

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA – UNESP
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA E TECNOLOGIA DE ALIMENTOS – DETA
CAMPUS DE SÃO JOSÉ DO RIO PRETO - SP**

**COEFICIENTES DE PERDA DE CARGA EM VÁLVULAS E
ACESSÓRIOS NO ESCOAMENTO DE FLUIDOS NÃO-
NEWTONIANOS PURAMENTE VISCOSOS E VISCOELÁSTICOS.**

Engenheiro Marcos Alexandre Polizelli

Prof. Dr. Javier Telis Romero

Orientador

Prof. Dra. Florência Cecilia Menegalli

Co-orientadora

São José do Rio Preto – SP

2003

MARCOS ALEXANDRE POLIZELLI

**COEFICIENTES DE PERDA
DE CARGA EM VÁLVULAS E ACESSÓRIOS
NO ESCOAMENTO DE FLUIDOS NÃO-
NEWTONIANOS PURAMENTE VISCOSOS E
VISCOELÁSTICOS.**

Dissertação apresentada ao Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, Campus de São José do Rio Preto, para a obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos (Área de Concentração: Engenharia de Alimentos).

Orientador: Prof. Dr. Javier Telis Romero

Co-orientadora: Prof. Dra. Florência Cecilia Menegalli

São José do Rio Preto

Julho 2003

MARCOS ALEXANDRE POLIZELLI

**COEFICIENTES DE PERDA
DE CARGA EM VÁLVULAS E ACESSÓRIOS NO
ESCOAMENTO DE FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS
PURAMENTE VISCOSOS E VISCOELÁSTICOS.**

COMISSÃO JULGADORA

DISSERTAÇÃO PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE

Prof. Dr. Javier Telis Romero

Prof. Dra. Carmen Cecília Tadini

Prof. Dr. José Francisco Lopes Filho

Prof. Dr. João Borges Laurindo

Prof. Dra. Ana Lúcia Barreto Penna

São José do Rio Preto, de de 2003.

DADOS CURRICULARES

MARCOS ALEXANDRE POLIZELLI

NASCIMENTO	20.10.1976 – S. J. RIO PRETO/SP
FILIAÇÃO	Onivaldo Polizelli Izaura Caseri Polizelli
03/96 à 12/96	Curso de Graduação em Engenharia Mecânica– Universidade Estadual Paulista
01/97 à 12/00	Curso de Graduação em Engenharia de Alimentos – Universidade Estadual Paulista
03/01 à 06/03	Curso de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos, nível mestrado, na Universidade Estadual Paulista, Câmpus de São José do Rio Preto/SP.

À minha saudosa mãe Izaura Caseri Polizelli, meu pai e irmã Onivaldo Polizelli e Elaine Cristina Polizelli, e, minha Patricia, os quais muito amo.

DEDICO

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à Deus.

Ao Prof. Dr. Javier Telis Romero, não apenas pela orientação durante a iniciação científica e o mestrado, mas pelo crescimento profissional e científico proporcionado.

À Prof. Dra. Florência Cecília Menegalli e a Prof. Dra. Vânia Regina Nicoletti Telis pelo apoio e sugestões feitas no decorrer do trabalho.

Ao técnico e amigo Newton Mayer Filho pelo companheirismo e ajuda no desenvolvimento dos experimentos.

Ao meu grande amigo Rafael Queiroz pela parceria e amizade durante os últimos seis anos.

À coordenação de pós-graduação pelo financiamento dos reparos feitos no sistema de aquisição de dados utilizado nesta pesquisa.

À todos os professores do DETA, que de uma forma direta ou indireta, colaboraram para a realização deste trabalho.

À COMISSÃO EXAMINADORA, pelas sugestões de correção da dissertação.

Aos TÉCNICOS e SECRETARIA do DETA/IBILCE, pela convivência nestes anos.

Aos demais colegas do departamento pelo agradável convívio no decorrer deste trabalho,.

À FAPESP, pelo auxílio financeiro (Proc. 01/02038-8) e também pelo acompanhamento dos relatórios encaminhados.

*Pouco conhecimento faz que as criaturas se sintam orgulhosas.
Muito conhecimento, que se sintam humildes.*

Leonardo da Vinci

SUMÁRIO

Índice de Figuras	i
Índice de Tabelas	v
Nomenclatura.....	vii
Resumo.....	01
Abstract.....	02
1. Introdução	03
2. Revisão Bibliográfica	06
2.1. Classificação de Fluidos Não-Newtonianos	06
2.2. Modelos Empíricos de Tensão de Cisalhamento	07
2.3. Grupos Adimensionais em Mecânica de Fluidos	
Não-Newtonianos.....	09
2.4. Equacionamento do Escoamento de Fluidos	
Não-Newtonianos Através de Tubulações	11
2.4.1. Balanço de Energia Mecânica	11
2.4.2. Fatores de Atrito em Tubos	13
2.4.2.1. Escoamento Laminar	13
2.4.2.1.1. Fluidos que Obedecem o Modelo de	
Ostwald-De Waele.....	13
2.4.2.1.2. Fluidos Viscopoplásticos - Modelo de Bingham	14
2.4.2.1.3. Fluidos que Obedecem o Modelo de	
Heschel-Bulkley.....	16
2.4.2.1.4 Fluidos Viscoelásticos	17
2.4.2.2. Escoamento Turbulento	17
2.4.2.2.1. Fluidos Newtonianos	17
2.4.2.2.2. Fluidos que Obedecem o Modelo de	
Ostwald-De Waele.....	17
2.4.2.2.3. Fluidos Viscopoplásticos - Modelo de Bingham	18

5.3.4. Validade dos Parâmetros de Hooper	77
5.3.5. Divulgação dos Resultados da Pesquisa	80
6. Conclusões	81
6.1. Considerações Gerais	81
6.2. Sugestões	83
7. Referências Bibliográficas	84
Anexo	88

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Dados de Usui et al. (1998) para o fator de atrito de Fanning em tubos com soluções surfactantes	20
Figura 2: Sistema experimental de medidas de perda de carga através de válvulas e acessórios.....	32
Figura 3: Foto do sistema experimental de medidas de perda de carga através de válvulas e acessórios.....	33
Figura 4: Curva de calibração do reômetro (viscosidade encontrada na literatura versus experimental.....	37
Figura 5: Histograma de distribuição da viscosidade de clorobenzeno C_6H_5Cl usado para verificar o desempenho do reômetro	38
Figura 6: Reograma da fluido 8 (Tabela 1) com composição de $X_w = 79,75$; $X_x = 0,25$; $X_B = 0,00$ e $X_S = 20,00$ e temperatura de $32^\circ C$	42
Figura 7: Reograma da fluido 13 (Tabela 1) com composição de $X_w = 82,00$; $X_x = 0,00$; $X_B = 8,00$ e $X_S = 10,00$ e temperatura de $32^\circ C$	45
Figura 8: Reograma da fluido 19 (Tabela 1) com composição de $X_w = 63,70$; $X_x = 0,30$; $X_B = 6,00$ e $X_S = 30,00$ e temperatura de $32^\circ C$	47
Figura 9: Viscosidade aparente (solução 28, $X_w = 99,90$; $X_x = 0,10$; $X_B = 0,00$ e $X_S = 0,00$) em função da taxa de deformação, ajustado pelo modelo de Carreau	48
Figura 10: Ajuste dos dados experimentais de número de Deborah da solução, De , e número de Reynolds do solvente, Re_s à equação (49).....	49
Figura 11: Fatores de Fanning experimentais e teóricos para etileno glicol	51

Figura 12: Ajuste dos fatores de Fanning experimentais no regime laminar de escoamento do etileno glicol.....	51
Figura 13: Ajuste dos fatores de Fanning experimentais no regime turbulento do etileno glicol.....	52
Figura 14: Curva de calibração do sistema de medidas de perda de carga em regime laminar	53
Figura 15: Curva de calibração do sistema de medidas de perda de carga em regime turbulento	54
Figura 16: Fatores de Fanning experimentais e teóricos para soluções modelo pseudoplásticas sem tensão inicial de escoamento (soluções 1 a 9 da Tabela 1)	57
Figura 17: Fatores de atrito experimentais e teóricos para soluções modelo com comportamento viscoplástico (soluções de 10 a18, Tabela 1)	58
Figura 18: Fatores de atrito experimentais e teóricos versus Re_{GA} , para soluções modelo viscoplásticas	60
Figura 19: Fatores de atrito experimentais e teóricos versus Re_{HB} , para soluções modelo pseudoplásticas com tensão inicial de escoamento (soluções 19 a 27, Tabela 1)	61
Figura 20: Dados experimentais de fator de atrito para o solvente, f_s , versus o número de Reynolds do solvente, Re_s , ajustado pela equação (37) café.....	63
Figura 21: Dados experimentais de fator de atrito para o solvente, f_s , versus o número de Reynolds do solvente, Re_s , ajustado pela equação (44)	64

Figura 22: Coeficientes de perda de carga em uma curva de 180°, determinados experimentalmente e pelo método sugerido por Steffe, para o regime laminar de escoamento de um fluido de Ostwald-de Waele	71
Figura 23: Coeficientes de perda de carga em uma válvula borboleta com ângulo de abertura de 60°, determinados experimentalmente e pelo método sugerido por Steffe, para o regime laminar de escoamento de um fluido Binghamiano	72
Figura 24: Coeficientes de perda de carga em uma curva de 45°, determinados experimentalmente e pelo método sugerido por Steffe, para o regime laminar de escoamento de um fluido de Herschel-Bulkley	73
Figura 25: Coeficientes de perda de carga em um cotovelo de 90° no regime laminar utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros determinados neste trabalho e de experimentos realizados com extrato de café.....	78
Figura 26: Coeficientes de perda de carga em uma união no regime laminar utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros com determinados neste trabalho e de experimentos realizados extrato de café.....	78
Figura 27: Coeficientes de perda de carga em um cotovelo de 90° no regime turbulento utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros determinados neste trabalho e de experimentos realizados com extrato de café.....	79

Figura 28: Coeficientes de perda de carga em uma união no regime turbulento utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros determinados neste trabalho e de experimentos realizados com extrato de café.....	79
Figura 29: Sistema de transporte de fluidos com tubulação de aço inox	88

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Concentração mássica de goma xantana, bentonita e sacarose das soluções modelo.....	29
Tabela 2: Massa específica e diâmetro médio dos componentes das soluções modelo.....	34
Tabela 3: Massa específica e concentrações mássicas de água, xantana e sacarose das soluções modelo	35
Tabela 4: Parâmetros reológicos de soluções padrão Newtonianas.....	36
Tabela 5: Parâmetros reológicos do modelo Ostwald-de Waele, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes as soluções 1 a 9.....	40
Tabela 6: Parâmetros reológicos do modelo de Bingham, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 1 a 9.....	41
Tabela 7: Parâmetros reológicos do modelo de Herschel-Bulkley, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 1 a 9.....	41
Tabela 8: Parâmetros reológicos do modelo Ostwald-de Waele, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 10 a 18.....	43
Tabela 9: Parâmetros reológicos do modelo de Bingham, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 10 a 18..	44
Tabela 10: Parâmetros reológicos do modelo de Herschel-Bulkley, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 10 a 18.....	44

Tabela 11: Parâmetros reológicos do modelo Ostwald-de Waele, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 19 a 27.....	46
Tabela 12: Parâmetros reológicos do modelo de Bingham, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 19 a 27.....	46
Tabela 13: Parâmetros reológicos para o modelo de Herschel-Bulkley, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 19 a 27.....	47
Tabela 14: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime laminar de escoamento de fluidos pseudoplásticos sem tensão τ_0	67
Tabela 15: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime turbulento de escoamento de fluidos pseudoplásticos sem τ_0	67
Tabela 16: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime laminar de escoamento de fluidos viscoplásticos.....	68
Tabela 17: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime turbulento de escoamento de fluidos viscoplásticos.....	69
Tabela 18: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime laminar de escoamento de fluidos pseudoplásticos com tensão inicial de escoamento	69
Tabela 19: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime turbulento de escoamento de fluidos viscoelásticos.....	76

NOMENCLATURA

SÍMBOLOS

a	Constante, equação (39)
A, B	Constantes da equação (55), adimensional
C	Constante do Reômetro, adimensional
D	Diâmetro Interno do Tubo, m
De	Número de Deborah, adimensional
d _p	Diâmetro Médio da Partícula, m
f	Fator de Atrito de Fanning, adimensional
f _p	Fator de Atrito da solução viscoelástica, adimensional
f _s	Fator de Atrito do Solvente, adimensional
$\sum F$	Somatório das Perdas por Atrito, J.kg ⁻¹
g	Aceleração da Gravidade, m.s ⁻²
G	Módulo de Elasticidade
He	Número de Hedstrom, adimensional
K	Índice de Consistência, Pa.s ⁿ
k _∞ , k ₁	Constantes da equação (56), adimensional
k _a , k _b	Constantes da Equação (49), adimensional
k _f	Coeficiente de perda de carga de acessórios, adimensional
k _{f, s}	Coeficiente de Perda de Carga de Acessórios para o solvente
k _{fturbulento}	Coeficiente de Perda de Carga de Acessórios para fluidos Newtonianos em regime turbulento, adimensional
L	Comprimento do Tubo, m

n	Índice de comportamento, adimensional
N	Número de experimentos
N_{ζ}	Adimensional, equação (47)
N_{λ}	Adimensional, equação (48)
p	Constante do Modelo de Carreau
P	Pressão, Pa
ΔP_f	Perda de Carga, $J.kg^{-1}$
r^2	Coefficiente de Determinação
Re	Número de Reynolds, adimensional
Re_g	Número de Reynolds Generalizado, adimensional
Re_{GA}	Número de Reynolds de Govier e Aziz, adimensional
Re_{HB}	Número de Reynolds de Herschel-Bulkley, adimensional
Re_{n-N}	Número de Reynolds de fluidos não-Newtonianos, adimensional
Re_s	Número de Reynolds do solvente, adimensional
R_{ext}	Raio Externo, m
R_{int}	Raio Interno, m
RMS	Quadrado da média dos resíduos
sd	Desvio Padrão
se	Erro Padrão
T	Tensão Normal, Pa
\bar{v}	Velocidade Média, $m.s^{-1}$
W	Trabalho, $J.kg^{-1}$
We	Número de Weissenberg, adimensional
\bar{x}	Valor Médio
X_E	Comprimento Equivalente, m

x_n	Valor de cada Medida
z	Altura, m

SÍMBOLOS GREGOS

α	Coefficiente de Energia Cinética, adimensional
$\dot{\gamma}$	Taxa de Deformação, s^{-1}
η	Viscosidade, Pa.s
η_B	Viscosidade Plástica, Pa.s
η_0	Viscosidade Aparente em taxa de deformação zero, Pa.s
η_∞	Viscosidade Aparente em taxa de deformação infinita, Pa.s
φ	Função de fluxo laminar, adimensional
κ	Taxa de deformação característica do escoamento
λ	Tempo de Relaxação, s
μ_s	Viscosidade do solvente, Pa.s
ρ	Densidade, $kg.m^{-3}$
τ	Tensão de Cisalhamento, Pa
τ_0	Tensão Inicial de Escoamento, Pa
τ_{exp}	Tensão de Cisalhamento Experimental, Pa
τ_p	Tensão de Cisalhamento Predita, Pa
ξ_0	Relação de Tensões τ_0/τ_p , adimensional

RESUMO

Neste trabalho foram obtidos coeficientes de perda de carga para válvulas e acessórios no escoamento de soluções aquosas modelo de bentonita, goma xantana e sacarose. Na determinação das propriedades reológicas das soluções foi usado um reômetro tipo Searle. Os dados experimentais foram ajustados aos modelos de Ostwald-de Waele, Bingham e Herschel-Bulkley, para as soluções consideradas puramente viscosas, e para a solução considerada viscoelástica foi ajustado o modelo de Carreau. Nos estudos de perda de carga foram usados os seguintes acessórios e válvulas: válvula borboleta com diferentes ângulos de abertura, válvula macho totalmente aberta e aberta pela metade, união e curvas de 180°, 90° e 45°. Todas as válvulas e acessórios são do tipo sanitário, construídos em aço inoxidável. O equipamento usado para as medidas experimentais de perda de carga foi calibrado previamente com etileno glicol. Para fluidos puramente viscosos, os coeficientes de perda de carga foram ajustados pelo método dos dois-ks, e para o fluido viscoelástico os mesmos coeficientes, foram ajustados a um modelo proposto neste trabalho. Os coeficientes de determinação, r^2 , para os ajustes ficaram entre 0,964 e 0,999 e, 0,636 e 0,997 para escoamento laminar e turbulento de fluidos puramente viscosos respectivamente e entre 0,804 e 0,999 para o fluido viscoelástico. O equipamento apresentou resultados experimentais melhores no regime laminar de escoamento.

