

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

# **TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS**

DIANA ISABEL GOMES RIBEIRO

Mestrado em Engenharia Química  
Ramo Optimização Energética na Indústria Química  
Novembro 2009

Instituto Superior de Engenharia do Porto  
Rua Dr. António Bernardino de Almeida, 4200-072 Porto,  
Portugal  
Departamento de Engenharia Química

Tese de Mestrado

**Transferência de Calor em Fluidos Não-Newtonianos**

Orientador: Professor Américo de Sá Pereira

Diana Isabel Gomes Ribeiro

## **Agradecimentos**

Tenho a agradecer ao Professor Américo Sá Pereira pela paciência, pelo empenho e pela ajuda dada.

À professora Teresa Sena Esteves.

À professora Albina Ribeiro.

Ao ISEP por todos os conhecimentos que adquiri.

Ao meu irmão, por ser meu irmão.

À minha mãe, muito OBRIGADO, por tudo, até mesmo pelos puxões de orelha para terminar a tese.

Obrigado.

## Resumo

Foi realizado um estudo sobre o efeito do tipo de fluidos na transferência de calor. Pretende-se determinar a influência da concentração da solução de Goma de Xantano, do número de Reynolds, do número de Weissenberg, da temperatura e do tempo de escoamento no coeficiente de transferência de calor,  $j_H$ .

O estudo da transferência de calor foi feito num permutador de tubos duplos concêntricos. Já o estudo da reologia foi realizado num reómetro.

Na caracterização reológica das soluções de XG, a viscosidade aumenta com a concentração das soluções, diminui para taxas de deformação crescentes e com o aumento da temperatura para ambas as soluções. Os dados mostram um aumento da intensidade da pseudoplasticidade com a concentração do polímero, sendo os valores representados pelo modelo de Sisco.

A degradação da solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C, com o escoamento, é muito acelerada. Os resultados dos ensaios apresentam uma diminuição da viscosidade de 9,4% a 22,9%, para tempos de escoamento de 12 a 47 horas, respectivamente.

Num escoamento turbulento em conduta de secção circular constante os resultados mostram uma redução de arrasto total de 18 para 33%.

Para a solução de 0,10 % de XG, verifica-se um aumento do calor transferido de 115% e de 130%, quando a temperatura aumenta de 25 °C para 36 °C, respectivamente. A água apresenta valores de calor transferido superiores, cerca de 170%, aos da solução de 0,1 %XG.

O factor de correlação empírico de Colbourn ( $j_H$ ), utilizado neste trabalho apresenta valores de acordo com a relação de Cho and Hartnett (1985):  $j_H < \frac{f}{2}$ .

Quando o caudal do fluido quente aumenta verifica-se uma diminuição do factor  $j_H$ .

Em relação ao tempo de escoamento verifica-se uma diminuição de cerca de 70% do coeficiente de transferência de calor ao fim de 47 horas.

Finalmente verificamos uma diminuição do factor de transferência de calor com o aumento da temperatura do fluido quente, para ambas as concentrações de goma de xantano. Para as soluções de 0,10 e 0,20% de XG essa diminuição variou entre 38 e 15% e entre 34 e 3%, respectivamente.

Palavras-chave: Reologia, Transferência de calor, Não-Newtoniano, Degradação, Escoamento, Coeficiente, Envelhecimento.

## Abstract

A study on the effect of the type of fluids in heat transfer was carried through. It is intended to determine the influence of the concentration of the solution of Gum of Xantano, of the Reynolds number, the number of Weissenberg, the temperature and the time of draining in the coefficient of transference of heat,  $j_H$ .

The study of the heat transfer was made in an concentric double pipe heat exchanger. The study of the rheology was carried through in a rheometer.

In the reologic characterization of the XG solutions, viscosity increases with the concentration of the solutions, diminishes for increasing taxes of deformation and with the increase of the temperature for both the solutions. The data show an increase of the intensity of the pseudoplasticity with the concentration of polymer, being the values represented for the model of Sisco.

The degradation of the solution of 0,20% of xantano gum at 25 °C, with the draining, is very speed up. The results of the assays present a reduction of the 9,4% viscosity 22.9%, for times of draining of 12 the 47 hours, respectively.

In a turbulent draining behaviour with a constant circular section, the results show a reduction of total drag of 18 for 33%.

For the solution of 0,10% of XG, an increase of the transferred heat of 115% is verified and of 130%, when the temperature increases of 25°C for 36 °C, respectively. The water presents values of transferred heat superior, about 170%, to the ones of the solution of 0,1% XG.

The empirical factor of correlation of Colbourn ( $j_H$ ), used in this work presents values in accordance with the relation of Cho and Hartnett (1985):  $j_H < \frac{f}{2}$ .

When the flow of the hot fluid increases it verifies a reduction of the factor  $j_H$ .

In relation to the draining time, a reduction of about 70% of the coefficient of t heat transfer at the end of 47 hours is verified.

Finally we verify a reduction of the factor of heat transfer with the increase of the temperature of the hot fluid, for both the concentrations of xantano gum. For the solutions of 0,10 and 0,20% of XG this reduction varied between 38 and 15% and 34 and 3%, respectively.

Key-words: Rheology, Heat transfer, Non-Newtonian, Degradation, Draining, Coefficient, Aging.

# Índice

Página de título.....	i
Agradecimentos.....	ii
Resumo.....	iii
Abstract.....	iv
Índice.....	v
Índice de figuras.....	vii
Índice de tabelas.....	viii
Nomenclatura.....	ix
Cap.1 – Introdução.....	13
1.1. Introdução.....	15
1.2. Objectivos.....	16
1.3. Revisão bibliográfica.....	17
1.4. Conclusões.....	20
Cap.2 – Metodologia experimental.....	21
2.1. Introdução.....	23
2.2. Reologia dos fluidos.....	23
2.2.1. Viscosidade de corte (viscométrica).....	23
2.3. Instalação de transferência de calor.....	25
2.3.1. Descrição geral da instalação.....	25
2.4. Medição da variação de pressão.....	27
2.5. Medição da temperatura.....	28
2.6. Análise de incertezas.....	29
2.6.1. Considerações gerais.....	29
2.6.2. Medição da viscosidade.....	34
2.6.3. Medição da variação de pressão.....	36
2.6.4. Medição da temperatura.....	38
2.6.5. Medição do caudal.....	39
2.7. Conclusões.....	39
Cap.3 – Caracterização e selecção dos fluidos.....	41
3.1. Introdução.....	43
3.2. Características da Goma de Xantano.....	43
3.2.1. Preparação das soluções de goma de xantano.....	44
3.3. Reologia dos fluidos.....	45
3.3.1. Viscosidade de corte.....	45

3.4. Conclusões	49
Cap.4 – Características integrais do escoamento.....	50
4.1. Introdução	52
4.2. Considerações gerais	52
4.3. Características principais do escoamento	53
4.4. Conclusões	56
Cap.5 – Transferência de calor.....	57
5.1. Introdução	58
5.2. Considerações gerais	58
5.3. Resultados experimentais	63
5.4. Aumento do calor transferido com o tempo de escoamento	67
5.5. Conclusões	69
Cap.6 – Conclusões.....	71
6.1. Introdução	73
6.2. Conclusões	73
6.3. Sugestões para trabalhos futuros	76
Referências	77
Anexos.....	84
Anexo A – Características integrais do escoamento	84
Anexo B – Resultados experimentais	86
Anexo C – Reologia	97
Anexo D – Exemplo de cálculo	102
D.1. Características integrais do escoamento	103
D.2. Transferência de calor	104

## Índice de figuras

<b>Figura 2.1</b> – Fotografia do reómetro com o sistema de medida de duplos cilindros concêntricos.....	24
<b>Figura 2.2</b> – Tipos de geometria possíveis para o reómetro.....	24
<b>Figura 2.3</b> – Representação esquemática da instalação experimental.....	26
<b>Figura 2.4</b> – Instalação experimental. ....	27
<b>Figura 2.3</b> – Esquema do calibrador dos transdutores de pressão. ....	28
<b>Figura 2.4</b> – Fotografia do instrumento de medição de temperatura com dois canais e respectiva sonda. ....	29
<b>Figura 3.1</b> - Viscosidade viscométrica das soluções de XG: $\blacklozenge$ , $\square$ 0,10% e $\blacktriangle$ , $\circ$ 0,20%, a 25°C e 36°C, respectivamente. Linhas a cheio representam ajustamento pelo modelo de Sisco.....	46
<b>Figura 3.2</b> - Aumento da viscosidade provocado pelo movimento secundário celular para a solução de 0,10% XG a $\blacklozenge$ 25°C e $\square$ 36°C, para altas taxas de deformação, designada instabilidade de Taylor. ....	48
<b>Figura 3.3</b> - Variação da viscosidade viscométrica da solução de 0,20% XG a 25 °C com o tempo de escoamento: $\blacksquare$ 0 horas, $\blacklozenge$ 12 horas, $\blacktriangle$ 24 horas, $\times$ 36 horas e $\square$ 47 horas de escoamento. ....	49
<b>Figura 4.1</b> - Factor de fricção de Darcy em função do número de Reynolds calculado com a viscosidade na parede para as soluções de XG: $\diamond$ 0,10%(25°C); $\blacktriangle$ 0,20%(25°C), $\circ$ 0,20%(36°C) e $\blacksquare$ Água a 25°C. ....	55
<b>Figura 5.1</b> - Factor de correlação empírico de Colbourn em função do número de Reynolds calculado com a viscosidade na parede para as soluções de XG: $\square$ 0,10% (25°C); $\blacksquare$ 0,10% (36°C); $\triangle$ 0,20%(25°C), $\blacklozenge$ 0,20%(25°C e 47h); $\blacktriangle$ 0,20%(40°C); $\times$ Água ( 25°C) e $\text{—}$ $J_H$ mínimo.	66
<b>Figura 5.2</b> - Aumento da quantidade de calor com o tempo de escoamento a 25 °C em função do número de Reynolds calculado com a viscosidade na parede para a solução de 0,20% XG: $\square$ 0 horas; $\blacksquare$ 12 horas; $\triangle$ 24 horas, $\blacktriangle$ 36 horas e $\circ$ 47 horas.....	68

## Índice de tabelas

<b>Tabela 3.1</b> - Parâmetros do modelo de Sisco para as soluções de goma de xantano.....	47
<b>Tabela 5.1</b> - Valores das temperaturas média do escoamento do fluido quente, da parede interior e exterior do tubo, do calor transferido e do número de Reynolds dos fluidos quente e frio. ....	63
<b>Tabela 5.2</b> - Valores das temperaturas média do escoamento do fluido quente, da parede interior e exterior do tubo, do calor transferido e do número de Reynolds, para a água.....	64
<b>Tabela A.1</b> - Características integrais do escoamento da água a 25°C.....	85
<b>Tabela A.2</b> - Características integrais do escoamento das soluções de XG.....	85
<b>Tabela B1</b> – Registo dos valores de temperatura lidos durante o ensaio para os diferentes caudais, a uma temperatura de trabalho de 25°C, para a concentração de 0,2%XG.....	87
<b>Tabela B2</b> – Registo dos valores de temperatura lidos durante o ensaio para os diferentes caudais, a uma temperatura de trabalho de 40°C, para a concentração de 0,2%XG.....	88
<b>Tabela B3</b> – Registo dos valores de temperatura lidos durante o ensaio para os diferentes caudais e para as duas temperaturas, para a concentração de 0,1%XG.....	89
<b>Tabela B4</b> – Registo dos valores de caudais, velocidade, viscosidade e número de Reynolds nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 25°C.....	90
<b>Tabela B5</b> – Registo dos valores de caudais, velocidade, viscosidade e número de Reynolds nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 40°C.....	91
<b>Tabela B6</b> – Registo dos valores de caudais, velocidade, viscosidade e número de Reynolds nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,1%XG, às duas temperaturas de trabalho.....	92
<b>Tabela B7</b> – Registo dos valores de condutividade, capacidade calorífica, número de Prandtl, diferenças de temperatura, calor e coeficiente global de transferência de calor, nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 25°C.....	93
<b>Tabela B8</b> – Registo dos valores de condutividade, capacidade calorífica, número de Prandtl, diferenças de temperatura, calor e coeficiente global de transferência de calor, nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 40°C.....	94
<b>Tabela B9</b> – Registo dos valores de condutividade, capacidade calorífica, número de Prandtl, diferenças de temperatura, calor e coeficiente global de transferência de calor, nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,1%XG, às duas temperaturas de trabalho.....	95
<b>Tabela B.10</b> - Coeficientes de transferência de calor da água a 25°C.	95
<b>Tabela B.11</b> - Coeficientes de transferência de calor das soluções de XG.	96
<b>Tabela C1</b> – Registo dos valores de viscosidade obtidos para a solução de 0,1%XG e 0,2%XG a 25°C.....	98
<b>Tabela C2</b> – Registo dos valores de viscosidade obtidos para a solução de 0,1%XG e 0,2%XG a 40°C.....	99
<b>Tabela C3</b> – Valores de viscosidade obtidos para a solução de Goma de Xantano.....	100
<b>Tabela C4</b> – Registo das viscosidades obtidas para o ensaio do estudo do envelhecimento...	101

## NOMENCLATURA

$A$	Área exterior do tubo interior: $m^2$
$C_p$	Capacidade calorífica: $J/g.^{\circ}C$
$d$	Diâmetro da conduta interna do permutador: $m$
$Dr$	Redução de arrasto calculado pelas equações (4.1)
$f$	Factor de fricção de Darcy calculado pela equação (4.3)
$h$	Coefficiente de convecção forçada: $W/m^2.^{\circ}C$
$Hz$	Frequência: $s^{-1}$
$I_r$	Incerteza total do resultado
$j_H$	Factor de transferência de calor de Colbourn
$k$	Condutibilidade térmica: $W/m.^{\circ}C$
$l$	Distância entre as duas tomadas de pressão: $m$
LT	Termopares da instalação
$\dot{m}$	Caudal mássico: $kg/s$
$n$	Expoente da lei de Potência do modelo reológico de Sisco
$N$	Número de valores
Nu	Número de Nusselt: $h.L/k$
P	Medidor da queda de pressão da instalação: $Pa$
PC	Painel de controlo da instalação
$P_J$	Somatório de todos os erros elementares de precisão de uma variável
$P_r$	Limite do erro de precisão
Pr	Número de Prandtl: $C_p/\mu$
$P_{x_j}$	Índice de precisão da amostra
$\dot{Q}$	Potência calorífica: $W$

$Q$	Caudal volumétrico: $m^3/s$
$Q_m$	Potência calorífica média: W
$r$	Resultado experimental
$r_i$	Raio exterior do cilindro interior do reómetro: m
$r_o$	Raio interior do cilindro exterior do reómetro: m
$R$	Rotâmetro da instalação
$Re_w$	Número de Reynolds baseado na viscosidade aparente na parede = $\rho \cdot U_1 \cdot d / \mu_{ap}$
$S_J$	Somatório de todos os erros elementares sistemáticos de uma variável
$S_r$	Limite do erro sistemático
$t$	Coeficiente estatístico de distribuição
$t_{wi}$	Temperatura da parede interior: °C
$t_x$	Erro total
$T$	Temperatura: °C
$Ta$	Número de Taylor calculado pela equação (3.2)
$u, \bar{U}, U_1$	Velocidade média axial do escoamento numa conduta: m/s
$U$	Coeficiente global de transferência de calor: $W/m^2$
$x_w$	Espessura da parede interior do tubo concêntrico: m
$X_i$	Variável de um resultado
$\bar{X}_i$	Média de uma variável
$Y$	Variável independente

## SÍMBOLOS GREGOS

$\delta r$	Variação de um resultado
$\delta_{ik}$	Delta de Kronecker
$\delta X_i$	Variação das variáveis

$\frac{\partial r}{\partial x}$	Coeficiente de sensibilidade absoluta
$\Delta p$	Varição de pressão: Pa
$\Delta T$	Varição de temperatura: °C
$\Delta T_{lm}$	Temperatura logarítmica
$\varepsilon$	$r_i/r_o$
$\phi_x$	Erro sistemático
$\dot{\gamma}$	Taxa de deformação: s <sup>-1</sup>
$\dot{\gamma}_{ap}$	Taxa de deformação aparente na parede $U_1/d$ : s <sup>-1</sup>
$\eta$	Viscosidade viscométrica: Pa.s
$\eta_{\infty}$	Viscosidade viscométrica a elevadas taxas de deformação: Pa.s
$\eta_{ref}$	Viscosidade viscométrica de referência do modelo reológico de Sisco: Pa.s
$\lambda_S$	Constante de tempo que define o valor da taxa de deformação para a viscosidade de referência do modelo reológico de Sisco: s
$\mu$	Valor médio da população
$\mu_{ap}$	Viscosidade viscométrica aparente na parede = $K\gamma_{ap}^{n-1}$ : Pa.s
$\theta_i$	Coeficiente de sensibilidade absoluta
$\rho$	Massa específica de um fluido: kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{ik}, \rho_{ki}$	Coeficiente de correlação do erro sistemático
$\sigma_p$	Desvio padrão da população
$\sigma_{A(xi)}$	Índice de precisão da amostra
$\sigma_{A(\overline{X_j})}$	Índice de precisão da média da amostra
$\sigma_{p(\overline{X_j})}$	Média do desvio padrão da população
$\nu$	Viscosidade cinemática: m <sup>2</sup> /s
$\omega$	Velocidade de rotação: s <sup>-1</sup>

## **SUBSCRITOS**

<i>i</i>	Interior
<i>c</i>	Refere-se a um valor característico
<i>e</i>	Entrada
<i>f</i>	Frio
<i>N</i>	Fluido Newtoniano
<i>q</i>	Quente
<i>s</i>	Saída
1	Numeração dos equipamentos
2	Numeração dos equipamentos
3	Numeração dos equipamentos
4	Numeração dos equipamentos

# CAPÍTULO 1 : INTRODUÇÃO



## 1.1- CONSIDERAÇÕES GERAIS

O conhecimento das relações de natureza hidrodinâmica e térmica é cada vez mais importante no projecto de sistemas e racionalização das necessidades energéticas, a par da minimização do impacto ambiental dos processos industriais, são preocupações cada vez mais actuais consubstanciadas com o aumento do custo do petróleo, cuja solução passa por um melhor conhecimento das relações entre os vários parâmetros quantificadores dos fenómenos físicos envolvidos. Os fluidos não-Newtonianos têm utilização muito específica nas indústrias de processamento de tintas, petróleo e gás natural, alimentar, pasta de papel, plásticos, tratamento de efluentes urbanos e industriais entre outras, sendo aí relevantes em situações tão diferentes como perfuração de poços, transporte de petróleo em oleodutos, permutadores de calor, reactores químicos sem e com agitação mecânica ou processos de extrusão (entre outros). Em qualquer dos processos é importante o conhecimento detalhado da dinâmica dos fluidos, das características dos sistemas impulsadores, das relações entre as características do escoamento e dos fluidos e da transferência de calor, por forma a minimizar custos de capital e a operar com um máximo de eficiência. Nos processos industriais os escoamentos são frequentemente em regime turbulento e os fluidos sintéticos, apresentando características não-Newtonianas, sendo portanto importante o estudo de escoamentos desses fluidos em regime turbulento.

Um dos escoamentos fundamentais da Mecânica de Fluidos e simultaneamente de grande utilização prática é o escoamento em condutas. Embora tenham já sido vários os trabalhos de investigação neste domínio com fluidos não-Newtonianos, o conhecimento do seu comportamento em escoamentos em regime turbulento é ainda incompleto, exceptuando-se o caso de soluções muito diluídas de polímeros que têm recebido a atenção de muitos investigadores, entre os quais se destacam Virk et al (1967, 1970) Lumley (1977), Reischman e Tiederman (1975) Hartnett (1992), Pereira e Pinho (1994), Escudier et al (1995) e Pereira (2000). Estes trabalhos têm incidido no comportamento hidrodinâmico de fluidos viscoelásticos suficientemente diluídos para possuírem uma viscosidade constante e onde ocorre uma redução das perdas de carga e dos coeficientes de transferência de calor.

As reduções dos coeficientes de fricção e transferência de calor estão intimamente relacionadas, como resultado da adição de polímeros de elevado peso molecular ao solvente Cho e Hartnett (1985), e parecem depender da elasticidade dos

fluidos, embora não haja uma teoria totalmente aceitável para explicar o fenómeno, Tabor *et al* (1992).

As elevadas viscosidades de alguns fluidos não-Newtonianos impõem limitações à transferência de calor em permutadores, que pode ser aumentada por recurso a condutas de secção arbitrária, Lawal e Mujumdar (1984), ou através da promoção de turbulência mediante a colocação de perturbações no escoamento, Holman (1981). Por outro lado, alguns fluidos não-Newtonianos, e em especial as soluções pouco concentradas de um qualquer aditivo, apresentam uma baixa viscosidade e o regime turbulento ocorre sem grande dificuldade. Neste caso, e na presença de elasticidade, observa-se a redução simultânea dos coeficientes de transferência de calor e de fricção, Gupta *et al* (1967), Matthys (1991) e Shenoy (1987). Trata-se de uma situação que pode apresentar vantagens consoante as circunstâncias e objectivos, e por isso é clara a necessidade de as estudar detalhadamente. Por exemplo, num sistema de aquecimento/arrefecimento distribuído é importante minimizar as perdas de carga e de energia nas condutas de transporte, mas possuir elevados coeficientes de transferência de calor nos locais onde é feito o aquecimento/arrefecimento. Certos tipos de fluidos não-Newtonianos estão particularmente vocacionados para estes efeitos.

A complexidade e a tridimensionalidade dos escoamentos em permutadores de calor e noutros processos industriais, e a grande variedade de fluidos não-Newtonianos e possíveis configurações geométricas, torna a sua investigação dispendiosa e pouco eficiente. Por outro lado, o desenvolvimento de meios de cálculo cada vez mais avançados e o escasso conhecimento sobre o comportamento de fluidos não-Newtonianos em escoamentos em regime turbulento, tornam vantajosa e necessária a investigação alternativa de escoamentos em geometrias simples, que possuam características relevantes e fundamentais para o conhecimento e compreensão dos fenómenos observados nos escoamentos industriais complexos. É possível assim, por exemplo, a separação dos efeitos não-Newtonianos e de transição, e o estudo da influência dos vários parâmetros independentes, sejam eles geométricos ou reológicos. Este raciocínio aponta para a necessidade de se estudar o escoamento desenvolvido numa conduta de secção circular, que permitirá investigar uma camada limite, os fenómenos da transição e da turbulência numa região de parede.

Ainda neste capítulo, seguir-se-á uma breve revisão bibliográfica dos trabalhos experimentais relativo ao escoamento de fluidos Newtonianos e não-Newtonianos em condutas de secção circular.

