-se que o termo que contém a parcela devido à dissipação viscosa é realmente a parcela que pode ser desprezada no balanço de energia. Por esta razão, o número de Brinkman não consta nas tabelas de resultados.

Um dado importante que foi adicionado às tabelas foi o valor das incertezas estimadas das medições, que foram calculados conforme descrito na seção 6.3 .

8.1

Escoamento em Tubo

Os resultados experimentais de Nu para o escoamento em tubo estão indicados para duas concentrações de solução de carbopol, 0,12% e 0,092%. Nos testes com estes dois fluidos, os Nu 's ficaram muito próximos entre si. Para a solução de concentração 0,06% não se obteve resultados, pois não foi possível encontrar, experimentalmente, uma combinação entre potência inserida e vazão que permitisse identificar com clareza que se havia atingido o completo desenvolvimento do escoamento.

Tabela 8.1: Teste com solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,12 %, com NaOH a 0,054%, pH=7

Di=0,00926 [m] n=0,31 $\rho = 1000$ $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$									
\dot{m} $\left[\frac{kg}{s}\right]$	Re	η_c [Pa.s]	Pe	Pr	\bar{I} [A]	\overline{ddp} [V]	$\overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2}\right]$	$\delta\overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2}\right]$	δNu
0,021	56,67	0,05	17242	304	230	5,8	16761,11	$\pm 95,58$	$6,3 \pm 0,55$

Tabela 8.2: Teste com solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,12 %, com NaOH a 0,054%, pH=7

Di=0,00926 [m] n=0,36 ρ = 1000 [$\frac{kg}{m^3}$]									
\dot{m} [$\frac{kg}{s}$]	Re	η_c [Pa.s]	Pe	Pr	\bar{I} [A]	\overline{ddp} [V]	$\overline{q''}$ [$\frac{W}{m^2}$]	$\delta \overline{q''}$ [$\frac{W}{m^2}$]	δNu
0,009	11,50	0,1	7390	640	120	3,05	4574,96	±29, 23	5,09 ±0, 65

Tabela 8.3: Teste com solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,092%, com NaOH a 0,042%, pH=7

Di=0,00926 [m] n=0,42 ρ = 1000 [kgm³]									
\dot{m} [kg s]	Re	η_c [Pa.s]	Pe	Pr	\bar{I} [A]	\overline{ddp} [V]	$\overline{q''}$ [Wm²]	$\delta\overline{q''}$ [Wm²]	Nu δNu
0,01	14,1	0,01	8211	582,5	140	3,6	6299,95	±38,6	5,23 ±0,38

As evoluções das temperaturas na parede do tubo em função do tempo, na região de completo desenvolvimento, estão mostradas nas figuras 8.1, 8.2 e 8.3. Nitidamente, estas estão indicando a distribuição linear de temperatura, dentro de uma região de completo desenvolvimento ao longo do eixo.

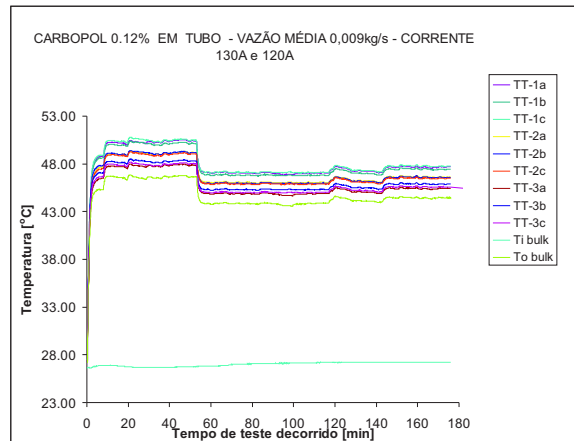


Figura 8.1: fluxo de calor: 4575 W/m²

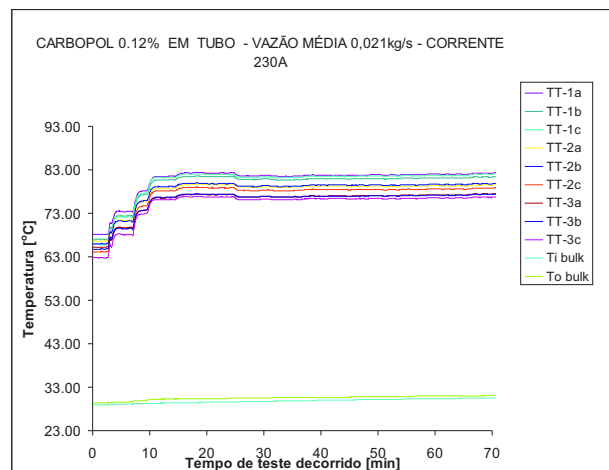
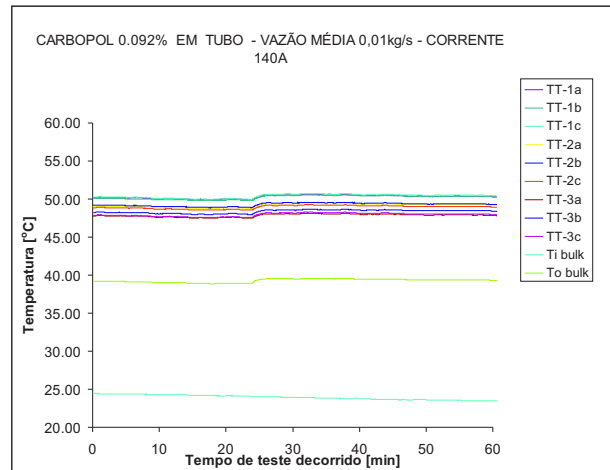


Figura 8.2: fluxo de calor: 16761 W/m²

Figura 8.3: fluxo de calor: 6300 w/m^2

A temperatura de *bulk* na seção de saída foi medida, mas não foi utilizada nos cálculos de Nu . Isto porque, ao se comparar os seus valores teóricos e experimentais de tais temperaturas, observou-se havia uma discrepância grande entre ambos. Foi instalado um termopar extra, numa posição axial localizada após a seção de medição z_1 , ao qual era permitido o movimento radial, de forma a se avaliar o gradiente da temperatura na seção transversal. Numa avaliação, composta de várias medições repetidas, foi observada, através deste termopar, para uma dada vazão de fluido, diferenças de temperaturas de até cinco graus Celsius entre a posição $r \approx 0$ (próximo ao eixo do tubo) e r (perto da parede do interna do tubo). Paralelamente a esta medida de temperaturas radiais, o termopar destinado a medir a temperatura de *bulk* no centro do tubo ia indicando a mesma temperatura registrada pelo termopar extra quando este estava na posição r , confirmando a temperatura na região próxima ao eixo. Assim, observou-se que não era possível realizar a medição correta da temperatura de *bulk* utilizando a mesma instalação do termopar que foi utilizada para os testes com escoamento de água. Com isso, foi anexada uma pequena câmera plena, imediatamente após a seção de medição da posição z_1 , para prover a mistura das camadas de fluido e homogeneizar a temperatura do mesmo dentro da câmera. No interior desta câmera, foi instalado um termopar, cuja extremidade de medição estava localizada no eixo da câmera, e colada numa pequena chapa de latão, por meio de epóxi de alta condutividade térmica. O objetivo da chapa de latão era auxiliar o processo de mistura do fluido e perceber, após a obtenção do estado completamente desenvolvido do escoamento e estabelecido o regime permanente, a temperatura do fluido que havia sido misturado dentro da câmera. A câmera estava isolada

termicamente do ambiente. Várias medições foram feitas dessa maneira e, também, localizando-se o termopar que media T_{bulk} o mais próximo da extremidade de entrada do fluido na câmara. Porém, em nenhum momento se conseguiu obter o valor medido da temperatura de *bulk* coerente com o esperado teoricamente. Em todas estas tentativas, os termopares que indicavam as temperaturas das paredes do tubo mostravam uma distribuição linear destas temperaturas na direção axial, configurando o escoamento completamente desenvolvido. Portanto, após esgotados estes e outros procedimentos na tentativa de se conseguir medir corretamente a temperatura de *bulk* do escoamento de carbopol no tubo, abandonou-se este esforço e utilizou-se, na redução de dados, o valor teórico desta temperatura.