ABSTRACT

In this work pressure drop coefficients were obtained in different fittings and valves in flow aqueous solution of bentonite, xanthan gum and sucrose. For the determination of rheological properties of the solutions a viscometer Searle was used. The experimental data were fitting to the Ostwald-de Waele, Bingham and Herschel-Bulkley models, for viscous fluids, and Carreau model for viscoelastic fluids. In the studies of friction losses the following fittings and valves were used: butterfly valve with different opening angles, plug valve totally opened and opened half, union and bends of 180°, 90° and 45°. All of the valves and fittings are of the sanitary type, manufactured in stainless steel. The apparatus used for the experimental measurements of pressure drop was previously calibrated with etileno glicol. The coefficients were adjusted by two-ks method, for purely viscous fluids, and by a proposed model in this work for viscoelastic fluid. The determination coefficients, r^2 , ranged from 0.964 to 0.999 and 0.636 to 0.997 for laminar and turbulent flow of viscous fluids, respectively, and from 0.804 to 0.999 for viscoelastic fluid. The apparatus and the calculus and fitting methods shown better performance to laminar flow.

1. INTRODUÇÃO

A maioria dos engenheiros e técnicos envolvidos no projeto e dimensionamento de tubulações encontra dificuldades na obtenção dos valores necessários para os coeficientes de perda de carga. Isso porque tais coeficientes devem ser determinados experimentalmente e o número de dados disponíveis na literatura é bastante limitado. De modo geral, os valores usados são os apresentados por Crane (1982), obtidos no escoamento turbulento de água em tubos de aço carbono.

Em se tratando de indústrias de alimentos, farmacêutica e, em alguns casos da indústria química, a situação é mais complexa, já que muitos dos fluidos processados possuem comportamento não-Newtoniano, escoam em regime laminar ou turbulento e devem ser transportados em tubulações sanitárias, confeccionadas em aço inoxidável, com diâmetros nominais e rugosidades diferentes dos tubos de aço carbono comerciais. As válvulas e acessórios de tubulação também são diferenciados quanto ao projeto e materiais de fabricação, obedecendo a padrões sanitários.

Sendo assim, a maior parte dos dados de perda de carga publicados não é adequada ao projeto de tubulações para a indústria de alimentos e quando, por falta de alternativas, é utilizada para esse fim, conduz a bombas e tubulações super ou sub-dimensionadas e dificulta a automação de sistemas de bombeamento.

Seguramente a referência mais utilizada na prática é o Manual de Engenharia Química (Perry & Chilton, 1986). Coeficientes de perda de carga

de fluidos Newtonianos em regime laminar, também são apresentados por Kittredge & Rowley (1957). Para escoamentos laminares de fluidos pseudoplásticos sem tensão inicial de escoamento, alguns dados para acessórios em aço carbono são disponíveis nos trabalhos de Baneerje *et al.* (1994), Steffe (1984), Telis-Romero *et al.* (2000) e Turian *et al.* (1998). Ainda para o mesmo tipo de fluidos Martínez-Padilla & Linares-Garcia (2001) publicaram dados para alguns acessórios construídos em aço inoxidável, enquanto para fluidos dilatantes existe o trabalho de Griskey & Green (1971).

Como se constata, o número de trabalhos sobre o assunto é reduzido, sendo algumas referências bastante antigas. Além disso, ressalta-se novamente que com exceção dos trabalhos de Martínez-Padilla & Linares-Garcia (2001) e Steffe (1984), dados experimentais para coeficientes de perda de carga foram obtidos utilizando válvulas e acessórios em aço carbono. Steffe (1996) afirma que, de maneira geral os dados necessários para determinar a perda de carga em acessórios e válvulas para fluidos não-Newtonianos são insuficientes.

À luz de tais considerações, o objetivo deste trabalho foi a determinação experimental de coeficientes de perda de carga de fluidos modelo, de comportamento não-Newtoniano puramente viscoso e/ou viscoelástico, escoando em regime laminar e turbulento através de válvulas e acessórios de tubulações do tipo sanitário. A partir destes dados experimentais foram feitas correlações simples que permitem a extrapolação de dados para situações reais encontradas na indústria de alimentos.

Acredita-se que o presente trabalho é de grande interesse prático para indústrias envolvidas com o processamento de fluidos alimentícios, uma vez que os resultados obtidos contribuirão para otimizar projetos e

processos, permitindo a utilização mais racional de recursos materiais e energéticos.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Classificação de Fluidos Não-Newtonianos

A principal característica dos fluidos não-Newtonianos é uma dependência não-linear entre a tensão de cisalhamento (τ) e a taxa de deformação ($\dot{\gamma}$). Metzner (1965) classificou os fluidos não-Newtonianos em três extensas categorias: (1) fluidos puramente viscosos, (2) fluidos dependentes do tempo e (3) fluidos viscoelásticos. Fluidos Newtonianos são uma subclasse dos fluidos puramente viscosos. Shenoy & Mashelkar (1982) combinaram fluidos puramente viscosos e dependentes do tempo numa ampla categoria de fluidos inelásticos.

Fluidos puramente viscosos incluem pseudoplásticos (viscosidade aparente, η , diminui com o aumento da taxa de deformação) e dilatantes (viscosidade aparente aumenta com o aumento da taxa de deformação). Se um fluido requer uma certa tensão (i.é. tensão inicial de escoamento, τ_0) antes de começar a escoar, é então chamado de viscoplástico. Outros tipos de comportamento muito encontrados em fluidos alimentícios são os tipos pseudoplástico e dilatante com tensão inicial de escoamento.

Fluidos dependentes do tempo são aqueles em que a tensão de cisalhamento é função tanto da taxa de deformação como do tempo de escoamento. Estes fluidos são geralmente classificados como tixotrópicos e reopéticos, dependendo se a tensão diminui ou aumenta com o tempo numa determinada taxa de deformação, respectivamente. Comportamentos

tixotrópicos e reopéticos são comuns em suspensões de sólidos ou agregados coloidais em líquidos comumente encontrados em processos de alimentos.

Uma classe mais complexa de fluidos é a dos fluidos viscoelásticos, que apresentam um comportamento híbrido entre o dos sólidos Hookeanos e o dos fluidos puramente viscosos, isto é, ao mesmo tempo em que uma parte da energia recebida durante a sua deformação é armazenada, como nos sólidos elásticos, outra parte é dissipada, como ocorre nos fluidos puramente viscosos. Quando sob a ação de cisalhamento constante, tais fluidos exibem tensões normais, como no chamado efeito Weissenberg, e sua medição é uma forma de caracterizar a elasticidade. Entretanto, a medida das propriedades elásticas em termos de tensões normais sob cisalhamento constante é difícil quando se trata de soluções aquosas relativamente diluídas. Uma alternativa é a quantificação das propriedades elásticas sob cisalhamento oscilatório, nos quais a amostra é submetida a uma tensão (em instrumentos de tensão controlada) ou deformação (instrumentos de deformação controlada) que varia harmonicamente com o tempo, tipicamente de uma forma senoidal (Steffe, 1996; Tam & Tiu, 1989).

2.2. Modelos Empíricos de Tensão de Cisalhamento

Com base em observações experimentais da relação existente entre a tensão de cisalhamento e a taxa de deformação de fluidos a cisalhamento constante, alguns modelos empíricos que descrevem o comportamento reológico de fluidos puramente viscosos têm sido propostos na literatura. O Quadro 1 apresenta alguns dos modelos reológicos mais comumente encontrados na literatura.

O modelo de Carreau (eq. 7), embora seja utilizado no ajuste de dados obtidos em cisalhamento constante, pode ser utilizado para a descrição do comportamento de fluidos viscoelásticos, como feito por Darby & Pivsa-Art (1991, apud Darby, 2001). Esses autores consideraram que o parâmetro λ , o qual tem dimensões de tempo, representa o tempo de relaxação do fluido. Na equação (7), η_0 e η_∞ representam, os limites de viscosidade quando a taxa de deformação tende a 0 e a ∞ , respectivamente. Em muitos casos, $\eta_\infty \ll \eta_0$, podendo ser ignorada (Tam & Tiu, 1989).

Quadro 1: Modelos reológicos para fluidos independentes do tempo.

Modelo	η	Nº da Equação
Ostwald-de Waele	$\eta = K (\dot{\gamma})^{n-1}$	(1)
Bingham	$\eta = \eta_B + \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} \quad \tau \geq \tau_0$ $\dot{\gamma} = 0 \quad \tau \leq \tau_0$	(2)
Herschel-Bulkley	$\eta = \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} + K (\dot{\gamma})^{n-1} \quad \tau \geq \tau_0$ $\dot{\gamma} = 0 \quad \tau \leq \tau_0$	(3)
Ellis	$\frac{1}{\eta} = (1/\eta_0) \left[1 + (\tau/\tau_{1/2})^{(1/n)-1} \right]$	(4)
Powell-Eyring	$\eta = \eta_\infty + (\eta_0 - \eta_\infty) (\sinh^{-1} \lambda \dot{\gamma}) / \lambda \dot{\gamma}$	(5)
Sutterby	$\eta = \eta_0 \left[(\sinh^{-1} \lambda \dot{\gamma} / \lambda \dot{\gamma}) \right]^\alpha$	(6)
Carreau	$\eta = \eta_\infty + \frac{\eta_0 - \eta_\infty}{\left[1 + (\lambda \dot{\gamma})^2 \right]^p}$	(7)

Bird *et al.* (1987)

O tempo de relaxação do fluido, λ , é definido como a razão entre a viscosidade do fluido e o seu respectivo módulo de elasticidade, G , de acordo com a equação (8). Segundo Steffe (1996), apesar de ser difícil estabelecer uma exata interpretação do tempo de relaxação, ele pode ser admitido como o tempo necessário para que uma molécula assuma um novo arranjo espacial quando submetida a uma dada deformação.

$$\lambda = \frac{\mu}{G} \quad (8)$$

Os parâmetros μ e G advêm da utilização de modelos mecânicos baseados na combinação de molas e amortecedores, procedimento bastante difundido na análise de fluidos viscoelásticos. A mola é considerada um sólido ideal, obedecendo à lei de Hooke:

$$T = G\gamma \quad (9)$$

onde T é a tensão normal e γ é a deformação. O amortecedor representa o comportamento de um fluido viscoso, obedecendo à lei de Newton:

$$\tau = \mu\dot{\gamma} \quad (10)$$

2.3. Grupos Adimensionais em Mecânica de Fluidos Não-Newtonianos

Na mecânica de fluidos Newtonianos o número de Reynolds surge como um adimensional que pode ser interpretado como a relação de forças inerciais pelas forças viscosas. Em outras situações outros adimensionais podem surgir, mas o número de Reynolds é geralmente o mais importante.

Para fluidos viscoelásticos um adimensional importante é o número de *Deborah*, De , (eq. 11), introduzido por Reiner (Steffe, 1996). Este número indica a relação da magnitude das forças elásticas e viscosas. É

também definido como a relação do tempo característico do material, com o tempo característico do escoamento, t_{flow} .

$$De = \frac{t_{\text{material}}}{t_{\text{flow}}} \quad (11)$$

O tempo característico do fluido pode ser tomado como o tempo de relaxação determinado a partir da análise das propriedades viscoelásticas. Outras vezes o tempo característico é escolhido ser uma constante de tempo na equação constitutiva (Bird *et al.*, 1987), como por exemplo, a constante λ no modelo de Carreau (eq. 7). O tempo característico para o escoamento é geralmente tomado como o intervalo durante o qual um elemento de fluido experimenta uma seqüência significativa de eventos cinemáticos; algumas vezes é tomado como a duração de um experimento. Se o escoamento é estacionário, o tempo característico é dito ser o recíproco da taxa de deformação característica. No caso de escoamento a uma velocidade média \bar{v} , em uma tubulação de raio R temos:

$$De = \frac{\lambda \bar{v}}{R} \quad (12)$$

Um segundo grupo adimensional para fluidos viscoelásticos é o número de *Weissenberg* (eq. 13), o qual envolve uma relação de λ a um segundo tempo característico.

$$We = \lambda \kappa \quad (13)$$

onde κ é uma taxa de deformação característica do escoamento. Rao (1997) considerou o número de Weissenberg como $We = \lambda \bar{v}/R$, isto é $\kappa = \bar{v}/R$, de forma que os números de Deborah e Weissenberg tornam-se iguais.

Dois valores limites do número de Deborah podem ser identificados com mecanismos clássicos. Se o número de Deborah é pequeno,

então as moléculas encontram-se mais ou menos na sua configuração de equilíbrio e o fluido polimérico apresenta pouca diferença qualitativa em relação ao fluido Newtoniano. Pode-se dizer que o comportamento de fluido Newtoniano é obtido no limite de $De \rightarrow 0$. Contrariamente, se o número de Deborah é grande, as moléculas poliméricas não têm tempo de se acomodar ao escoamento, isto é, não têm tempo de relaxar durante o tempo do processo. No limite $De \rightarrow \infty$ os experimentos são tão rápidos que as moléculas do polímero não têm tempo de mudar a sua configuração e o fluido se comporta mais ou menos como um sólido elástico Hookeano. Para líquidos poliméricos, λ fica entre 10^{-3} s (soluções diluídas) e 10^3 s (soluções concentradas).

2.4. Equacionamento do Escoamento de Fluidos Não-Newtonianos Através de Tubulações.

2.4.1. Balanço de Energia Mecânica

Para o escoamento de qualquer fluido incompressível puramente viscoso ou viscoelástico, o balanço de energia mecânica pode ser escrito como:

$$\left(\frac{\bar{v}_2^2 - \bar{v}_1^2}{\alpha} \right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + W + \sum F = 0 \quad (14)$$

onde \bar{v} é a velocidade média do escoamento, α o fator de correção da energia cinética, z a altura, W o trabalho produzido por unidade de massa, P a pressão, g a aceleração da gravidade e ρ a densidade do fluido. Os sub-índices 1 e 2 indicam a entrada e saída, respectivamente, para um balanço aplicado num

volume de controle. As perdas pelo atrito incluem as perdas na tubulação, juntamente com a contribuição das válvulas e acessórios. Portanto:

$$\sum F = \sum \frac{2f \bar{v}^2 L}{D} + \sum \frac{k_f \bar{v}^2}{2} \quad (15)$$

onde f é o fator de atrito de Fanning, L o comprimento da tubulação, D o diâmetro da tubulação, k_f o coeficiente de perda de carga.

Neste balanço de energia mecânica, os termos de energia interna e o calor recebido pelo sistema foram desprezados. Para a determinação da perda de carga em acessórios que não impliquem em mudanças no diâmetro, considera-se que as energias cinética e potencial são iguais nos pontos 1 e 2 e que não existe trabalho de eixo no volume considerado. Dessa forma, a equação pode ser escrita:

$$\frac{P_1 - P_2}{\rho} = 2f \frac{L}{D} \bar{v}^2 + k_f \frac{\bar{v}^2}{2} \quad (16)$$

A equação (16) pode ser resolvida em função de k_f por meio da equação (17):

$$k_f = \frac{2}{\bar{v}^2} \left(\frac{P_1 - P_2}{\rho} - \frac{2fL\bar{v}^2}{D} \right) \quad (17)$$

A determinação do coeficiente de perda de carga através da equação (17) exige o conhecimento dos fatores de atrito de Fanning. Dessa forma, segue-se uma discussão sobre os métodos de determinação desse parâmetro.

2.4.2. Fatores de Atrito em Tubos

2.4.2.1. Escoamento Laminar

2.4.2.1.1. Fluidos que Obedecem o Modelo de Ostwald-de Waele

O procedimento analítico para obter o perfil de velocidade para fluidos não-Newtonianos utilizando o modelo de Ostwald-de Waele é exatamente o mesmo que para fluidos Newtonianos, com exceção da especificação da tensão de cisalhamento na equação de quantidade de movimento. O modelo de Ostwald-de Waele é uma boa aproximação para a maioria dos fluidos não-Newtonianos, incluindo fluidos viscoelásticos (Cho & Harnet, 1982), resultado do fato que a natureza elástica não desempenha um papel importante no escoamento laminar em tubos. Sob as suposições de um escoamento laminar plenamente desenvolvido através de um tubo circular reto, a equação de quantidade de movimento vem a ser:

$$0 = -\frac{dP}{dz} + \frac{1}{r} \frac{d}{dr} (r\tau_{rz}) \quad (18)$$

Substituindo o modelo de Ostwald-de Waele (eq. 1) na tensão de cisalhamento, obtemos o perfil de velocidade plenamente desenvolvido:

$$v = \left[\left(\frac{\Delta P}{2KL} \right)^{\frac{1}{n}} \frac{n}{1+n} \right] \left(R^{\frac{(1+n)}{n}} - r^{\frac{(1+n)}{n}} \right) \quad (19)$$

O fator de atrito de Fanning (f_f) é definido como (Bird *et al.*, 1960)

$$f_f = \frac{\Delta P D}{2\rho v^2 L} \quad (20)$$

onde a velocidade média \bar{v} é obtida da integração do perfil de velocidade.

Para o escoamento plenamente desenvolvido num tubo, o fator de atrito é determinado por:

$$f_f = \left(\frac{16}{\frac{D^n (\bar{v})^{2-n} \rho \left(\frac{4n}{3n+1} \right)^n}{8^{n-1} K}} \right) = \frac{16}{Re_g} \quad (21)$$

onde o denominador corresponde ao número de Reynolds generalizado, Re_g .