## 1.2- OBJECTIVOS

Os objectivos deste trabalho que nos propomos atingir será investigar o fenómeno da transferência de calor entre fluidos pseudoplásticos de goma de xantano e um fluido Newtoniano (água) num permutador de tubos concêntricos em contracorrente. O estudo, que inclui medições de temperatura, serão precedidas de um estudo reológico da viscosidade viscométrica e por medições da queda de pressão em função do caudal em escoamento em conduta de secção circular. Essas medições pretendem determinar a influência das características reológicas dos fluidos no coeficiente de transferência de calor. Estudaremos também a influência dos caudais dos dois fluidos, da concentração dos fluidos não-Newtonianos e da temperatura do fluido quente na transferência de calor.

O estudo hidrodinâmico das perdas de carga em condutas não será efectuado com grande ênfase, já que existe um conhecimento suficiente do comportamento das soluções deste polímero em escoamentos em conduta, adquirido pelo orientador desta tese no seu trabalho, Pereira (2000).

## 1.3- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O objectivo primeiro desta tese é a investigação da transferência de calor em escoamentos em condutas com fluidos não-Newtonianos, comparando-a com os fluidos Newtonianos.

Assim, com vista ao estudo dos escoamentos laminares e turbulentos em condutas, foi de grande importância a recolha de informação sobre os comprimentos de entrada hidrodinâmico e térmico dos escoamentos, da determinação do número de Nusselt de acordo com os diversos regimes de escoamento e da influência da degradação mecânica na transferência de calor.

O estudo de fluidos reais usados nas indústrias farmacêutica, alimentar, química e biomédica revela-se de importância crescente, principalmente devido às limitações inerentes a uma extrapolação baseada no comportamento de fluidos Newtonianos, uma vez que os fluidos sintéticos são maioritariamente não-Newtonianos e podem apresentar um comportamento bastante diferente. Há claramente um grande esforço de investigação a realizar com os fluidos não-Newtonianos para ajudar a compreender melhor os parâmetros que regulam os escoamentos laminares e turbulentos na transferência de calor.

Os fenómenos de transferência de calor em tubagens adquiriram uma grande importância numa vasta gama de processos industriais. Dependendo do tipo de processo, pode-se encontrar os diferentes tipos de escoamento possíveis, laminar, transição e turbulento. Os fluidos não-Newtonianos são cada vez mais utilizados nos processos térmicos, um exemplo são os fluidos viscoelásticos. Vários autores como Nouar e Frigaard (2003), utilizando aproximações teóricas, demonstraram que o campo de tensões exerce um efeito estabilizante. O que vai de encontro a observações experimentais realizados por Escudier e Presti (2002), e Peixinho (2006).

O estudo de transferência de calor em escoamentos turbulentos em condutas de secção circular com fluidos viscoelásticos foi efectuado por Matthys (1990) que concluiu que a viscoelasticidade das soluções de polímeros afecta de modo diferente o transporte do calor e do momento, em aparente afastamento da analogia clássica de Reynolds para fluidos Newtonianos. Esta diferença é provavelmente responsável para o facto do comprimento de entrada térmico ser maior que o comprimento de entrada hidrodinâmico.

Em relação ao estudo dos efeitos da degradação da solução ao longo do tempo de ensaio, Choi, Cho e Kasza (1992), verificaram qual o resultado para soluções diluídas e o comportamento da transferência de calor. Numa tentativa de desenvolver fluidos não-Newtonianos capazes de reduzir os efeitos da fricção nas soluções, aumentando assim o tempo de vida, os autores referidos acima realizaram teste em dois tipos de solução. Verificando que uma, Polyox, não permite funcionamento em regime fechado, uma vez que se degrada em menos de um dia. Já a outra solução usada, Separan, revela que após um estado inicial em que se degrada muito rapidamente atinge um patamar de estado estacionário em que não se verifica mais degradação. Verificaram também que, a redução de fricção se encontra associada à redução da transferência de calor, independentemente do número de horas de ensaio.

Patterson e Abernathy (1970) atribuem o fenómeno da degradação mecânica à ruptura das ligações da cadeia polimérica, o que resulta numa diminuição das forças elásticas. Quando a solução se degrada a viscosidade diminui, para qualquer concentração, o que sugere que a redução do peso molecular do polímero, se encontra relacionado com a diminuição da viscosidade.

Recentemente, foram realizadas algumas tentativas de melhorar a efectividade de polímeros, de forma a diminuir os efeitos da degradação, alterando para tal a estrutura química dos polímeros. Kowalik e vários (1987), verificaram que polímeros complexos compostos por um grupo aniónico e outro catiónico aumentam a resistência à degradação em escoamento turbulento.

O estudo da degradação ao longo do tempo de escoamento turbulento em condutas de secção circular de soluções diluídas de polímeros realizado por Choi *et al* (1991) conclui para a rotura nas cadeias moleculares de vários polímeros, com incidência na transferência de calor.

Duas novas assíptotas máximas de redução do arrasto e de redução de transferência de calor para soluções surfactantes foram determinadas por Guillermo *et al* (2001), sendo possível estabelecer uma relação entre elas de 1,06, independentemente do número de Reynolds.

O fenómeno de Tom, foi estudado por Virk, Mickley e Smith (1970), fenómeno este que se baseia no escoamento turbulento de soluções poliméricas diluídas, tendo como principal característica, assumir que os aditivos poliméricos reduzem a fricção relativamente ao solvente puro. Ao representar os dados obtidos experimentalmente, factor de fricção versus número de Reynolds,  $N_{Re}$ , verificaram que se obtém uma assíptota, isto é, os valores obtidos apresentam uma tendência semelhante. Podendo apresentar uma equação para descrever o comportamento,

$$f = 0,59N_{Re}^{-0,58}$$

Os dados utilizados para obter estas assíptotas, encontram-se relacionados por uma vasta gama de variáveis. Nomeadamente, o diâmetro dos tubos utilizados é bastante pequeno, apenas é considerado um tipo de solução. Concluído que, mesmo a máxima redução de arrasto possível não resulta em regime laminar.

Toms, também concluiu que a adição de pequenas quantidades de aditivos poliméricos a um qualquer fluido pode reduzir significativamente a queda de pressão num escoamento de regime turbulento.

O escoamento em condutas de secção circular com soluções viscoelásticas foi também estudado por Ken *et al* (1988). Resultados experimentais sobre o efeito da concentração e tipo do polímero, caudal volumétrico e diâmetro da conduta no comprimento de entrada térmico e redução da transferência de calor, permitiram obter uma correlação de uma assíptota de transferência de calor mínima com um desvio máximo de 8%.

A temperatura e o diâmetro tem uma influência significativa no comprimento de entrada hidrodinâmico de escoamentos de soluções viscoelásticas. O estudo de escoamentos em condutas de secção circular efectuado por Indartono *et al* (2005) de soluções de polímeros surfactantes, aponta para que se possa obter uma boa correlação

para a redução de arrasto, devemos fazer as experiências na região desenvolvida de entrada.

## **1.4- CONCLUSÕES**

A revisão bibliográfica mostrou ser insuficiente a informação detalhada sobre o comportamento térmico de escoamentos em condutas com fluidos não-Newtonianos pseudoplásticos de baixa elasticidade, em regime turbulento, e sua relação com a reologia dos fluidos. A extensão da investigação de escoamentos em condutas a outros fluidos e diferentes condições de entrada é também julgada necessária para aumentar a nossa compreensão dos fenômenos físicos. Em particular, a pesquisa deve ser alargada a vários tipos de fluidos, tais como a fluidos viscoplásticos e a fluidos pseudoplásticos exibindo efeitos elásticos em escoamentos de corte e elevados níveis de redução de arrasto em escoamentos turbulentos em condutas. De salientar um maior conhecimento da degradação dos fluidos em função do tempo de escoamento, efeito da concentração e tipo do polímero, caudal volumétrico e diâmetro da conduta no comprimento de entrada térmico e redução da transferência de calor.

Daí o ter surgido esta tese que investigou o comportamento de fluidos pseudoplásticos de baixa elasticidade em permutadores de tubos concêntricos.

O próximo capítulo descreve a instalação experimental, os equipamentos, os métodos de medida e estima as incertezas nas medições de viscosidade, pressão da temperatura e caudal. O 3º capítulo descreve o trabalho experimental de caracterização reológica, seguindo-se o capítulo que descreve e discute os resultados das medições da queda de pressão em função do caudal para escoamentos de fluidos Newtonianos e não-Newtonianos viscoelásticos numa conduta de secção circular. O 5º capítulo descreve e discute os resultados obtidos na transferência de calor de fluidos Newtonianos e não-Newtonianos num permutador de calor de tubos concêntricos em contracorrente. Finalmente a tese termina com o capítulo de fecho onde são apresentadas as principais conclusões, e também as sugestões de trabalho futuro.

## **CAPÍTULO 2 : METODOLOGIA EXPERIMENTAL**

---



## 2.1- INTRODUÇÃO

Este capítulo descreve a instalação experimental, os equipamentos, os métodos de medida e estima as incertezas nas medições de viscosidade, pressão e caudal.

A próxima secção descreve o equipamento experimental utilizado na caracterização reológica dos fluidos não-Newtonianos e a instalação experimental onde foram efectuados os ensaios hidrodinâmicos de transferência de calor. As características estáticas e dinâmicas dos equipamentos de medida utilizados nos ensaios do capítulo 3 e 4, nomeadamente o transdutor de pressão e os termopares, são apresentados nas secções 2.3 e 2.4 , e a análise de incertezas na secção 2.5. O capítulo termina com um resumo dos principais aspectos e características da instalação de fluidos e dos equipamentos de medida.

## 2.2- REOLOGIA DOS FLUIDOS

### 2.2.1- VISCOSIDADE DE CORTE (VISCOMÉTRICA)

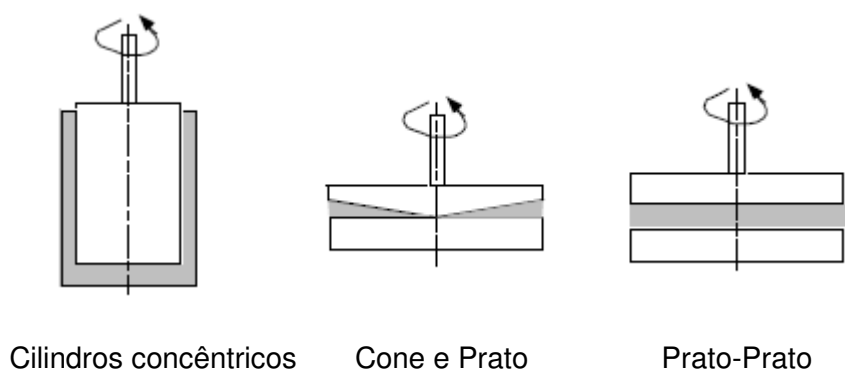
A caracterização reológica efectuou-se num reómetro electrónico da Physica, modelo Rheolab MC100 dispendo de um sistema universal de medida UM/MC e de um banho termostático Viscotherm VT, que permite controlar a temperatura a menos de 0,1°C.

O aparelho vem equipado com dois programas que permitem controlar e adquirir dados nos ensaios de rotação nos regimes permanente e transiente (caso do ensaio de fluência) e também no ensaio de oscilação. No primeiro caso, o software Physica permite controlar o aparelho fixando a taxa de deformação ou a tensão, sendo possível utilizar como sistema de medida várias geometrias: duplos cilindros concêntricos (figura 2.1), cone-prato ou prato-prato. A taxa de deformação máxima é de 4.031 s<sup>-1</sup> para o primeiro sistema e de 5.230 s<sup>-1</sup> para os outros dois, sendo as correspondentes tensões de corte máximas de 67,4, 1.528 e 16.297 Pa respectivamente, sendo limitado inferiormente, por questões de precisão, a uma tensão da ordem de 1% do valor máximo.

No caso vertente, e dada a baixa viscosidade viscométrica dos fluidos envolvidos, todos os ensaios foram efectuados com a geometria de duplos cilindros concêntricos Z1-DIN definida na norma DIN 54453 com controlo de taxa de deformação entre 10s<sup>-1</sup> e 4.031s<sup>-1</sup>.



**Figura 2.1** - Fotografia do reómetro com o sistema de medida de duplos cilindros concêntricos.



**Figura 2.2** – Tipos de geometria possíveis para o reómetro.

## 2.3- INSTALAÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR

### 2.3.1- DESCRIÇÃO GERAL DA INSTALAÇÃO

A instalação experimental onde foram efectuados os ensaios de transferência de calor está esquematicamente representada na figura (2.2), sendo constituída por dois permutadores de tubos concêntricos ligados em série. O fluido quente circula no tubo interior dos dois permutadores que está ligado à base do tanque (1) de cerca de 100 L de capacidade, a partir do qual passa por uma bomba centrífuga Grundfos de 250 W de potência, que o envia a um rotâmetro para controle do caudal, seguindo pelos dois permutadores até retornar ao tanque inicial. O tanque (1) contém uma serpentina de aço inox comercial dentro do qual circula vapor de água proveniente de uma caldeira de vaporização rápida para aquecimento do sistema.

O fluido frio circula em contracorrente no espaço anular entre os tubos concêntricos dos dois permutadores que está ligado à base do tanque (2) de cerca de 200 L de capacidade, a partir do qual passa por uma bomba centrífuga Grundfos de 400 W de potência, que o envia a um rotâmetro para medição do caudal, seguindo pelos dois permutadores até retornar ao tanque (2). A água contida no tanque (2) é arrefecida por um líquido refrigerante que circula dentro de uma serpentina de cobre pertencente a uma bomba de calor para manter constante a temperatura da água .

A leitura das temperaturas de ambos os fluidos é efectuada com termopares localizados à entrada do primeiro permutador e à saída do segundo permutador.

O escoamento é controlado por duas válvulas localizadas à entrada dos rotâmetros. Existe uma terceira válvula de deriva na linha do fluido quente, cuja função é efectuar a homogeneização da temperatura do fluido no tanque (1).

A capacidade de medição de caudal volumétrico dos rotâmetros varia entre 0 e 5 l/s para ambos os fluidos, com uma precisão de 0,04% em toda a gama.

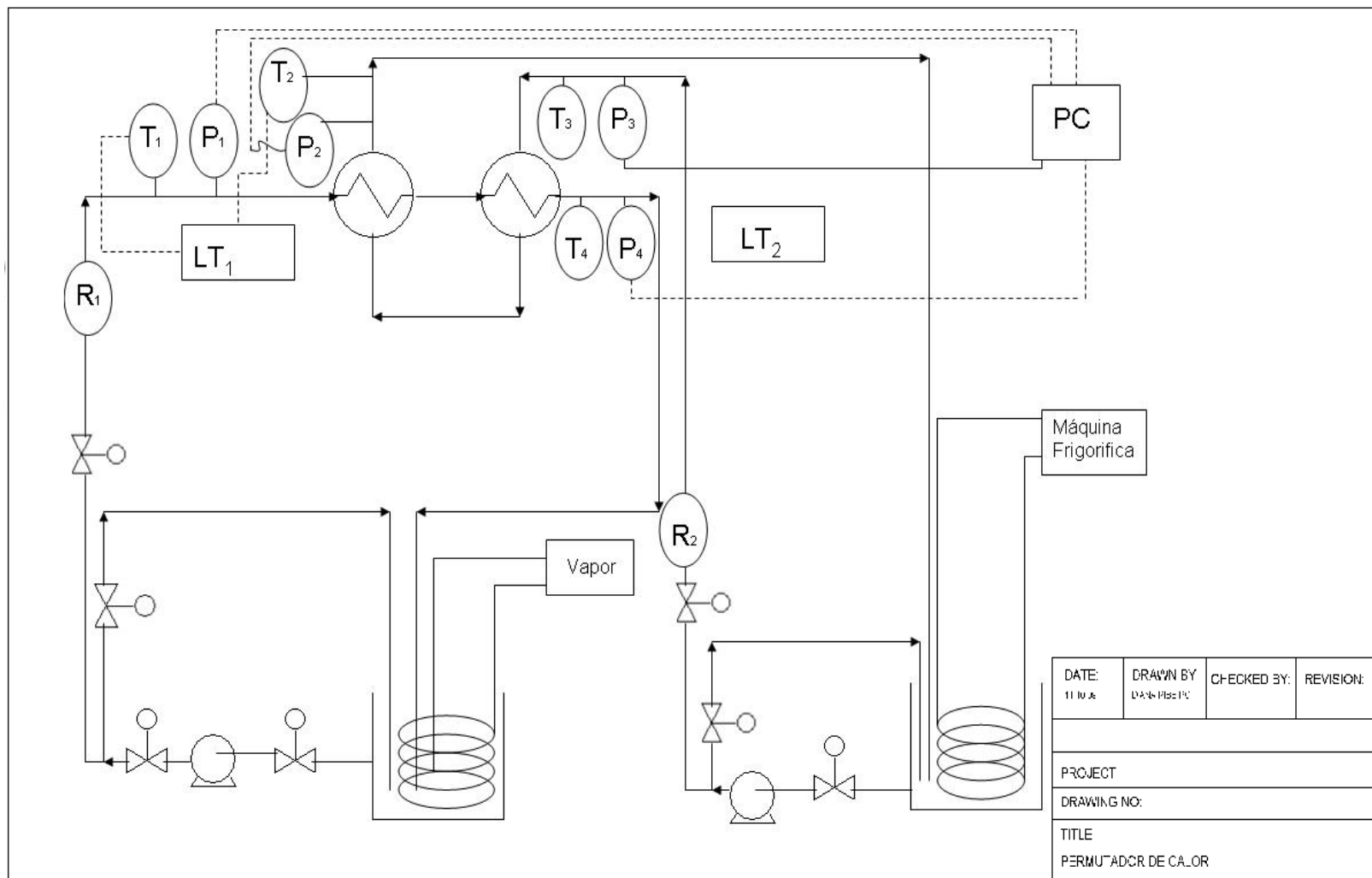


Figura 2.3 - Representação esquemática da instalação experimental.



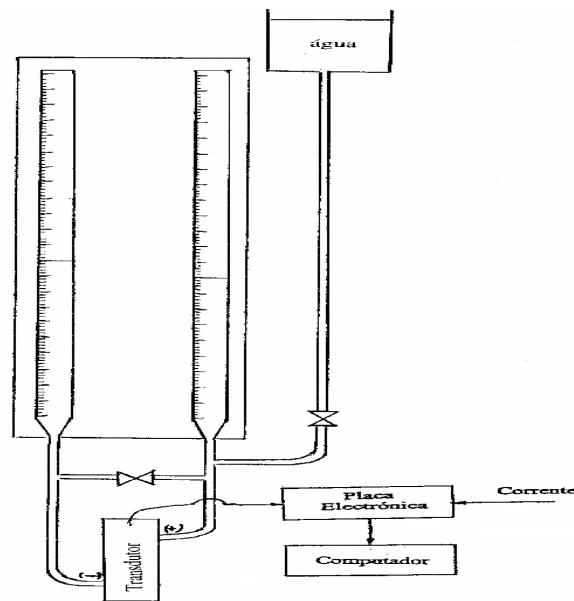
**Figura 2.4** - Instalação experimental.

## **2.4 - MEDIÇÃO DA VARIAÇÃO DE PRESSÃO**

A variação de pressão foi medida com um transdutor diferencial de pressão, modelo P305D-S24 da Validyne sendo o seu sinal de saída enviado para um microprocessador Pentium 1 para posterior tratamento estatístico através de uma placa de aquisição de dados Metrabyte DAS 8 e de um multiplexador ISO-4, ambos fabricados pela Keithley.

As ligações entre as tomadas de pressão e o transdutor foram cheias com água da rede de modo a evitar a contaminação das membranas sensoras pela solução de polímero, e de cada vez que o sistema de medida da pressão era aberto para limpeza era necessário proceder à sua recalibração. Todas as medições de variação de pressão foram corrigidas devido à diferença da massa específica entre a água e os fluidos, a qual nunca ultrapassou  $9 \text{ kg/m}^3$ . Era importante assegurar que não havia ar nas ligações desde as tomadas de pressão até às membranas do transdutor, de modo a garantir uma boa resposta às variações ou oscilações de pressão e uma diminuição dos erros na

leitura. O ar actua como um amortecedor pneumático, diminuindo seriamente a resposta em frequência do sistema de medida, a qual no caso presente não era preocupante, além de que pode absorver alguma da variação de pressão por compressão do ar. Os transdutores de pressão foram calibrados em intervalos periódicos utilizando um sistema de água desionizada esquematicamente representado na figura seguinte.



**Figura 2.3** - Esquema do calibrador dos transdutores de pressão.

## 2.5 - MEDIÇÃO DA TEMPERATURA

A medição da temperatura foi efectuada com quatro termopares, modelo Testo 922 com sondas do tipo K (NiCr-Ni), tendo uma sensibilidade de aproximadamente  $41\mu\text{V}/^\circ\text{C}$  e uma gama de temperaturas entre  $-50$  e  $+1000$   $^\circ\text{C}$ . A sua exactidão é  $\pm 1$  dígito,  $\pm(0,5$   $^\circ\text{C} + 0,3\%$  do valor máximo) ( $-40\dots +900$   $^\circ\text{C}$ )  $\pm(0,7$   $^\circ\text{C} + 0,5\%$  do valor máximo) gama restante. Em 1822, o físico Thomas Seebeck descobriu que a junção de dois metais gera uma tensão eléctrica que é função da temperatura. O funcionamento dos termopares é baseado neste fenómeno, que é conhecido como Efeito de Seebeck. Embora praticamente se possa construir um termopar com qualquer combinação de dois metais, utilizam-se apenas algumas combinações normalizadas, isto porque possuem tensões de saída previsíveis e suportam grandes gamas de temperaturas. Os termopares disponíveis no mercado têm os mais diversos formatos, desde os modelos

com a junção a descoberto que proporcionam tempos de resposta rápidos, até aos modelos que estão incorporados em sondas como é o caso do termopares utilizado neste trabalho (Figura 2.4).



**Figura 2.4** - Fotografia do instrumento de medição de temperatura com dois canais e respectiva sonda.

## 2.6- ANÁLISE DE INCERTEZAS

### 2.6.1 - CONSIDERAÇÕES GERAIS

Os termos exactidão e precisão utilizam-se muitas vezes como sinónimos, se bem que realmente tenham significados muito distintos. A exactidão refere-se à diferença entre o valor medido e o valor exacto e a precisão refere-se à reprodutibilidade das medidas e ao número de algarismos significativos dos distintos valores. Os erros podem dividir-se em dois grandes grupos: erros determinados e erros indeterminados. Os primeiros são aqueles cuja grandeza se pode determinar, pelo menos teoricamente, enquanto que os erros indeterminados são aqueles cuja grandeza não se pode estabelecer. Os erros determinados também se chamam erros fixos, sistemáticos ou constantes não afectam a precisão e os segundos são conhecidos como erros aleatórios ou de precisão. O erro total ( $\iota_x$ ) é pois a soma do erro sistemático ( $\phi_x$ ) e do erro de precisão ( $\pi_x$ ), e em cada medição será diferente uma vez que:

$$\iota_x = \phi_x + \pi_x \quad (2.1)$$

Os erros sistemáticos poderão ser devidos a erros do instrumento, causados por uma calibração inadequada ou um ajuste defeituoso do instrumento de medida, ou a erros de cálculo resultantes da utilização de equações menos apropriadas, não podendo ser reduzidos (alterados) por amostragem estatística.