A seguir, são mostrados na tabela os resultados para Nu , referentes a diferentes índices de comportamento do fluido n , encontrados na literatura para o caso estudado e os resultados experimentais, com respectivas faixas de incertezas calculadas.

Tabela 8.4: Comparação entre Nu experimentalmente determinado e o Nu segundo correlação da literatura

	Nu Experimental			Nu _(Bird)		
	n	n	n	n	n	n
	0,31	0,36	0,42	0,31	0,36	0,42
Nu	6,3	5,09	5,23	5,11	4,99	4,87
δNu	$\pm 0,55$	$\pm 0,65$	$\pm 0,38$			

O número de Nusselt apresentado na tabela para efeito de comparação com o dado experimental, de acordo com os estudos de Bird [4], é função apenas do índice de comportamento, e é dado por

$$Nu_{(Bird)} = \frac{8(5n+1)(3n+1)}{(31n^2+12n+1)} \quad (8-2)$$

Esta equação converge para o caso de fluido Newtoniano quando $n=1$ ($Nu=4,36$), e vai para o patamar de 8 quando $n=0$.

Outros trabalhos de investigação do Nu em tubos de seção circular, sob fluxo de calor uniforme na parede, que podem ser vistos na literatura, confirmam que, para escoamento completamente desenvolvido, o Nu assintotiza para os valores determinados pela equação 8-2 acima, como, por exemplo, o trabalho de Wichterle [38], dentre muitos outros.

Como se vê, a concordância entre os Nu 's obtidos experimentalmente neste trabalho, para fluidos viscoplásticos, e os valores que estão disponíveis na literatura (e repetidos aqui na tabela acima) é satisfatória.

8.2

Escoamento em Espaço anular

Cada tabela apresentada a seguir corresponde às medições feitas para uma dada razão de raios e concentração da solução aquosa de Carbopol 646. A viscosidade característica que consta na tabela foi determinada a partir da tensão cisalhante e taxa de cisalhamento características do escoamento, as quais foram determinadas pela correlação de Kozicki *et al*[15]:

$$\dot{\gamma}_c = \dot{\gamma}_w \quad (8-3)$$

$$\tau_c = \tau_w \quad (8-4)$$

$$\eta_c = \frac{\tau_w}{\dot{\gamma}_w} \quad (8-5)$$

e

$$\dot{\gamma}_w = \left[\frac{8\bar{v}}{D_H} \left(b + \frac{a}{n} \right) \right]^n \quad (8-6)$$

onde b, a, são constantes que dependem da razão de raios do anular.

A tabela 8.10 informa a média do número de Nusselt local obtido das seções de medições, para cada razão de raios utilizada. Os valores para Nusselt obtidos por Manglik e Fang [19] estão apresentados, conforme disponível na literatura, para os valores mais próximos das razões de raios e índice de comportamento que foram analisados no presente trabalho.

A variação das temperaturas médias de cada seção de medição, para as diferentes razões de raios, correspondentes vazões trabalhadas e fluxos de calor na parede interna estão ilustradas nesta seção e também nos gráficos do apêndice A.

Tabela 8.5: Solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,12% , com NaOH a 0,054%, pH=7

$\frac{\mathbf{R}_i}{\mathbf{R}_o} = 0,33 \quad \mathbf{n}=0,45 \quad \rho = 1000 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$									
$\dot{\mathbf{m}} \left[\frac{kg}{s} \right]$	Re	$\eta_c [Pa.s]$	Pe	Pr	$\bar{\mathbf{I}} [A]$	$\overline{ddp} [V]$	$\overline{\mathbf{q}''} \left[\frac{W}{m^2} \right]$	$\overline{\delta \mathbf{q}''} \left[\frac{W}{m^2} \right]$	$\delta \mathbf{Nu}$
0,010	0,03	2,87	585	17158	70	1,00	202,18	$\pm 1,05$	$7,2 \pm 0,93$
0,013	0,05	2,61	780	15563	70	1,00	202,18	$\pm 1,05$	$7,09 \pm 0,89$
0,013	0,05	2,61	780	15563	130	1,87	697,31	$\pm 1,97$	$7,6 \pm 0,85$
0,013	0,05	2,61	780	15563	170	2,43	1183,67	$\pm 2,59$	$7,5 \pm 0,86$
0,013	0,05	2,61	780	15563	200,5	2,87	1648,81	$\pm 3,08$	$7,6 \pm 0,87$
0,013	0,05	2,61	780	15563	230	3,31	2181,37	$\pm 3,58$	$7,7 \pm 0,88$
0,013	0,05	2,61	780	15563	271	3,94	3059,43	$\pm 4,29$	$7,9 \pm 0,91$
0,020	0,1	2,20	1200	13119	71	0,98	199,37	$\pm 1,06$	$6,0 \pm 0,68$
0,020	0,1	2,20	1200	13119	271	3,92	3043,9	$\pm 4,28$	$8,1 \pm 0,89$
0,030	0,15	1,96	1799	11697	131,4	1,84	692,77	$\pm 1,98$	$7,6 \pm 0,79$
0,030	0,15	1,96	1799	11697	171,2	2,2	1177,31	$\pm 2,61$	$7,9 \pm 0,81$
0,030	0,15	1,96	1799	11697	200,6	2,85	1938,14	$\pm 3,08$	$7,9 \pm 0,81$
0,030	0,15	1,96	1799	11697	230	3,32	2181,97	$\pm 3,58$	$8,1 \pm 0,84$
0,030	0,15	1,96	1799	11697	270	3,91	3024,93	$\pm 4,27$	$8,6 \pm 0,89$

Tabela 8.6: Solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,12% , com NaOH a 0,054%, pH=7