Determinações experimentais de perda de carga em tubos circulares no escoamento laminar confirmam esta predição (Tung *et al.*, 1978). A equação (20) é recomendada para determinar perda de carga de fluidos não-Newtonianos, tanto puramente viscosos quanto viscoelásticos, no escoamento plenamente desenvolvido em tubos (Cho & Hartnett, 1982).

2.4.2.1.2. Fluidos Viscoplasticos - Modelo de Bingham

As relações que descrevem o escoamento laminar de um fluido descrito pelo modelo de Bingham podem ser derivadas da combinação entre as equações (2) e (18). Para $R > r > r_0$, obtém-se:

$$v = \frac{1}{\eta_B} \left[\frac{\Delta P}{4L} (R^2 - r^2) - \tau_0 (R - r) \right] \quad (22)$$

onde r_0 é o limite entre a região mais próxima à parede do tubo e a região central onde o fluido se move como um pistão (Bird *et al.*, 1960), dado por:

$$r_0 = 2\tau_0 / \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \quad (23)$$

Para $0 < r < r_0$ o fluido se move como um pistão, isto é, com velocidade uniforme v_p dada por:

$$v_p = \frac{1}{\eta_B} \left\{ \frac{\Delta P}{4L} \left[R^2 - \left(\frac{2 \cdot \tau_0}{\Delta P/L} \right)^2 \right] - \tau_0 \left[R - \left(\frac{2 \cdot \tau_0}{\Delta P/L} \right) \right] \right\} \quad (24)$$

O fator de atrito de Fanning (f) para o escoamento plenamente desenvolvido de um fluido Binghamiano em tubos fica

$$f = \frac{16}{D\bar{v}\rho} \left(\frac{1}{1 - 4\xi_0/3 + \xi_0^4/3} \right) \quad (25)$$

onde

$$\xi_0 = \frac{4L\tau_0}{D\Delta P} \quad (26)$$

Negligenciando o último termo no denominador da equação (25), $\xi_0^4/3$, por se tratar de um termo pequeno quando comparado aos outros, e, reorganizando esta em função de f_f temos

$$f = \frac{16}{Re_{GA}} \quad (27)$$

onde o denominador é o número de Reynolds modificado por Govier & Aziz (1972), dado por

$$Re_{GA} = \frac{D\bar{v}\rho}{\eta_B \left(1 + \frac{\tau_0 D}{6\eta_B \bar{v}} \right)} \quad (28)$$

A equação (25) ainda pode ser rearranjada sem a negligencia do último termo do denominador, obtendo uma outra expressão para o fator de Fanning

$$\frac{1}{Re_B} = \frac{f_f}{16} - \frac{He}{6Re_B^2} + \frac{He^4}{3f_f^3 Re_B^8} \quad (29)$$

onde He é o número de Hedstrom e Re_B o número de Reynolds de Bingham, dados por:

$$He = \frac{D^2 \rho \tau_o}{\eta_B^2} \quad (30)$$

$$Re_B = \frac{D \rho \bar{v}}{\eta_B} \quad (31)$$

2.4.2.1.3. Fluidos que Obedecem o Modelo de Herschel-Bulkley

As relações que descrevem o escoamento laminar de um fluido que obedece o modelo Herschel-Bulkley podem ser derivadas da combinação entre as equações (3) e (18). Para $R > r > r_o$, obtém-se:

$$v = \frac{2Ln}{\Delta PK^{\frac{1}{n}}(1+n)} \left[\left(\frac{\Delta PR}{2L} - \tau_o \right)^{\frac{1+n}{n}} - \left(\frac{\Delta Pr}{2L} - \tau_o \right)^{\frac{1+n}{n}} \right] \quad (32)$$

e quando $0 < r < r_o$ o fluido move-se com velocidade uniforme dada por:

$$v_p = \frac{2Ln}{\Delta PK^{\frac{1}{n}}(1+n)} \left[\left(\frac{\Delta P}{2L} \right) (R - r_o) \right]^{\frac{1+n}{n}} \quad (33)$$

O fator de atrito de Fanning (f_f) para o escoamento plenamente desenvolvido de um fluido Herschel-Bulkley num tubo é determinado com a seguinte equação:

$$f_f = \frac{16}{8 \rho \bar{v}^{-2-n} D^n \varphi} = \frac{16}{Re_{HB}} \quad (34)$$

$$2^n \left(\frac{3n+1}{n} \right)^n K$$

onde Re_{HB} é o número de Reynolds para fluidos Herschel-Bulkley e φ é dado pela eq. (35)

$$\varphi = (1 - \xi_o)^{n+1} \left[(1 - \xi_o)^2 + 2 \left(\frac{3n+1}{2n+1} \right) \xi_o (1 - \xi_o) + \left(\frac{3n+1}{n+1} \right) \xi_o^2 \right]^n \quad (35)$$

2.4.2.1.4. Fluidos Viscoelásticos

Na região laminar resultados experimentais mostram que o fator de atrito pode ser determinado através de equações para fluidos puramente viscosos, isto é, os efeitos elásticos não afetam a perda de carga na região laminar (Hartnett & Kostic, 1989; Cho & Hartnett, 1982; Govier & Aziz, 1972).

2.4.2.2. Escoamento Turbulento

2.4.2.2.1. Fluidos Newtonianos

Fluidos newtonianos escoando em regime turbulento podem ser correlacionados através da equação de Nikuradse (Govier & Aziz 1972)

$$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = 4,0 \log(\text{Re} \sqrt{f_f}) - 0,4 \quad (36)$$

Uma correlação que se aproxima da equação (36), porém mais simples por estar com f explícito, foi proposta por Drew (Govier & Aziz 1972).

$$f_f = 0,00140 + 0,125 \text{Re}^{-0,32} \quad (37)$$

2.4.2.2.2. Fluidos que Obedecem o Modelo de Ostwald-de Waele

O maior avanço no estudo da hidrodinâmica de fluidos Ostwald-de Waele na região turbulenta foi obtido por Dodge & Metzner (1959), que propuseram a seguinte correlação para fatores de atrito em fluidos puramente viscosos:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{4}{n^{0,75}} \log(\text{Re}_g f_f^{(1-n/2)}) - \frac{0,4}{n^{1,2}} \quad (38)$$

2.4.2.2.3. Fluidos Viscoplasticos - Modelo de Bingham

Para este tipo de fluido não há uma transição abrupta do escoamento laminar para o turbulento, existe uma mudança gradual do escoamento puramente laminar para o completamente turbulento (Darby, 2001). Para determinar a transição entre os dois regimes de escoamento pode ser utilizado o número de Reynolds dado pela equação (28), onde a transição se dá próxima à valores de Reynolds de 2100 (Govier & Aziz, 1972).

Para o escoamento totalmente turbulento, o fator de atrito pode ser representado pela seguinte expressão empírica obtida por Darby & Melson (1982) e modificada por Darby *et al.*, (1992)

$$f = \frac{10^a}{Re_B^{0,193}} \quad (39)$$

onde

$$a = -1,47 \left[1 + 0,146 \exp \left(-2,9 \cdot 10^{-5} He \right) \right] \quad (40)$$

2.4.2.2.4. Fluidos que Obedecem o Modelo de Herschel-Bulkley

Torrance seguindo o método de análise de Clapp (Govier & Aziz, 1972), também baseado no conceito de comprimento de mistura de Prandtl obteve a seguinte relação para fator de atrito:

$$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = 0,45 - \frac{2,75}{n} + \frac{1,97}{n} \ln(1 - \xi_o) + \frac{1,97}{n} \ln \left(Re_g \left(\frac{1+3n}{4n} \right)^n f_f^{1-(n/2)} \right) \quad (41)$$

2.4.2.2.5. Fluidos Viscoelásticos

Os efeitos quantitativos da viscoelasticidade no escoamento turbulento causam a redução da perda de carga ou fator de atrito em relação aos

dos fluidos puramente viscosos. Assim tais fluidos são conhecidos como redutores de arraste. Um grande número de combinações de soluto/solvente exibem redução de arraste em relação ao do solvente puro. O fenômeno é comumente encontrado em soluções aquosas poliméricas (por exemplo suco de frutas). A adição de pequenas concentrações de polímeros de alto peso molecular em água, tais como óxido de polietileno ou poliacrilamida, em água escoando num tubo em regime turbulento, resulta no decréscimo da perda de carga para uma vazão constante, de forma que o fator de atrito de tais soluções é menor que a da água pura para um mesmo número de Reynolds. Se a concentração de polímero aumenta, manifesta-se uma progressiva redução do fator de atrito turbulento em uma grande faixa dos números de Reynolds. Isto se observa até uma determinada concentração limite, freqüentemente chamada concentração de saturação, onde o fator de atrito alcança seu valor assintótico (Figura 1). Isto é freqüentemente chamado de assíntota de Virk (eq. 42) da redução máxima de arraste. O aumento da concentração do polímero acima da concentração de saturação não tem mais efeito sobre a relação do fator de atrito com o número de Reynolds Bird *et al.* (1987).

$$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = 19,0 \log_{10} (\text{Re}_a \sqrt{f_f}) - 32,4 \quad (42)$$

onde

$$\text{Re}_a = \frac{D \rho \bar{v}}{\eta} \quad (43)$$

De maneira geral um incremento na concentração do polímero aumenta a elasticidade do fluido, o que resulta no aumento do número de Deborah (Cho & Hartnett, 1982). Pode-se, portanto, afirmar que o aumento do número de Deborah reduz o fator de atrito para um determinado número de

Reynolds. Isso ocorre até um certo limite, (i.e. concentração), que podemos chamar de Deborah crítico, a partir do qual não ocorrem mais mudanças no fator de atrito. Esse não é o caso dos fluidos alimentícios, cujas concentrações poliméricas correspondem à faixa de fatores de atrito situada entre a relação de Blasius (eq. 44, para fluidos Newtonianos) e a assíntota de Virk (Figura 1).

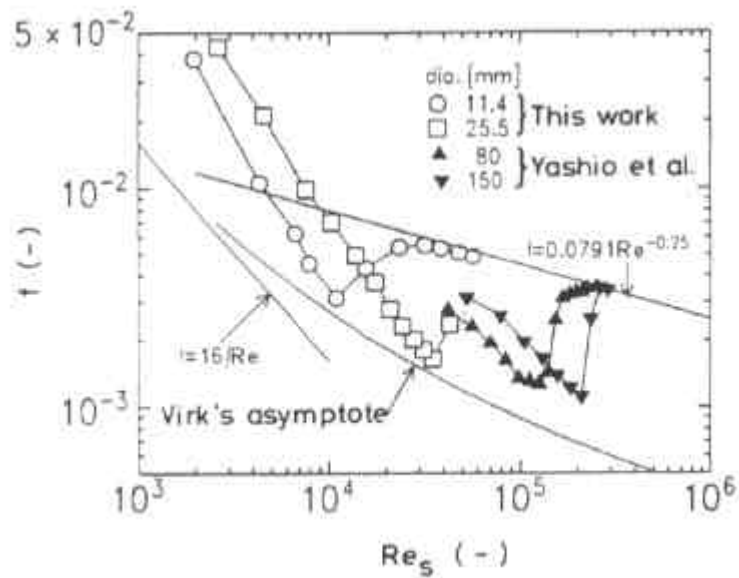


Figura 1: Dados de Usui et al. (1998) para o fator de atrito de Fanning em tubos com soluções surfactantes.

$$f = 0,0791 Re^{-0,25} \quad (44)$$

com $Re = \frac{D\rho\bar{v}}{\eta}$.

Algumas tentativas de correlacionar os fatores de atrito no escoamento em tubos no regime turbulento com as propriedades viscoelásticas dos fluidos são apresentadas na literatura. Darby & Pivsa-Art 1991, apud Darby,

2001 observaram que, para tubos lisos, o fator de atrito para fluidos poliméricos redutores de arraste pode ser correlacionado por:

$$f_p = \frac{f_s}{\sqrt{1 + De^2}} \quad (45)$$

onde f_s é o fator de atrito do solvente (fator de Fanning Newtoniano), f_p é o fator de Fanning aplicado para fluidos viscoelásticos, e De é o número de Deborah, o qual depende das propriedades viscoelásticas do fluido (para fluidos newtonianos, $De = 0$).

A expressão para o número de Deborah, utilizada por Darby e Pivsa-Art (1991, apud Darby, 2001) é dada por:

$$De = \frac{0,0163 N_\zeta Re_s^{0,338} (\mu_s/\eta_o)^{0,5}}{\left[1/Re_s^{0,75} + 0,00476 N_\zeta^2 (\mu_s/\eta_o)^{0,75}\right]^{0,318}} \quad (46)$$

com

$$N_\zeta = \left[(1 + N_\lambda^2)^p - 1 \right]^{0,5} \quad (47)$$

$$N_\lambda = \frac{8\bar{v}\lambda}{D} \quad (48)$$

Nas equações (46) a (48), Re_s é o Reynolds baseado nas propriedades do solvente, μ_s é a viscosidade do solvente, D o diâmetro do tubo, \bar{v} a velocidade media no tubo, e η_o , λ e p são os parâmetros reológicos do fluido de acordo com o modelo de Carreau (eq. 7).

Em virtude da dificuldade da determinação de propriedades reológicas de soluções diluídas de gomas, que apresentam comportamento viscoelástico, Darby & Pivsa-Art (1991, apud Darby, 2001) desenvolveram uma relação entre o número de Deborah e o número de Reynolds do solvente, dada a seguir:

$$De = k_b \left(\frac{8\mu_s Re_s}{D^2 \rho} \right)^{k_a} Re_s^{0,34} \quad (49)$$

onde k_a e k_b são constantes empíricas.

Usui *et al.*, (1998) propuseram a utilização simultânea do tempo de relaxação determinado pelo modelo de Maxwell e da viscosidade aparente calculada pelo modelo de Carreau para a descrição do comportamento viscoelástico de polímeros redutores de arraste e cálculo dos fatores de atrito.

Rao (1997) apresenta a seguinte correlação para a determinação do fator de atrito no escoamento turbulento de misturas bifásicas ar/fluido viscoelástico, ar/água ou de fluidos viscoelásticos monofásicos em tubos retos sobre a faixa de $6000 \leq Re \leq 80000$.

$$f = \frac{f_N e^{-dWe} (1 + bWe)}{Re_{aTP}^c} \quad (50)$$

onde f_N é o fator de atrito para escoamento turbulento de fluidos Newtonianos, dado pela eq. (44); $Re_a = \rho \bar{v} D / \eta$ é o Reynolds Newtoniano, onde η é a viscosidade aparente; Re_{aTP} um Reynolds aplicável ao escoamento bifásico, com a viscosidade definida como uma média ponderada entre as duas fases; We é o número de Weissenberg definido como $We = \lambda \bar{v} / D$, onde λ é igual ao tempo de relaxação do fluido; b , c e d são constantes ajustáveis por regressão dos dados experimentais.

Tanto os resultados experimentais de Usui *et al.* (1998) e de Rao (1997), situam-se entre as curvas correspondentes à correlação de Blasius (eq. 44) e a assíntota de Virk (Figura 1).

2.4.3. Comprimentos de Entrada para Fluidos Não-Newtonianos

O perfil de velocidade de um fluido em um tubo não se desenvolve imediatamente após sua entrada na tubulação. Sendo assim, é importante conhecer e evitar a região de entrada, de forma que as medidas experimentais sejam realizadas em pontos onde o escoamento já se encontra plenamente desenvolvido. O efeito de entrada para fluidos pseudoplásticos foi estudado por Collins e Schowalter (1963). O resultado pode ser expresso através da equação:

$$\frac{X_E}{DRe_g} = (-0,125n + 0,175)(8^{n-1})\left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n \quad (51)$$

onde X_E é o comprimento de entrada.

Para fluidos de Bingham, Michiyosh *et al.*, (1966) expressaram seus resultados do comprimento de entrada através da expressão:

$$\frac{X_E}{DRe_B} = 0,0476 \exp\left(-5,125 \frac{\tau_o}{\tau_p}\right) \quad (52)$$

Para fluidos Herschel-Bulkley utilizaremos as conclusões de Yoo (1974, apud Cho & Hartnett, 1982) em trabalho realizado com fluidos puramente viscosos:

$$\frac{X_E}{D} \geq 40 \quad (53)$$

No mesmo estudo Yoo (1974, apud Cho & Hartnett, 1982) também observou que para fluidos altamente viscoelásticos pode-se utilizar a equação (54), o que foi confirmado por Tung *et al.*, (1978).

$$\frac{X_E}{D} \geq 80 \quad (54)$$

2.5. Correlações para Coeficientes de Perda de Carga em Acessório

Os coeficientes de perda de carga nos acessórios variam de acordo com o número de Reynolds. Algumas equações são tradicionalmente utilizadas para correlacionar estas grandezas, dentre elas encontramos uma relação potencial sugerida pela primeira vez por Kittredge & Rowley (1957), para fluidos Newtonianos:

$$k_f = A(\text{Re})^B \quad (55)$$

Outra relação menos tradicional também para Newtonianos é o método dos dois-Ks de Hooper (1981), que correlaciona o coeficiente de perda de carga com o número de Reynolds e com o diâmetro do acessório através da equação:

$$k_f = k_1/\text{Re} + k_\infty(1+1/D) \quad (56)$$

2.6. Análises Estatísticas

No desenvolvimento deste trabalho houve a necessidade de se avaliar os dados experimentais, através de análises estatísticas. Para o cálculo do desvio padrão (sd) e erro padrão (se) utilizou-se as equações (57) e (58) respectivamente

$$sd = \sqrt{\frac{\sum (x_n - \bar{x})^2}{(n-1)}} \quad (57)$$

$$se = \frac{sd}{\sqrt{n}} \quad (58)$$

onde x_n é o valor de cada medida, \bar{x} o valor médio, e N o número de medidas.