Os erros de precisão manifestam-se pela variação das leituras sucessivas de uma grandeza, pelo mesmo observador e sob as mesmas condições, pelo que normalmente os procedimentos seguidos utilizam um grande número de leituras para conseguir um “valor óptimo”, por forma a minimizar o erro de precisão.

A determinação da incerteza total de uma medição requer a análise completa do sistema de medida, o conhecimento da incerteza de cada componente e a respectiva sensibilidade em relação à quantidade sob investigação. Consideremos um caso geral no qual um resultado experimental,  $r$ , é uma função de  $J$  variáveis  $X_i$ , obedecendo à equação de redução:

$$r = r(X_1, X_2, \dots, X_J) \quad (2.2)$$

De acordo com Coleman e Steele (1989), no procedimento da análise detalhada da incerteza investigaram-se as contribuições das fontes elementares de erros, obtendo estimativas do limite do erro sistemático e do limite do erro de precisão para cada uma das variáveis medidas, e usam-se as expressões da análise de incerteza para obter valores para o limite do erro sistemático ( $S_r$ ) e para o limite do erro de precisão ( $P_r$ ) do resultado experimental. A expressão para a propagação dos limites do erro sistemático de medições individuais sobre o resultado experimental é:

$$S_r = \sum_{i=1}^J \left( \theta_i^2 S_i^2 + \sum_{k=1}^J \theta_i \theta_k \rho_{ik} S_i S_k (1 - \delta_{ik}) \right)^{1/2} \quad (2.3)$$

onde o delta de Kronecker é definido como

$$\delta_{ik} = \begin{cases} 1 & \text{para } i = k \\ 0 & \text{para } i \neq k \end{cases} \quad (2.4)$$

O coeficiente de correlação entre o erro sistemático em  $X_i$  e  $X_k$  é

$$\rho_{ik} = \rho_{ki} \quad (2.5)$$

e o coeficiente de sensibilidade absoluta é

$$\theta_i = \frac{\partial r}{\partial X_i} \quad (2.6)$$

A expressão da análise de incerteza para a propagação dos limites de precisão de medições individuais no resultado experimental, será:

$$P_r = \left[ (\theta_1 P_1)^2 + (\theta_2 P_2)^2 + \dots + (\theta_J P_J)^2 \right]^{1/2} \quad (2.7)$$

Ambos os limites são combinados na incerteza total do resultado através da expressão:

$$I_r = (S_r^2 + P_r^2)^{1/2} \quad (2.8)$$

Naturalmente que  $S_r$  e  $P_r$  devem ser determinados para o mesmo nível de confiança, que no caso vertente é de 95%. Usaremos sempre a expressão (2.8) e um grau de confiança de 95% em todas as determinações.

Todos os limites do erro sistemático elementar que possam ter significado devem ser estimados, através de uma combinação do tipo raiz soma quadrada, para obter o limite do erro sistemático de cada variável medida. Para a variável  $J$  influenciada por erro sistemático, a partir de  $M$  fontes de erro elementar significativas,

$$S_J = \left[ (S_J)_1^2 + (S_J)_2^2 + \dots + (S_J)_M^2 \right]^{1/2} \quad (2.9)$$

Uma vez que forem estimados os limites do erro sistemático para cada uma das variáveis medidas na equação de redução (equação 2.2), o limite do erro sistemático para o resultado experimental é determinado a partir da expressão geral da análise de incerteza (equação 2.3).

Por outro lado, quando existem vários factores identificáveis causando erro de precisão numa variável medida, é muitas vezes desejável determinar o limite do erro de precisão através da equação (2.7) considerando as contribuições dos limites de precisão das fontes de erro elementar. Este procedimento é semelhante ao descrito para a determinação dos limites do erro sistemático. Assim, para a variável  $J$  influenciada por erro de precisão, a partir de  $M$  fontes de erro elementar significativas,

$$P_J = \left[ (P_J)_1^2 + (P_J)_2^2 + \dots + (P_J)_M^2 \right]^{1/2} \quad (2.10)$$

Finalmente, a incerteza total do resultado é determinada através da equação (2.8).

Para obter o valor da propriedade  $X_J$  a partir de uma amostra de  $N$  leituras, recorre-se ao estimado valor médio (equação 2.11) e desvio padrão da amostra, também conhecido por (índice de precisão da amostra) (equação 2.12) que vêm dados por:

$$\overline{X}_J = \frac{\sum_{J=1}^N x_J}{N} \quad (2.11)$$

$$\sigma_{A(X_J)} = \left[ \frac{\sum_{J=1}^N (X_J - \overline{X}_J)^2}{N-1} \right]^{1/2} \quad (2.12)$$

Um parâmetro estatístico de interesse é o índice de precisão da média da amostra  $\overline{X}_J$ . Suponhamos que obtemos seis séries de observações de  $N = 50$  leituras cada, na medição de uma propriedade cuja população segue uma função Gaussiana de probabilidade, com a média  $\mu$  e o desvio padrão da população  $\sigma_p$  e que o valor médio para cada uma das seis séries de observações é calculado pela equação (2.11). Certamente, não esperaremos que os seis valores médios sejam iguais. De facto, as médias das amostras são normalmente distribuídas com a média  $\mu$  e o desvio padrão da população

$$\sigma_{p(\overline{X}_J)} = \frac{\sigma_p}{\sqrt{N}} \quad (2.13)$$

As implicações desta relação são muito importantes. Um modo de diminuir a componente aleatória da incerteza no valor medido é realizar muitas leituras e determinar a sua média. O inverso da raiz quadrada da relação (2.13) indica que para reduzir duas vezes  $\sigma_{p(\overline{X}_J)}$ , são requeridas quatro vezes mais leituras.

Assim, como o desvio padrão da população  $\sigma_p$  é desconhecido, temos de usar o índice de precisão da média da amostra como estimador de  $\sigma_p$ , o qual é definido como:

$$\sigma_{A(\bar{X}_J)} = \frac{\sigma_{A(X_J)}}{\sqrt{N}} \quad (2.14)$$

onde  $\sigma_{A(X_J)}$  é o índice de precisão da amostra de  $N$  leituras dada pela equação (2.12).

Para uma distribuição Gaussiana de uma propriedade  $X$  com um valor médio da população  $\mu$  e um desvio padrão da população  $\sigma_p$ , a probabilidade de uma nova leitura  $X_i$  cair dentro do intervalo  $\pm 1,96\sigma_p$  da média, com um grau de confiança de 95%, pode ser escrito como:

$$\text{Prob} \left( \mu - 1,96 \frac{\sigma_p}{\sqrt{N}} \leq \bar{X}_J \leq \mu + 1,96 \frac{\sigma_p}{\sqrt{N}} \right) = 0,95 \quad (2.15)$$

Normalmente não conhecemos  $\sigma_p$ , mas a precisão de uma amostra de um número finito de  $N$  leituras  $\sigma_{A(X_J)}$ , que é só uma estimativa do valor de  $\sigma_p$ . Comparando a equação (2.12) com a distribuição do desvio padrão da população  $\sigma_p$

$$\sigma_p = \lim_{N \rightarrow \infty} \left[ \frac{1}{N} \sum_{J=1}^N (X_J - \mu)^2 \right]^{1/2} \quad (2.16)$$

o valor de  $\sigma_{A(X_J)}$  aproxima-se de  $\sigma_p$  quando o número de  $N$  leituras de uma amostra se aproxima do infinito. Portanto, a equação (2.15) virá escrita como:

$$\text{Prob} \left( \mu - t \frac{\sigma_{A(X_J)}}{\sqrt{N}} \leq \bar{X}_J \leq \mu + t \frac{\sigma_{A(X_J)}}{\sqrt{N}} \right) = 0,95 \quad (2.17)$$

onde  $t$  é um coeficiente da distribuição que depende do número finito de  $N$  leituras. Para um grau de confiança de 95% o valor de  $t$  só se aproxima do valor Gaussiano de 1,96 quando  $N$  se aproxima do infinito. Na prática, para um grau de confiança de 95% devemos usar para  $N > 30$  o valor de  $t = 2,00$ .

Quando o valor de uma variável é (ou deveria ser) determinada como a média ( $\bar{X}_J$ ) de  $N$  leituras separadas, então deverá ser usado o limite da precisão da média da amostra:

$$P_{\bar{X}_J} = t \frac{\sigma_{A(X_J)}}{\sqrt{N}} \quad (2.18)$$

onde  $N$ ,  $\bar{X}_J$  e  $\sigma_{A(X_J)}$  são o tamanho, a média e o índice de precisão da amostra, Coleman e Steele (1989).

### 2.6.2- MEDIÇÃO DA VISCOSIDADE

A incerteza total da medição da viscosidade dos fluidos não é limitada à incerteza das medições, mas inclui os efeitos da preparação dos fluidos, tais como as incertezas relacionadas com a pesagem dos vários aditivos e aquelas associadas com a operação de mistura das soluções.

As modernas balanças caracterizam-se por serem muito precisas podendo-se considerar as pesagens muito rigorosas, daí irrelevantes para a incerteza total. No entanto, o efeito do processo de mistura e a variabilidade da composição química de alguns aditivos é de difícil determinação e não serão aqui considerados. Neste trabalho só serão considerados erros relativos às medições reológicas.

As várias fontes de incerteza da viscosidade são identificadas abaixo e os seus valores apresentados e discutidos:

1) A geometria Z1-DIN de cilindros concêntricos foi a utilizada nas medições de viscosidade. É uma geometria muito precisa e sensível, com uma abertura anular muito pequena, para que a variação da taxa de deformação seja pequena e o resultado da incerteza irrelevante. Os resultados calculados deste erro sistemático ( $S_{\eta \text{ mod}}$ ) foram de 1,18 e 1,71% para fluidos com um índice de lei de potência  $n$  de 0,66 e 0,57, respectivamente;

2) Durante as medições a temperatura da amostra varia cerca de 0,0484°C, que pode ser observado no painel do aparelho. Para a maior parte dos fluidos e para a água a variação da viscosidade é de cerca de 3%/°C, representando um erro sistemático ( $S_{\eta t}$ ) da viscosidade de 0,15%;

3) No entanto, a temperatura introduz uma grande incerteza através do sistema de controle do banho termóstato. O operador controla a temperatura através de interruptores e monitores de informação num painel o qual só tem uma casa decimal, isto é, existe uma incerteza de  $\pm 0,05^{\circ}\text{C}$  na regulação da temperatura e na leitura. Então, assumindo os  $3\%/^{\circ}\text{C}$  como a variação da viscosidade com a temperatura, isto conduz a um erro sistemático ( $S_{\eta_{tt}}$ ) final da viscosidade de 0,15%;

4) Outra fonte de incerteza de magnitude irrelevante é introduzida pela conversão analógica-digital dos valores enviados pelo reómetro ao computador. De acordo com o manual, o micro-computador que processa os valores enviados pelo reómetro introduz um erro sistemático ( $S_{\eta_{ad}}$ ) de 0,01%;

5) De acordo com as especificações do fabricante, a incerteza do sensor do binário é de  $\pm 0,1\%$  do valor máximo da tensão, mas só garantem uma incerteza de  $\pm 1\%$  ao longo do tempo, devido a alterações do sistema de calibração.

Considerando as recomendações do fabricante, a experiência obtida com o uso do instrumento, a repetibilidade dos testes periodicamente realizados e que as medições se realizam em 25 s (tamanho da amostra de 250), considera-se um erro de precisão ( $P_{\eta_b}$ ) da medição do binário em regime permanente melhor que 0,2% do valor máximo da tensão, o qual para a geometria Z1-DIN é da ordem de  $\pm 0,135$  Pa para a tensão;

6) O controlador da velocidade é a última fonte de incerteza a contabilizar. O instrumento da Physica está equipado com um sensor de velocidade rápido e preciso e o software dá uma saída de 10 leituras por segundo, como para o binário. De acordo com o fabricante, a uma velocidade de rotação de 0,1 rpm o erro de precisão ( $P_{\eta_{cont}}$ ) do sensor da velocidade é cerca de  $\pm 1\%$  da leitura, descendo para menos que  $\pm 0,1\%$  nas leituras para velocidades maiores que 100 rpm.

Estes valores não se referem a simples leituras, mas a amostragens de 600 pontos, o que para os 250 valores dos nossos ensaios serão 1,6 e 0,16% da leitura para 0,1 rpm e acima de 100 rpm, respectivamente. Sendo uma percentagem da leitura, a incerteza é realmente muito pequena.

Todos os valores acima considerados têm de ser transformados em incertezas através das suas sensibilidades, os quais depois de propriamente combinados resultaram nas equações (2.21), (2.22) e (2.23).

$$S_r = (\theta^2 S_{\eta_{mod}}^2 + \theta^2 S_{\eta_t}^2 + \theta^2 S_{\eta_{tt}}^2 + \theta^2 S_{\eta_{ad}}^2 + \dots)^{0,5} \quad (2.21)$$

$$P_r = (\theta^2 P_{\eta_b}^2 + \theta^2 P_{\eta_{cont}}^2)^{0,5} \quad (2.22)$$

$$I_{r_{total}} = (S_r^2 + P_r^2)^{0,5} \quad (2.23)$$

A incerteza média da viscosidade entre as mais altas taxas de deformação e as mais baixas taxas de deformação foi de 2,36%. As duas soluções de goma de xantano ensaiadas são fortemente pseudoplásticas, com menores viscosidades nas altas taxas de deformação e maiores viscosidades nas taxas de deformação mais baixas, o que resultará assim maior incerteza a altas taxas de deformação e menor para as baixas taxas de deformação.

### 2.6.3- MEDIÇÃO DA VARIAÇÃO DE PRESSÃO

As tomas de pressão podem alterar as condições fronteira e perturbar o escoamento no interior das condutas, introduzindo um erro nas medições. Este efeito pode ser minimizado com o uso de tomas de pequeno diâmetro. A incerteza depende ainda da reologia do fluido, mas não do tamanho do orifício das tomas, e como as linhas de corrente dos fluidos viscoelásticos tendem a divergir do orifício das tomas aumenta assim a incerteza na medição da pressão. Novotny e Eckert (1973) observaram que, com escoamentos de fluidos viscoelásticos em regime permanente o erro de pressão é proporcional à primeira diferença das tensões normais, enquanto Higashitani e Lodge (1975) concluíram que para a determinação da tensão de corte a contribuição para a incerteza de pressão nos orifícios pode ser ignorada mesmo quando os fluidos são não-Newtonianos.

A aplicação das equações (2.3) e (2.7) para a determinação da incerteza total na medição da pressão levou à identificação das seguintes fontes de incerteza para o transdutor utilizado:

1)  $P_{p_{est}}$  é a contribuição da estatística determinada através da equação (2.18) para uma amostragem de 25 amostras. O erro de precisão calculado para baixas e elevadas pressões foi de 2,78 a 1,82%.

2)  $S_{p_{ad}}$  é a fonte de incerteza que é introduzida pela conversão de analógico para digital do sinal enviado pelo transdutor de pressão ao computador, e foi calculada de acordo com a gama de medida do transdutor e do respectivo factor de conversão analógico-digital, tendo-se obtido um erro sistemático para baixas e elevadas pressões de 0,61 a 0,074%.

3)  $S_{p_{tran}}$  é a contribuição da resolução mínima do transdutor de pressão para a incerteza total. De acordo com as especificações do fabricante a precisão total do transdutor diferencial Validyne é melhor que  $\pm 0,25\%$  em toda a escala, representando um erro sistemático para baixas e elevadas pressões de 3,13 a 0,38%.

4)  $S_{p_{cal}}$  é a incerteza inerente ao processo de calibração do transdutor de pressão. O transdutor de pressão foi calibrado no início e no fim dos ensaios utilizando um sistema de água desionizada, com uma precisão de leitura de 0,5 mm H<sub>2</sub>O em toda a gama de calibração. Então o erro sistemático de calibração para baixas e elevadas pressões foi de 1,57 a 0,19%.

5)  $S_{p_{orif}}$  é a contribuição para a incerteza total do erro de pressão do orifício. As tomadas de pressão foram cuidadosamente furadas para terem a mesma geometria e diâmetro. No entanto, a qualidade da entrada do orifício é crítica especialmente para pequenas dimensões, porque pode alterar até cinco vezes a incerteza. Shaw (1960) e Franklin e Wallace (1970) quantificaram os erros da pressão por comparação de coeficientes de pressão a partir de orifícios de pressão e transdutores de pressão embutidos. A partir das suas correlações, para um orifício de 0,5 mm de diâmetro, como na presente instalação e para um escoamento de um fluido Newtoniano a um número de Reynolds de 24.000, o erro sistemático calculado foi de 1,5%. Neste caso existe uma tendência para que o erro de orifício seja minimizado e mesmo cancelado, sendo que o valor indicado poderá ser considerado como o valor de incerteza máxima (Gasljevic e Matthys, 1994).

Todos os valores acima referidos têm de ser transformados em incertezas através das suas sensibilidades, os quais depois de devidamente combinados resultaram nas seguintes expressões:

$$S_r = (\theta^2 S_{p_{ad}}^2 + \theta^2 S_{p_{tran}}^2 + \theta^2 S_{p_{cal}}^2 + \theta^2 S_{p_{orif}}^2)^{0,5} \quad (2.24)$$

$$P_r = (\theta^2 P_{p_{est}}^2)^{0,5} \quad (2.25)$$

$$I_{r\ total} = (S_r^2 + P_r^2)^{0.5} \quad (2.26)$$

A incerteza total desde a mais baixa à mais elevada variação de pressão local variou entre 4,75% e 2,4%, respectivamente, e foram calculadas com a equação (2.26), sendo dominada pelo termo relacionado com a resolução mínima dos transdutores.

#### 2.6.4- MEDIÇÃO DA TEMPERATURA

A incerteza total da medição da temperatura não é limitada à incerteza das medições, mas será considerada a influência da temperatura, o erro de precisão e de calibração de cada aparelho.

1)  $P_{T\ est}$  é a contribuição da estatística determinada através da equação (2.18) para uma amostragem de 25 amostras. O erro de precisão calculado para baixas e elevadas temperaturas foi de 0,14 a 0,08%.

2)  $S_{T\ vd}$  é a fonte de incerteza que é introduzida pela conversão de voltagem-digital, tendo-se obtido um erro sistemático para baixas e elevadas temperaturas de 0,61 a 0,074%.

3)  $S_{T\ term}$  é a contribuição da resolução mínima do termopar para a incerteza total. De acordo com as especificações do fabricante a resolução dos termopares é de 0,1 °C entre o intervalo de -50 e +199,9°C e 1°C para a restante gama, representando um erro sistemático para baixas e elevadas temperaturas de 0,2 a 0,05%.

4)  $S_{p\ cal}$  é a incerteza inerente ao processo de calibração dos quatro termopares. Os termopares foram calibrados no início e no fim dos ensaios utilizando um termómetro de mercúrio padronizado, com uma precisão de leitura de 0,25 °C em toda a gama de calibração. Então o erro sistemático de calibração para baixas e elevadas temperaturas foi de 1,45% a 0,30%, 0,60% a 0,11%, 0,21% a 0,13% e 0,85% a 0,39%, respectivamente para os termopares T1, T2, T3 e T4.

Todos os valores acima referidos têm de ser transformados em incertezas através das suas sensibilidades, os quais depois de devidamente combinados resultaram nas seguintes expressões:

$$S_r = (\theta^2 S_{p\,vd}^2 + \theta^2 S_{p\,term}^2 + \theta^2 S_{p\,cal})^{0,5} \quad (2.27)$$

$$P_r = (\theta^2 P_{p\,est}^2)^{0,5} \quad (2.28)$$

$$I_{r\,total} = (S_r^2 + P_r^2)^{0,5} \quad (2.29)$$

A incerteza total desde a mais baixa à mais elevada temperatura local variou entre 1,61% e 0,41%, respectivamente, e foram calculadas com a equação (2.29), sendo dominada pelo termo relacionado com a calibração para baixas temperaturas do termopar da fonte quente.

### 2.6.5- MEDIÇÃO DO CAUDAL

A instalação utilizada neste trabalho possui dois rotâmetros idênticos da marca Fischer & Porter W 3400 Göttingen Germany, constituídos por um cilindro exterior em aço inox 316 Ti que protege um tubo em vidro de borossilicato de área variável que pode suportar temperaturas até 120 °C, dentro do qual se desloca um flutuador em aço inox 316. Os tubos em vidro estão graduados com uma escala que varia entre 10 e 100% do caudal máximo, no entanto, o trabalho foi realizado para as escalas de 30, 50 e 70% de ambos os rotâmetros.

A incerteza total da medição do caudal é influenciada pela calibração, da leitura da posição do flutuador de cada rotâmetro e da temperatura do fluido.

A repetibilidade de cada rotâmetro é igual ou inferior a 0,25% em toda a escala, sendo de 2 mm a distância entre cada 1% da escala.

## 2.7 -CONCLUSÕES

Após a apresentação da instalação experimental, dos equipamentos, e descritas as técnicas de medida utilizadas, foram estimadas as incertezas das medições.

O reómetro da Physica, utilizado na caracterização reológica dos fluidos, apresenta uma incerteza média da viscosidade entre as mais altas taxas de deformação e as mais baixas taxas de deformação de 2,36%.

O transdutor diferencial de pressão utilizado nas medições dos coeficientes da pressão apresentaram uma incerteza total que variou entre 4,75 e 2,4%, respectivamente para a mais baixa e mais elevada variação de pressão.

Os termopares usados nas medições da temperatura foi descrito e as incertezas totais na medição da temperatura, com um grau de confiança de 95%, foram inferiores a 0,41 e 1,61% para baixas e altas temperaturas.

**CAPÍTULO 3 : CARACTERIZAÇÃO E SELECÇÃO  
DOS FLUIDOS**

---



### 3.1- INTRODUÇÃO

Este capítulo descreve o trabalho experimental de caracterização reológica dos fluidos não-Newtonianos viscoelásticos utilizados neste projecto, soluções aquosas de 0,10% e 0,20% de goma de xantano.

Os testes incluíram medições da viscosidade de corte viscométrica a 25°C e 36°C, e por apresentarem unicamente o segundo patamar Newtoniano, ajustou-se o modelo de Sisco, segundo o método dos mínimos quadrados.

A caracterização reológica foi efectuada segundo a metodologia descrita em 2.2 utilizando um reómetro da Physica, e realizada no laboratório de fluidos e calor do departamento de Mecânica da FEUP.

Foi ainda estudado o efeito da degradação mecânica sobre a viscosidade do fluido. A degradação decorre dos elevados esforços mecânicos sobre as moléculas que podem causar a sua rotura. Este estudo envolveu medições da viscosidade viscométrica ao longo do tempo tratando-se de uma medição essencial para verificar a sua influência na transferência de calor.