$\frac{\mathbf{R}_i}{\mathbf{R}_o} = 0,58 \qquad \mathbf{n}=0,45 \qquad \rho = 1000 \left[\frac{kg}{m^3}\right]$									
$\dot{\mathbf{m}} \left[\frac{kg}{s}\right]$	Re	$\eta_c [Pa.s]$	Pe	Pr	$\bar{\mathbf{I}} [A]$	$\overline{\mathbf{ddp}} [V]$	$\overline{\mathbf{q''}} \left[\frac{W}{m^2}\right]$	$\delta \overline{\mathbf{q''}} \left[\frac{W}{m^2}\right]$	$\mathbf{Nu} \qquad \delta \mathbf{Nu}$
0,015	0,19	1,13	1318	6767	170	2,43	1192,44	$\pm 2,61$	5,8 $\pm 0,82$
0,015	0,19	1,13	1318	6767	270	3,89	3007,91	$\pm 4,26$	6,4 $\pm 0,94$
0,020	0,30	1,03	1845	6094	170	2,43	1192,44	$\pm 2,60$	5,9 $\pm 0,77$
0,021	0,30	1,02	1845	6094	270	3,89	3007,91	$\pm 4,26$	6,2 $\pm 0,82$
0,045	0,82	0,81	3953	4824	171	2,37	1161,23	$\pm 2,60$	6,4 $\pm 0,70$
0,049	0,91	0,79	4278	4710	270,5	3,81	2953,02	$\pm 4,25$	6,7 $\pm 0,71$
0,080	1,73	0,68	7029	4056	170	2,37	1192,44	$\pm 2,67$	7,3 $\pm 0,78$
0,087	1,92	0,66	7603	3963	270,5	3,78	2929,77	$\pm 4,25$	7,6 $\pm 0,78$
0,111	2,67	0,61	9789	3672	270	3,89	3007,91	$\pm 4,26$	8,0 $\pm 0,82$

Tabela 8.7: Solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,12% , com NaOH a 0,054%, pH=7

$\frac{R_i}{R_o} = 0,69 \qquad n=0,40 \qquad \rho = 1000 \left[\frac{kg}{m^3}\right]$									
\dot{m} $\left[\frac{kg}{s}\right]$	Re	η_c $[Pa.s]$	Pe	Pr	\bar{I} [A]	\overline{ddp} [V]	$\overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2}\right]$	$\delta \overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2}\right]$	Nu δNu
0,060	0,6	1,65	5882	9875	170	2,43	1192,44	$\pm 2,61$	6,08 $\pm 0,73$
0,100	1,14	1,43	9804	8557	270	3,8	2939,83	$\pm 4,24$	6,5 $\pm 0,72$

Tabela 8.8: Solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,092% , com NaOH a 0,042%, pH=7

$\frac{R_i}{R_o} = 0,69$ $n=0,42$ $\rho = 1000 \left[\frac{kg}{m^3}\right]$									
\dot{m} $\left[\frac{kg}{s}\right]$	Re	η_c $[Pa.s]$	Pe	Pr	\bar{I} [A]	\overline{ddp} [V]	$\overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2}\right]$	$\delta \overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2}\right]$	Nu δNu
0,021	0,37	0,94	2059	5584	171	2,38	1166,13	$\pm 2,6$	5,9 $\pm 1,00$
0,041	0,86	0,78	4020	4682	170	2,39	1164,18	$\pm 2,59$	5,5 $\pm 0,68$
0,041	0,86	0,78	4020	4682	270	3,81	2947,56	$\pm 4,25$	5,9 $\pm 0,72$
0,081	2,03	0,66	7941	3920	270,5	3,86	2991,78	$\pm 4,26$	6,4 $\pm 0,71$
0,100	2,64	0,62	9804	3711	271	3,9	3028,37	$\pm 4,28$	6,7 $\pm 0,73$

Tabela 8.9: Solução aquosa de carbopol, concentração mássica 0,06% , com NaOH a 0,027%, pH=7

$\frac{R_i}{R_o} = 0,69$		$n=0,78$		$\rho = 1000 \pm 4 \left[\frac{kg}{m^3} \right]$						
\dot{m} $\left[\frac{kg}{s} \right]$	Re	η_c $[Pa.s]$	Pe	Pr	\bar{I} [A]	\overline{ddp} [V]	$\overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2} \right]$	$\delta \overline{q''}$ $\left[\frac{W}{m^2} \right]$	Nu	δNu
0,015	6,63	0,037	1471	222	170,7	2,44	1194,13	$\pm 2,6$	5,9	$\pm 1,00$
0,040	21,24	0,03	3922	185	171	2,42	1185,73	$\pm 2,60$	5,6	$\pm 0,72$
0,040	21,24	0,03	3922	185	271	3,85	2989,54	$\pm 4,27$	6,1	$\pm 0,71$
0,060	34,30	0,028	5882	172	170	2,34	1139,83	$\pm 2,58$	6,1	$\pm 0,73$
0,060	34,30	0,028	5882	172	271	3,83	2974,01	$\pm 4,26$	5,9	$\pm 0,73$
0,080	48,16	0,027	7843	163	170	2,35	1144,70	$\pm 2,58$	6,1	$\pm 0,73$
0,080	48,16	0,027	7843	163	270	3,83	2963,04	$\pm 4,26$	6,3	$\pm 0,73$
0,100	62,65	0,026	9804	157	170	2,36	1149,57	$\pm 2,58$	6,1	$\pm 0,73$
0,100	62,65	0,026	9804	157	270,5	3,79	2937,52	$\pm 4,25$	6,7	$\pm 0,73$

Tabela 8.10: Comparação entre o Nu obtido em investigações teóricas e a média dos Nu´s obtidos experimentalmente, para cada razão de raios estudada no presente trabalho

$\frac{R_i}{R_o}$	Nu Experimental n					Nu(<i>Manglik et al.</i>) n					Nu(<i>Soares e Mendes</i>) n ≤ 1
	0,40	0,42	0,45	0,78		0,40	0,50	0,60	0,80	1,0	
0,20						8,5551	8,5434	8,5255	8,4806	8,4373	8,2008
0,33			7,5886								6,9401
0,50						6,3760	6,3184	6,2895	6,2629	6,2175	6,3372
0,58			6,6622								6,2018
0,69	6,2850	6,0800		6,0956							6,0902
0,80						5,7824	5,6915	5,6617	5,6162	5,5832	6,0315