Os valores das médias dos quadrados dos resíduos, RMS, foram calculados pela equação:

$$\text{RMS} = 100 \sqrt{\sum \frac{((\tau_e - \tau_p)/\tau_e)^2}{N}} \quad (59)$$

onde τ_e é o valor de tensão de cisalhamento experimental, τ_p é a tensão de cisalhamento predita pelo modelo ajustado e N é o número de medidas experimentais.

3. OBJETIVOS

1) Determinar os parâmetros reológicos de soluções poliméricas (fluidos modelo) com características não-Newtonianas puramente viscosas e viscoelásticas, utilizando-se um reômetro rotacional de cisalhamento constante. Os dados experimentais foram ajustados aos modelos reológicos de Bingham, Ostwald-de Waele e Herschel-Bulkley no caso dos fluidos puramente viscosos e ao modelo de Carreau no caso de fluidos viscoelásticos.

2) Determinar experimentalmente os fatores de atrito de Fanning no regime laminar e turbulento para fluidos não-Newtonianos e compará-los com os valores estimados pelas equações (21) e (38) para fluidos pseudoplásticos sem τ_0 ; equações (27), (29) e (39) para fluidos Binghamianos, equações (34) e (41) para fluidos pseudoplásticos com τ_0 e equações (42), (44) e (45) para fluidos viscoelásticos. No caso de fluidos viscoelásticos, também foram testados, alternativamente, os ajustes propostos por Usui *et al.* (1998) e Rao (1997). Estes valores foram os utilizados na determinação dos coeficientes de perda de carga.

3) Determinar experimentalmente os coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios, no escoamento laminar e turbulento, das soluções modelo.

4) Correlacionar os coeficientes de perda de carga com o diâmetro da tubulação e com grupos adimensionais de mecânica de fluidos, como, os números de Reynolds e de Deborah.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Fluidos Modelo

Os fluidos modelo utilizados nos experimentos de reologia e perda de carga foram soluções aquosas de goma xantana, sacarose e bentonita em diferentes concentrações. Essas soluções foram preparadas dissolvendo-se goma xantana de grau alimentar (Star & Art), sacarose e bentonita, em água destilada. Os sólidos foram dispersos com o auxílio de um agitador mecânico marca Marconi, modelo MA59 por 20 minutos. As amostras foram deixadas em repouso em uma câmara frigorífica com temperatura controlada (10°C) durante 24 horas, a fim de alcançar a hidratação completa das moléculas.

Foram preparadas 28 soluções com concentrações diferentes, como mostra a Tabela 1. As composições dessas soluções foram escolhidas no intuito de se conseguir fluidos com comportamento viscoplástico, pseudoplásticos com e sem tensão inicial de escoamento, e, viscoelástico, que são tipos de fluidos bastante encontrados na indústria de processamento de alimentos e carentes em termos de dados experimentais de coeficiente de perda de carga em válvulas e acessórios.

Os nove primeiros fluidos da Tabela 1 foram soluções aquosas de goma xantana e sacarose, para conseguir-se um comportamento pseudoplástico sem tensão inicial de escoamento, pois é conhecido que este tipo de solução tem este comportamento (Telis-Romero *et al.*, 2000). Os fluidos de número 10 a 18 da Tabela 1 foram constituídos de bentonita, sacarose e água para tentar obter-se um comportamento viscoplástico, visto que a bentonita, por não dissolver-se em água, deixa sólidos em suspensão, o que confere uma

tensão inicial de escoamento ao fluido, e sacarose diluída em água tem comportamento Newtoniano e fez parte da composição destas soluções para aumentar a viscosidade aparente, aproximando-a das encontradas em fluidos alimentícios. Os fluidos de 19 a 27 da Tabela 1 são soluções aquosas de goma xantana, sacarose e bentonita, pois somando o caráter pseudoplástico das soluções de goma xantana à tensão inicial de escoamento, deixada pelos sólidos de bentonita em suspensão, pretendeu-se obter um fluido pseudoplástico com tensão inicial de escoamento. A solução aquosa de goma xantana (fluido 28 da Tabela 1) foi escolhida para ser caracterizada como um fluido viscoelástico, como também é caracterizado na literatura (Darby, 2001).

As massas específicas da sacarose, goma xantana em pó, bentonita e das soluções modelo foram determinadas através de picnometria. Enquanto a caracterização das partículas de bentonita foi feita a partir da análise granulométrica realizada em um conjunto de peneiras de número: 60, 80, 100, 115, 150, 200, 270 e 325 da série Tyler.

O diâmetro médio, d_p , foi determinado:

$$d_p = \frac{1}{\sum_i \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (60)$$

onde x_i : fração da amostra retida na peneira i .

d_{pi} : diâmetro médio entre as peneiras i e $i - 1$.

com

$$d_{pi} = \frac{(d_{pi} + d_{pi-1})}{2} \quad (61)$$

Tabela 1: Concentração mássica de goma xantana, bentonita e sacarose das soluções modelo.

Experiência	Concentração %			
	Água	Xantana	Bentonita	Sacarose
1	89,95	0,05	0,00	10,00
2	79,95	0,05	0,00	20,00
3	69,95	0,05	0,00	30,00
4	89,85	0,15	0,00	10,00
5	79,85	0,15	0,00	20,00
6	69,85	0,15	0,00	30,00
7	89,75	0,25	0,00	10,00
8	79,75	0,25	0,00	20,00
9	69,75	0,25	0,00	30,00
10	84,00	0,00	6,00	10,00
11	74,00	0,00	6,00	20,00
12	64,00	0,00	6,00	30,00
13	82,00	0,00	8,00	10,00
14	72,00	0,00	8,00	20,00
15	62,00	0,00	8,00	30,00
16	80,00	0,00	10,00	10,00
17	70,00	0,00	10,00	20,00
18	60,00	0,00	10,00	30,00
19	63,70	0,30	6,00	30,00
20	63,35	0,65	6,00	30,00
21	63,00	1,00	6,00	30,00
22	61,70	0,30	8,00	30,00
23	61,35	0,65	8,00	30,00
24	61,00	1,00	8,00	30,00
25	59,70	0,30	10,00	30,00
26	59,35	0,65	10,00	30,00
27	59,00	1,00	10,00	30,00
28	99,90	0,10	0,00	0,00

4.2. Reologia

Os parâmetros reológicos, das soluções modelo, foram determinados em um reômetro rotacional (modelo Rheotest 2.1, marca MLW) que opera em cisalhamento constante com sistema Searle utilizando cilindros concêntricos como mecanismo de medida. Esse mecanismo possui uma camisa conectada a um banho termostático, o que permite manter a temperatura

constante durante as medidas (neste trabalho a temperatura foi fixada em 32 °C). A velocidade de rotação do cilindro variou de 0,028 a 243 rpm. O instrumento foi operado em 44 diferentes velocidades. As tensões de cisalhamento (τ) foram obtidas pela multiplicação das leituras do torque por uma constante do reômetro, enquanto a taxa de deformação foi obtida de acordo com Krieger & Elrod (1953). Os dados experimentais foram ajustados aos modelos reológicos com o auxílio do programa STATISTICA (StatSoft, Inc., 1995).

O reômetro foi aferido usando-se etileno glicol e clorobenzeno que têm as propriedades reológicas conhecidas na literatura e apresentam comportamento Newtoniano. Foram realizadas vinte e três repetições na determinação dos parâmetros reológicos, para cada fluido em uma determinada temperatura de trabalho.

As viscosidades do etileno glicol e do clorobenzeno foram determinadas em três diferentes temperaturas escolhidas aleatoriamente: -5, 10 e 70 °C e -22, 0 e 20 °C respectivamente.

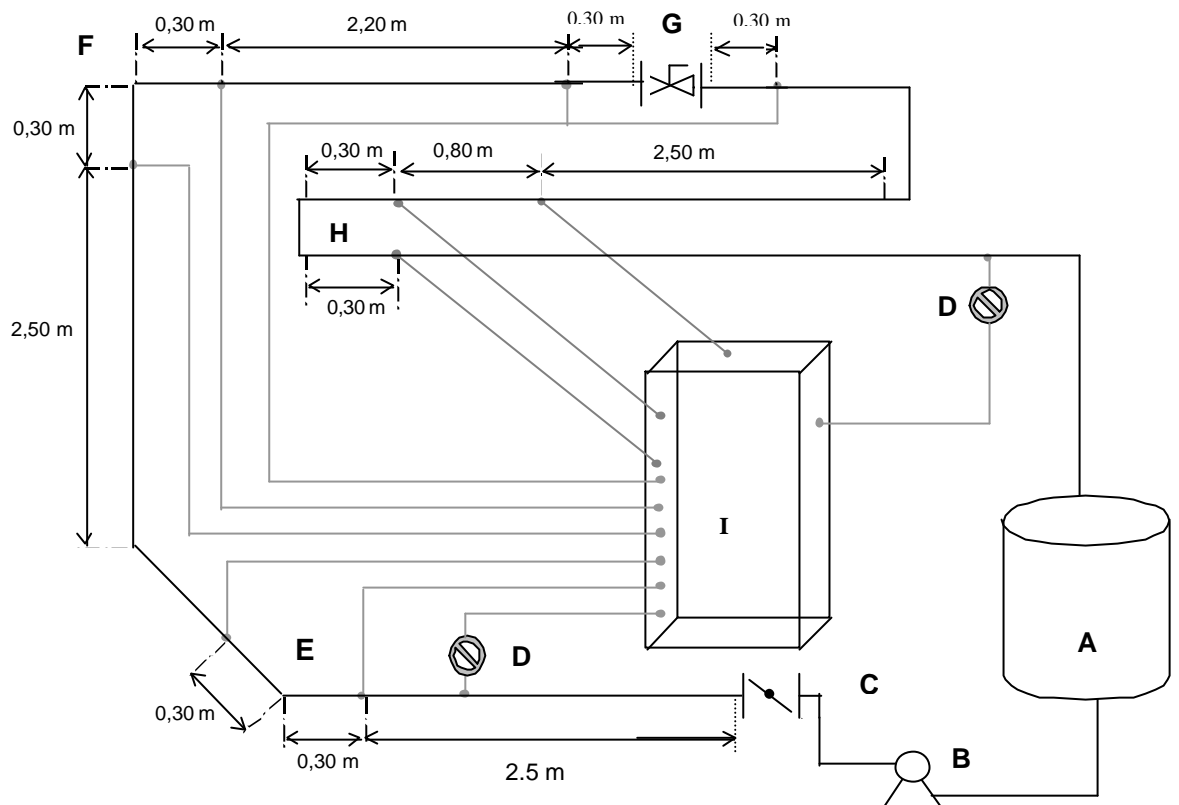
4.3. Válvulas e Acessórios

Nos estudos de perda de carga foram utilizados os seguintes acessórios: válvula borboleta totalmente aberta com ângulos de abertura, referentes ao centro, de 0°, 10°, 20°, 40° e 60°; válvula macho totalmente aberta e aberta pela metade; união expansão; curvas de 180°, 90° e 45°. Todas as válvulas e acessórios são do tipo sanitário, fabricados em aço inox com diâmetros nominais de 1", 1,5" e 2".

4.4. Experimentos de Perda de Carga

O sistema utilizado para os experimentos de perda de carga (Figura 2) consistiu em um tanque cilíndrico de aço inox com capacidade para 100 litros (A). As tubulações foram de aço inox AISI 304 tinham três diferentes diâmetros externos, 25,4 mm, 38,1 mm e 50,8 mm e espessuras de 2,87 mm. As soluções modelo foram bombeadas por uma bomba de deslocamento positivo marca KSB modelo Triglav (B). As vazões foram reguladas por uma válvula borboleta (C) e quantificadas através de medidas do volume da descarga num tempo predeterminado. A temperatura foi monitorada por dois transmissores de temperatura marca TT302 fabricados pela SMART – Sertãozinho – Brasil (D). Ao longo do equipamento foram colocados transmissores de pressão LD302, que medem uma faixa de pressão de 0,209 kPa até 4,352 kPa, fabricados pela SMART – Sertãozinho – Brasil e conectados a tubos de silicone que foram ligados à parede dos tubos de aço inox, para medir a pressão estática. Os sinais dos transmissores de temperatura e pressão foram captados por um sistema de aquisição de dados da marca HP modelo 75.000-B, uma interface HP-IB, e um HP-PC com um programa escrito em IBASIC que faz a aquisição dos dados de temperatura e pressão (I). Uma foto de uma tomada de pressão do sistema é mostrada na Figura 3.

O sistema de medidas de perda de carga foi aferido usando-se etileno glicol que foi bombeado pelo sistema em 31 condições diferentes para o escoamento laminar e 25 para o turbulento, sendo que em cada condição a variação da pressão de uma seção reta de 0,80 m da tubulação foi medida, após estabelecido o regime estacionário, em intervalos de 5 minutos por 6 vezes.



- A Tanque cilíndrico de aço inox com capacidade para 100 litros
- B Bomba de deslocamento positivo marca KSB modelo Triglav
- C Válvula borboleta usada para controle de vazão
- D Transmissores de temperatura marca TT302 (D)
- E Curva de 45° usada para medida de perda de carga
- F Curva de 90° usada para medida de perda de carga
- G Válvula borboleta ou válvula macho usadas para medida de perda de carga
- H Curva de 180° usada para medida de perda de carga
- I Sistema de aquisição de dados

Figura 2: Sistema experimental de medidas de perda de carga através de válvulas e acessórios.

Para a determinação dos coeficientes de perda de carga nos acessórios foram realizadas medidas de variação de pressão das soluções modelo através de cada acessório e de uma seção de tubulação reta, após ter

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Caracterização das Soluções

As massas específicas da sacarose, goma xantana em pó e bentonita, juntamente com o diâmetro médio das partículas de bentonita estão apresentados na Tabela 2.

Tabela 2: Massa específica e diâmetro médio dos componentes das soluções modelo.

Material	Diâmetro Médio (μm)	Massa Específica (g/cm^3)
Bentonita	82,3	1,820
Xantana	—	0,836
Sacarose	—	0,822

Na Tabela 3 são mostradas as composições das vinte e oito soluções modelo escolhidas para a realização do trabalho e os valores das massas específicas obtidos para estas soluções.

Tabela 3: Massa específica e concentrações mássicas de água, xantana e sacarose das soluções modelo.

Experiência	Concentração %				Massa Específica (kg/m ³)
	Água	Xantana	Bentonita	Sacarose	
1	89,95	0,05	0,00	10,00	1047,1
2	79,95	0,05	0,00	20,00	1035,1
3	69,95	0,05	0,00	30,00	1028,2
4	89,85	0,15	0,00	10,00	1042,1
5	79,85	0,15	0,00	20,00	1035,0
6	69,85	0,15	0,00	30,00	1028,1
7	89,75	0,25	0,00	10,00	1042,1
8	79,75	0,25	0,00	20,00	1034,9
9	69,75	0,25	0,00	30,00	1028,0
10	84,00	0,00	6,00	10,00	1037,9
11	74,00	0,00	6,00	20,00	1030,8
12	64,00	0,00	6,00	30,00	1023,9
13	82,00	0,00	8,00	10,00	1042,3
14	72,00	0,00	8,00	20,00	1028,9
15	62,00	0,00	8,00	30,00	1022,4
16	80,00	0,00	10,00	10,00	1035,1
17	70,00	0,00	10,00	20,00	1027,9
18	60,00	0,00	10,00	30,00	1021,0
19	63,70	0,30	6,00	30,00	1023,7
20	63,35	0,65	6,00	30,00	1023,4
21	63,00	1,00	6,00	30,00	1024,1
22	61,70	0,30	8,00	30,00	1022,2
23	61,35	0,65	8,00	30,00	1022,0
24	61,00	1,00	8,00	30,00	1026,1
25	59,70	0,30	10,00	30,00	1020,8
26	59,35	0,65	10,00	30,00	1020,5
27	59,00	1,00	10,00	30,00	1022,9
28	99,90	0,10	0,00	0,00	1002,1

5.2. Reologia

5.2.1. Aferição do Reômetro

A Tabela 4 permite comparar os dados experimentais obtidos neste trabalho e os dados publicados em Perry & Chilton (1986), para etileno glicol e clorobenzeno. Nota-se que as viscosidades experimentais obtidas neste trabalho têm valores próximos aos da literatura, estando afastadas no máximo 1,32%, e encontrando-se dentro do intervalo de desvio padrão apresentado também na Tabela 4.