O capítulo começa pela apresentação do polímero, seguida dos resultados experimentais e sua discussão, terminando com um resumo das principais conclusões.

### 3.2- CARACTERÍSTICAS DA GOMA DE XANTANO

A goma de xantano (XG) é um polissacárido de elevado peso molecular, aproximadamente  $2 \times 10^6$  kg/kmol, produzido pela fermentação da bactéria *Xanthomonas Campestris* por meio de um complexo processo enzimático. A estrutura química consiste numa cadeia principal de 1,4  $\beta$ -D-glucose idêntica à da celulose, com uma cadeia lateral de um trissacárido numa das unidades de glucose. A goma de xantano é utilizado nos cosméticos, nos produtos farmacêuticos, nas indústrias de papel e têxtil, e também na indústria alimentar. As soluções aquosas são transparentes, e devido à configuração helicoidal rígida, a viscosidade da goma de xantano é pouco sensível a variações iónicas e ao pH.

### 3.2.1- PREPARAÇÃO DAS SOLUÇÕES DE GOMA DE XANTANO

Para avaliação das propriedades reológicas prepararam-se soluções aquosas em diferentes concentrações em peso, segundo o método seguinte: pesaram-se cerca de 4 kg de água não filtrada da rede da cidade do Porto obtida nas instalações laboratoriais do Instituto de Superior de Engenharia (ISEP), local onde foram efectuados os ensaios de transferência de calor. Para evitar o aparecimento de fungos e bactérias que degradariam as soluções, foi adicionado o ácido biológico kathon XLE da Rohm & Haas, na composição de 0,02% em massa. A adição do polímero à água foi efectuada com agitação forte de 700 rpm para evitar a formação de grumos de difícil dissolução, com um misturador de 77/18 W de potência possuindo uma haste com um agitador de três pás de diâmetro igual a 45 mm, num pequeno tanque de 190 mm de diâmetro. Seguidamente as misturas foram agitadas durante cerca de 90 minutos à velocidade de 200 rpm, até à completa dissolução do polímero. No final da dissolução é adicionada a água evaporada, procedendo-se à sua mistura durante mais 5 minutos, deixando-se repousar as soluções durante cerca de 24 horas para completa hidratação das moléculas. Antes de se iniciar a caracterização reológica agitam-se as soluções durante cerca de 30 minutos a 200 rpm, para a sua completa homogeneização.

As soluções de goma de xantano foram preparadas nas composições em massa de 0,10% e 0,20%, apresentando massa específica de 1.001,6 e 1.003 kg/m<sup>3</sup>, 1.000,9 e 1.002,3 kg/m<sup>3</sup>, respectivamente, às temperaturas de 25 e 36 °C

A massa volúmica das soluções foi determinada utilizando o método dos picnómetros. Este método consiste em pesar o picnómetro seco, limpo e vazio. De seguida, pesa-se o picnómetro com água destilada e com a solução que se pretende determinar a densidade. A fórmula abaixo descrita dá-nos o valor de densidade.

$$\rho = \frac{(m_{sol} - m_{vazio}) \times \rho_{H_2O} + (m_{H_2O} - m_{sol}) \times \rho_{ar}}{m_{H_2O} - m_{vazio}} \quad (\text{eq 3.1})$$

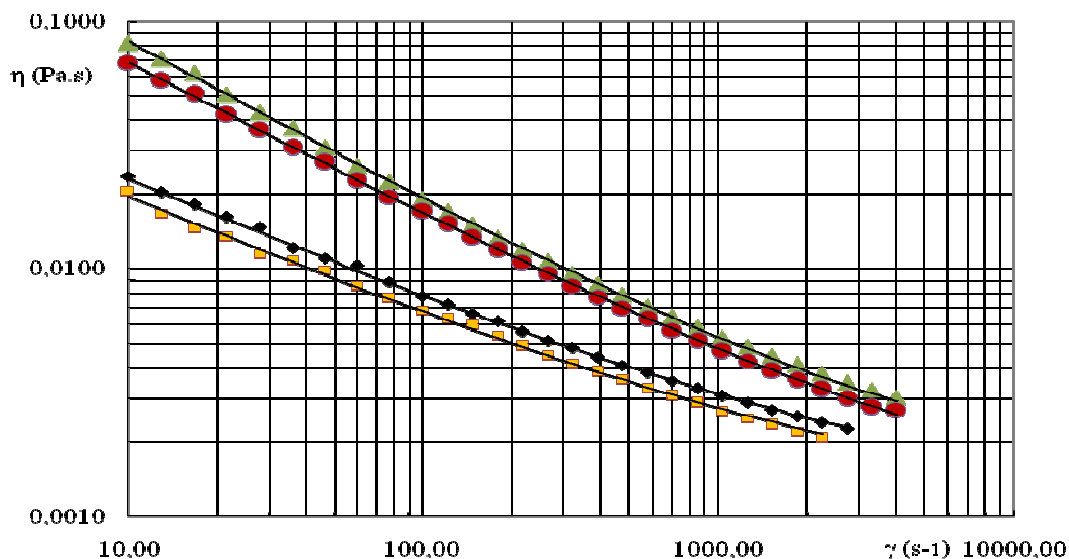
### **3.3- REOLOGIA DOS FLUIDOS**

#### **3.3.1- VISCOSIDADE DE CORTE (VISCOMÉTRICA)**

A caracterização reológica efectuou-se num reómetro electrónico da Physica, modelo de medida de duplos cilindros concêntricos apresentado no capítulo anterior em 2.2.1.

A figura (3.1) apresenta a viscosidade das soluções de 0,10% e 0,20% de goma de xantano em função da taxa de deformação e da temperatura, observando-se que a viscosidade aumenta com a concentração das soluções, diminui para taxas de deformação crescentes e com o aumento da temperatura para ambas as soluções. O aumento da temperatura de 25°C para 36°C provoca uma diminuição da viscosidade de cerca de 13% para as duas soluções de goma de xantano. Os dados experimentais mostram também um aumento da intensidade da pseudoplasticidade com a concentração do polímero.

Para as duas concentrações os valores são bem representados pelo modelo de Sisco. O modelo de Sisco está apto a prever a região da lei de potência e o segundo patamar Newtoniano para taxas de deformação elevadas como podemos observar nas figuras. O desvio médio entre os valores ajustados pelo modelo de Sisco e os valores experimentais, para a mesma taxa de deformação e temperatura, para as soluções de 0,10% e 0,20% de XG representadas na figura (2.2), não ultrapassaram 0,5%.



**Figura 3.1** - Viscosidade viscométrica das soluções de XG:  $\blacklozenge$ ,  $\square$  0,10% e  $\blacktriangle$ ,  $\circ$  0,20%, a 25°C e 36°C, respectivamente. Linhas a cheio representam ajustamento pelo modelo de Sisco.

Os valores apresentados na tabela (3.1) referem-se aos parâmetros do modelo de Sisco (equação 3.1), que foram ajustados com o método dos mínimos quadrados para os dados experimentais de todas as soluções aquosa de goma de xantano.

$$\eta = \eta_{ref} \left( \lambda_s \dot{\gamma} \right)^{(n-1)} + \eta_{\infty} \quad (3.1)$$

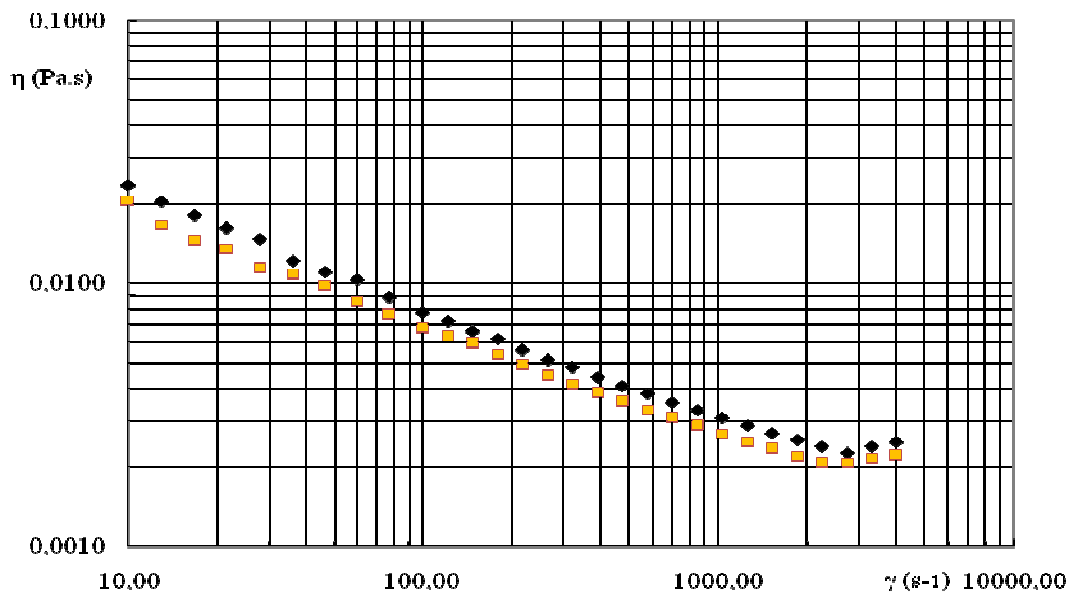
onde  $\eta_{ref}$ ,  $\eta_{\infty}$ ,  $\lambda_s$  e  $n$  são a viscosidade de referência, a viscosidade a taxas de deformação elevadas, uma constante de tempo que define o valor da taxa de deformação para a viscosidade de referência e o expoente da lei de potência, respectivamente.

**Tabela 3.1** - Parâmetros do modelo de Sisco para as soluções de goma de xantano.

Solução	$\eta_{ref}(\text{Pa.s})$	$\eta_{\infty}(\text{Pa.s})$	$\lambda_S(\text{s})$	$n$	$\dot{\gamma}(\text{s}^{-1})$
0,1% XG 25°C	0,0699	0,00104	0,9657	0,4896	$10^{-2.732}$
0,1% XG 36°C	0,0593	0,00098	0,9696	0,4962	$10^{-2.249}$
0,2% XG 25°C	0,3346	0,00132	0,8691	0,3455	$10^{-4.031}$
0,2% XG 36°C	0,2653	0,00100	0,8967	0,3730	$10^{-4.031}$

Como podemos ver na tabela (3.1) o expoente da lei de potência é maior para a solução de 0,10% XG, facto relacionado com a menor pseudoplasticidade da curva, e portanto maior aproximação à curva Newtoniana.

Na figura (3.2) pode-se observar que para a solução mais diluída, 0,10% XG, há um aumento da viscosidade provocado pelo movimento celular que se desenvolve no fluido contido entre os dois cilindros concêntricos quando a velocidade de rotação excede um valor crítico, fortemente dependente da razão dos raios, sendo potenciado com o aumento da temperatura.



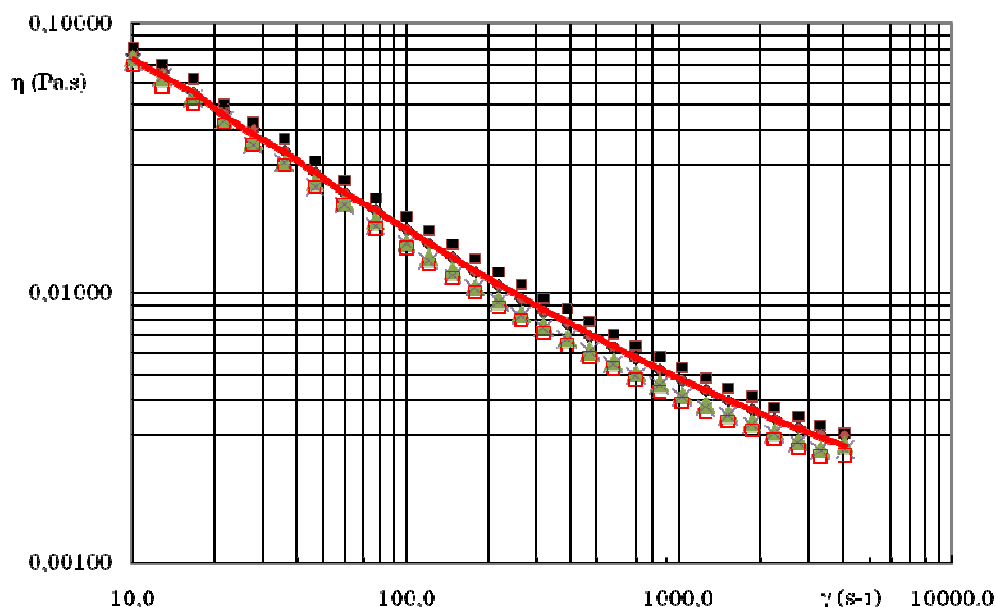
**Figura 3.2** - Aumento da viscosidade provocado pelo movimento secundário celular para a solução de 0,10% XG a  $\blacklozenge$  25°C e  $\square$  36°C, para altas taxas de deformação, designada instabilidade de Taylor.

Este fenómeno é o aparecimento de vórtices de Taylor, a quem se deve a descoberta e os primeiros estudos teóricos e experimentais em 1923, e obviamente que estas leituras não têm significado reológico. Para sistemas de medida com pequenos espaços anulares  $(r_o - r_i) \ll r_o$ , o valor crítico para o aparecimento de instabilidades é dado pelo número de Taylor (equação 3.2):

$$Ta = r_i (r_o - r_i)^3 \omega^2 / \nu^2 \cong 1.700 \tag{3.2}$$

onde  $r_i$  e  $r_o$  são o raio exterior do cilindro interior e o raio interior do cilindro exterior do reómetro,  $\omega$  a velocidade angular e  $\nu$  a viscosidade cinemática do fluido. Ora, para a solução de 0,10% XG o número de Taylor é cerca de 3.000 para taxas de deformação de 2.400 s<sup>-1</sup> e por isso o aparente aumento de viscosidade é explicado por este fenómeno.

A figura (3.3) mostra que a degradação da solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C com o escoamento é muito acelerada. Os resultados dos ensaios apresentam uma diminuição da viscosidade viscométrica de 9,4%, 18,3%, 20,0% e 22,9%, para tempos de escoamento de 12, 24, 36 e 47 horas, respectivamente.



**Figura 3.3** - Variação da viscosidade viscométrica da solução de 0,20% XG a 25 °C com o tempo de escoamento: ■ 0 horas, ◆ 12 horas, ▲ 24 horas, × 36 horas e □ 47 horas de escoamento.

### 3.4 - CONCLUSÕES

Efectuou-se uma investigação detalhada do comportamento reológico de vários fluidos não-Newtonianos nomeadamente e 0,10 e 0,20% em peso de goma de xantano (peso molecular  $2 \times 10^6$  kg/kmol).

Na caracterização reológica das soluções de goma de xantano, observa-se que a viscosidade aumenta com a concentração das soluções, diminui para taxas de deformação crescentes e com o aumento da temperatura para ambas as soluções. Os dados experimentais mostram também um aumento da intensidade da pseudoplasticidade com a concentração do polímero.

Para as duas concentrações os valores são bem representados pelo modelo de Sisco.

A degradação da solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C com o escoamento é muito acelerada. Os resultados dos ensaios apresentam uma diminuição da viscosidade viscométrica de 9,4%, 18,3%, 20,0% e 22,9%, para tempos de escoamento de 12, 24, 36 e 47 horas, respectivamente.

**CAPÍTULO 4 : CARACTERÍSTICAS INTEGRAIS DO  
ESCOAMENTO**

---



#### 4.1- INTRODUÇÃO

Este capítulo descreve e discute os resultados das medições da variação de pressão em função do caudal para escoamentos de fluidos Newtonianos e não-Newtonianos viscoelásticos na tubagem interior do permutador de tubos duplos.

Desta forma, é feita aqui uma avaliação preliminar da capacidade da redução de arrasto, tendo em vista a investigação da transferência de calor.

O capítulo começa por explicar a necessidade destes ensaios, seguindo-se a apresentação e discussão dos resultados experimentais e terminando com um resumo das principais conclusões.

#### 4.2- CONSIDERAÇÕES GERAIS

Algumas das características reológicas dos fluidos utilizados neste trabalho foram já apresentadas no capítulo anterior. Actualmente, ainda não é possível prever o comportamento hidrodinâmico de um fluido viscoelástico num escoamento turbulento em conduta com base exclusivamente em dados reológicos convencionais, nomeadamente a viscosidade de corte, módulos de viscosidade, elasticidade ou de relaxação. Para compensar esse constrangimento quando investigando outros escoamentos turbulentos, Pereira e Pinho (1994) sugeriram a necessidade de se efectuarem medições da variação de pressão em função do caudal para o escoamento turbulento em condutas de secção circular, de modo a complementar o estudo das propriedades reológicas dos fluidos não-Newtonianos.

De acordo com algumas teorias, a elasticidade do tipo elongacional de fluidos não-Newtonianos estará relacionada com a redução do coeficiente de fricção em escoamento turbulento de soluções diluídas de polímeros. Hinch (1977), Tabor *et al* (1989) e Kostic (1994) entre outros, argumentam que isso pode estar relacionado com uma forte resistência à deformação elongacional das moléculas e seus efeitos sobre a viscosidade extensional dos fluidos. Assim, a viscosidade viscométrica deveria ser mais elevada que na ausência de tal deformação elongacional. Periodicamente, o argumento do aumento da viscosidade elongacional é combinado (ou substituído) com argumentos baseados na anisotropia da viscosidade (ver Hoyt 1972 e Myska 1998). Estas tentativas de teoria foram reforçadas com os trabalhos de Den Toonder *et al* (1995) e Orlandi (1995), os quais efectuaram simulações numéricas directas com fluidos não-Newtonianos possuindo uma viscosidade espessante progressiva na direcção normal

(strain-thickening) e que permitiram prever alguma redução do arrasto e a tendência correcta da evolução das tensões de Reynolds.

O comportamento hidrodinâmico de fluidos não-Newtonianos viscoelásticos em escoamento turbulento em condutas é bastante diferente do de fluidos Newtonianos. Com a maior parte dos fluidos não-Newtonianos o coeficiente de atrito é substancialmente inferior ao dos fluidos Newtonianos ou de fluidos não-Newtonianos puramente viscosos, e este efeito de redução do arrasto normalmente aumenta com o caudal, com o peso molecular e a concentração do polímero. Entretanto, o diâmetro da conduta, o grau de degradação do polímero e a constituição química do solvente são também parâmetros importantes na determinação da intensidade da redução do arrasto. Deverá ser observado que a extensão da redução do arrasto é limitada por uma assíntota independente da concentração, do estado de degradação do polímero e da constituição molecular do solvente e depende apenas do número de Reynolds, (Hartnett, 1992), mas só é adequada para algumas soluções de polímeros. De notar que estas assíntotas não são de facto curvas limite, mas representam envolventes das reduções de arrasto máxima, pelo que pode haver fluidos em que a redução de arrasto é mais elevada do que a prevista pela assíntota.

### 4.3- CARACTERÍSTICAS PRINCIPAIS DO ESCOAMENTO

As características principais dos escoamentos investigados são apresentadas nas tabelas (A.1) e (A2) do apêndice (A) as quais identificam para cada fluido o valor da variação de pressão, a viscosidade na parede, a velocidade média do escoamento, o número de Reynolds e a intensidade de redução de arrasto. O número de Reynolds foi calculado com a velocidade média do escoamento e a viscosidade na parede foi determinada a partir dos dados viscométricos correspondentes à tensão de corte na parede, que é proporcional ao valor medido para o gradiente de pressão. A redução de arrasto total é calculada como

$$Dr = (f_N - f) / f_N \times 100 \quad (4.1)$$

onde  $f$  e  $f_N$  representam respectivamente os coeficientes de atrito de Darcy da solução e do solvente Newtoniano a igual número de Reynolds. Para o cálculo do coeficiente do solvente puro foi usada a equação (4.2) obtida por Geiringer (1963). Esta equação foi escolhida porque é adequada ao tipo de conduta utilizada nesta instalação e

apresenta uma baixa incerteza de acordo com Geiringer (1963), é esperada uma incerteza de 5%.

$$f_N = 4 \times (0,0014 + 0,125 \text{Re}_w^{-0,32}) \quad (4.2)$$

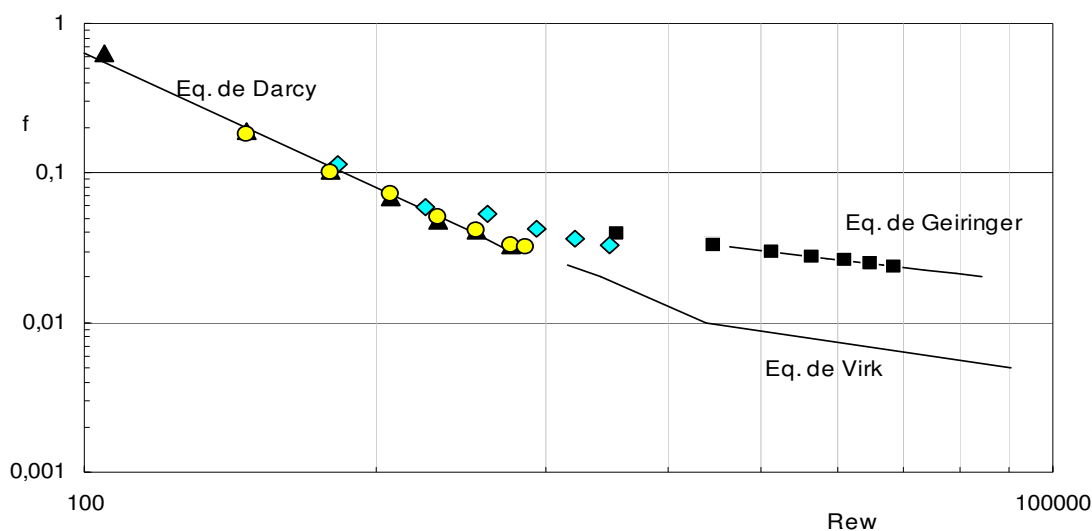
$$f = 2\Delta p \cdot d / \rho \cdot l \cdot \bar{U}^2 \quad (4.3)$$

Na definição do coeficiente de atrito (equação 4.3)  $\Delta p$ ,  $d$ ,  $\rho$ ,  $l$  e  $\bar{U}$  representam a variação de pressão, o diâmetro da conduta, a massa específica da solução, a distância entre as duas tomadas de pressão e a velocidade média do escoamento, respectivamente.

A correlação experimental proposta por Virk et al (1970) continua a ser ainda uma referência muito importante no estudo da redução do arrasto em escoamentos em condutas de secção circular em regime turbulento, e vem expressa do seguinte modo:

$$f^{-0.5} = 19,0 \times \log_{10}(\text{Re} \times f^{0.5}) - 32.4 \quad (4.4)$$

As tabelas (A.1) e (A2) mostram ainda um aumento da viscosidade efectiva com a concentração do polímero aditivo, de tal modo que, embora sejam encontradas velocidades médias do escoamento de cerca de 1m/s para todos os fluidos, o número de Reynolds máximo diminui de 32.200 com a água para 4240 e 2100 com as soluções de 0,10% e 0,25% de goma de xantano. Verifica-se também que o aumento da temperatura faz diminuir ligeiramente a redução do arrasto. Os resultados dessas tabelas são aqui apresentados de forma mais compacta na figura 4.1 do coeficiente de atrito em função do número de Reynolds.