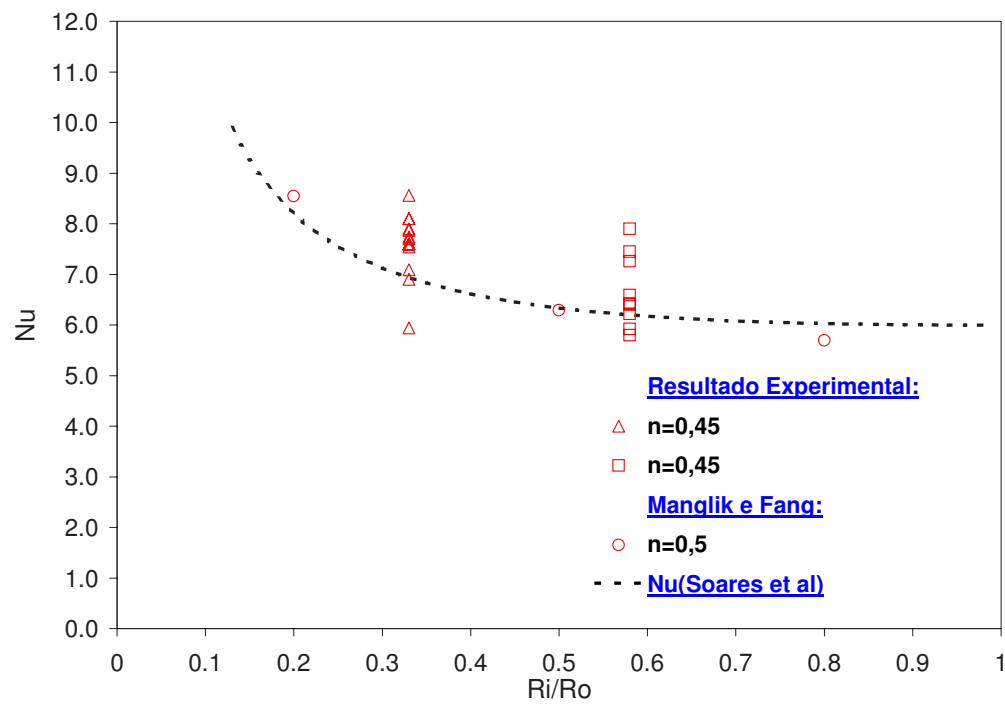
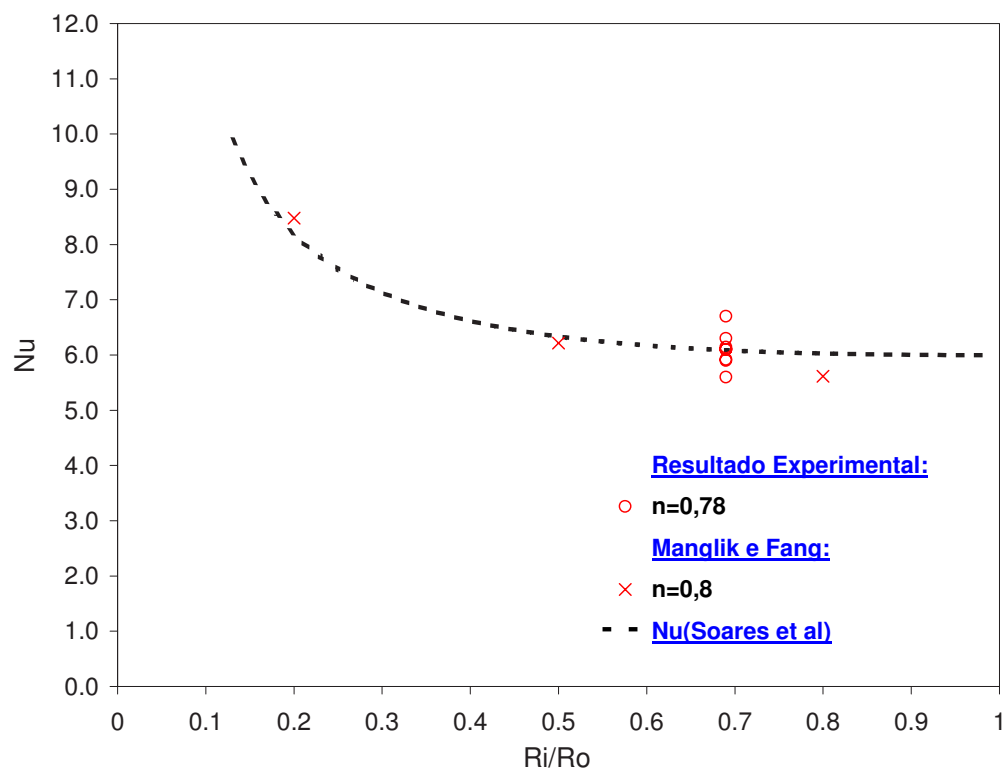
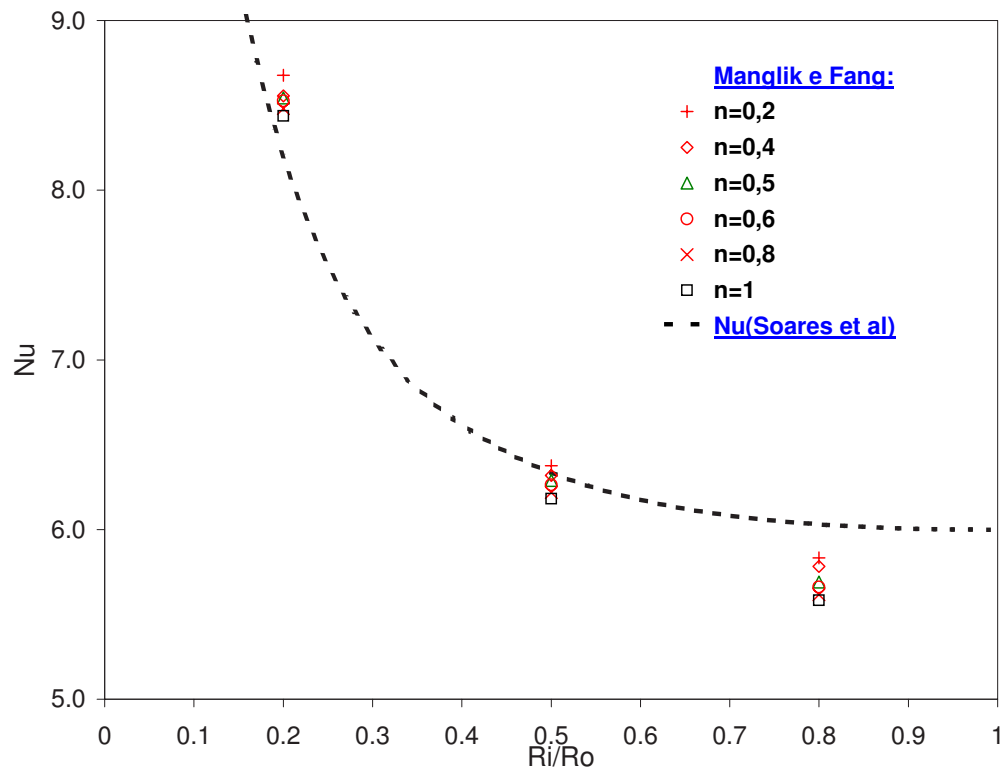
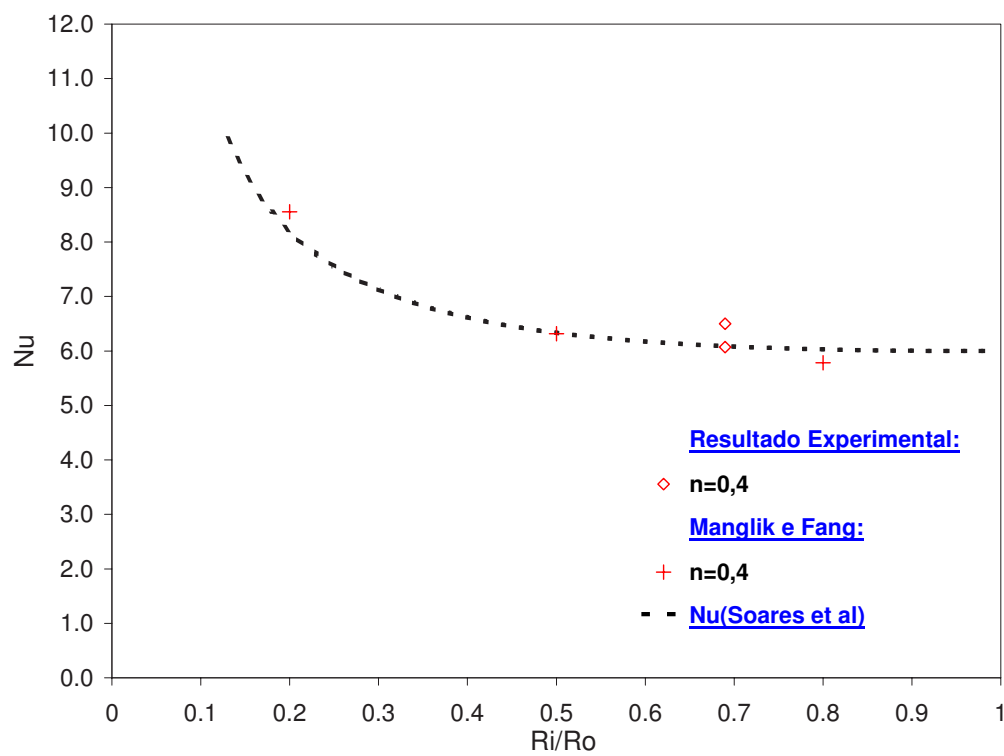