Tabela 4: Parâmetros reológicos de soluções padrão Newtonianas.

Soluções	Temperatura (°C)	μ (mPa.s) Experimental	Desvio Padrão (mPa.s)	% Erro Padrão (mPa.s)	μ^* (mPa.s)
Etileno Glicol	- 5	57,70	1,359	0,490	58,2
CH ₂ OHCH ₂ OH	10	34,22	1,381	0,842	34,0
	70	4,511	0,076	0,355	4,51
Clorobenzeno	-22	1,632	0,003	0,061	1,63
C ₆ H ₅ Cl	0	1,291	0,007	0,155	1,29
	20	0,922	0,013	0,325	0,91

* Dados de Perry & Chilton (1986).

A partir dos experimentos com os fluidos de aferição e dos dados de Perry & Chilton (1986), mostrados na Tabela 4, foi construída a curva de calibração do reômetro, que apresenta um comportamento linear, como é visto na Figura 4. Os parâmetros desta curva foram embutidas na constante do reômetro que é utilizada no cálculo das tensões de cisalhamento.

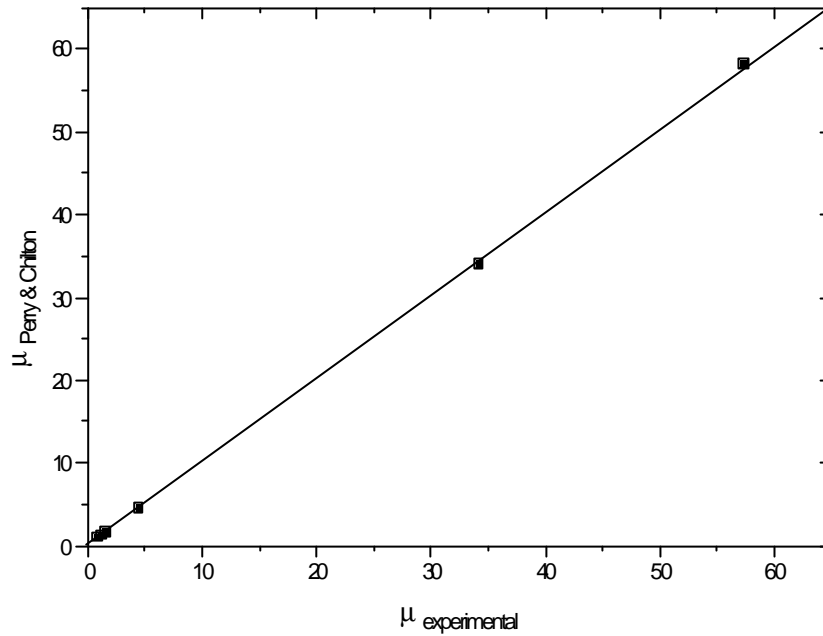


Figura 4: Curva de calibração do reômetro (viscosidade encontrada na literatura versus experimental).

Ainda observa-se no histograma apresentado na Figura 5 que a distribuição normal das viscosidades de clorobenzeno a 20 °C, se encontra ao redor de um valor médio, garantindo dessa forma a reprodutibilidade dos dados obtidos pelo reômetro. Outros histogramas foram construídos com as viscosidades do clorobenzeno a -22 °C e 0 °C e do etileno glicol a -5 °C 10 °C e 70 °C, e todos eles apresentaram uma distribuição normal.

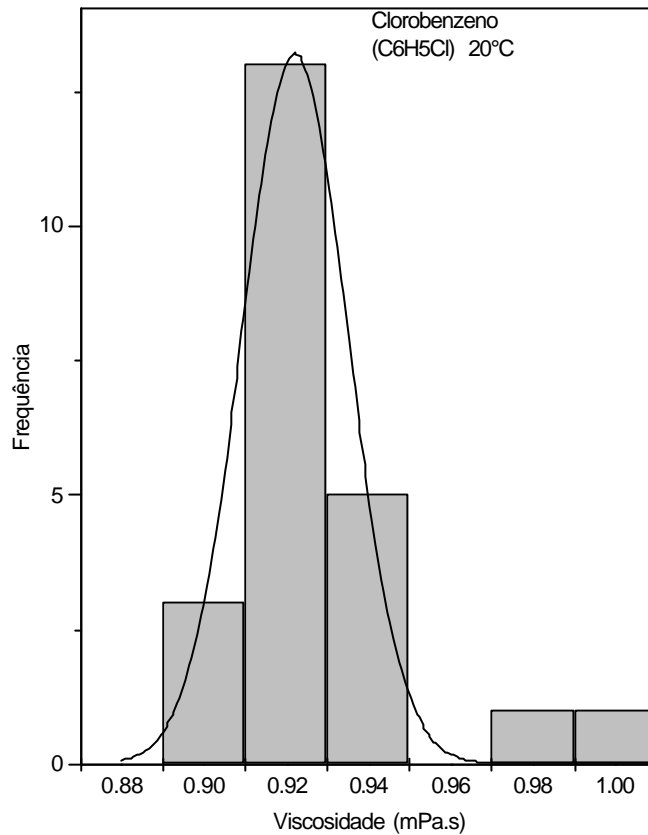


Figura 5: Histograma de distribuição da viscosidade de clorobenzeno C₆H₅Cl usado para verificar o desempenho do reômetro.

5.2.2. Reologia das Suspensões Modelo

Foram obtidos reogramas das soluções modelo com concentrações de água (X_W), goma xantana (X_X), bentonita (X_B) e sacarose (X_S) mostradas na Tabela 1. Todos os experimentos foram realizados a temperatura de 32°C e a taxa de deformação variou entre 22 e 774 s⁻¹, o que encontra-se dentro do intervalo de taxa típico para fluxo no interior de tubos (Steffe, 1996).

Todos os reogramas (gráficos de tensão de cisalhamento por taxa de deformação) apresentaram um comportamento não Newtoniano, não linear, e todos os dados experimentais foram ajustados aos modelos de Herschel-Bulkley, Ostwald-de Waele e Bingham. Os fluidos modelo foram agrupados de acordo com o modelo que melhor ajustou os dados experimentais de reologia.

5.2.2.1. Fluidos Puramente Viscosos

Os dados de tensão de cisalhamento versus taxa de deformação, das nove primeiras soluções que não contém partículas de bentonita (Tabela 1), se ajustaram melhor aos modelos de Herschel-Bulkley e Ostwald-de Waele do que ao modelo de Bingham, como pode se observar através dos valores da média dos quadrados dos resíduos, RMS, e do coeficiente de determinação, r^2 , mostrados nas Tabelas 5, 6 e 7. No entanto nesses experimentos os valores de tensão inicial de escoamento, τ_0 , do modelo de Herschel-Bulkley, têm magnitude muito pequena e em alguns casos apresentou valores negativos. Normalmente esta variação de τ_0 de valores pequenos à negativos ocorre quando o fluido não tem tensão inicial de escoamento, e, estes valores de τ_0 podem ser atribuídos à erros experimentais, ressaltando ainda que os valores negativos não têm significado físico. De acordo com esses argumentos foi concluído que o comportamento dessas soluções é melhor representado pelo modelo de Ostwald-de Waele.

Os parâmetros dos três modelos ajustados foram calculados e os resultados são apresentados nas Tabelas 5, 6 e 7. Considerando o modelo que apresentou melhor ajuste (Ostwald-de Waele), uma análise estatística

mostrou uma dependência de K e n em relação a composição da solução. O índice de consistência (K) é significativamente afetado ($p < 0,05$) pelas frações mássicas de goma xantana e sacarose. O aumento da concentração de goma xantana causa um crescimento quadrático em K, enquanto o aumento da concentração de sacarose eleva o valor de K linearmente. O índice de comportamento também foi afetado significativamente ($p < 0,05$) por ambos os solutos. Esta propriedade decresce linearmente com o crescimento das concentrações de goma xantana e sacarose. Um reograma, para o modelo que representou melhor as nove primeiras suspensões (Tabela 1), é visto na Figura 6.

Tabela 5: Parâmetros reológicos do modelo Ostwald-de Waele, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes as soluções 1 a 9.

Experiência	K (Pa · s ⁿ)	N (-)	RMS %	r ²
1	0,137	0,469	1,73	0,998
2	0,168	0,442	1,42	0,998
3	0,187	0,432	1,31	0,998
4	0,490	0,365	0,86	0,999
5	0,555	0,349	1,08	0,998
6	0,613	0,335	0,68	0,999
7	0,649	0,279	0,43	0,999
8	0,712	0,272	0,69	0,998
9	0,823	0,253	0,52	0,998

Tabela 6: Parâmetros reológicos do modelo de Bingham, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 1 a 9.

Experiência	τ_0 (Pa)	η_B (Pa · s)	RMS %	r^2
1	0,695	0,00407	11,31	0.954
2	0,786	0,00411	10,82	0.952
3	0,848	0,00422	10,08	0.954
4	1,804	0,00654	8,92	0.943
5	1,932	0,00651	8,84	0.936
6	2,053	0,00639	9,15	0.929
7	1,811	0,00418	7,47	0.924
8	1,932	0,00428	7,23	0.924
9	20,89	0,0416	7,45	0.911

Tabela 7: Parâmetros reológicos do modelo de Herschel-Bulkley, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 1 a 9.

Experiência	τ_0 (Pa)	K (Pa · s ⁿ)	n (-)	RMS %	r^2
1	-0,017	0,143	0,463	1,75	0,998
2	0,014	0,163	0,447	1,41	0,998
3	0,109	0,148	0,465	0,95	0,998
4	0,215	0,392	0,394	0,62	0,999
5	0,187	0,464	0,372	0,91	0,999
6	-0,164	0,701	0,318	0,62	0,999
7	0,159	0,554	0,298	0,37	0,999
8	0,280	0,545	0,303	0,56	0,999
9	0,144	0,730	0,267	0,48	0,999

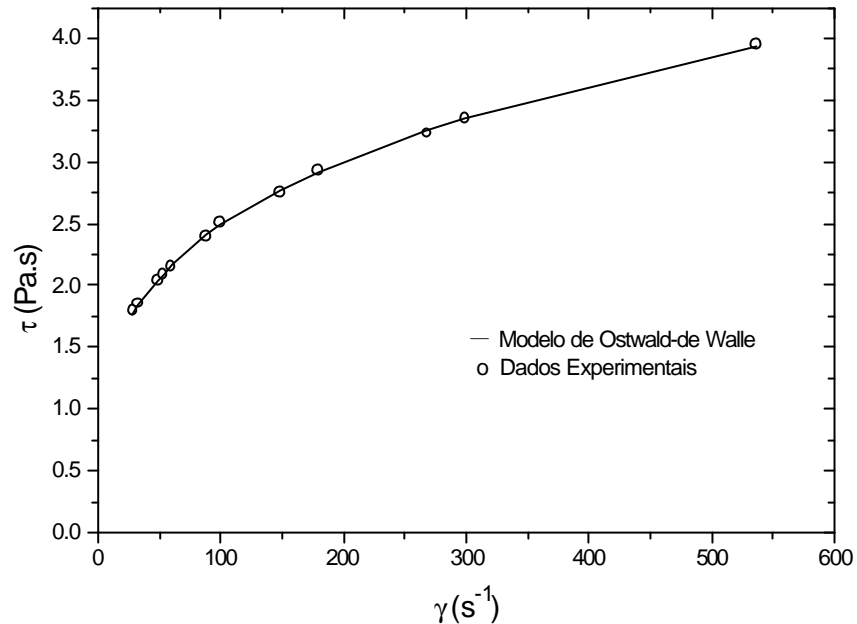


Figura 6: Reograma do fluido 8 (Tabela 1), com composição de $X_w = 79,75$; $X_x = 0,25$; $X_B = 0,00$ e $X_S = 20,00$ e temperatura de $32^\circ C$.

Os dados de tensão de cisalhamento versus taxa de deformação, das soluções 10 a 18 que não contém goma xantana (Tabela 1), se ajustaram melhor aos modelos de Herschel-Bulkley e de Bingham, em relação ao modelo de Ostwald-de Waele, como pode ser observado através dos valores de RMS e de r^2 , mostrados nas Tabelas 8, 9 e 10. Apesar dos dados experimentais se ajustarem bem ao modelo Herschel-Bulkley, em alguns casos como no experimento 10, o valor de índice de comportamento, n , está próximo à unidade, o que reduz este modelo ao de Bingham. Além disso os valores de n variaram de menores à maiores que um, o que indica um comportamento pseudoplástico e dilatante respectivamente para um mesmo tipo de solução, demonstrando certa incoerência do ajuste ao modelo de Herschel-Bulkley, para

estes fluidos. De acordo com essas considerações, o comportamento dessas soluções foi melhor representado pelo modelo de Bingham.

Os parâmetros reológicos dos três modelos ajustados foram calculados e os resultados são apresentados nas Tabelas 8, 9 e 10. Considerando o modelo de Bingham, uma análise estatística da dependência de σ_0 e η_B em função da composição da solução mostrou que, σ_0 e η_B são significativamente afetados ($p < 0,05$) pelas frações mássicas de bentonita e sacarose. A elevação das concentrações do dois solutos causa um aumento linear nas duas propriedades reológicas (σ_0 e η_B). Um reograma, para o modelo que representou melhor as suspensões de 10 a 18 (Tabela 1), é visto na Figura 7.

Tabela 8: Parâmetros reológicos do modelo Ostwald-de Waele, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 10 a 18.

Experiência	K (Pa · s ⁿ)	n (-)	RMS %	r ²
10	0,092	0,576	11,41	0,963
11	0,112	0,555	10,81	0,959
12	0,161	0,509	10,74	0,949
13	0,705	0,350	6,32	0,952
14	0,852	0,327	8,12	0,902
15	0,834	0,345	7,06	0,910
16	1,401	0,312	6,20	0,946
17	1,511	0,310	5,86	0,948
18	1,654	0,305	5,64	0,948

Tabela 9: Parâmetros reológicos do modelo de Bingham, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 10 a 18.

Experiência	τ_0 (Pa)	η_B (Pa · s)	RMS (%)	r^2
10	0,646	0,0058	2,05	0,999
11	0,743	0,0061	2,07	0,998
12	0,931	0,0065	2,03	0,998
13	2,570	0,0082	1,07	0,998
14	2,731	0,0092	2,07	0,993
15	2,904	0,0103	2,61	0,995
16	4,554	0,0116	1,86	0,992
17	4,853	0,0123	1,61	0,994
18	5,219	0,0130	1,43	0,995

Tabela 10: Parâmetros reológicos do modelo de Herschel-Bulkley, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 10 a 18.

Experiência	τ_0 (Pa)	K (Pa · s ⁿ)	n (-)	RMS (%)	r^2
10	0,707	0,0035	1,081	1,56	0,998
11	0,830	0,0030	1,121	1,35	0,999
12	1,041	0,0029	1,133	1,16	0,999
13	2,451	0,0142	0,914	0,97	0,998
14	2,987	0,0019	1,264	0,53	0,999
15	3,316	0,0009	1,405	1,78	0,996
16	4,201	0,0301	0,854	1,74	0,994
17	4,500	0,0307	0,859	1,45	0,993
18	4,874	0,0310	0,866	1,25	0,996

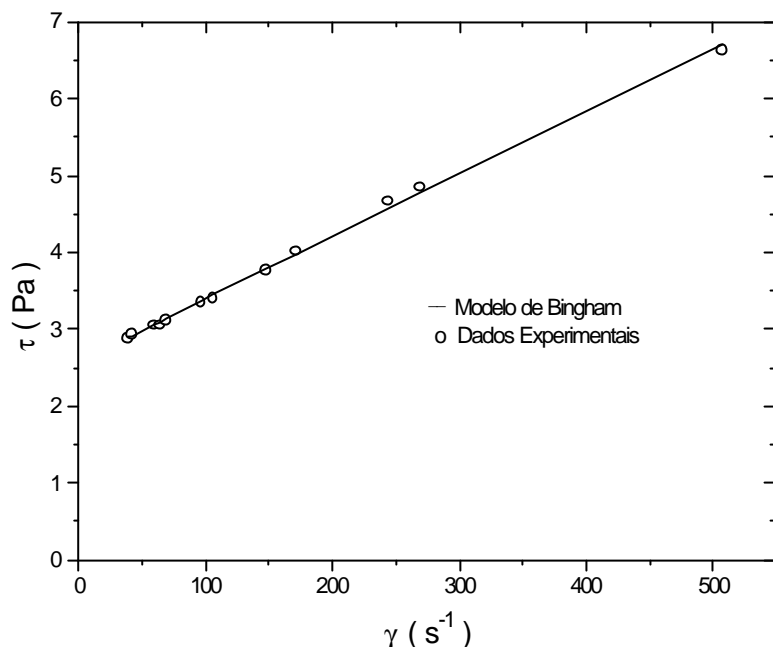


Figura 7: Reograma do fluido 13 (Tabela 1), com composição de $X_w = 82,00$; $X_x = 0,00$; $X_B = 8,00$ e $X_S = 10,00$ e temperatura de 32°C .