**Figura 4.1-** Factor de fricção de Darcy em função do número de Reynolds calculado com a viscosidade na parede para as soluções de XG:  $\diamond$  0,10%(25°C);  $\blacktriangle$  0,20%(25°C),  $\circ$  0,20%(36°C) e  $\blacksquare$  Água a 25°C.

A figura (4.1) mostra a evolução do coeficiente de atrito de Darcy com o número de Reynolds da parede, para a água e para as soluções aquosas de goma de xantano em concentrações de 0,10 e 0,20% em peso. Os resultados para escoamento turbulento Newtoniano estão consistentes com a literatura e confirmam que o escoamento está plenamente desenvolvido para elevados números de Reynolds. Reduções de arrasto máximas de 18 a 33% foram medidas em relação às soluções de 0,10 e 0,20% de goma de xantano. Existe uma tendência de aumento da redução de arrasto com a concentração do polímero.

A figura (4.1) sugere que para as soluções de 0,20% de goma de xantano o início da redução de arrasto tem lugar em condições de regime laminar ou de que a transição está sendo atrasada em comparação com a lei Newtoniana.

Os valores de  $f$  para as soluções de goma de xantano correspondem em boa parte aos regimes laminar e de transição, dificilmente se conseguem atingir valores no regime turbulento dado a baixa potência da bomba utilizada.

Reduções de arrasto máximas de 40 a 62% foram medidas, por Pereira (2000), em relação a fluidos Newtonianos a número de Reynolds constante para as mesmas soluções de goma de xantano. Para concentrações de 0,20 e 0,25% dessas soluções, a redução de arrasto medida alcançou a assíntota de Virk e em alguns casos ela é excedida.

#### **4.4 -CONCLUSÕES**

Efectuou-se uma investigação detalhada do comportamento das soluções aquosas de 0,10 e 0,20% goma de xantano num escoamento turbulento em conduta de secção circular constante. Os resultados foram consistentes com os dados da literatura para fluidos semelhantes e revelaram a ocorrência de redução de arrasto além de terem fornecido uma explicação simples para os efeitos da concentração e do peso molecular. Os resultados mostram uma redução de arrasto total de 18 para 33%.

## **CAPÍTULO 5 : TRANSFERÊNCIA DE CALOR**

---



## 5.1- INTRODUÇÃO

Este capítulo descreve e discute os resultados das medições da transferência de calor em função do caudal e da temperatura do fluido quente para escoamentos de fluidos Newtonianos e não-Newtonianos viscoelásticos num permutador de tubos concêntricos.

Desta forma, é feita aqui uma avaliação da relação entre a capacidade da redução de arrasto, da degradação molecular do polímero e da redução da transferência de calor.

A secção seguinte apresenta as equações a utilizar na transferência de calor em função do tipo de escoamento, do comprimento de entrada térmico e das condições fronteira de fluxo de calor, seguida dos resultados experimentais e sua discussão, terminando com um resumo das principais conclusões.

## 5.2- CONSIDERAÇÕES TEÓRICAS

A transferência de calor vai efectuar-se num permutador de calor de tubos concêntricos entre fluidos não-Newtonianos aquecidos constituídos por soluções aquosas viscoelásticas de 0,10 e 0,20% de goma de xantano, que escoarão no interior da conduta de secção circular, e um fluido frio Newtoniano constituído por água da rede da região do Porto, que fluirá no exterior da conduta. O comportamento da transferência de calor de fluidos não-Newtonianos viscoelásticos em escoamento em condutas é bastante diferente do de fluidos Newtonianos. Devido à elasticidade dos fluidos viscoelásticos que provoca uma redução da quantidade de movimento, é de esperar também uma redução de transferência de calor para esses fluidos em relação aos fluidos Newtonianos. Esse diferente comportamento levou diversos investigadores a procurarem desenvolver novas correlações que melhor traduzissem o comportamento térmico dos fluidos não-Newtonianos viscoelástico em condutas de secção circular.

As equações utilizadas neste estudo serão de acordo com o tipo de fluidos utilizados, dos seus regimes de escoamento e das suas condições de entrada hidrodinâmica e térmica.

A equação de conservação de energia permite escrever que o calor trocado (permutado ou transferido) é no caso de apenas estarem envolvidos calores sensíveis a seguinte:

$$\dot{Q}_q = \dot{m}_q C_{p_q} (T_e - T_s) = \dot{m}_f C_{p_f} (T_s - T_e) \quad (5.1)$$

em que o calor cedido pelo fluido quente é igual ao calor recebido pelo fluido frio.

O problema do dimensionamento térmico de um permutador envolve a determinação da área da superfície de transferência (A) que torne possível a troca de calor ( $\dot{Q}$ ) para uma diferença de temperatura média ( $\Delta T_{lm}$ ), de acordo com a equação de projecto:

$$\dot{Q} = A U \Delta T_{lm} \quad (5.2)$$

onde U é o coeficiente global de transferência de calor e A será a área exterior do tubo interior, isto é  $A = A_e$ .

Para fluxo paralelo ou contracorrente:

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \quad (5.3)$$

O inverso da condutância térmica ( $A_e U$ ) é a resistência térmica, composta por várias componentes:

$$\frac{1}{A_e U} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{x_w}{k_w A_w} + \frac{1}{h_e A_e} + \frac{1}{h_{id} A_i} + \frac{1}{h_{ed} A_e} \quad (5.4)$$

em que  $\frac{1}{h_i A_i}$ ,  $\frac{x_w}{k_w A_w}$  e  $\frac{1}{h_e A_e}$  são as resistências térmicas no interior, na parede e

no exterior da conduta, respectivamente. Durante o funcionamento normal de um permutador as superfícies de separação ficam sujeitas a depósitos, com origem nas impurezas dos fluidos, que aumentam a resistência à permuta de calor entre os fluidos. A espessura dos depósitos aumenta (e na mesma proporção, a resistência térmica que provocam) com o tempo de utilização, entre limpezas consecutivas. Este efeito, é considerado através da introdução de resistências médias adicionadas no lado do fluido

quente ( $\frac{1}{h_{id}A_i}$ ), e no lado do fluido frio ( $\frac{1}{h_{ed}A_e}$ ). No nosso estudo vamos desprezar essas resistências em relação às outras três resistências que consideramos mais importantes, pois os tubos são frequentemente limpos, e são normalmente utilizados com água da rede.

Neste estudo realizaram-se várias experiências em que foram variadas a temperatura do fluido quente entre 25 e 40°C, os caudais mássicos do fluido frio desde 0,2417 a 0,5963 kg/s e dos fluidos quentes desde 0,2471 e 0,6273 kg/s, tendo-se obtido escoamentos cujos regimes variaram desde laminar até turbulento.

Pretende-se generalizar os resultados da transferência de calor dessas experiências chegando a uma equação empírica que represente todos os valores obtidos. Em escoamentos no interior de tubos lisos em diferentes condições de temperatura, os resultados da transferência de calor serão dependentes dos números adimensionais de Reynolds e de Prandtl. A experiência tem vindo a demonstrar que é possível uma relação destes números para fluidos Newtonianos, segundo a correlação de Dittus-Boelter:

$$Nu = C.Re^a . Pr^b \quad (5.5)$$

onde **C**, **a** e **b** são constantes a serem determinadas a partir dos resultados experimentais.

No caso dos fluidos não-Newtonianos como vimos no capítulo anterior, os escoamentos das soluções de 0,10% e 0,20% de goma de xantano apresentam números de Reynolds máximos de 4240 e 2100, respectivamente. A figura (4.1) sugere como vimos, que para a solução de 0,20% de goma de xantano o escoamento tem lugar em condições de regimes laminar e de transição, e que para a solução de 0,10% o escoamento chega a alcançar o regime turbulento. Nestas condições a determinação do número de Nusselt estaria sujeita à utilização de várias equações de acordo com os diversos regimes de escoamento e comprimentos de entrada hidrodinâmicos e térmicos.

Assim, segundo Cho e Hartnett (1985) para fluidos não-Newtonianos, o número de Nusselt para fluxo de calor constante na região de escoamento laminar desenvolvido é:

$$Nu_{\infty} = \frac{8(5n+1)(3n+1)}{31n^2+12n+1} \quad (5.6)$$

A equação (5.6) é aplicável para regime de escoamento laminar de fluidos não-Newtonianos viscoelásticos com fluxo de calor constante na parede além da região do comprimento de entrada térmico ( $x/d$ ). A utilização desta equação é limitada para os seguintes valores de  $x/d$ :

$$\frac{x}{d} > 0,04 \text{ Re Pr} \quad (5.7)$$

Existem estudos de transferência de calor em regime turbulento para fluidos puramente viscosos como o de Yoo (1974), que desenvolveu uma correlação empírica para prever a transferência de calor em regime turbulento, mas para fluidos viscoelásticos não existem correlações para prever o número de Nusselt.

Deste modo, entendemos que devido aos vários regimes de escoamento e condições de entrada que verificamos no trabalho, deveríamos utilizar uma equação que se pudesse aplicar a todas essas condições. Assim, podemos obter o coeficiente de convecção de transferência de calor  $h$ , usando a seguinte expressão:

$$h = \frac{q_f}{t_w - t_m} \quad (5.8)$$

em que  $q_f$  é o fluxo de calor fornecido pelo fluido,  $t_w$  é a temperatura na parede e  $t_m$  é a temperatura média do fluido.

### 5.3- RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Neste trabalho foram medidas as temperaturas médias dos escoamentos à entrada e à saída do permutador. Para podermos utilizar a equação (5.8) necessitamos de conhecer a temperatura na parede do tubo interior  $t_{wi}$ , e para isso, utilizamos um modelo numérico no qual introduzimos os valores experimentais das temperaturas, as propriedades dos fluidos e os caudais obtidos em cada ensaio. Dessa forma conseguimos estimar a temperatura interna e externa da parede do tubo onde circula o fluido não-Newtoniano.

**Tabela 5.1** - Valores das temperaturas média do escoamento do fluido quente, da parede interior e exterior do tubo, do calor transferido e do número de Reynolds dos fluidos quente e frio.

Solução	$T_m(^{\circ}C)$	$T_{wi}(^{\circ}C)$	$T_{we}(^{\circ}C)$	$qf (W)$	$Re_w$	$Re$
0,1% XG 25°C	24,8	20,8	20,7	804	1580	9721
"	24,8	20	19,8	1112	1580	16675
"	24,7	19,5	19,3	1291	1580	24316
"	24,7	22,4	22,1	1017	3359	9654
"	24,8	21,7	21,4	1375	3359	16647
"	24,7	21,8	20,8	1417	3359	24219
"	24,8	23	22,7	1125	5538	9600
"	24,8	22,3	21,9	1621	5538	16603
"	24,7	21,8	21,3	1732	5538	24190
0,10% XG 36°C	35,5	25	24,6	1675	1846	4704
"	35,4	23,1	22,6	2273	1846	8070
"	35,3	23,1	22,6	2604	1846	11764
"	35,5	29,8	28,8	1799	3892	4706
"	35,5	27,7	26,8	2948	3892	8114
"	35,4	27,8	26,6	3430	3892	11778
"	35,5	29,9	29,2	2527	6381	4806
"	35,4	29,4	28,4	3351	6381	8210
"	35,3	28,2	27	3855	6381	11893
0,20% XG 25°C	24,2	19,3	19,2	480	457	9880
"	24,2	19,6	19,3	543	457	17047
"	24,3	19,2	19	552	457	24863
"	24,9	21,4	20,7	586	953	9848
"	24,8	20,1	19,8	1051	953	17011
"	24,9	19,6	19,4	1162	953	24842

"	24,9	21,1	20,9	922	1494	9851
"	24,9	20,4	19,8	1158	1494	17073
"	24,7	19,8	19,5	1267	1494	24828
0,20% XG 36°C	38,4	26,8	26,3	1243	497	9687
"	38,2	24,8	24,2	1692	497	16710
"	38,2	23,6	23	1784	497	23607
"	39,2	28	27,5	1529	1123	9668
"	39,1	25,8	25,2	1955	1123	16677
"	39,1	24,7	23,9	2073	1123	23663
"	39,5	28,9	28,3	1841	1963	9706
"	39,4	26,7	26	2136	1963	16811
"	39,2	25,3	24,5	2601	1963	23731

**Tabela 5.2** - Valores das temperaturas média do escoamento do fluido quente, da parede interior e exterior do tubo, do calor transferido e do número de Reynolds, para a água.

Solução	$T_m(^{\circ}C)$	$T_{wi}(^{\circ}C)$	$\bar{T}_{we}(^{\circ}C)$	$qf(W)$	$Re_w$	$Re$
Água 25°C	24,2	21	15,6	2177	12426	8488
"	23,8	20,1	14,2	3002	12319	14087
"	23,4	19,3	13	3586	12210	19485
"	24,1	21,6	14,9	2441	21694	8010
"	24	21,1	14	3386	21615	13744
"	23,7	20,6	13,5	4142	21490	19404
"	24,3	22,3	15,2	2684	31114	8091
"	24,2	21,9	14,1	3802	31014	13830
"	24	21,5	13,5	4754	30891	19472
Água 38°C	37,2	30,2	17,3	4605	15822	8415
"	36,7	29	15,6	6004	15717	14307
"	36,3	28,2	14,7	7016	15614	20033
"	39	33,8	18,2	5291	28382	8430
"	38,2	32,3	16,2	7049	28057	14318
"	37,9	31,7	15,2	8735	27949	20202
"	38,8	34,7	18,5	5815	40435	8509
"	38,5	33,8	16,4	8366	40260	14586
"	38,5	33,43	15,5	10137	40277	20415

Através da tabela (5.1) verificamos que a temperatura do fluido quente é importante para a transferência de calor, já que quanto maior for o gradiente de temperaturas entre o fluido quente e o fluido frio, maior será a velocidade dessa transferência. Assim, para a solução de 0,10 % de goma de xantano, verifica-se um aumento da potência térmica transferida de 804 para 1732 W e de 1675 para 3855 W, quando a temperatura aumenta de 25 °C para 36 °C, respectivamente. Apesar de este comportamento também se verificar para a solução de 0,20 % de goma de xantano, verificamos que o calor transferido por esta solução é inferior em cerca de 32,5 a 40 % do calor transferido pela solução de 0,10 % de goma de xantano, isto é, verifica-se uma redução da transferência de calor com a concentração do polímero, conforme resultados da literatura.

No caso da água (tabela 5.2) verifica-se também um aumento do calor transferido de 2177 para 4754 W e de 4605 para 10137 W, quando a temperatura aumenta de 25 °C para 38 °C, respectivamente. Estes resultados da transferência de calor mostram que a água como fluido Newtoniano que é, apresenta valores de calor transferido muito superiores, em cerca de 170%, aos da solução de 0,1 % de goma de xantano, isto é, os fluidos não-Newtonianos viscoelásticos utilizados neste projecto diminuem a transferência de calor em permutadores de tubos concêntricos.

Do mesmo modo, para ambas as temperaturas do fluido quente o calor transferido entre os fluidos aumenta com os caudais do fluido quente e do fluido frio. O número de Reynolds aumenta com a temperatura, devido à diminuição da viscosidade dos fluidos Newtoniano e não Newtoniano como vimos no capítulo 3. Assim, no caso da água e das soluções de 0,10% e 0,20% de goma de xantano o número de Reynolds aumenta de cerca de 31000 para cerca 40200, de cerca de 5540 para cerca de 6380 e de cerca de 1490 para cerca de 1960, respectivamente, para os caudais máximos.

O conhecimento da temperatura da parede interior do tubo permite calcular o coeficiente de convecção forçada  $h_i$  utilizando a equação (5.8), e então o número de Nusselt, que juntamente com os números de Reynolds e Prandtl permitem calcular o factor de correlação empírico de Colbourn ( $j_H = Nu / (Re.Pr^{1/3})$ ), utilizado no estudo da transferência de calor em condutas.

Como vimos anteriormente, a redução de arrasto mínima para a quantidade de movimento é dada pela assíntota de Virk, e no caso da redução de transferência de calor mínima, Cho and Hartnett (1985) apresentam a seguinte assíntota para regime turbulento:



A figura (5.1) apresenta o factor de transferência de calor  $j_H$  para as soluções de 0,10 e 0,20% de goma de xantano em função do número de Reynolds calculado com a taxa de deformação na parede obtidos neste trabalho. Para o mesmo caudal do fluido quente verifica-se uma diminuição do factor de transferência de calor com o aumento do caudal do fluido frio. Quando o caudal do fluido quente aumenta verifica-se também uma diminuição do factor  $j_H$ , isto é, se quisermos que a transferência de calor do fluido quente aumente para ambas as concentrações de goma de xantano, devemos trabalhar com os caudais mínimos das duas correntes.

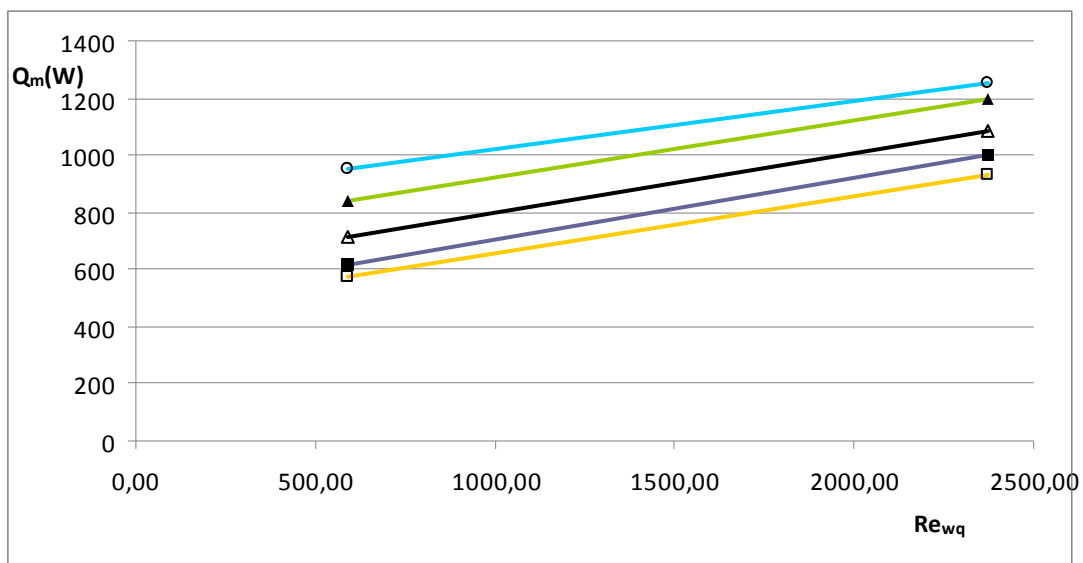
Como era de esperar, o aumento da concentração de 0,10 para 0,20% de goma de xantano faz diminuir o factor de transferência de calor quando nos aproximamos do regime turbulento, da mesma forma que na redução do arrasto calculada no capítulo anterior.

Podemos observar também, a influência do tempo de escoamento no coeficiente de transferência de calor, quando comparamos a solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C, verificamos uma diminuição máxima de cerca de 70 % do coeficiente de transferência de calor ao fim de 47 horas.

Finalmente, o que a figura (5.1) nos apresenta, é uma diminuição do factor de transferência de calor com o aumento da temperatura do fluido quente, para ambas as concentrações de goma de xantano. Assim, para as soluções de 0,10 e 0,20% de goma de xantano essa diminuição variou entre 38 e 15% e entre 34 e 3%, respectivamente.

#### **5.4 - AUMENTO DO CALOR TRANSFERIDO COM O TEMPO DE ESCOAMENTO**

Durante este trabalho efectuaram-se medições da transferência de calor ao longo do tempo de escoamento, para a solução de 0,20% de goma de xantano, à temperatura de 25 °C. Os resultados experimentais obtidos e representados na figura (5.2), mostram que quando as moléculas do polímero se degradam durante 47 horas de escoamento, com uma diminuição da viscosidade de cerca de 23%, a transferência de calor entre o fluido quente e o fluido frio aumenta cerca de 50%. Isto é, os fluidos não Newtonianos viscoelásticos à medida que se vão degradando durante o seu escoamento vão-se aproximando dos fluidos Newtonianos no que concerne à transferência de calor.



**Figura 5.2** - Aumento da quantidade de calor com o tempo de escoamento a 25 °C em função do número de Reynolds calculado com a viscosidade na parede para a solução de 0,20% XG: □ 0 horas; ■ 12 horas; △ 24 horas, ▲ 36 horas e ○ 47 horas.

Pensamos que este aumento da degradação do polímero não se deve unicamente à bomba centrífuga utilizada neste trabalho mas também ao aquecimento do fluido quente efectuado com as três resistências eléctricas utilizadas. Na tese de doutoramento do orientador deste mestrado foi utilizada uma bomba centrífuga de 1700 W de potência, tendo sido reportado para a solução de 0,20% de goma de xantano uma diminuição de viscosidade de 10% em 50 horas de escoamento a 25°C, enquanto no presente trabalho para a mesma solução e concentração de goma de xantano foi utilizada uma bomba centrífuga de 250 W de potência, tendo-se verificado uma diminuição de viscosidade de 10 % ao fim de 10 horas de escoamento.

## 5.5 - CONCLUSÕES

Medições da velocidade média e das temperaturas médias foram efectuadas com rotâmetros e termopares para um fluido Newtoniano e duas soluções de goma de xantano, à entrada e à saída do permutador, a números de Reynolds entre 457 e 40435.

Verificamos que a temperatura do fluido quente é importante para a transferência de calor, já que quanto maior for o gradiente de temperaturas entre o fluido quente e o fluido frio, maior será a velocidade dessa transferência. Assim, para a solução de 0,10 % de goma de xantano, verifica-se um aumento do calor transferido de 804 para 1732 W e de 1675 para 3855 W, quando a temperatura aumenta de 25 °C para 36 °C, respectivamente.

Apesar de este comportamento também se verificar para a solução de 0,20 % de goma de xantano, verificamos que o calor transferido por esta solução é inferior em cerca de 32,5 a 40 % do calor transferido pela solução de 0,10 % de goma de xantano, isto é, verifica-se uma redução da transferência de calor com a concentração do polímero, conforme resultados da literatura.

Os resultados da transferência de calor mostram que a água como fluido Newtoniano que é, apresenta valores de calor transferido muito superiores, em cerca de 170%, aos da solução de 0,1 % de goma de xantano, isto é, os fluidos não-Newtonianos viscoelásticos utilizados neste projecto diminuem a transferência de calor em permutadores de tubos concêntricos.