Figura 8.4: Comparação para várias medições

Figura 8.5: Comparação para $n=0,78$

Figura 8.6: Comparação para diferentes n 'sFigura 8.7: Comparação para $n=0,4$

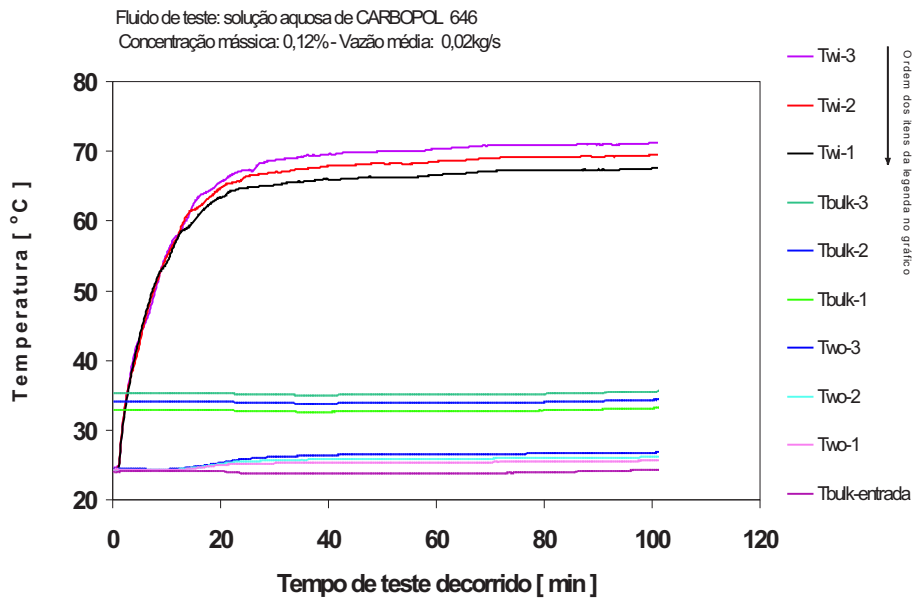
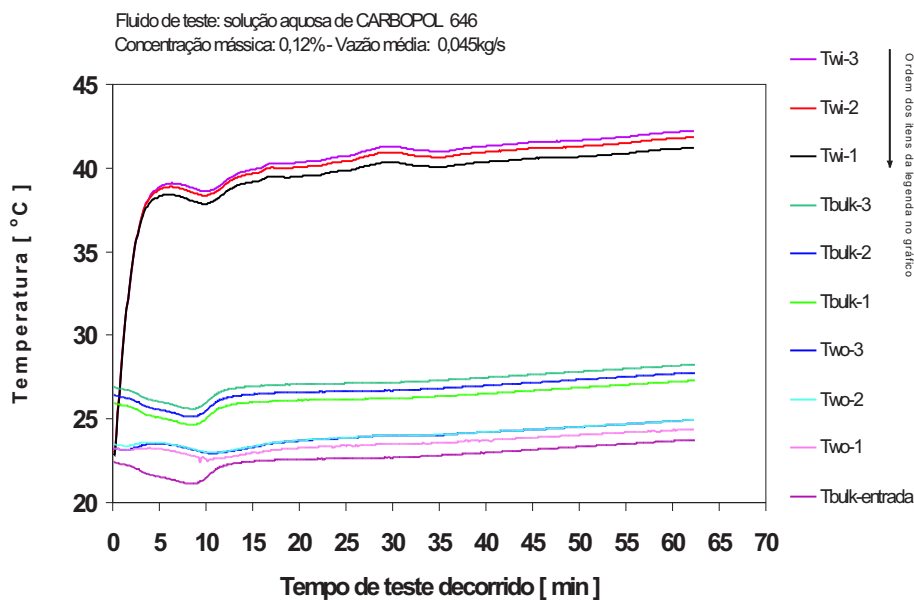
Discussão dos Resultados

Antes de se introduzir a discussão acerca dos coeficientes convectivos, não se pode deixar de destacar o comportamento das temperaturas, ao longo do tempo, que foram monitoradas, durante os testes.

A primeira consideração a fazer diz respeito à medição da temperatura de *bulk* no espaço anular. Tentou-se, assim como no caso do escoamento no interior do tubo, medir esta temperatura inserindo um termopar apoiado em suportes, os quais pensava-se serem eficientes na mistura do fluido, no interior do espaço anular. Também tentou-se inserir o termopar na câmara plena, de diferentes formas, sempre olhando para uma maneira mais profícua de se misturar o fluido da saída. Neste caso também não se obteve sucesso. Por isso, todas as curvas que serão mostradas mais adiante, que descrevem as temperaturas de *bulk* no anular, são decorrentes de avaliação teórica, segundo um balanço térmico na região de completo desenvolvimento do escoamento, em regime permanente, para fluxo de calor uniformemente distribuído na parede interna. Assim, em vários gráficos aqui apresentados, a T_{bulk} mostra-se constante no tempo, antes de todas as outras temperaturas.

Nas ilustrações que se seguem, as temperaturas T_{wi} e T_{wo} referem-se, respectivamente, às temperaturas nas paredes interna e externa do espaço anular. As indicações 1, 2 e 3, correspondem, sequencialmente, às posições axiais (adjacentes) das seções transversais de medição, no sentido do escoamento, dentro da região de escoamento desenvolvido. A redundância de informações na legenda destes gráficos tem o objetivo de possibilitar a identificação das curvas, quando se obtiver impressões nas cores preto e branco.

Exemplos da Evolução das Temperaturas Durante o Transiente Lento

Figura 8.8: fluxo de calor: 3025 W/m^2 , $R_i/R_o = 0,33$ Figura 8.9: fluxo de calor: 2953 W/m^2 , $R_i/R_o = 0,58$