Os dados de tensão de cisalhamento versus taxa de deformação, das soluções 19 a 27 (Tabela 1), se ajustaram melhor ao modelo de Herschel-Bulkley, como pode se observar através dos valores de RMS e de r^2 mostrados nas Tabelas 11, 12 e 13.

Os parâmetros reológicos dos três modelos ajustados foram calculados e os resultados são apresentados nas Tabelas 11, 12 e 13. Considerando o modelo de Herschel-Bulkley, uma análise estatística da dependência de σ_0 , K e n em função das composição da solução mostrou que, as três propriedades são significativamente afetadas ($p < 0,05$) pelas concentrações de goma xantana e bentonita. A elevação das frações mássicas

de goma xantana e bentonita causa um aumento quadrático em ambos, K e σ_0 . O índice de comportamento decresce linearmente com o crescimento das concentrações dos dois solutos. Um reograma, para o modelo que representou melhor as suspensões de 19 a 17 (Tabela 1), é visto na Figura 7.

Tabela 11: Parâmetros reológicos do modelo Ostwald-de Waele, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 19 a 27.

Experiência	K ($\text{Pa} \cdot \text{s}^n$)	n (-)	RMS (%)	r^2
19	12,01	0,107	0,60	0,996
20	15,13	0,103	0,44	0,997
21	23,20	0,091	0,31	0,998
22	12,90	0,110	0,58	0,996
23	16,15	0,095	0,36	0,997
24	24,05	0,085	0,27	0,998
25	14,15	0,110	0,54	0,997
26	16,73	0,097	0,37	0,997
27	28,38	0,081	0,28	0,998

Tabela 12: Parâmetros reológicos do modelo de Bingham, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 19 a 27.

Experiência	τ_0 (Pa)	η_B ($\text{Pa} \cdot \text{s}$)	RMS (%)	r^2
19	17,74	0,0121	3,73	0,883
20	21,95	0,0140	3,58	0,882
21	32,53	0,0167	3,21	0,875
22	19,13	0,0136	3,76	0,885
23	22,91	0,0127	3,30	0,879
24	33,10	0,0153	3,03	0,873
25	21,02	0,0149	3,75	0,886
26	23,90	0,0137	3,36	0,879
27	38,59	0,0166	2,93	0,871

Tabela 13: Parâmetros reológicos para o modelo de Herschel-Bulkley, obtidos dos ajustes dos dados experimentais referentes às soluções 19 a 27.

Experiência	τ_0 (Pa)	K (Pa · s ⁿ)	n (-)	RMS %	r ²
19	10,16	3,370	0,221	0,050	0,999
20	11,69	4,991	0,197	0,063	0,999
21	16,40	8,684	0,167	0,096	0,999
22	10,80	3,754	0,221	0,006	0,999
23	12,08	5,552	0,181	0,093	0,999
24	16,33	9,425	0,154	0,112	0,999
25	11,64	4,291	0,217	0,039	0,999
26	12,44	5,864	0,182	0,095	0,999
27	20,41	10,039	0,157	0,075	0,999

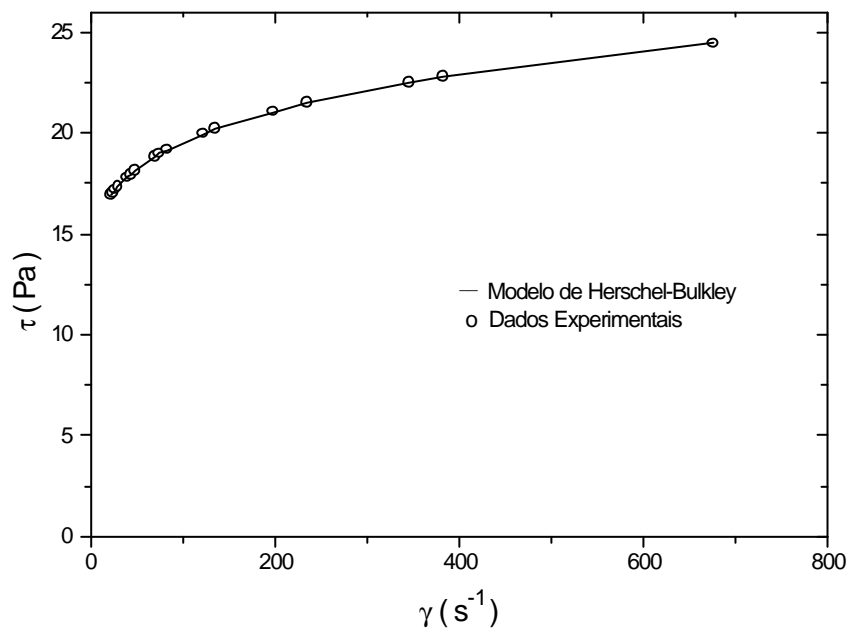


Figura 8: Reograma do fluido 19 (Tabela 1), com composição de $X_w = 63,70$; $X_x = 0,30$; $X_B = 6,00$ e $X_S = 30,00$ e temperatura de 32°C.

5.2.2.2. Fluidos Viscoelásticos

As tensões de cisalhamento correlacionadas com as taxas de deformação, da solução número 28 (Tabela 1), foram ajustadas ao modelo de Ostwald-de Waele, apresentando um coeficiente de determinação, r^2 , de 0,999. A partir dos valores do índice de consistência, K , e do índice de comportamento, n , foi calculada a viscosidade aparente, da solução, em função da taxa de deformação. A viscosidade aparente correlacionada à taxa de deformação foi ajustada ao modelo de Carreau (equação 7), como ilustrado na Figura 9.

$$\eta = \eta_{\infty} + \frac{\eta_0 - \eta_{\infty}}{[1 + (\lambda\dot{\gamma})^2]^p} \quad (7)$$

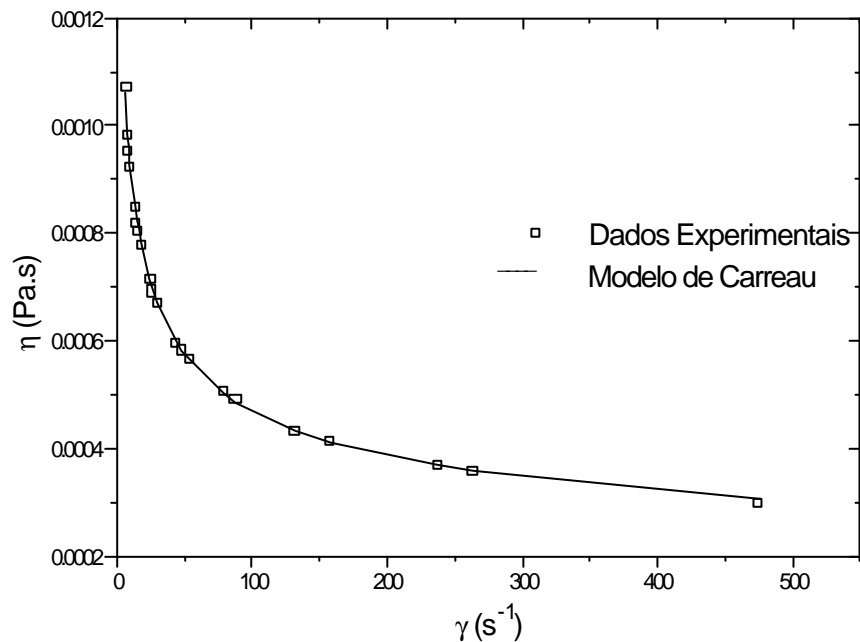


Figura 9: Viscosidade aparente (solução 28, $X_w = 99,90$; $X_x = 0,10$; $X_B = 0,00$ e $X_S = 0,00$) em função da taxa de deformação, ajustado pelo modelo de Carreau.

Esse ajuste apresentou um coeficiente de determinação de 0,999, indicando que o modelo estrutural de Carreau pode ser usado para representar o comportamento desta solução. Os parâmetros resultantes do ajuste são: $\eta_{\infty} = 3,92 \cdot 10^{-7}$ Pa.s, $\eta_0 = 3,19 \cdot 10^{-3}$ Pa.s, $\lambda = 7,369$ s e $p = 0,145$.

Para testar a validade das propriedades estruturais obtidas, essas propriedades foram aplicadas à equação (46), juntamente com a velocidade do fluido, o diâmetro da tubulação e o número de Reynolds do solvente, para calcular o número de Deborah. Estes valores foram então correlacionados com o número de Reynolds do solvente e ajustados à equação (49) com um $r^2 = 0,994$, obtendo-se $k_a = 0,07$ e $k_b = 0,076 \text{ s}^k_a$, como mostra a Figura 10.

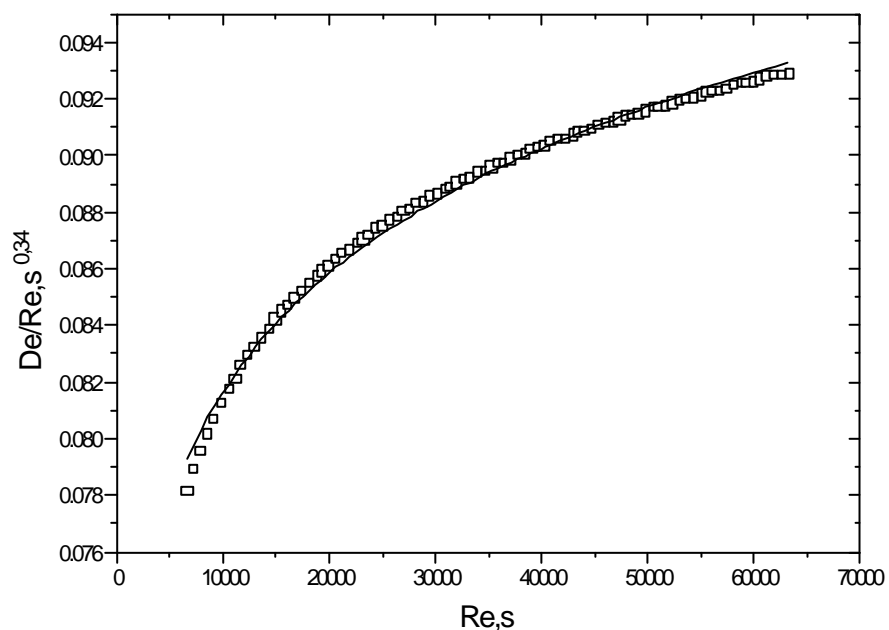


Figura 10: Ajuste dos dados experimentais de número de Deborah da solução, De , e número de Reynolds do solvente, Re_s , à equação (49).

Darby (2001) apresenta resultados conseguidos por Bewersdorff para soluções de goma xantana à 0,1% de concentração em massa ($k_a = 0,02$ e $k_b = 0,046 \text{ s}^k_a$).

5.3. Perda de Carga

5.3.1. Aferição do Sistema de Perda de Carga

A massa específica, a velocidade média e a perda de pressão do escoamento do etileno glicol, além das dimensões da tubulação, foram utilizados na equação (20) para o cálculo dos fatores de Fanning. Estes resultados foram correlacionados com o número de Reynolds calculado com os parâmetros encontrados neste trabalho.

A Figura 11 ilustra a proximidade entre os fatores de atrito de Fanning experimentais e os calculados pelas equações (20) e (36), substituindo-se o número de Reynolds generalizado pelo número de Reynolds para fluidos newtonianos, que representam os regimes laminar e turbulento respectivamente.

Ainda a partir dos fatores de Fanning experimentais e do número de Reynolds foram feitos ajustes para os regimes laminar e turbulento mostrados respectivamente nas Figuras 12 e 13, juntamente com os seus desvios padrões. Estes ajustes resultaram nas equações (62) e (63) para os regimes laminar e turbulento respectivamente.

$$f = 15,558\text{Re}^{-0,997} \quad (62)$$

$$f = 0,00113 + 0,089\text{Re}^{-0,28} \quad (63)$$

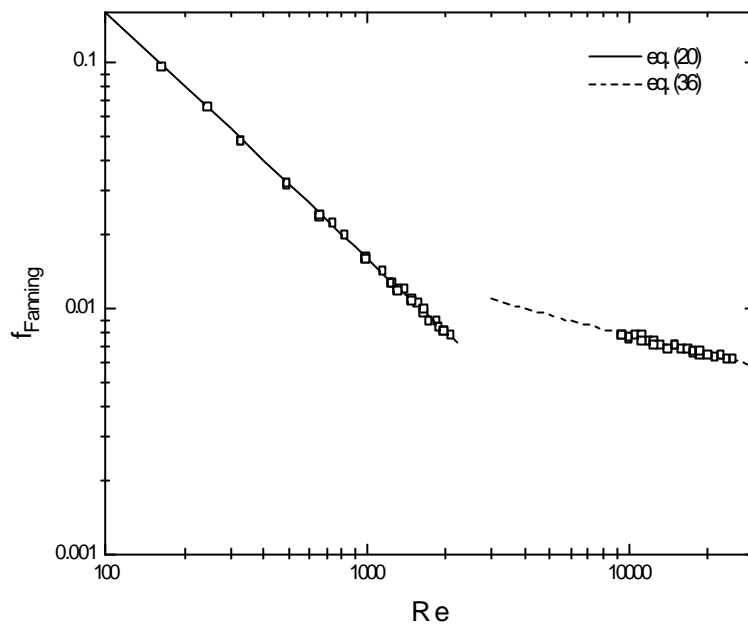


Figura 11: Fatores de Fanning experimentais e teóricos para etileno glicol.

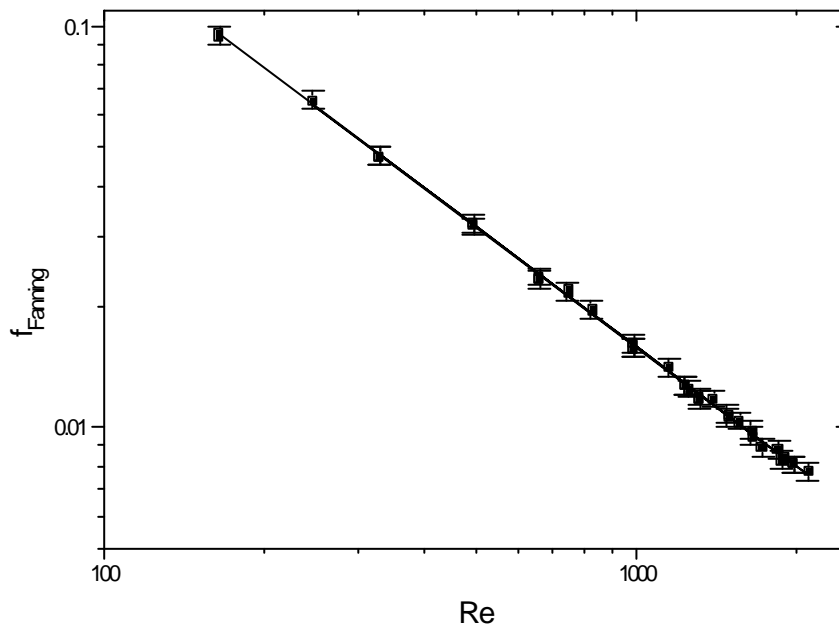


Figura 12: Ajuste dos fatores de Fanning experimentais no regime laminar de escoamento do etileno glicol.

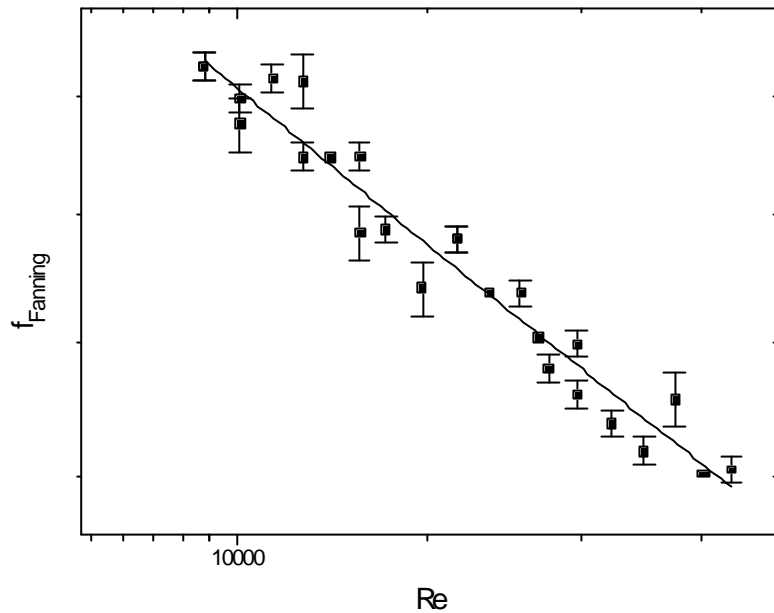


Figura 13: Ajuste dos fatores de Fanning experimentais no regime turbulento do etileno glicol.

A equação (62) foi obtida de um ajuste feito em uma faixa de $165,1 < Re < 2104,7$ com um coeficiente de determinação, r^2 , de 0,999. Os parâmetros nela encontrados se aproximam dos valores teóricos mostrados na equação (21), quando $n = 1$ e $K = \mu$, confirmando a confiabilidade do equipamento para o regime de escoamento laminar.