O factor de correlação empírico de Colbourn ( $j_H$ ), utilizado no estudo da transferência de calor em condutas neste trabalho apresenta valores de acordo com a relação de Cho and Hartnett (1985):  $j_H < \frac{f}{2}$

Quando o caudal do fluido quente (goma de xantano) aumenta verifica-se também uma diminuição do factor  $j_H$ , isto é, se quisermos que a transferência de calor do fluido quente aumente para ambas as concentrações de goma de xantano, devemos trabalhar com os caudais mínimos das duas correntes.

Como era de esperar, o aumento da concentração de 0,10 para 0,20% de goma de xantano faz diminuir o factor de transferência de calor quando nos aproximamos do regime turbulento, da mesma forma que na redução do arrasto calculada no capítulo anterior.

A influência do tempo de escoamento no coeficiente de transferência de calor, quando comparamos a solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C, verificamos uma

diminuição máxima de cerca de 70 % do coeficiente de transferência de calor ao fim de 47 horas.

Finalmente, o que a figura (5.1) nos apresenta, é uma diminuição do factor de transferência de calor com o aumento da temperatura do fluido quente, para ambas as concentrações de goma de xantano. Assim, para as soluções de 0,10 e 0,20% de goma de xantano essa diminuição variou entre 38 e 15% e entre 34 e 3%, respectivamente.

Os fluidos não Newtonianos viscoelásticos à medida que se vão degradando durante o seu escoamento vão-se aproximando dos fluidos Newtonianos no que concerne à transferência de calor.

## CAPÍTULO 6 : FECHO



## 6.1- INTRODUÇÃO

Neste capítulo final apresentam-se as principais conclusões desta tese e fazem-se sugestões para trabalho futuro.

## 6.2 - CONCLUSÕES

A revisão bibliográfica mostrou ser insuficiente na informação detalhada sobre o comportamento térmico de escoamentos em condutas com fluidos não-Newtonianos pseudoplásticos de baixa elasticidade, em regime turbulento, e sua relação com a reologia dos fluidos. A extensão da investigação de escoamentos em condutas a outros fluidos e diferentes condições de entrada é também julgada necessária para aumentar a nossa compreensão dos fenómenos físicos. Em particular, a pesquisa deve ser alargada a vários tipos de fluidos, tais como a fluidos viscoplásticos e a fluidos pseudoplásticos exibindo efeitos elásticos em escoamentos de corte e elevados níveis de redução de arrasto em escoamentos turbulentos em condutas. De salientar um maior conhecimento da degradação dos fluidos em função do tempo de escoamento, efeito da concentração e tipo do polímero, caudal volumétrico e diâmetro da conduta no comprimento de entrada térmico e redução da transferência de calor.

Daí o ter surgido esta tese que investigou o comportamento de fluidos pseudoplásticos de baixa elasticidade em permutadores de tubos concêntricos.

De seguida enumeram-se as fases mais marcantes do trabalho bem como as suas principais conclusões:

- Após a apresentação da instalação experimental, dos equipamentos, e descritas as técnicas de medida utilizadas, foram estimadas as incertezas das medições.

O reómetro da Physica, utilizado na caracterização reológica dos fluidos, apresenta uma incerteza média da viscosidade entre as mais altas taxas de deformação e as mais baixas taxas de deformação de 2,36%.

O transdutor diferencial de pressão utilizado nas medições dos coeficientes da pressão apresentaram uma incerteza total que variou entre 4,75 e 2,4%, respectivamente para a mais baixa e mais elevada variação de pressão.

Os termopares usados nas medições da temperatura foi descrito e as incertezas totais na medição da temperatura, com um grau de confiança de 95%, foram inferiores a 0,41 e 1,61% para baixas e altas temperaturas.

- Efectuou-se uma investigação detalhada do comportamento reológico de vários fluidos não-Newtonianos nomeadamente e 0,10 e 0,20% em peso de goma de xantano (peso molecular  $2 \times 10^6$  kg/kmol).

Na caracterização reológica das soluções de goma de xantano, observa-se que a viscosidade aumenta com a concentração das soluções, diminui para taxas de deformação crescentes e com o aumento da temperatura para ambas as soluções. Os dados experimentais mostram também um aumento da intensidade da pseudoplasticidade com a concentração do polímero.

Para as duas concentrações os valores são bem representados pelo modelo de Sisco.

A degradação da solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C com o escoamento é muito acelerada. Os resultados dos ensaios apresentam uma diminuição da viscosidade viscométrica de 9,4%, 18,3%, 20,0% e 22,9%, para tempos de escoamento de 12, 24, 36 e 47 horas, respectivamente.

- Efectuou-se uma investigação detalhada do comportamento das soluções aquosas de 0,10 e 0,20% goma de xantano num escoamento turbulento em conduta de secção circular constante. Os resultados foram consistentes com os dados da literatura para fluidos semelhantes e revelaram a ocorrência de redução de arrasto além de terem fornecido uma explicação simples para os efeitos da concentração e do peso molecular. Os resultados mostram uma redução de arrasto total de 18 para 33%.

- Medições da velocidade média e das temperaturas médias foram efectuadas com rotâmetros e termopares para um fluido Newtoniano e duas soluções de goma de xantano, à entrada e à saída do permutador, a números de Reynolds entre 457 e 40435.

Verificamos que a temperatura do fluido quente é importante para a transferência de calor, já que quanto maior for o gradiente de temperaturas entre o fluido quente e o fluido frio, maior será a velocidade dessa transferência. Assim, para a solução de 0,10 % de goma de xantano, verifica-se um aumento do calor transferido de 804 para 1732 W e

de 1675 para 3855 W, quando a temperatura aumenta de 25 °C para 36 °C, respectivamente.

Apesar de este comportamento também se verificar para a solução de 0,20 % de goma de xantano, verificamos que o calor transferido por esta solução é inferior em cerca de 32,5 a 40 % do calor transferido pela solução de 0,10 % de goma de xantano, isto é, verifica-se uma redução da transferência de calor com a concentração do polímero, conforme resultados da literatura.

Os resultados da transferência de calor mostram que a água como fluido Newtoniano que é, apresenta valores de calor transferido muito superiores, em cerca de 170%, aos da solução de 0,1 % de goma de xantano, isto é, os fluidos não-Newtonianos viscoelásticos utilizados neste projecto diminuem a transferência de calor em permutadores de tubos concêntricos.

O factor de correlação empírico de Colbourn ( $j_H$ ), utilizado no estudo da transferência de calor em condutas neste trabalho apresenta valores de acordo com a relação de Cho and Hartnett (1985):  $j_H < \frac{f}{2}$

Quando o caudal do fluido quente (goma de xantano) aumenta verifica-se também uma diminuição do factor  $j_H$ , isto é, se quisermos que a transferência de calor do fluido quente aumente para ambas as concentrações de goma de xantano, devemos trabalhar com os caudais mínimos das duas correntes.

Como era de esperar, o aumento da concentração de 0,10 para 0,20% de goma de xantano faz diminuir o factor de transferência de calor quando nos aproximamos do regime turbulento, da mesma forma que na redução do arrasto calculada no capítulo anterior.

A influência do tempo de escoamento no coeficiente de transferência de calor, quando comparamos a solução de 0,20% de goma de xantano a 25 °C, verificamos uma diminuição máxima de cerca de 70 % do coeficiente de transferência de calor ao fim de 47 horas.

Finalmente, o que a figura (5.1) nos apresenta, é uma diminuição do factor de transferência de calor com o aumento da temperatura do fluido quente, para ambas as concentrações de goma de xantano. Assim, para as soluções de 0,10 e 0,20% de goma de xantano essa diminuição variou entre 38 e 15% e entre 34 e 3%, respectivamente.

Os fluidos não Newtonianos viscoelásticos à medida que se vão degradando durante o seu escoamento vão-se aproximando dos fluidos Newtonianos no que concerne à transferência de calor.

### **6.3-SUGESTÕES PARA TRABALHO FUTURO**

A grande maioria dos fluidos sintéticos apresenta características não-Newtonianas e, neste momento da história em que a engenharia procura otimizar os componentes de sistemas industriais, cada vez mais se procura ajustar os fluidos aos processos, sendo pois de esperar o aparecimento de cada vez mais fluidos ditos inteligentes.

Ora, ao longo desta tese verifica-se que há ainda um enorme desconhecimento sobre o comportamento hidrodinâmico e térmico dos vários tipos de fluidos não-Newtonianos que devemos procurar colmatar. Isto abre enormes perspectivas em todo o domínio da análise dos fenómenos de transporte, mas nesta enumeração limitar-nos-emos a analisar o que mais próximo está do trabalho aqui realizado.

Assim, este trabalho deve ser continuado com pelo menos mais dois tipos de fluidos que exibam uma forte viscoelasticidade, sendo candidatos naturais as soluções de óxido de polietileno ou de poliácridamida, polímeros flexíveis de elevado peso molecular.

## Referências

## Referências

Aguilar, G., Gasljevic, K. e Matthys, E. F. 2001. Asymptotes of maximum friction and heat transfer reductions for drag-reducing surfactant solutions. *J. Heat and Mass transfer*. 44, 2835-2843.

Cho, Y. I. e Hartnett, J. P. 1985. Nonnewtonian fluids. *Handbook of Heat Transfer Applications*, chapter 2.

Cho, Y. I. e Hartnett, J. P. 1985. Non-Newtonian fluids in circular pipe flow. *Advances in Heat Transfer*, 15.

Choi, S. U. S., Cho, Y. I. Cho e Kasza, K. E. 1992. Degradation effects of dilute polymer solutions on turbulent friction and heat transfer behavior. *J. Non-Newt. Fluid Mech.* 41, 289-307.

Coleman, H. W. e Steele, W. G. 1989. Experimentation and uncertainty analysis for engineers. *John Wiley & Sons*, New York.

Den Toonder, J. M. J., Nieuwstadt, F. T. M. e Kuiken, G. D. C. 1995. The role of elongational viscosity in the mechanism of drag reduction by polymer additives. *Applied Sci. Res.*, 54, 95.

Escudier, M.P., Gouldson, I. W. e Jones, D. M. 1995. Flow of shear-thinning fluids in a concentric annulus. *Experiments in Fluids*. 18, 225.

Escudier, Presti, Numerical predictions and measurements of Reynolds normal stresses in turbulent pipe flow of polymers *Int. Journal Heat Fluid Flow*. 27 (2006) 204.

Franklin, R. E. e Wallace, J. M. 1970. Absolute measurements of static-hole error using flush transducers. *J. Fluid Mech.*, 42, 13-48.

Gasljevic, K. e Matthys, E. F. 1994. Hidrodinamic and thermal field development in the pipe entry region for turbulent flow of drag-reducing surfactant solutions. *Developments in Non-Newtonian Flows*. FED 206/ AMD 191 ASME, 51-61.

Geiringer, P. L. 1963. High temperature water heating. *Jonh Wiley & Sons*, New York.

- Gupta, M. K. e Hartnett, J. P. 1967. Turbulent heat transfer characterization of viscoelastic fluids. *Int. J. Heat & Mass Transfer*, 10, 1211-1224.
- Hartnett, J. P. 1992. Viscoelastic fluids: A new challenge in heat transfer. *J. Heat Transfer*, 114, 297.
- Higashitani, K. e Lodge, A. S. 1975. Hole pressure error measurements in pressure-generated shear flow. *Trns. Soc. Rheology*, 19:2, 307-335.
- Hinch, E. J. 1977. Mechanical models of dilute polymer solutions in strong flows. *Phys. Fluids*, 20, 522-530.
- Holman, J. P. 1981. Heat transfer. *Mc. Graw-Hill Publication Co.* Ney York.
- Hoyt, J. W. 1972. The effect of additives on fluid friction. *Trans. ASME, J. Basic Eng.*, 94, 258.
- Indartono, Y. S., Usui, H., Suzuki, H. e Komodo, Y. 2005. Temperature and diameter effect on hydrodynamic characteristic of surfactant drag-reducing flows. *Korea-Australia Rheology Journal*. 17, 157-164.
- Kostic, M. 1994. On turbulent drag and heat transfer reduction phenomena and laminar heat transfer enhancement in non-circular duct flow of certain non-Newtonian fluids. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 37, 133-147.
- Lawal, A. e Mujumdar, A. S. 1984. Forced convection heat transfer to power law fluids in arbitrary cross-section ducts. *Can J. Chem. Eng.* 62, 326-333.
- Lumley, J. L. 1977. Drag reduction in two phase and polymer flows. *Phys. Fluids*, 20, 564.
- Matthys, E. F. 1991. Heat transfer, drag reduction and fluid characterization for turbulent flow of polymer solutions; recent results and research needs. *J. Non-Newt. Fluid Mech.* 38, 313.
- Myska, J. 1998. Anisotropy of viscosity of drag reducing solution. *AIChEJ*, 44, 1467-1468.
- Nouar e Frigaard, "On three-dimensional linear stability of Poiseuille flow of Bingham fluids." *Physics of Fluids*, 15(10), pp. 2843-2851, (2003).

Novotny, E. J. e Eckert, R. E. 1973. Direct measurement of hole error for viscoelastic fluids in flow between infinite parallel plates. *Trans. Soc. Rheology*, 17:2, 227-241.

Orlandi, P. 1995. A tentative approach to the direct simulation of drag reduction by polymers. *J. Non-Newtonian Fluid Mech.* 60, 277.

Patterson, R.W., Abernathy, F.H., *Journal of Fluids Mechanics* 43(4), 1970, 689-710.

Peixinho, J. , Desaubry, C., Lebouché, M., Heat transfer of a non-Newtonian fluid (carbopol aqueous solution) in transition pipe flow, *International Journal of Heat and Mass Transfer* 51, 2008, 198-209.

Pereira, A. S. 2000. Escoamento de fluidos não-Newtonianos em expansões súbitas axissimétricas. Ph. D. *Thesis of University of Porto*, Portugal.

Pereira, A. S. and Pinho, F. T. 1994. Turbulent pipe flow characteristics of low molecular weight polymer solutions. *J. Non-Newt. Fluid Mech.*, 55, pp.321-344.

Kowalik, R.M., et al, *Journal of Non-Newtonian fluid Mechanics* 24, 1987, 1-10.

Shaw, R. 1960. The influence of hole dimensions on static pressure measurements. *J. Fluid Mech.* 550-564.

Shenoy, A. V. 1987. Effects of buoyancy on heat transfer during turbulent flow of drag reducing fluids in vertical pipes. *Wärme und Stoffübertragung*, 21, 15-18.

Tabor, M., Durning, C. J. e O'shaughnessy, B. 1989. The microscopic origins of drag reduction. *Internal report. Columbia University*, New York, NY 10027.

Taylor, G. I. 1923. Stability of viscous liquid contained between two rotating cylinders. *Phil. Trans. Roy. Soc.*, London, Ser. A., 223, 289-343.

Tiederman, W. G., Luchik, T. S. e Bogard, B. C. 1985. Wall-layer structure and drag reduction. *J. Fluid Mech.*, 156, 419-437.

Toh, K. H. e Ghajar, A. J. 1988. Heat transfer in the thermal entrance region for viscoelastic fluids in turbulent pipe flows. *J. Heat and Mass transfer*. 31, 1261-1267.

Virk, P. S., Merrill, E. W., Mickley, H. S., Smith, K. A. e Mollo-Christensen, E. L. 1967. The Tom's phenomena in turbulent pipe flow of dilute solutions. *J. Fluid. Mech.*, 30, 305.

Virk, P. S., Mickley, H. S. e Smith, K. A. 1970. The ultimate asymptote and mean flow structure in Tom's phenomena. *J. Appl. Mech.*, 37, 488-493.

Yoo, S. S. 1974. Heat transfer and friction factors for non-Newtonian fluids in turbulent pipe flow. *Ph. D. thesis, University of Illinois at Chicago*. USA.

# **Anexo A – Características Integrais do Escoamento**

**Tabela A.1** - Características integrais do escoamento da água a 25°C.

Solução	$\Delta P(\text{Pa})$	$\eta(\text{Pa}\cdot\text{s})$	$\bar{U}(\text{m/s})$	$Re_w$	$f$	$Dr(\%)$
água	156,38	0,000894	0,135	4468	0,0396	-
"	263,68	0,000894	0,268	8899	0,0328	-
"	376,18	0,000894	0,404	13405	0,0295	-
"	543,21	0,000894	0,542	17989	0,0274	-
"	763,79	0,000894	0,683	22649	0,0258	-
"	889,55	0,000894	0,826	27386	0,0246	-
"	1296,79	0,000894	0,971	32200	0,0237	-

**Tabela A.2** - Características integrais do escoamento das soluções de XG.

Solução	$\Delta P(\text{Pa})$	$\eta(\text{Pa}\cdot\text{s})$	$\bar{U}(\text{m/s})$	$Re'$	$f$	$Dr(\%)$
0,1% XG 25°C	96,25	0,01888	0,134	112	0,1689	
"	259,33	0,01307	0,267	338	0,1147	
"	305,76	0,01056	0,403	651	0,0596	
"	496,67	0,00908	0,541	1041	0,0538	
"	613,44	0,00809	0,681	1505	0,0419	9,9
"	787,02	0,00736	0,823	2039	0,0368	14,4
"	1078,96	0,00680	0,968	2642	0,0331	17,6
0,2% XG 25°C	360,76	0,03482	0,135	65	0,6309	
"	435,97	0,02508	0,268	173	0,1923	
"	533,03	0,02068	0,404	312	0,1036	
"	638,41	0,01802	0,543	475	0,0689	
"	714,56	0,01620	0,683	661	0,0486	14,6
"	883,00	0,01485	0,826	867	0,0411	21,8
"	978,82	0,01379	0,971	1094	0,0326	33,6
0,2% XG 36°C	415,39	0,02508	0,268	204	0,1832	
"	515,17	0,02068	0,404	367	0,1001	
"	663,19	0,01802	0,543	558	0,0716	
"	750,78	0,01620	0,683	776	0,0511	9,8
"	830,97	0,01485	0,826	1017	0,0414	20,8
"	955,44	0,01379	0,971	1282	0,0329	32,7
"	1087,80	0,01334	1,045	1423	0,0316	33,4

## **Anexo B – Resultados experimentais**

De seguida serão apresentados os valores experimentais obtidos ao longo dos ensaios.

**Tabela B1** – Registo dos valores de temperatura lidos durante o ensaio para os diferentes caudais, a uma temperatura de trabalho de 25°C, para a concentração de 0,2%XG.

Tempo (h)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	T1 (°C)	T2 (°C)	Tqmédia (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	Tfmédia
0	0,236	0,242	25,03	24,82	24,926	17,14	16,62	16,879
	0,413	0,419	25,11	24,84	24,976	16,42	15,94	16,180
	0,590	0,596	25,15	24,88	25,012	16,42	15,94	16,180
	0,236	0,242	25,12	24,76	24,938	16,33	15,84	16,084
	0,413	0,419	25,06	24,52	24,790	16,54	15,76	16,148
	0,590	0,596	25,10	24,72	24,910	16,20	15,67	15,934
	0,236	0,242	25,07	24,94	25,004	16,83	15,88	16,358
	0,413	0,419	25,18	24,97	25,078	16,56	15,70	16,132
	0,590	0,596	25,02	24,91	24,966	16,20	15,52	15,856
12	0,236	0,242	24,95	24,84	24,896	17,41	16,78	17,094
	0,413	0,419	25,01	24,90	24,952	16,70	16,10	16,402
	0,590	0,596	25,04	24,91	24,974	16,73	16,27	16,502
	0,236	0,242	25,07	24,89	24,980	16,89	15,96	16,426
	0,413	0,419	25,02	24,85	24,936	16,64	15,86	16,250
	0,590	0,596	25,04	24,79	24,912	16,59	15,97	16,282
	0,236	0,242	25,08	24,84	24,958	16,92	15,83	16,372
	0,413	0,419	24,94	24,66	24,802	16,74	15,89	16,316
	0,590	0,596	25,01	24,80	24,906	16,56	15,86	16,212
24	0,236	0,242	25,15	24,70	24,924	16,46	15,56	16,010
	0,413	0,419	25,12	24,81	24,966	16,42	15,71	16,064
	0,590	0,596	25,12	24,84	24,978	16,68	16,22	16,450
	0,236	0,242	25,12	24,79	24,952	17,10	16,30	16,700
	0,413	0,419	25,18	24,83	25,002	16,93	16,26	16,594
	0,590	0,596	25,12	24,77	24,948	16,71	16,14	16,428
	0,236	0,242	25,18	24,95	25,064	16,99	16,20	16,598
	0,413	0,419	25,11	24,82	24,968	16,99	16,20	16,598
	0,590	0,596	25,16	24,83	24,996	16,74	16,08	16,410
36	0,236	0,242	25,16	24,75	24,952	17,28	18,32	17,800
	0,413	0,419	25,05	24,64	24,844	17,01	17,67	17,340
	0,590	0,596	25,06	24,66	24,862	16,90	17,38	17,144
	0,236	0,242	25,07	24,75	24,912	16,87	17,75	17,312
	0,413	0,419	25,00	24,76	24,880	16,83	17,34	17,084
	0,590	0,596	25,07	24,76	24,916	16,83	17,34	17,086
	0,236	0,242	25,12	25,00	25,062	17,00	17,99	17,496
	0,413	0,419	25,04	24,79	24,918	16,77	17,62	17,196
	0,590	0,596	25,05	24,75	24,900	16,66	17,32	16,988
47	0,236	0,242	24,85	24,67	24,759	17,60	16,87	17,230
	0,413	0,419	25,16	24,86	25,010	17,69	16,43	17,059
	0,590	0,596	24,77	24,42	24,594	17,24	16,62	16,926
	0,236	0,242	25,08	24,80	24,940	17,94	17,05	17,497
	0,413	0,419	25,08	24,79	24,939	18,02	16,99	17,508
	0,590	0,596	24,75	24,37	24,559	17,63	16,78	17,203
	0,236	0,242	25,21	24,89	25,047	18,02	16,99	17,506
	0,413	0,419	25,36	25,08	25,222	17,86	17,08	17,468
	0,590	0,596	25,38	25,03	25,203	17,63	16,93	17,282

**Tabela B2** – Registo dos valores de temperatura lidos durante o ensaio para os diferentes caudais, a uma temperatura de trabalho de 40°C, para a concentração de 0,2%**XG**.