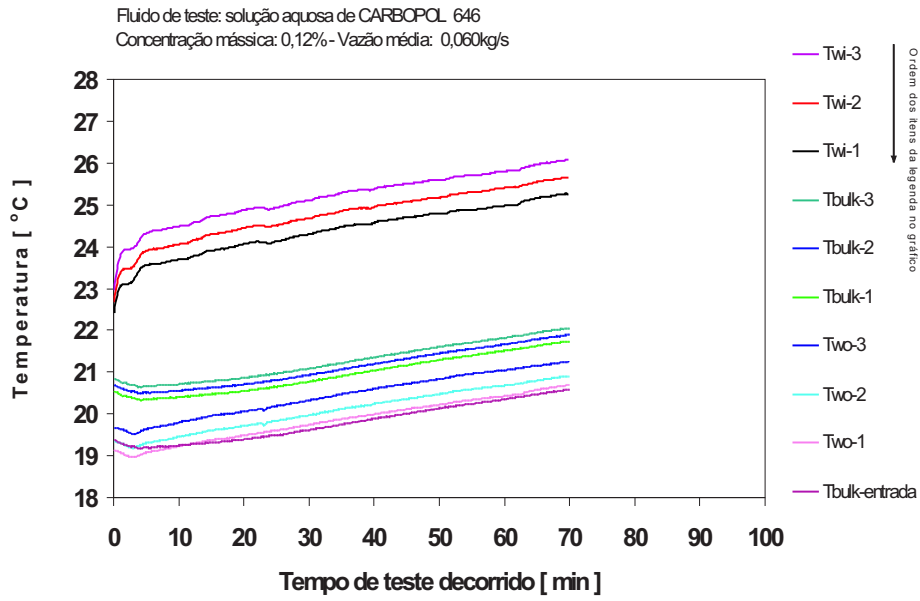


Figura 8.10: fluxo de calor: 1192 W/m^2 , $R_i/R_o = 0,69$

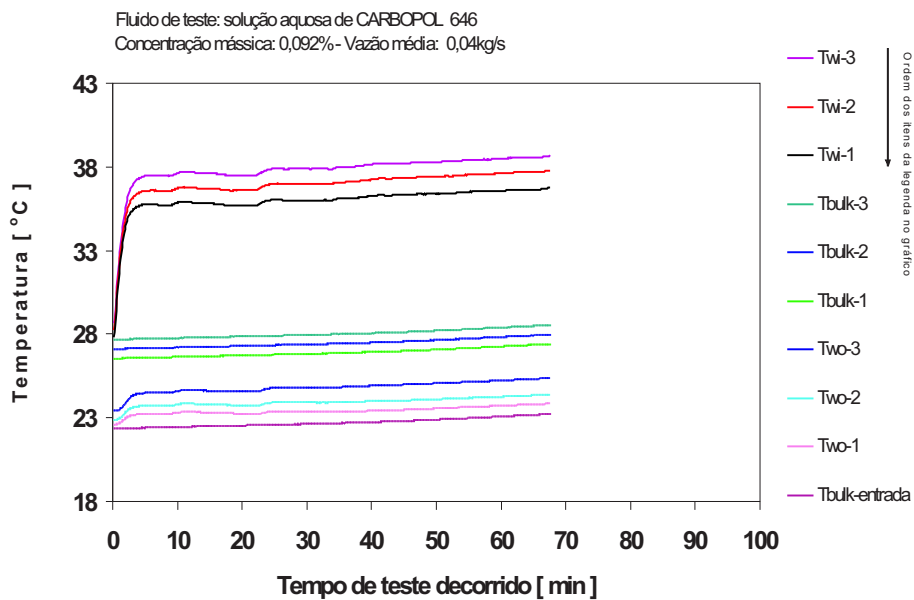


Figura 8.11: fluxo de calor: 2948 W/m^2 , $R_i/R_o = 0,69$

Exemplos da Evolução das Temperaturas Durante o Regime Permanente ou Quase Permanente