A curva de calibração do sistema em regime laminar foi construída com os fatores teóricos (equação 20) versus os experimentais, obtendo-se um comportamento linear, como pode ser visto na Figura 14. As constantes desta curva foram utilizadas para a correção das diferenças de

pressão de todos os experimentos de perda de carga no regime laminar deste trabalho.

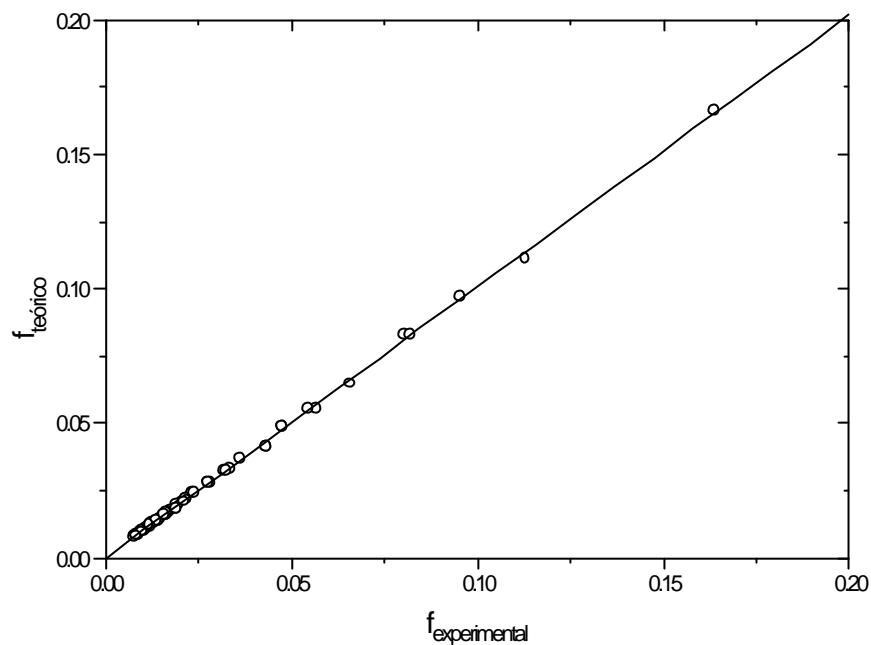


Figura 14: Curva de calibração do sistema de medidas de perda de carga em regime laminar.

O ajuste feito com os dados experimentais, da região de escoamento turbulento, resultou na equação (63). Os parâmetros desta equação afastam-se dos valores encontrados na correlação proposta por Drew, (equação 37), sendo que o parâmetro experimental que mais se aproxima do encontrado na literatura apresenta valor 12,5% (0,32) menor que este, e o parâmetro experimental mais discrepante se afasta 28,8% (0,125) do valor literário. O

coeficiente de determinação deste ajuste é de 0,905 e o número de Reynolds variou de $9427,8 < Re < 25140,9$.

Uma curva de calibração também foi construída para sistema de medida de perda de carga em regime turbulento. O gráfico dos fatores de atrito literais (equação 37) versus os experimentais deste trabalho, resultou em um comportamento linear, como pode ser visto na Figura 15. As constantes desta curva foram utilizadas para a correção das diferenças de pressão em todos os experimentos de perda de carga, no regime turbulento, realizados neste trabalho.

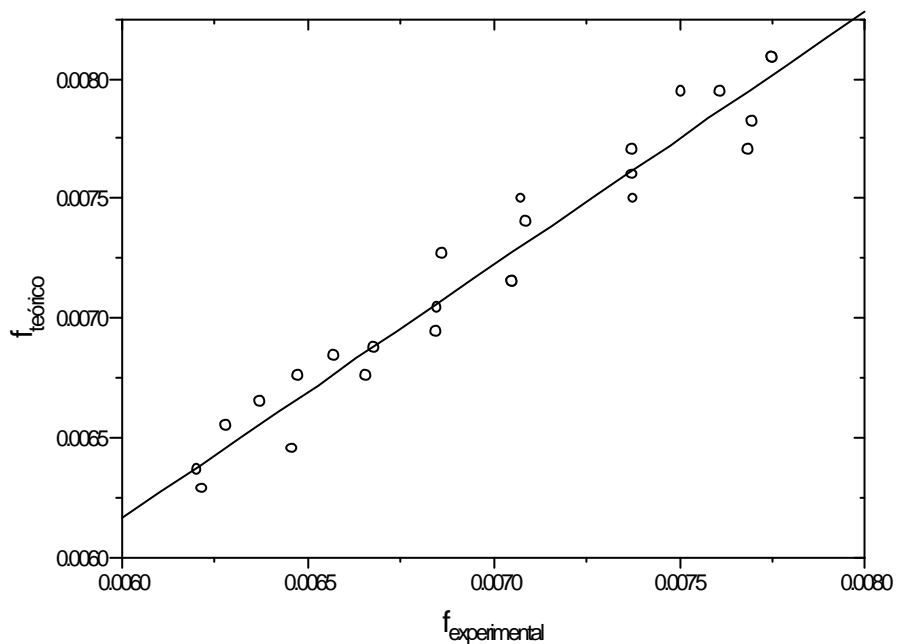


Figura 15: Curva de calibração do sistema de medidas de perda de carga em regime turbulento.

Os ajustes feitos para os dois regimes de escoamento mostram que os resultados obtidos pelo equipamento são satisfatórios, principalmente para o regime laminar. No regime turbulento a desordem do escoamento faz com que haja uma oscilação caótica nas medidas de pressão feitas na parede do tubo (pressão estática) (Bird *et al.*, 1960). Esta oscilação acarretou em resultados experimentais menos confiáveis para o regime turbulento em relação ao laminar, nesse último regime de escoamento as repetições de tomadas de pressão foram mais constantes devido a maior organização do escoamento neste regime. Este fato está bem ilustrado nas Figuras 11 e 12, onde os fatores de atrito têm menor desvio no regime laminar do que no turbulento.

5.3.2. Perda de Carga em Tubulações Retas

Nas medidas de perda de pressão dos acessórios está embutida uma perda adicional devido a uma seção reta de tubulação. Esta perda deve ser subtraída do total, encontrado experimentalmente, para que se tenha somente o valor real de perda de carga devido ao acessório. Para este fim os fatores de Fanning para seções retas de tubulação foram calculados a partir da equação (20) onde foram aplicadas as dimensões da tubulação, os valores de massa específica e os dados experimentais do escoamento das soluções modelo.

A obtenção destes valores também é importante para a determinação do regime de escoamento em que o fluido se encontra, para que

então os dados experimentais de perda de carga nos acessórios possam ser tratados separadamente de acordo com o regime de escoamento.

5.3.2.1. Fluidos Pseudoplásticos sem Tensão Inicial de Escoamento

Para fluidos com comportamento pseudoplástico sem tensão inicial de escoamento (soluções 1 a 9, Tabela 1) a Figura 16 mostra os fatores de Fanning experimentais versus o número de Reynolds generalizado. Nesta figura fica nítida a proximidade dos valores experimentais dos encontrados nas equações (21) e (38), mostrando o desempenho do equipamento. Ainda na mesma figura consegue-se determinar em qual regime de escoamento os dados experimentais foram obtidos, nota-se que para números de Reynolds generalizado abaixo de 3000 os fatores de atrito experimentais se aproximam da curva construída pela equação (21), que representa o regime laminar, e, para valores de Re_g acima de 9000 os dados experimentais encontram-se próximos as curvas construídas a partir da equação (38), para vários valores de índice de comportamento, n , que representam o regime turbulento.

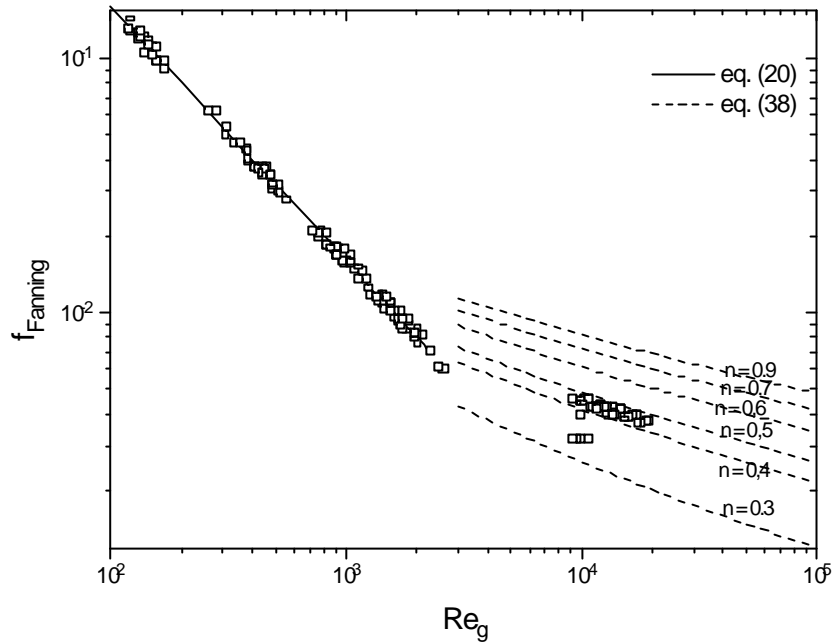


Figura 16: Fatores de Fanning experimentais e teóricos para soluções modelo pseudoplásticas sem tensão inicial de escoamento (soluções 1 a 9 da Tabela 1).

5.3.2.2. Fluidos Viscopoplásticos

Em se tratando de fluidos viscoplásticos a mudança entre os regimes laminar e turbulento não é abrupta, ocorrendo uma fase transitória (Darby, 2001). A determinação desta transição envolve a seleção de uma relação para calcular o número de Reynolds, e, a determinação do valor desta grandeza em que se dá esta transição.

Uma primeira tentativa de determinação do regime de escoamento é vista na Figura 17, que mostra um gráfico de fatores de Fanning experimentais versus o número de Reynolds usual para o modelo de Bingham, Re_B , (equação 31). Os dados experimentais de fator de Fanning, relacionados

com Re_B de até aproximadamente 5400, encontra-se próximos às curvas teóricas do regime laminar (equação 29), para vários números de Hedstrom. Enquanto outros dados experimentais de fator de atrito, relacionados com Re_B próximos à 2700, aproximaram-se das curvas do regime turbulento (equação 39), para diferentes números de Hedstrom.

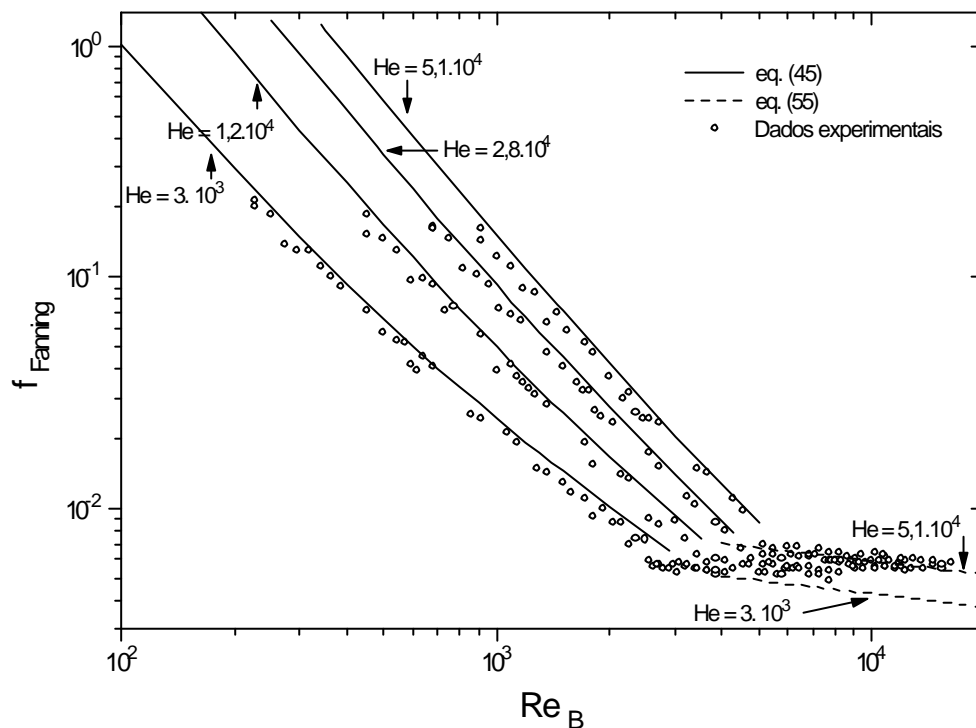


Figura 17: Fatores de atrito experimentais e teóricos para soluções modelo com comportamento viscoplástico (soluções de 10 a 18, Tabela 1).

Portanto nesta faixa de $2700 < Re_B < 5400$ aparecem valores de fator de atrito que alternadamente podem ser aproximados aos dois regimes de escoamento, indicando a inadequação deste Re_B (equação 31), para caracterizar o regime de escoamento do fluido. Este fato é coerente, visto que,

este número de Reynolds, Re_B , é independente da tensão inicial de escoamento do fluido, que tem grande influência no perfil de velocidades do escoamento, que por sua vez determina o regime de escoamento em que se encontra o fluido.

Para caracterizar o regime de escoamento destes fluidos foi utilizado um segundo número de Reynolds apresentado na equação (28), e calculado com os dados obtidos neste trabalho. Segundo Govier & Aziz (1972) valores deste número de Reynolds inferiores a 2100 indicam regime de escoamento laminar e superiores indicam escoamento turbulento.

A Figura 18 mostra um gráfico de fator de Fanning versus o Re_{GA} . Neste, pode-se observar a clara distinção entre os regimes laminar e turbulento quando o número de Reynolds assume valores próximos a 2100. Além disto também pode ser observada a proximidade entre os fatores de atrito de Fanning experimentais e os encontrados nas equações (27) para o regime laminar, o que retrata a precisão de obtenção dos dados experimentais. Com relação ao regime turbulento de escoamento nenhuma equação, que relacione o fator de atrito com Re_{GA} , foi encontrada na literatura, e nenhum ajuste foi conseguido com estes dados. Contudo qualitativamente os dados experimentais puderam ser separados quanto ao regime de escoamento, devido a mudança de comportamento destes claramente observada na Figura 18.

Todos os fatos acima indicam a melhor adequação do critério proposto por Govier & Aziz (1972), para a caracterização do regime de escoamento, sendo então este critério escolhido para esta caracterização e para o posterior tratamento dos dados experimentais de perda de carga em acessórios dos fluidos viscoplásticos.

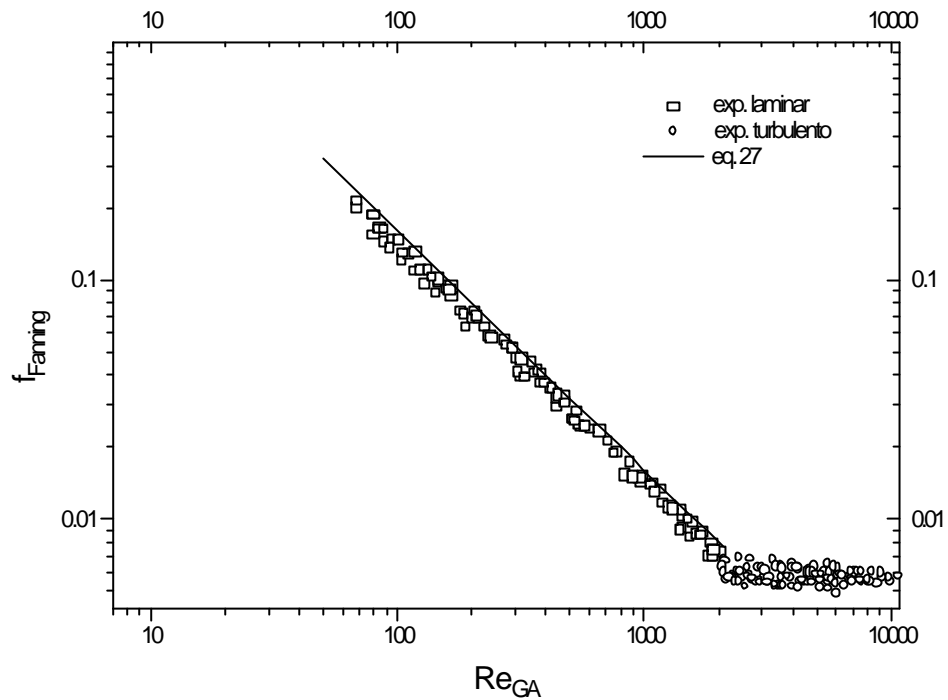


Figura 18: Fatores de atrito experimentais e teóricos versus Re_{GA} , para soluções modelo viscoplásticas.

5.3.2.3. Fluidos Pseudoplásticos com Tensão Inicial de Escoamento

Para fluidos com comportamento pseudoplástico com tensão inicial de escoamento a Figura 19 apresenta um gráfico de fatores de Fanning experimentais versus número de Reynolds para o modelo de Herschel-Bulkley, Re_{HB} . Todos valores experimentais foram encontrados na região de regime laminar de escoamento e se aproximaram da curva teórica para regime laminar, calculada pela a equação (34).