Tempo (h)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	T1 (°C)	T2 (°C)	Tqmédia (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	Tfmédia
0	0,236	0,242	40,15	39,89	40,020	17,32	15,67	16,494
	0,413	0,419	39,94	39,47	39,706	17,00	15,65	16,328
	0,590	0,596	40,07	39,46	39,762	16,72	15,71	16,214
	0,236	0,242	39,78	39,04	39,414	17,85	15,99	16,918
	0,413	0,419	39,80	39,28	39,538	17,28	15,84	16,560
	0,590	0,596	39,82	39,29	39,556	16,84	15,69	16,268
	0,236	0,242	40,07	39,53	39,800	18,34	16,06	17,202
	0,413	0,419	39,70	39,20	39,450	17,60	16,10	16,850
	0,590	0,596	39,90	39,20	39,550	17,30	16,00	16,650
12	0,236	0,242	39,95	39,53	39,740	17,53	15,89	16,708
	0,413	0,419	40,00	39,44	39,722	17,10	15,83	16,468
	0,590	0,596	40,21	39,72	39,962	16,71	15,70	16,208
	0,236	0,242	35,99	34,84	35,418	17,93	15,57	16,748
	0,413	0,419	35,85	34,60	35,226	17,42	15,76	16,586
	0,590	0,596	35,94	34,54	35,242	17,21	15,88	16,542
	0,236	0,242	36,00	35,30	35,652	17,68	15,90	16,786
	0,413	0,419	35,86	35,07	35,468	17,68	15,90	16,786
	0,590	0,596	35,93	35,10	35,512	17,26	15,84	16,552
24	0,236	0,242	36,14	35,18	35,656	18,04	16,33	17,182
	0,413	0,419	36,05	35,00	35,526	17,17	15,80	16,486
	0,590	0,596	35,99	34,86	35,428	16,71	15,76	16,236
	0,236	0,242	36,02	35,14	35,580	17,72	15,84	16,776
	0,413	0,419	36,00	35,07	35,538	17,12	15,80	16,460
	0,590	0,596	35,99	35,02	35,502	16,81	15,74	16,278
	0,236	0,242	36,02	35,18	35,602	18,16	15,81	16,986
	0,413	0,419	35,96	35,15	35,558	17,41	15,60	16,506
	0,590	0,596	35,94	35,08	35,510	16,88	15,52	16,200
36	0,236	0,242	36,07	34,99	35,528	16,63	18,24	17,432
	0,413	0,419	36,04	34,93	35,486	16,50	17,84	17,170
	0,590	0,596	36,00	34,90	35,450	16,47	17,43	16,950
	0,236	0,242	36,05	35,27	35,662	16,53	18,34	17,432
	0,413	0,419	36,12	35,29	35,706	16,43	18,08	17,258
	0,590	0,596	36,07	35,18	35,624	16,48	17,66	17,072
	0,236	0,242	36,01	35,26	35,638	16,66	18,40	17,528
	0,413	0,419	36,01	35,26	35,638	16,66	18,40	17,528
	0,590	0,596	36,02	35,28	35,654	16,64	18,04	17,340
47	0,236	0,242	36,05	35,35	35,695	19,91	16,57	18,235
	0,413	0,419	36,05	35,11	35,577	18,21	16,45	17,327
	0,590	0,596	35,94	34,99	35,465	17,66	16,63	17,143
	0,236	0,242	36,01	35,21	35,610	18,39	16,78	17,581
	0,413	0,419	35,93	35,11	35,518	17,99	16,68	17,332
	0,590	0,596	35,94	34,99	35,465	17,66	16,63	17,143
	0,236	0,242	35,80	35,07	35,433	18,80	16,77	17,784
	0,413	0,419	35,99	35,17	35,577	18,49	16,68	17,584
	0,590	0,596	36,03	35,11	35,569	18,04	16,72	17,376

**Tabela B3** – Registo dos valores de temperatura lidos durante o ensaio para os diferentes caudais e para as duas temperaturas, para a concentração de 0,1%XG.

Temperatura (°C)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	T1 (°C)	T2 (°C)	Tqmédia (°C)	T3 (°C)	T4 (°C)	Tfmédia
25	0,236	0,242	25,09	24,54	24,812	17,63	18,52	18,074
	0,413	0,419	25,10	24,49	24,792	17,41	18,03	17,722
	0,590	0,596	25,00	24,32	24,664	17,36	17,86	17,610
	0,236	0,242	24,92	24,56	24,738	17,49	18,22	17,856
	0,413	0,419	24,95	24,58	24,767	17,29	18,05	17,671
	0,590	0,596	24,96	24,50	24,730	17,22	17,76	17,486
	0,236	0,242	24,97	24,58	24,776	17,14	18,22	17,680
	0,413	0,419	25,00	24,58	24,790	17,14	18,04	17,588
40	0,590	0,596	24,90	24,40	24,652	17,12	17,78	17,450
	0,236	0,242	36,07	34,95	35,510	16,74	18,36	17,550
	0,413	0,419	36,00	34,78	35,390	16,58	17,88	17,228
	0,590	0,596	35,97	34,67	35,320	16,60	17,59	17,092
	0,236	0,242	36,00	34,94	35,470	16,70	18,44	17,566
	0,413	0,419	36,06	34,87	35,464	16,56	18,22	17,386
	0,590	0,596	36,02	34,77	35,392	16,48	17,80	17,138
	0,236	0,242	36,02	35,04	35,528	17,00	19,45	18,226
40	0,413	0,419	35,98	34,78	35,380	16,80	18,72	17,762
	0,590	0,596	35,91	34,61	35,258	16,69	18,18	17,434

**Tabela B4** – Registo dos valores de caudais, velocidade, viscosidade e número de Reynolds nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 25°C.

Tempo (h)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	m <sub>q</sub> (m <sup>3</sup> /s)	m <sub>f</sub> (m <sup>3</sup> /s)	v <sub>q</sub> (m/s)	v <sub>f</sub> (m/s)	8v/d	η <sub>w</sub> (Sisco)	Req <sub>w</sub>	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	η(H <sub>2</sub> O) (Pa.s)	Ref
<b>0</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,402	0,152	108,4	0,020394	588	998,7	0,0009667	4648
	0,413	0,419	0,000279	0,0004199	0,402	0,263	108,4	0,020394	588	998,8	0,0009836	7928
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,402	0,374	108,4	0,020394	588	998,8	0,0009856	11248
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,680	0,151	183,1	0,014897	1359	998,7	0,0009824	4574
	0,413	0,419	0,000471	0,0004199	0,680	0,263	183,1	0,014897	1359	998,8	0,0009837	7927
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,680	0,374	183,1	0,014897	1359	998,8	0,0009884	11216
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,967	0,151	260,3	0,012143	2371	998,7	0,0009788	4591
	0,413	0,419	0,00067	0,0004199	0,967	0,263	260,3	0,012143	2371	998,8	0,0009838	7926
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,967	0,374	260,3	0,012143	2371	998,8	0,0009894	11204
<b>12</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,402	0,152	108,4	0,016544	725	998,6	0,000958	4688
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,402	0,263	108,4	0,016544	725	998,7	0,000978	7969
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,402	0,374	108,4	0,016544	725	998,7	0,000978	11330
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,680	0,151	183,1	0,012013	1686	998,7	0,000976	4602
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,680	0,263	183,1	0,012013	1686	998,7	0,000983	7936
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,680	0,374	183,1	0,012013	1686	998,7	0,000983	11278
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,967	0,151	260,3	0,009759	2950	998,7	0,000976	4605
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,967	0,263	260,3	0,009759	2950	998,7	0,00098	7953
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,967	0,374	260,3	0,009759	2950	998,8	0,000984	11268
<b>24</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,402	0,151	108,4	0,014742	813	998,8	0,0009889	4544
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,402	0,263	108,4	0,014742	813	998,7	0,0009785	7969
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,402	0,374	108,4	0,014742	813	998,7	0,0009787	11327
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,680	0,151	183,1	0,010593	1912	998,7	0,0009685	4640
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,680	0,263	183,1	0,010593	1912	998,7	0,0009725	8018
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,680	0,374	183,1	0,010593	1912	998,7	0,0009808	11304
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,967	0,152	260,3	0,008567	3361	998,7	0,0009683	4641
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,967	0,263	260,3	0,008567	3361	998,7	0,0009748	7999
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,967	0,374	260,3	0,008567	3361	998,7	0,0009808	11304
<b>36</b>	0,236	0,242	0,000279	0,00024205	0,402	0,152	108,4	0,014383	833	998,5	0,0009445	4758
	0,413	0,419	0,000279	0,00041999	0,402	0,263	108,4	0,014383	833	998,6	0,0009549	8165
	0,590	0,596	0,000279	0,00059712	0,402	0,374	108,4	0,014383	833	998,6	0,0009599	11549
	0,236	0,242	0,000471	0,00024204	0,680	0,152	183,1	0,010329	1961	998,6	0,0009557	4702
	0,413	0,419	0,000471	0,00041997	0,680	0,263	183,1	0,010329	1961	998,6	0,0009614	8110
	0,590	0,596	0,000471	0,00059712	0,680	0,374	183,1	0,010329	1961	998,6	0,0009614	11531
	0,236	0,242	0,00067	0,00024204	0,967	0,152	260,3	0,008354	3447	998,6	0,0009513	4724
	0,413	0,419	0,00067	0,00041998	0,967	0,263	260,3	0,008354	3447	998,6	0,0009586	8134
	0,590	0,596	0,00067	0,00059711	0,967	0,374	260,3	0,008354	3447	998,6	0,0009639	11502
<b>47</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,403	0,151	108,5	0,014196	844	998,7	0,0009869	4553
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,403	0,263	108,5	0,014196	844	998,7	0,0009926	7856
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,403	0,374	108,5	0,014196	844	998,8	0,000997	11120
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,681	0,152	183,4	0,010192	1987	998,6	0,0009783	4593
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,681	0,263	183,4	0,010192	1987	998,6	0,000978	7973
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,681	0,374	183,4	0,010192	1987	998,7	0,0009878	11223
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,968	0,152	260,7	0,008219	3503	998,6	0,000978	4594
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,968	0,263	260,7	0,008219	3503	998,7	0,0009792	7963
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,968	0,374	260,7	0,008219	3503	998,7	0,0009852	11252

**Tabela B5** – Registo dos valores de caudais, velocidade, viscosidade e número de Reynolds nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 40°C.

Tempo (h)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	m <sub>q</sub> (m <sup>3</sup> /s)	m <sub>f</sub> (m <sup>3</sup> /s)	v <sub>q</sub> (m/s)	v <sub>f</sub> (m/s)	8v/d	η <sub>w</sub> (Sisco)	Req <sub>w</sub>	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	η(H <sub>2</sub> O) (Pa.s)	Ref
<b>0</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,402	0,151	108,4	0,016078	746	998,7	0,000973	4620
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,402	0,263	108,4	0,016078	746	998,7	0,00098	7956
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,402	0,374	108,4	0,016078	746	998,7	0,000982	11289
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,680	0,152	183,1	0,011861	1707	998,6	0,000964	4662
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,680	0,263	183,1	0,011861	1707	998,7	0,000975	8001
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,680	0,374	183,1	0,011861	1707	998,7	0,000979	11329
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,967	0,152	260,3	0,009716	2963	998,6	0,000959	4688
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,967	0,263	260,3	0,009716	2963	998,7	0,000967	8067
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,967	0,374	260,3	0,009716	2963	998,7	0,000971	11412
<b>12</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,402	0,151	108,4	0,016078	746	998,7	0,0009697	4634
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,402	0,263	108,4	0,016078	746	998,7	0,000975	7997
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,402	0,374	108,4	0,016078	746	998,8	0,0009859	11245
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,680	0,152	183,1	0,011861	1707	998,7	0,0009657	4653
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,680	0,263	183,1	0,011861	1707	998,7	0,000971	8030
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,680	0,374	183,1	0,011861	1707	998,7	0,0009737	11386
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,967	0,152	260,3	0,009716	2963	998,6	0,0009539	4711
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,967	0,263	260,3	0,009716	2963	998,7	0,0009705	8034
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,967	0,374	260,3	0,009716	2963	998,7	0,0009737	11386
<b>24</b>	0,236	0,242	0,000279	0,0002420	0,402	0,152	108,4	0,016078	746	998,6	0,000961	4678
	0,413	0,419	0,000279	0,0004199	0,402	0,263	108,4	0,016078	746	998,7	0,000975	7997
	0,590	0,596	0,000279	0,0005971	0,402	0,374	108,4	0,016078	746	998,7	0,000981	11298
	0,236	0,242	0,000471	0,0002420	0,680	0,152	183,1	0,011861	1707	998,7	0,000965	4658
	0,413	0,419	0,000471	0,0004199	0,680	0,263	183,1	0,011861	1707	998,7	0,000976	7990
	0,590	0,596	0,000471	0,0005971	0,680	0,374	183,1	0,011861	1707	998,7	0,000981	11304
	0,236	0,242	0,00067	0,0002420	0,967	0,152	260,3	0,009716	2963	998,6	0,000962	4670
	0,413	0,419	0,00067	0,0004199	0,967	0,263	260,3	0,009716	2963	998,7	0,000975	8001
	0,590	0,596	0,00067	0,0005970	0,967	0,374	260,3	0,009716	2963	998,7	0,000982	11289
<b>36</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,403	0,151	108,5	0,016065	746	998,9	0,00098	4583
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,403	0,263	108,5	0,016065	746	998,9	0,000989	7885
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,403	0,374	108,5	0,016065	746	998,9	0,000996	11129
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,681	0,151	183,4	0,011851	1709	998,9	0,00098	4583
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,681	0,263	183,4	0,011851	1709	998,9	0,000986	7908
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,681	0,374	183,4	0,011851	1709	998,9	0,000992	11174
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,968	0,151	260,7	0,009709	2966	998,9	0,000977	4598
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,968	0,263	260,7	0,009709	2966	998,9	0,000977	7978
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,968	0,374	260,7	0,009709	2966	998,9	0,000983	11274
<b>47</b>	0,236	0,242	0,000279	0,000242	0,403	0,151	108,5	0,014196	844	998,7	0,0009869	4553
	0,413	0,419	0,000279	0,00042	0,403	0,263	108,5	0,014196	844	998,7	0,0009926	7856
	0,590	0,596	0,000279	0,000597	0,403	0,374	108,5	0,014196	844	998,8	0,000997	11120
	0,236	0,242	0,000471	0,000242	0,681	0,152	183,4	0,010192	1987	998,6	0,0009783	4593
	0,413	0,419	0,000471	0,00042	0,681	0,263	183,4	0,010192	1987	998,6	0,000978	7973
	0,590	0,596	0,000471	0,000597	0,681	0,374	183,4	0,010192	1987	998,7	0,0009878	11223
	0,236	0,242	0,00067	0,000242	0,968	0,152	260,7	0,008219	3503	998,6	0,000978	4594
	0,413	0,419	0,00067	0,00042	0,968	0,263	260,7	0,008219	3503	998,7	0,0009792	7963
	0,590	0,596	0,00067	0,000597	0,968	0,374	260,7	0,008219	3503	998,7	0,0009852	11252

**Tabela B6** – Registo dos valores de caudais, velocidade, viscosidade e número de Reynolds nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,1%XG, ás duas temperaturas de trabalho.

Temperatura (°C)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	m <sub>q</sub> (m <sup>3</sup> /s)	m <sub>f</sub> (m <sup>3</sup> /s)	v <sub>q</sub> (m/s)	v <sub>f</sub> (m/s)	δ <sub>v</sub> /d	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	η(H <sub>2</sub> O) (Pa.s)	Ref
<b>25</b>	0,236	0,242	0,403	0,151	108,5	0,00761351	1574	998,70	0,000974	4613
	0,413	0,419	0,403	0,263	108,5	0,00761351	1574	998,74	0,000981	7948
	0,590	0,596	0,403	0,374	108,5	0,00761351	1574	998,75	0,0009826	11283
	0,236	0,242	0,681	0,151	183,4	0,00608107	3330	998,73	0,0009785	4592
	0,413	0,419	0,681	0,263	183,4	0,00608107	3330	998,76	0,000985	7916
	0,590	0,596	0,681	0,374	183,4	0,00608107	3330	998,77	0,0009874	11228
	0,236	0,242	0,968	0,151	260,7	0,00526354	5470	998,78	0,00099	4539
	0,413	0,419	0,968	0,263	260,7	0,00526354	5470	998,78	0,00099	7876
	0,590	0,596	0,968	0,374	260,7	0,00526354	5470	998,79	0,0009905	11192
<b>40</b>	0,236	0,242	0,403	0,152	108,5	0,00644343	1859	998,5	0,0009704	4631
	0,413	0,419	0,403	0,263	108,5	0,00644343	1859	998,6	0,0009806	7952
	0,590	0,596	0,403	0,374	108,5	0,00644343	1859	998,7	0,0009851	11254
	0,236	0,242	0,681	0,152	183,4	0,00518898	3900	998,5	0,0009698	4633
	0,413	0,419	0,681	0,263	183,4	0,00518898	3900	998,5	0,0009755	7994
	0,590	0,596	0,681	0,374	183,4	0,00518898	3900	998,6	0,0009834	11273
	0,236	0,242	0,968	0,152	260,7	0,00451669	6370	998,3	0,0009498	4731
	0,413	0,419	0,968	0,263	260,7	0,00451669	6370	998,4	0,0009638	8090
	0,590	0,596	0,968	0,374	260,7	0,00451669	6370	998,5	0,000974	11382

**Tabela B7** – Registo dos valores de condutividade, capacidade calorífica, número de Prandtl, diferenças de temperatura, calor e coeficiente global de transferência de calor, nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2% $X_G$ , a 25°C.

Tempo (h)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	Kq (W/m.°C)	Kf (W/m.°C)	Cpq (J/kg.K)	Cpf (J/kg.K)	Prq	Prf	$\Delta T_{lm}$ (°C)	Qq(W)	Qf(W)	Qm(W)	U <sub>exp</sub> (W/m <sup>2</sup> .°C)
<b>0</b>	0,236	0,242	0,605	0,593	4183,1	4183,9	141,1	6,8	6,95	479,1	446,6	462,9	238,7
	0,413	0,419	0,605	0,592	4183,1	4184,0	141,1	6,9	7,54	541,5	574,8	558,1	265,5
	0,590	0,596	0,605	0,592	4183,1	4184,0	141,0	7,0	7,63	550,8	772,1	661,5	310,6
	0,236	0,242	0,605	0,592	4183,1	4184,0	103,0	6,9	7,46	1096,3	458,4	777,3	373,6
	0,413	0,419	0,605	0,592	4183,2	4184,0	103,1	6,9	7,34	1443,4	899,1	1171,2	571,8
	0,590	0,596	0,605	0,592	4183,1	4184,0	103,1	7,0	7,62	1159,4	755,0	957,2	450,5
	0,236	0,242	0,605	0,593	4183,1	4184,0	84,0	6,9	7,41	919,5	691,2	805,3	389,5
	0,413	0,419	0,605	0,592	4183,1	4184,0	84,0	7,0	7,64	1154,9	978,5	1066,7	500,4
	0,590	0,596	0,605	0,592	4183,1	4184,0	84,0	7,0	7,71	863,4	897,9	880,7	409,5
<b>12</b>	0,236	0,242	0,605	0,560	4183	4186	114,5	7,2	6,65	364,1	519,3	441,7	238,1
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183	4186	114,4	7,3	7,35	364,1	781,2	572,7	279,1
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183	4186	114,4	7,3	7,38	387,5	1110,7	749,1	364,1
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183	4186	83,1	7,3	7,31	741,4	826,5	784,0	384,6
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183	4186	83,1	7,3	7,46	741,4	944,4	842,9	404,9
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183	4186	83,1	7,3	7,45	883,4	1013,4	948,4	456,2
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183	4186	67,5	7,3	7,26	1222,2	967,2	1094,7	540,3
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183	4186	67,5	7,3	7,26	1356,8	992,6	1174,7	580,2
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183	4186	67,5	7,4	7,47	1154,9	1146,5	1150,7	552,0
<b>24</b>	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	102,0	7,4	7,64	756,2	474,5	615,4	288,7
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	102,0	7,3	7,36	592,9	781,2	687,0	334,4
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	102,0	7,3	7,39	564,8	743,5	654,2	317,5
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	73,3	7,2	7,03	1041,1	666,5	853,8	435,5
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	73,3	7,3	7,21	1080,5	705,7	893,1	443,9
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	73,3	7,3	7,42	1088,4	1064,8	1076,6	520,3
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	59,2	7,2	7,13	1211,0	827,6	1019,3	512,4
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	59,3	7,3	7,25	1368,0	957,1	1162,5	575,0
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	59,3	7,3	7,47	1502,5	1064,8	1283,7	616,4
<b>36</b>	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	99,5	7,1	6,24	709,6	817,3	763,4	438,5
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,2	4186,0	99,5	7,1	6,49	709,6	990,1	849,8	469,5
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,2	4186,0	99,5	7,2	6,67	695,6	1026,9	861,2	462,7
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	71,5	7,1	6,58	1025,3	753,7	889,5	484,5
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,2	4186,0	71,5	7,2	6,74	867,6	756,6	812,1	431,8
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	71,5	7,2	6,77	1009,6	1084,3	1046,9	553,9
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	57,8	7,1	6,58	908,2	825,6	866,9	472,1
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	57,8	7,2	6,68	1267,1	1277,2	1272,1	682,3
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	57,8	7,2	6,84	1412,8	1386,9	1399,9	733,6
<b>47</b>	0,236	0,242	0,605	0,558	4183,2	4184,0	98,2	7,4	7,52	208,3	738,7	473,5	225,6
	0,413	0,419	0,605	0,558	4183,1	4184,0	98,1	7,4	7,94	350,6	2224,8	1287,7	581,2
	0,590	0,596	0,605	0,558	4183,2	4184,1	98,2	7,5	7,67	405,3	1549,5	977,4	456,9
	0,236	0,242	0,605	0,558	4183,1	4184,0	70,5	7,3	7,44	543,0	904,5	723,8	348,8
	0,413	0,419	0,605	0,558	4183,1	4184,0	70,4	7,3	7,42	570,4	1803,5	1187,0	573,1
	0,590	0,596	0,605	0,558	4183,2	4184,0	70,5	7,4	7,35	752,8	2105,1	1428,9	696,5
	0,236	0,242	0,605	0,558	4183,1	4184,0	56,8	7,3	7,54	888,9	1033,7	961,3	457,2
	0,413	0,419	0,606	0,558	4183,1	4184,0	56,8	7,3	7,75	790,4	1366,9	1078,6	498,8
	0,590	0,596	0,606	0,558	4183,1	4184,0	56,8	7,4	7,92	1000,0	1743,8	1371,9	620,9

**Tabela B8** – Registo dos valores de condutividade, capacidade calorífica, número de Prandtl, diferenças de temperatura, calor e coeficiente global de transferência de calor, nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,2%XG, a 40°C.