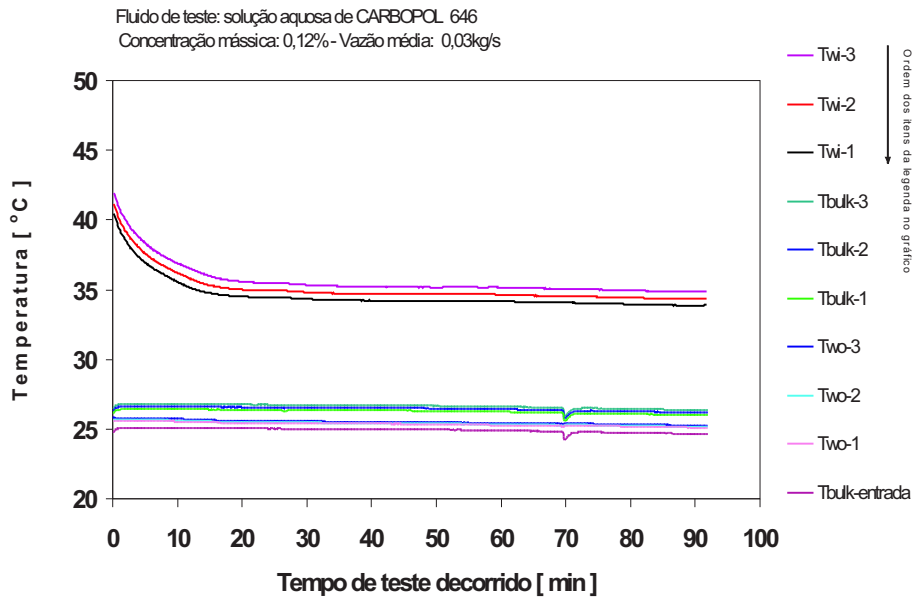


Figura 8.12: fluxo de calor: 693 W/m^2 , $R_i/R_o = 0,33$

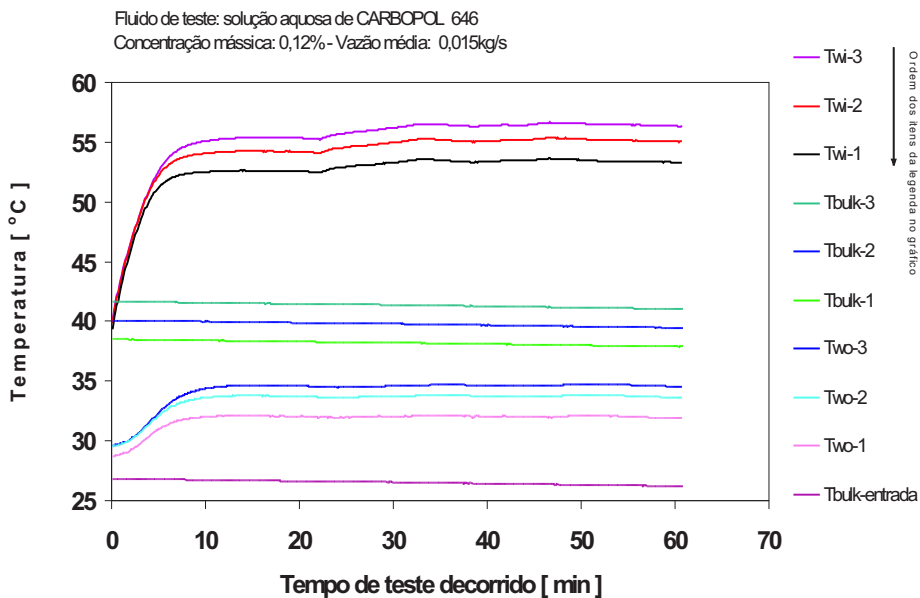


Figura 8.13: fluxo de calor: 3008 W/m^2 , $R_i/R_o = 0,58$

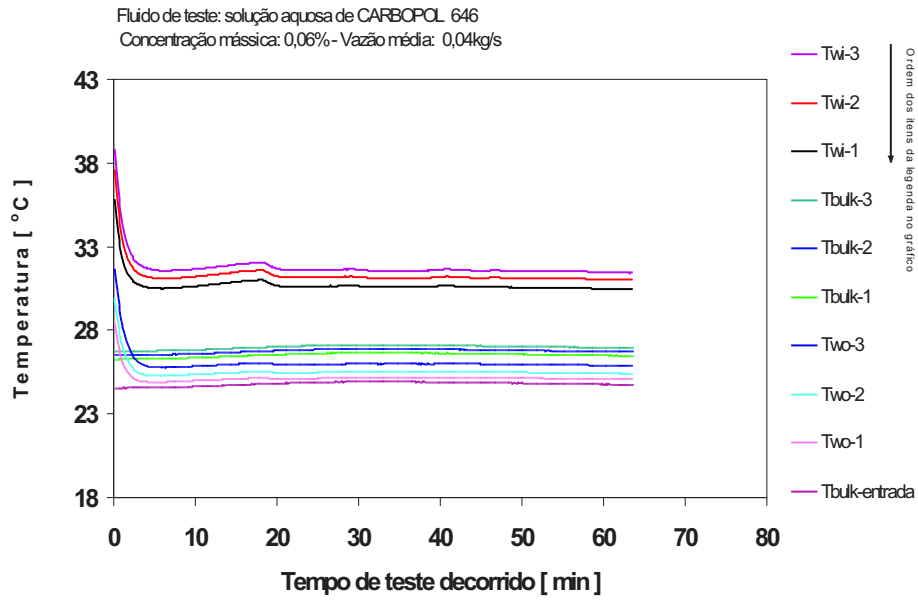


Figura 8.14: $1185 \text{ W/m}^2, R_i/R_o = 0,69$

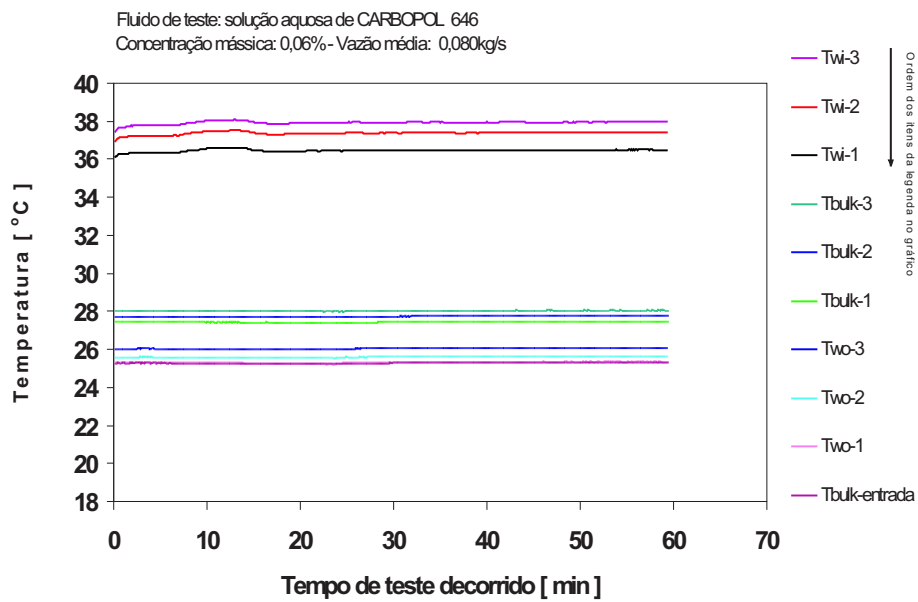


Figura 8.15: $2963 \text{ W/m}^2, R_i/R_o = 0,69$

Analisando-se as figuras 8.8 a 8.11, pode-se identificar os casos em que as temperaturas continuaram aumentando, mesmo após longo tempo de aquecimento. Foram feitos alguns testes de aproximadamente três horas de duração, como uma tentativa de se atingir o regime permanente, mas este tempo mostrou-se insuficiente para tal meta. Contudo, constatou-se que, nestes casos, embora o escoamento não tivesse atingido o regime permanente, a distribuição das temperaturas médias na direção axial, nas superfícies externa e interna do espaço anular, manteve-se linear, como visto nas figuras 8.8 a 8.11. Por esta razão e, também, devido aos valores de Nu avaliados para estes casos se aproximarem dos resultados para o caso de regime permanente (cuja evolução das temperaturas está ilustrada nas figuras 8.12 a 8.15), pôde-se afirmar que o escoamento estava completamente desenvolvido, embora estivesse passando por um transiente lento. Por isso, os testes definitivos tiveram seus tempos de duração reduzidos para aproximadamente 60 minutos, que foi suficiente para a identificação do estado completamente desenvolvido.

O apêndice A contém os demais gráficos representativos das evoluções das temperaturas com o tempo, para diferentes razões de raios e concentrações da solução aquosa de carbopol testadas.

Nos gráficos anteriores, assim como nos que estão apresentados no apêndice A, algumas das curvas das temperaturas T_{wi} 's (temperaturas médias em cada uma das três seções transversais, equidistantes, na parede interna do espaço anular) mostram decaimento acentuado no trecho inicial do teste, como é o caso da figura 8.12. Este aspecto ficou presente porque, ao iniciar o teste, o tubo interno do anular estava submetido a um fluxo de calor mais alto do que o estipulado para o referido teste. O efeito do decaimento se deu quando a corrente passante pelo tubo interno foi diminuída, até que atingisse o valor desejado. Exatamente o oposto ocorreu, para os casos em que, nos gráficos, o trecho inicial apresenta crescimento agudo da temperatura. No caso das curvas de temperaturas que se apresentam de forma semelhante às da figura 8.15, isto é, com seu valor inicial praticamente constante, possuem este aspecto porque o trecho inicial do teste (período de ajuste das potências) não foi registrado.

Outra característica, notória nestas ilustrações, é a ocorrência de pequenas flutuações nas temperaturas médias do tubo interno do espaço anular (ex. figura 8.8). Estas flutuações foram marcantes nos testes com fluido de maior concentração de carbopol, escoando em baixas vazões, sob alta potência inserida na menor razão de raios (0,33). Nos testes com água, no tubo (7.1), as flutuações foram muito mais intensas e, inclusive, foram

captadas pelo termopar que estava localizado no interior do escoamento (no eixo do tubo) o qual indicou a mesma frequência e forma das oscilações registradas pelos termopares que estavam fixados na parede do mesmo, porém, com uma sutil defasagem de tempo. No escoamento de solução aquosa de carbopol em tubo, as flutuações foram muito inferiores ao caso do escoamento com água. O sensor de temperatura localizado no interior do tubo, em escoamento com solução de carbopol, não captou as flutuações das temperaturas da parede. Não se tem, até o presente momento, conclusão definitiva a respeito deste efeito, mas sabe-se que a viscosidade é fator de influência nos níveis das flutuações. Maiores investigações deverão ser realizadas, posteriormente, com o objetivo de se entender melhor o referido efeito.

Os Números de Nusselt para espaço anular

De uma forma geral, ao se observar as tabelas 8.5 a 8.7, verifica-se um leve aumento do número de Nusselt à medida que a potência inserida através da parede interna do espaço anular, na região de testes, aumenta. Isso se deve ao fato da diferença entre as temperaturas de *bulk* e as temperaturas da parede interna do espaço anular tornar-se menor quando a potência inserida através da parede aumenta, comparando-se para uma dada razão de raios e uma vazão fixa. Por outro lado, uma baixa potência inserida na seção pode não possibilitar a identificação das diferenças e distribuições de temperaturas com clareza (como na figura A.1, do apêndice A) e isto pode resultar numa inadequada avaliação de Nu .

Também ocorre que, quando a vazão aumenta, para uma razão de raios fixa, o número de Peclet também cresce, indicando que o comprimento necessário para o completo desenvolvimento do escoamento fica maior. A tabela 8.5 mostra que há um leve aumento do número de Nusselt a medida que a potência inserida aumenta, para uma dada vazão e, este efeito torna-se mais acentuado para as vazões maiores (0,030kg/s). Nestes casos, o número de Peclet é alto, estimando que há uma tendência do escoamento estar se afastando da condição de completo desenvolvimento. Como na região onde não há completo desenvolvimento os Nu 's são mais elevados, além de não serem constantes na direção do escoamento, este foi um critério importante para auxiliar na escolha dos testes a serem descartados, por ocorrerem em região fora do completo desenvolvimento. Monitorando-se os testes desta forma, foi constatada uma limitação quanto à faixa de vazões a serem trabalhadas nas razões de raios menores.

A obtenção do escoamento completamente desenvolvido, em vazões não muito baixas, foi possível somente para a razão de raios 0,69. A escolha desta razão de raios para a realização da maioria dos testes, foi devida à possibilidade de se obter resultados aceitáveis para uma mais ampla faixa de diferentes vazões, em escoamento completamente desenvolvido. Diante disso, somente os testes realizados com a razão de raios 0,69 puderam ser comparados para diferentes índices de comportamento do fluido. Porém, para o fluido de concentração 0,12%, na razão de raios mais alta, somente foi possível se obter resultados válidos para duas vazões (conforme mostra a tabela 8.7), pois a alta viscosidade do fluido demandou pressão mais elevada no escoamento, dificultando, por isso, a estabilização da vazão. Entretanto, os resultados para Nu obtidos na citada razão de raios e concentração da solução, demonstraram a mesma tendência que foi constatada nos demais testes para esta razão de raios, isto é, ao se variar a vazão e potência inserida, os números de Nusselt não ficaram muito distantes entre si.

Dentre os vários trabalhos pesquisados na literatura sobre convecção forçada em escoamentos laminares no interior de espaços anulares, o de Manglik et Fang [19] e o de Soares et al. [36] foram escolhidos para se fazer a comparação com os resultados experimentais deste estudo.

A correlação sugerida por Soares et al. [36], e apresentada abaixo, foi obtida através da integração da equação de conservação de energia, com a hipótese de que o fluido possui comportamento segundo o modelo de Herschel-Bulkley, e escoar na região completamente desenvolvida do escoamento no interior do anular. A condição de contorno é de fluxo de calor uniforme na parede interna e parede externa adiabática. A análise foi feita para a região de *plug-flow*, a qual possui perfil de velocidade uniforme. Considerando a condutividade térmica, densidade e calor específico constantes, após determinar o campo de temperaturas, os autores obtiveram a relação para Nusselt, a qual depende somente da razão de raios, tendo a forma

$$Nu = \frac{8 \left(\frac{r_i}{r_o} - 1 \right) \left(1 - \left(\frac{r_i}{r_o} \right)^2 \right)^2}{\frac{r_i}{r_o} \left(\left(\frac{r_i}{r_o} \right)^4 - 4 \left(\frac{r_i}{r_o} \right)^2 + 4 \ln \left(\frac{r_i}{r_o} \right) + 3 \right)} \quad (8-7)$$

Soares et al. [36] constataram boa concordância entre os seus resultados para Nu , na parede interna do anular, e o Nu correspondente, encontrado na literatura, para o caso de escoamento de fluidos newtonianos. Concluíram também que os resultados para estes dois tipos de fluidos, embora não tenham ficado muito distantes, ficam muito mais próximos quando

a razão de raios é menor do que 0,5.

A tabela 8.10 contém o resumo dos resultados de Nu obtidos experimentalmente e os valores da literatura, dando uma visão global das conclusões para o espaço anular. Nesta tabela, foram citados os valores de Nusselt da literatura mais próximos das razões de raios trabalhadas na presente pesquisa. O mesmo procedimento foi usado no caso dos índices de comportamento, para cada razão de raios. Isto foi feito para poder se obter uma estimativa do comportamento dos valores de Nu encontrados neste trabalho com relação aos da literatura aqui apresentados.

Os resultados (valores médios dos Nu 's) encontrados na pesquisa aqui apresentada, indicaram tendência 'a maior aproximação aos resultados de Soares et al. [36] nas razões de raios maiores, como mostrado na tabela 8.10, nos diferentes índices de comportamento dos fluidos utilizados nos testes.

Os resultados para Nusselt que foram apresentados por Manglik e Fang [19], foram determinados a partir de uma análise numérica, para fluido de comportamento *power-law*, em escoamentos de fluidos com diferentes índices de comportamento e diferentes razões de raios do espaço anular. No citado trabalho, os autores mostram que, numa razão de raios constante, o Nu diminui à medida que o índice de comportamento do fluido aumenta e, o adimensional Nu também decresce, para um mesmo n , quando a razão de raios aumenta.

No presente trabalho, as razões de raios utilizadas experimentalmente não são exatamente as que foram declaradas no artigo de Manglik e Fang [19], mas, pelo fato da citada publicação oferecer dados para um ampla faixa de índices de comportamento do fluido, esta referência foi escolhida para comparacção .

Do ponto de vista qualitativo, o trabalho de Manglik e Fang [19] , assim como o de Soares et al. [36], ao demonstrarem a tendência de haver diminuição do Nu enquanto a razão de raios aumenta, ficam confirmados pelos reultados do trabalho experimental aqui apresentado. Porém, quanto à variação de Nusselt, para fluidos de diferentes n 's e numa mesma razão de raios, o trabalho de Soares et al. [36] apresenta resultados mais próximos aos valores médios de Nu determinados experimentalmente na presente pesquisa (vide tabela 8.10) sendo que, nos dados para a razão de raios 0,69, os valores encontrados da média ficaram muito próximos. Vale salientar que as incertezas das medições do Nu ficaram, em sua maioria, na faixa entre 10 e 15%, logo, não se pode afirmar que os resultados de Manglik e Fang estejam incompatíveis com os dados experimentais.

As investigações de Manglik e Fang [19] e Soares et al. [36], contêm, em

seus textos originais, comparações com outros trabalhos da literatura, sendo, por isso, considerados bem representativos das discussões que atualmente vêm sendo apresentadas acerca do aquecimento de fluidos não newtonianos em espaços anulares, na região de completo desenvolvimento.

Os gráficos nas figuras 8.4 a 8.7 possibilitam ver a distribuição e comparação dos valores de Nusselt aqui determinados e os da literatura. Estes mostram que, à medida que a razão de raios diminui, maior é a dispersão dos valores de Nusselt experimentais, e isto provavelmente se deve ao fato de o escoamento ir se distanciando do estado desenvolvido. Pela figura 8.4 observa-se que, para a razão de raios mais alta, onde foram feitas medições com diferentes fluidos, os valores médios de Nusselt tendem a se aproximar entre si, e concordando com o comportamento apresentado por Soares et al.

Como pôde ser visto, apesar de não ser elevado o distanciamento dos valores determinados experimentalmente, para os valores equivalentes do trabalho de Manglik e Fang [19], a correlação de Soares et al. [36] se ajustou bem aos resultados experimentais do presente trabalho, quando se olha par aos valores médios de Nu obtidos. Embora tenha-se deparado com impedimentos operacionais para a realização de diferentes testes, nas razões de raios 0,33 e 0,58, o presente trabalho é muito relevante para ilustrar que se pode desprezar a variação do índice de comportamento do fluido na análise de aquecimento de fluidos em escoamentos dentro de regiões anulares, nas condições de contorno aqui estudadas.