Tempo (h)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	Kq (W/m.°C)	Kf (W/m.°C)	Cpq (J/kg.K)	Cpf (J/kg.K)	Prq	Prf	$\Delta T_{lm}$ (°C)	Qq (W)	Qf(W)	Qm(W)	Uexp (W/m <sup>2</sup> .°C)
<b>0</b>	0,236	0,242	0,605	0,593	4183,1	4183,9	141,1	6,8	6,95	479,1	446,6	462,9	238,7
	0,413	0,419	0,605	0,592	4183,1	4184,0	141,1	6,9	7,54	541,5	574,8	558,1	265,5
	0,590	0,596	0,605	0,592	4183,1	4184,0	141,0	7,0	7,63	550,8	772,1	661,5	310,6
	0,236	0,242	0,605	0,592	4183,1	4184,0	103,0	6,9	7,46	1096,3	458,4	777,3	373,6
	0,413	0,419	0,605	0,592	4183,2	4184,0	103,1	6,9	7,34	1443,4	899,1	1171,2	571,8
	0,590	0,596	0,605	0,592	4183,1	4184,0	103,1	7,0	7,62	1159,4	755,0	957,2	450,5
	0,236	0,242	0,605	0,593	4183,1	4184,0	84,0	6,9	7,41	919,5	691,2	805,3	389,5
	0,413	0,419	0,605	0,592	4183,1	4184,0	84,0	7,0	7,64	1154,9	978,5	1066,7	500,4
	0,590	0,596	0,605	0,592	4183,1	4184,0	84,0	7,0	7,71	863,4	897,9	880,7	409,5
<b>12</b>	0,236	0,242	0,605	0,560	4183	4186	114,5	7,2	6,65	364,1	519,3	441,7	238,1
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183	4186	114,4	7,3	7,35	364,1	781,2	572,7	279,1
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183	4186	114,4	7,3	7,38	387,5	1110,7	749,1	364,1
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183	4186	83,1	7,3	7,31	741,4	826,5	784,0	384,6
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183	4186	83,1	7,3	7,46	741,4	944,4	842,9	404,9
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183	4186	83,1	7,3	7,45	883,4	1013,4	948,4	456,2
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183	4186	67,5	7,3	7,26	1222,2	967,2	1094,7	540,3
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183	4186	67,5	7,3	7,26	1356,8	992,6	1174,7	580,2
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183	4186	67,5	7,4	7,47	1154,9	1146,5	1150,7	552,0
<b>24</b>	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	102,0	7,4	7,64	756,2	474,5	615,4	288,7
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	102,0	7,3	7,36	592,9	781,2	687,0	334,4
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	102,0	7,3	7,39	564,8	743,5	654,2	317,5
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	73,3	7,2	7,03	1041,1	666,5	853,8	435,5
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	73,3	7,3	7,21	1080,5	705,7	893,1	443,9
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	73,3	7,3	7,42	1088,4	1064,8	1076,6	520,3
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	59,2	7,2	7,13	1211,0	827,6	1019,3	512,4
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	59,3	7,3	7,25	1368,0	957,1	1162,5	575,0
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	59,3	7,3	7,47	1502,5	1064,8	1283,7	616,4
<b>36</b>	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	99,5	7,1	6,24	709,6	817,3	763,4	438,5
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,2	4186,0	99,5	7,1	6,49	709,6	990,1	849,8	469,5
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,2	4186,0	99,5	7,2	6,67	695,6	1026,9	861,2	462,7
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	71,5	7,1	6,58	1025,3	753,7	889,5	484,5
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,2	4186,0	71,5	7,2	6,74	867,6	756,6	812,1	431,8
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	71,5	7,2	6,77	1009,6	1084,3	1046,9	553,9
	0,236	0,242	0,605	0,560	4183,1	4186,0	57,8	7,1	6,58	908,2	825,6	866,9	472,1
	0,413	0,419	0,605	0,560	4183,1	4186,0	57,8	7,2	6,68	1267,1	1277,2	1272,1	682,3
	0,590	0,596	0,605	0,560	4183,1	4186,0	57,8	7,2	6,84	1412,8	1386,9	1399,9	733,6
<b>47</b>	0,236	0,242	0,605	0,558	4183,2	4184,0	98,2	7,4	7,52	208,3	738,7	473,5	225,6
	0,413	0,419	0,605	0,558	4183,1	4184,0	98,1	7,4	7,94	350,6	2224,8	1287,7	581,2
	0,590	0,596	0,605	0,558	4183,2	4184,1	98,2	7,5	7,67	405,3	1549,5	977,4	456,9
	0,236	0,242	0,605	0,558	4183,1	4184,0	70,5	7,3	7,44	543,0	904,5	723,8	348,8
	0,413	0,419	0,605	0,558	4183,1	4184,0	70,4	7,3	7,42	570,4	1803,5	1187,0	573,1
	0,590	0,596	0,605	0,558	4183,2	4184,0	70,5	7,4	7,35	752,8	2105,1	1428,9	696,5
	0,236	0,242	0,605	0,558	4183,1	4184,0	56,8	7,3	7,54	888,9	1033,7	961,3	457,2
	0,413	0,419	0,606	0,558	4183,1	4184,0	56,8	7,3	7,75	790,4	1366,9	1078,6	498,8
	0,590	0,596	0,606	0,558	4183,1	4184,0	56,8	7,4	7,92	1000,0	1743,8	1371,9	620,9

**Tabela B9** – Registo dos valores de condutividade, capacidade calorífica, número de Prandtl, diferenças de temperatura, calor e coeficiente global de transferência de calor, nos diversos caudais utilizados, para a concentração de 0,1%XG, às duas temperaturas de trabalho.

Temperatura (°C)	Caudal Quente (kg/s)	Caudal frio (kg/s)	Kq (W/m.°C)	Kf (W/m.°C)	Cpq (J/kg.K)	Cpf (J/kg.K)	Prq	Prf	$\Delta T_{lm}$ (°C)	Qq(W)	Qf(W)	Qm(W)	U <sub>exp</sub> (W/m <sup>2</sup> .°C)
<b>25</b>	0,236	0,242	0,6047	0,5935	4183,1	4183,9	122,5	6,8	0,705	545,7	894,1	719,9	3659,8
	0,413	0,419	0,6047	0,5929	4183,1	4184,0	122,5	6,9	0,614	601,1	1088,1	844,6	4930,4
	0,590	0,596	0,6045	0,5927	4183,2	4184,0	122,5	6,9	0,581	672,3	1227,6	950,0	5860,9
	0,236	0,242	0,6046	0,5932	4183,2	4183,9	88,4	6,8	0,520	616,3	736,3	676,3	4657,4
	0,413	0,419	0,6046	0,5928	4183,2	4184,0	88,4	6,9	0,542	632,4	1345,2	988,8	6541,1
	0,590	0,596	0,6046	0,5925	4183,2	4184,0	88,4	6,9	0,495	781,0	1347,4	1064,2	7710,3
	0,236	0,242	0,6046	0,5929	4183,2	4184,0	72,1	6,9	0,682	967,5	1100,4	1033,9	5435,5
	0,413	0,419	0,6047	0,5927	4183,1	4184,0	72,1	6,9	0,631	1036,6	1586,5	1311,6	7445,4
	0,590	0,596	0,6044	0,5925	4183,2	4184,0	72,2	6,9	0,574	1224,2	1646,8	1435,5	8962,2
	<b>40</b>	0,236	0,242	0,6209	0,5926	4181,9	4184,0	119,2	6,9	0,705	1103,3	1638,4	1370,9
0,413		0,419	0,6208	0,5921	4181,9	4184,0	119,3	7,0	0,614	1214,1	2274,4	1744,2	4955,0
0,590		0,596	0,6207	0,5918	4181,9	4184,0	119,3	7,0	0,581	1289,2	2475,2	1882,2	5913,1
0,236		0,242	0,6209	0,5927	4181,9	4184,0	86,1	6,9	0,520	1845,3	1759,8	1802,5	4692,6
0,413		0,419	0,6209	0,5924	4181,9	4184,0	86,1	6,9	0,542	2059,5	2913,2	2486,4	6306,5
0,590		0,596	0,6208	0,5919	4181,9	4184,0	86,1	7,0	0,495	2156,3	3303,6	2729,9	7610,9
0,236		0,242	0,6210	0,5938	4181,9	4183,9	70,2	6,7	0,682	2428,7	2471,8	2450,2	5472,4
0,413		0,419	0,6207	0,5930	4181,9	4184,0	70,2	6,8	0,631	2981,6	3362,5	3172,0	7407,2
0,590		0,596	0,6206	0,5924	4181,9	4184,0	70,3	6,9	0,574	3208,6	3722,8	3465,7	8912,3

**Tabela B.10** - Coeficientes de transferência de calor da água a 25°C.

Solução	$Re_w$	$J_H$	f	f/2
Água	4563	0,0119	0,0396	0,0198
"	4443	0,0120	0,0328	0,0164
"	20448	0,0035	0,0295	0,0148
"	20185	0,0035	0,0274	0,0137
"	44090	0,0018	0,0258	0,0129
"	43188	0,0018	0,0246	0,0123

**Tabela B.11** - Coeficientes de transferência de calor das soluções de XG.

<b>Solução</b>	<b><math>Re_w</math></b>	<b><math>J_H</math></b>	<b><math>f</math></b>	<b><math>f/2</math></b>
0,1% XG 25°C	1580	0,0019	0,1689	0,0845
"	1580	0,0019	0,1147	0,0574
"	1580	0,0021	0,0596	0,0298
"	3359	0,0014	0,0538	0,0269
"	3359	0,0019	0,0419	0,0210
"	3359	0,0017	0,0368	0,0184
"	5538	0,0017	0,0331	0,0166
0,2% XG 25°C	512	0,0084	0,6309	0,3155
"	512	0,0083	0,1923	0,0962
"	512	0,0068	0,1036	0,0518
"	1239	0,0026	0,0689	0,0345
"	1239	0,0020	0,0486	0,0243
"	1239	0,0019	0,0411	0,0206
"	2177	0,0019	0,0326	0,0163
0,2% XG 36°C	497	0,0061	0,1832	0,0916
"	497	0,0055	0,1001	0,0500
"	497	0,0049	0,0716	0,0358
"	1123	0,0025	0,0511	0,0256
"	1123	0,0023	0,0414	0,0207
"	1123	0,0023	0,0329	0,0165
"	1963	0,0017	0,0316	0,0158

## **Anexo C – Reologia**

**Tabela C1** – Registo dos valores de viscosidade obtidos para a solução de 0,1%XG e 0,2%XG a 25°C.

0,1% XG				0,2% XG			
$\gamma$	$\eta$	$\gamma$	$\eta$	$\gamma$	$\eta$	$\gamma$	$\eta$
10	0,036	335,9818	0,0063	10	0,0911	335,9818	0,0098
11,2884	0,031	379,269	0,0059	11,2884	0,0827	379,269	0,0092
12,2884	0,0305	428,1332	0,0056	12,2884	0,0777	428,1332	0,0086
14,3845	0,0301	483,293	0,0053	14,3845	0,0733	483,293	0,008
16,2378	0,0281	545,5597	0,005	16,2378	0,0684	545,5597	0,0075
18,3298	0,0257	615,8484	0,0048	18,3298	0,0607	615,8484	0,0071
20,6914	0,025	695,1926	0,0046	20,6914	0,0559	695,1926	0,0066
23,3572	0,0238	784,7598	0,0043	23,3572	0,0526	784,7598	0,0062
26,3665	0,0217	885,8669	0,0041	26,3665	0,0495	885,8669	0,0058
29,7635	0,0211	1000	0,0039	29,7635	0,0461	1000	0,0055
33,5982	0,0196	1076,13	0,0038	33,5982	0,0417	1076,13	0,0053
37,9269	0,0185	1158,057	0,0037	37,9269	0,0383	1158,057	0,0051
42,8133	0,0173	1246,22	0,0036	42,8133	0,0357	1246,22	0,005
48,3293	0,0162	1341,096	0,0035	48,3293	0,0323	1341,096	0,0048
54,556	0,0156	1443,194	0,0034	54,556	0,0305	1443,194	0,0046
61,5848	0,0143	1553,066	0,0033	61,5848	0,028	1553,066	0,0045
69,5193	0,0134	1671,302	0,0032	69,5193	0,0258	1671,302	0,0043
78,476	0,0132	1798,539	0,0032	78,476	0,024	1798,539	0,0042
88,5867	0,0121	1935,462	0,0031	88,5867	0,0219	1935,462	0,0041
100	0,0114	2082,811	0,003	100	0,0208	2082,811	0,0039
112,8838	0,0105	2241,376	0,0029	112,8838	0,019	2241,376	0,0038
127,4276	0,0102	2412,012	0,0029	127,4276	0,0177	2412,012	0,0037
143,845	0,0093	2595,641	0,0028	143,845	0,0162	2595,641	0,0036
162,3777	0,009	2793,248	0,0027	162,3777	0,0151	2793,248	0,0035
183,298	0,0085	3005,9	0,0027	183,298	0,0141	3005,9	0,0034
206,9139	0,008	3234,741	0,0026	206,9139	0,0131	3234,741	0,0033
233,5722	0,0074	3481,004	0,0027	233,5722	0,0122	3481,004	0,0032
263,6651	0,007	3746,015	0,0027	263,6651	0,0113	3746,015	0,0031
297,6352	0,0067	4031,202	0,0028	297,6352	0,0106	4031,202	0,0031

**Tabela C2** – Registo dos valores de viscosidade obtidos para a solução de 0,1%XG e 0,2%XG a 40°C.

0,10%				0,20%			
$\gamma$	$\eta$	$\gamma$	$\eta$	$\gamma$	$\eta$	$\gamma$	$\eta$
10,00	0,0252	335,98	0,0058	10,00	0,0630	335,98	0,0105
11,29	0,0261	379,27	0,0055	11,29	0,0613	379,27	0,0098
12,74	0,0257	428,13	0,0052	12,74	0,0542	428,13	0,0092
14,38	0,0227	483,29	0,0050	14,38	0,0540	483,29	0,0086
16,24	0,0223	545,56	0,0047	16,24	0,0470	545,56	0,0081
18,33	0,0229	615,85	0,0045	18,33	0,0491	615,85	0,0076
20,69	0,0200	695,19	0,0042	20,69	0,0435	695,19	0,0072
23,36	0,0197	784,76	0,0040	23,36	0,0415	784,76	0,0067
26,37	0,0189	885,87	0,0038	26,37	0,0388	885,87	0,0063
29,76	0,0180	1000,00	0,0036	29,76	0,0372	1000,00	0,0060
33,60	0,0164	1076,13	0,0035	33,60	0,0347	1076,13	0,0058
37,93	0,0155	1158,06	0,0034	37,93	0,0332	1158,06	0,0056
42,81	0,0154	1246,22	0,0033	42,81	0,0309	1246,22	0,0054
48,33	0,0139	1341,10	0,0032	48,33	0,0295	1341,10	0,0052
54,56	0,0134	1443,19	0,0031	54,56	0,0275	1443,19	0,0050
61,58	0,0126	1553,07	0,0030	61,58	0,0263	1553,07	0,0048
69,52	0,0119	1671,30	0,0030	69,52	0,0241	1671,30	0,0047
78,48	0,0114	1798,54	0,0029	78,48	0,0230	1798,54	0,0045
88,59	0,0108	1935,46	0,0028	88,59	0,0214	1935,46	0,0044
100,00	0,0104	2082,81	0,0027	100,00	0,0204	2082,81	0,0042
112,88	0,0096	2241,38	0,0026	112,88	0,0189	2241,38	0,0041
127,43	0,0091	2412,01	0,0026	127,43	0,0174	2412,01	0,0040
143,85	0,0086	2595,64	0,0025	143,85	0,0164	2595,64	0,0038
162,38	0,0081	2793,25	0,0024	162,38	0,0152	2793,25	0,0037
183,30	0,0076	3005,90	0,0024	183,30	0,0142	3005,90	0,0036
206,91	0,0072	3234,74	0,0023	206,91	0,0136	3234,74	0,0035
233,57	0,0068	3481,00	0,0023	233,57	0,0126	3481,00	0,0034
263,67	0,0065	3746,02	0,0024	263,67	0,0119	3746,02	0,0033
297,64	0,0061	4031,20	0,0024	297,64	0,0111	4031,20	0,0032

**Tabela C3** – Valores de viscosidade obtidos para a solução de Goma de Xantano.

Concentração	0,1%XG		0,2%XG	
	25°C	36°C	25°C	36°C
Temperatura	25°C	36°C	25°C	36°C
$\gamma$	$\eta$	$\eta$	$\eta$	$\eta$
10,00	0,0237	0,0216	0,0814	0,0680
12,92	0,0204	0,0167	0,0704	0,0576
16,68	0,0162	0,0146	0,0614	0,0507
21,54	0,0162	0,0135	0,0504	0,0420
27,83	0,0147	0,0115	0,0427	0,0364
35,94	0,0122	0,0108	0,0369	0,0308
46,42	0,0111	0,0099	0,0309	0,0270
59,95	0,0103	0,0086	0,0259	0,0226
77,43	0,0088	0,0076	0,0225	0,0195
100,00	0,0078	0,0068	0,0192	0,0170
121,48	0,0072	0,0063	0,0170	0,0151
147,57	0,0066	0,0059	0,0150	0,0133
179,26	0,0062	0,0054	0,0135	0,0119
217,76	0,0056	0,0049	0,0120	0,0107
264,54	0,0051	0,0045	0,0107	0,0096
321,35	0,0048	0,0042	0,0096	0,0086
390,37	0,0044	0,0038	0,0087	0,0077
474,21	0,0041	0,0036	0,0078	0,0069
576,06	0,0038	0,0033	0,0070	0,0063
699,79	0,0035	0,0031	0,0064	0,0057
850,08	0,0033	0,0029	0,0058	0,0051
1032,66	0,0031	0,0027	0,0053	0,0047
1254,46	0,0029	0,0025	0,0048	0,0042
1523,88	0,0027	0,0023	0,0044	0,0039
1851,18	0,0025	0,0022	0,0041	0,0035
2248,77	0,0024	0,0021	0,0038	0,0033
2731,75	0,0023	0,0021	0,0035	0,0030
3318,47	0,0024	0,0022	0,0032	0,0028
4031,20	0,0025	0,0022	0,0030	0,0027

**Tabela C4** – Registo das viscosidades obtidas para o ensaio do estudo do envelhecimento.

<b>Tempo (h)</b>	<b>0h</b>	<b>12h</b>	<b>24h</b>	<b>36h</b>	<b>47h</b>	<b>10%</b>
$\gamma$	$\eta$	$\eta$	$\eta$	$\eta$	$\eta$	$\eta$
10,00	0,0814	0,0760	0,0736	0,0719	0,0699	0,0733
12,92	0,0704	0,0662	0,0628	0,0628	0,0577	0,0633
16,68	0,0614	0,0557	0,0538	0,0522	0,0501	0,0552
21,54	0,0504	0,0468	0,0436	0,0431	0,0425	0,0453
27,83	0,0427	0,0402	0,0365	0,0354	0,0353	0,0384
35,94	0,0369	0,0337	0,0303	0,0302	0,0298	0,0332
46,42	0,0309	0,0278	0,0257	0,0245	0,0248	0,0278
59,95	0,0259	0,0234	0,0216	0,0210	0,0210	0,0234
77,43	0,0225	0,0202	0,0185	0,0177	0,0171	0,0203
100,00	0,0192	0,0172	0,0154	0,0152	0,0146	0,0173
121,48	0,0170	0,0152	0,0135	0,0132	0,0128	0,0153
147,57	0,0150	0,0135	0,0120	0,0116	0,0114	0,0135
179,26	0,0135	0,0120	0,0106	0,0105	0,0100	0,0121
217,76	0,0120	0,0106	0,0094	0,0092	0,0089	0,0108
264,54	0,0107	0,0095	0,0084	0,0082	0,0079	0,0097
321,35	0,0096	0,0085	0,0075	0,0074	0,0071	0,0086
390,37	0,0087	0,0077	0,0068	0,0067	0,0064	0,0078
474,21	0,0078	0,0069	0,0061	0,0060	0,0058	0,0070
576,06	0,0070	0,0063	0,0055	0,0055	0,0052	0,0063
699,79	0,0064	0,0057	0,0050	0,0050	0,0047	0,0058
850,08	0,0058	0,0052	0,0046	0,0045	0,0043	0,0052
1032,66	0,0053	0,0047	0,0042	0,0041	0,0039	0,0048
1254,46	0,0048	0,0044	0,0039	0,0038	0,0036	0,0044
1523,88	0,0044	0,0040	0,0036	0,0035	0,0033	0,0040
1851,18	0,0041	0,0037	0,0033	0,0032	0,0031	0,0037
2248,77	0,0038	0,0034	0,0031	0,0030	0,0028	0,0034
2731,75	0,0035	0,0032	0,0028	0,0028	0,0026	0,0031
3318,47	0,0032	0,0030	0,0026	0,0026	0,0025	0,0029
4031,20	0,0030	0,0030	0,0027	0,0026	0,0025	0,0027

## **Anexo D – Exemplos de cálculo**

## D.1. Características integrais do escoamento

### Água a 25°C

Cálculo de Re

$$Re = \rho \cdot U \cdot d / \mu$$

$$Re = 998,2 \times 0,1347 \times 0,0297 / 0,000894 = 4468$$

Cálculo de f

$$f = 2 \Delta p \cdot d / \rho \cdot l \cdot \bar{U}^2$$

$$f = 2 \times 42,3 \times 0,0297 / 998,2 \times 1,873 \times 0,1347^2 = 0,074$$

### 0,10% XG a 25°C

Cálculo de Re'

$$K = 0,0522$$

$$n = 0,6541$$

$$Re' = \rho \cdot d^n \cdot \bar{U}^{2-n} / 8^{n-1} K \left( \frac{3n+1}{4n} \right)^n$$

$$Re' = 1002 \times 0,0297^{0,6541} \cdot 0,1347^{(2-0,6541)} / 8^{(0,6541-1)} \cdot 0,0522 \left( \frac{3 \times 0,6541 + 1}{4 \times 0,6541} \right)^{0,6541} = 112$$

Cálculo de  $f_N$

$$f_N = 4 \times \left( 0,0014 + 0,125 Re_w^{-0,32} \right)$$

Cálculo de  $Re_w$

$$Re = \rho \cdot U \cdot d / \eta_w(\text{Sisco})$$

$$Re_w = 1001,6 \times 0,681 \times 0,0297 / 0,01888 = 2504$$

$$f_N = 4 \times \left( 0,0014 + 0,125 \times 2504^{-0,32} \right) = 0,0465$$

Cálculo de f

$$f = 2 \Delta p \cdot d / \rho \cdot l \cdot \bar{U}^2$$

$$f = 2 \times 613,44 \times 0,0297 / 1001,6 \times 1,873 \times 0,681^2 = 0,0419$$

Cálculo da Dr(%)

$$Dr = (f_N - f) / f_N \times 100$$

$$Dr = (0,0465 - 0,0419) / 0,0465 \times 100 = 9,9\%$$

## D.2. Transferência de calor

0.10% XG a 25°C

Cálculo do  $J_H$

$$j_H = Nu / (Re \cdot Pr^{1/3})$$

Cálculo do  $Re_w$

$$Re_w = \rho \cdot U \cdot d / \eta_w(\text{Sisco})$$

$$Re_w = 1001,6 \times 0,403 \times 0,0297 / 0,00758 = 1581$$

Cálculo do Pr

$$Pr = C_p \times \eta_w / k$$

$$Pr = 4183,1 \times 0,00758 / 0,6047 = 52,4$$

Cálculo do Nu

$$Nu = h \times d / k$$

$$Nu = 229,2 \times 0,0297 / 0,6047 = 11,25$$

$$j_H = 11,25 / (1581 \times 52,4^{1/3}) = 0,0019$$