Com este tipo de fluido não alcançou-se o regime turbulento, apesar da utilização de velocidades médias relativamente altas, com valores de

até 2 m/s. Esta constatação pode ser explicada pela alta viscosidade aparente deste tipo de fluido o que exige velocidades maiores que as usadas neste trabalho para a ocorrência de turbulência.

Na indústria dificilmente há casos de escoamento à altas velocidades de fluidos pseudoplásticos com tensão inicial de escoamento. Normalmente os sistemas de bombeamento são restringidos à velocidades menores, devido a alta perda de carga e alto consumo energético para estes fluidos.

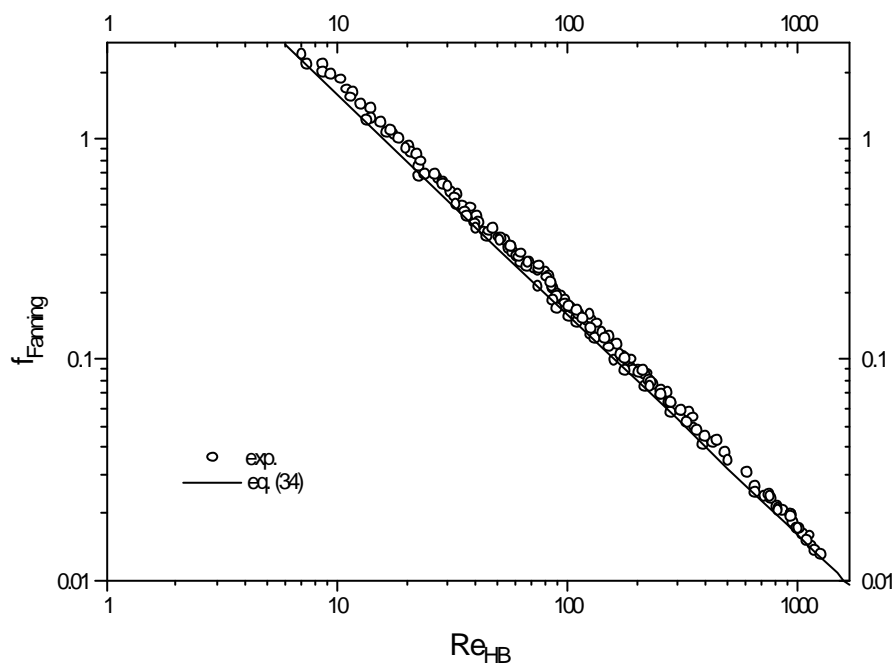


Figura 19: Fatores de atrito experimentais e teóricos versus Re_{HB} , para soluções modelo pseudoplásticas com tensão inicial de escoamento (soluções 19 a 27, Tabela 1).

5.3.2.4. Fluidos Viscoelásticos

Todos os valores de número de Reynolds encontrados no escoamento deste tipo de fluido acima de 2100, limite este que garante, para fluidos não Newtonianos, regime de escoamento turbulento, já que estes fluidos não apresentam regime de transição (Govier & Aziz, 1972). Este fato bem pode ser observado na Figura 18, que mostra o gráfico do fator de atrito versus número de Reynolds para fluidos viscoplásticos, onde há uma clara mudança de regime laminar para turbulento, sem existir uma faixa de transição como no caso de fluidos Newtonianos. Para o escoamento do fluido que apresentou comportamento viscoelástico os experimentos de perda de carga não foram realizados no regime de escoamento laminar, pois as propriedades elásticas do fluido não alteram o perfil de escoamento neste regime (Govier & Aziz, 1972).

Para o escoamento deste tipo de fluido (solução 28) foi calculado o número de Deborah, pela equação (46), onde foram aplicados o diâmetro da tubulação, a velocidade de escoamento do fluido e as propriedades físicas do solvente e da solução. Também foram calculados os valores de fator de atrito de Fanning, para a solução, através da equação (20) com os dados experimentais deste trabalho. Os valores do fator de atrito do solvente, f_s , foram conseguidos com a substituição do número de Deborah e do fator de atrito de Fanning da solução na equação (45).

Os valores de fator de atrito de Fanning para o solvente foram correlacionados com o número de Reynolds do solvente. Como o solvente da solução (água) apresenta comportamento Newtoniano e os valores de número de Reynolds encontram-se na faixa de regime turbulento, os dados de f_s versus Re_s foram ajustados às equações (37) e (44), que são equações para fluidos

Newtonianos escoando em regime turbulento. As Figuras 20 e 21 mostram os ajustes dos dados experimentais às equações (37) e (44) respectivamente.

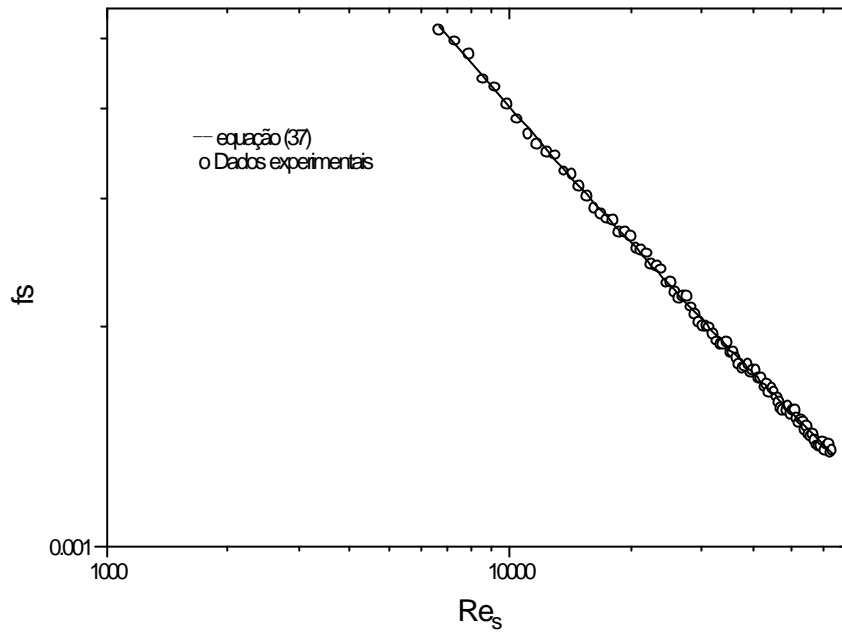


Figura 20: Dados experimentais de fator de atrito para o solvente, f_s , versus o número de Reynolds do solvente, Re_s , ajustado pela equação (37).

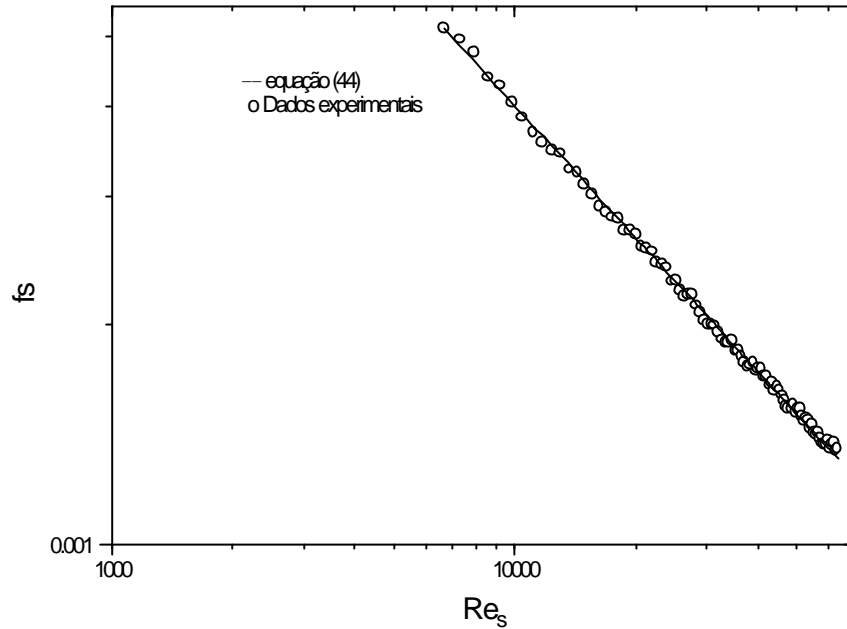


Figura 21: Dados experimentais de fator de atrito para o solvente, f_s , versus o número de Reynolds do solvente, Re_s , ajustado pela equação (44).

As equações (37) e (44) com os parâmetros encontrados nos ajustes resultam nas equações (64) e (65):

$$f_s = 1,069 Re_s^{-0,61} \quad (64)$$

$$f_s = 0,00025 + 1,829 Re_s^{-0,67} \quad (65)$$

Ambos os ajustes obtiveram um coeficiente de determinação, r^2 , de 0,999, o que mostra que o comportamento dos dados obtidos neste trabalho é semelhante ao descrito na literatura. Ressaltando ainda que a maneira de calcular o fator de atrito do solvente é indireta, sendo esta grandeza derivada do fator de atrito da solução e do número de Deborah (equação 45), o

que implica em um acúmulo de erros experimentais deste trabalho e embutidos nas equações literais utilizadas, visto que estas equações são empíricas. Admitindo tais considerações os ajustes foram considerados satisfatórios.

5.3.3. Perda de Carga em Acessórios

Os coeficientes de perda de carga nos acessórios foram calculados através da equação (17), utilizando os dados experimentais de velocidade, variação de pressão, fatores de atrito na tubulação reta, e os valores de massa específica encontrados na Tabela 3, além das dimensões da tubulação.

Para os fluidos puramente viscosos as equações (55) e (56) foram alteradas, substituindo o número de Reynolds para fluidos newtonianos por derivações deste número dadas pelas equações 21, 27, 34, para os modelos de Ostwald-de Waele, Bingham e Herschel-Bulkley respectivamente. Os coeficientes de perda de carga experimentais conseguidos com cada um dos três fluidos puramente viscosos foram ajustados às equações (55) e (56), sendo que os coeficientes de determinação e a soma dos quadrados dos resíduos indicaram o melhor ajuste da equação (56), para todos os casos. Os valores dos parâmetros k_1 e k_2 , do método dos dois-Ks foram determinados para cada um dos acessórios estudados nos regimes laminar e turbulento, e, para os três tipos de fluidos puramente viscosos envolvidos no trabalho, com a exceção do fluido ajustado pelo modelo de Herschel-Bulkley escoando em regime turbulento.

Os dados experimentais de coeficiente de perda de carga, k_f , para fluidos viscoelásticos não se ajustaram as equações (55) e (56). Este fato

pode ser explicado, visto que, essas equações relacionam k_f com o número de Reynolds característico do fluido, e, no caso do fluido viscoelástico este adimensional não depende das propriedades elásticas do fluido. Portanto somente o número de Reynolds representa o comportamento do fluido. Para este fluido foi proposto um novo modelo que correlaciona os coeficientes de perda de carga com o número de Reynolds do solvente e com o número de Deborah da solução.

5.3.3.1. Fluidos Puramente Viscosos

As Tabelas 14 a 18 mostram os valores dos parâmetros k_1 e k_∞ , da equação (56) para os três tipos de fluidos puramente viscosos envolvidos no trabalho, nos regimes laminar e turbulento com a exceção do fluido ajustado pelo modelo de Herschel-Bulkley escoando em regime turbulento. Ainda nestas tabelas encontram-se os coeficientes de determinação e os valores das somas dos quadrados dos resíduos dos ajustes.

Comparando os parâmetros estatísticos nota-se que os melhores ajustes são conseguidos para os dados do regime laminar, confirmando os resultados obtidos na aferição do equipamento, que mostrou ter melhor desempenho neste regime. Verifica-se também que os acessórios que causam maior perda de carga e portanto maior turbulência no escoamento dos fluidos mostram ajustes piores, indicando mais uma vez que o equipamento apresenta-se mais confiável na ausência de turbulência devido a uma falta de uniformidade nas medidas de pressão no regime turbulento.

Tabela 14: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime laminar de escoamento de fluidos pseudoplásticos sem tensão τ_0 .

Acessório	k_1	k_∞	RMS	r^2
Válvula Borboleta Aberta	9,084	0,0240	1,54	0,998
Válvula Borboleta 10°	14,83	0,0399	2,07	0,995
Válvula Borboleta 20°	298,0	0,8018	2,07	0,995
Válvula Borboleta 40°	1184,6	3,244	3,27	0,988
Válvula Borboleta 60°	22579	59,63	4,72	0,976
Válvula Macho	1022,9	0,2400	4,68	0,994
Válvula Macho ½	1768,0	0,3964	7,77	0,984
Curva 45°	503,7	0,2486	1,56	0,999
Curva 90°	812,2	0,3955	3,11	0,997
Curva 180°	1001,5	0,7066	2,06	0,998
União	24,86	0,0127	1,51	0,999

Tabela 15: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime turbulento de escoamento de fluidos pseudoplásticos sem τ_0 .

Acessório	k_1	k_∞	RMS	r^2
Válvula Borboleta Aberta	118,7	0,1587	1,89	0,974
Válvula Borboleta 10°	131,2	0,3862	4,67	0,859
Válvula Borboleta 20°	250,5	1,136	7,40	0,796
Válvula Borboleta 40°	1747,7	7,112	7,41	0,795
Válvula Borboleta 60°	69778	88,37	8,53	0,636
Válvula Macho	995,5	0,2402	5,27	0,783
Válvula Macho ½	1937,7	0,4110	4,31	0,854
Curva 45°	465,1	0,2495	0,97	0,989
Curva 90°	798,9	0,3939	2,09	0,966
Curva 180°	1089,6	0,6622	7,30	0,774
União	91,98	0,0805	2,04	0,970

Tabela 16: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime laminar de escoamento de fluidos viscoplásticos.

Acessório	k_1	k_∞	RMS	r^2
Válvula Borboleta Aberta	0,258	-5×10^{-8}	6,504	0,992
Válvula Borboleta 10°	247,8	-4×10^{-5}	6,374	0,991
Válvula Borboleta 20°	733,9	$-1,1 \times 10^{-4}$	6,376	0,992
Válvula Borboleta 40°	5949,0	$-1,0 \times 10^{-3}$	7,295	0,989
Válvula Borboleta 60°	57548,4	$-1,5 \times 10^{-2}$	10,71	0,978
Válvula Macho	0,627	$-7,4 \times 10^{-8}$	4,182	0,996
Válvula Macho ½	9792,6	$-2,3 \times 10^{-3}$	9,587	0,982
Curva 45°	178,65	-2×10^{-5}	4,174	0,996
Curva 90°	659,98	$-1,2 \times 10^{-4}$	7,423	0,989
Curva 180°	895,07	$-2,2 \times 10^{-4}$	10,621	0,978
União	3,599	-3×10^{-7}	3,115	0,998

Tabela 17: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime turbulento de escoamento de fluidos viscoplásticos.

Acessório	k_1	k_∞	RMS	r^2
Válvula Borboleta Aberta	0,261	4×10^{-8}	7,589	0,978
Válvula Borboleta 10°	164,6	$2,1 \times 10^{-5}$	7,424	0,968
Válvula Borboleta 20°	641,6	$1,1 \times 10^{-4}$	9,658	0,948
Válvula Borboleta 40°	4715,6	$9,4 \times 10^{-4}$	11,910	0,926
Válvula Borboleta 60°	59948,6	$1,3 \times 10^{-2}$	13,000	0,914
Válvula Macho	65,64	4×10^{-6}	3,150	0,994
Válvula Macho ½	8847,17	$1,3 \times 10^{-3}$	8,506	0,959
Curva 45°	166,5	$1,2 \times 10^{-5}$	4,175	0,989
Curva 90°	283,6	$3,2 \times 10^{-5}$	6,448	0,976
Curva 180°	783,1	$1,3 \times 10^{-4}$	9,472	0,951
União	115,5	4×10^{-6}	2,076	0,997

Tabela 18: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime laminar de escoamento de fluidos pseudoplásticos com tensão inicial de escoamento.

Acessório	k_1	k_∞	RMS	r^2
Válvula Borboleta Aberta	1,845	$1,0 \times 10^{-6}$	7,584	0,990
Válvula Borboleta 10°	283,04	$-6,2 \times 10^{-5}$	5,155	0,994
Válvula Borboleta 20°	864,82	$-1,0 \times 10^{-3}$	7,910	0,989
Válvula Borboleta 40°	5683,4	$-5,2 \times 10^{-3}$	7,160	0,989
Válvula Borboleta 60°	68456,0	$1,4 \times 10^{-1}$	14,283	0,978
Válvula Macho	1,609	-1×10^{-6}	5,903	0,994
Válvula Macho ½	10069,3	$7,4 \times 10^{-3}$	16,057	0,964
Curva 45°	170,21	$1,9 \times 10^{-4}$	11,117	0,980
Curva 90°	458,07	$5,8 \times 10^{-4}$	11,495	0,977
Curva 180°	861,48	$2,4 \times 10^{-4}$	16,130	0,967
União	21,04	$9,1 \times 10^{-5}$	14,038	0,989

5.3.3.1.1. Comparação dos k_f com os Existentes na Literatura.

Steffe (1996) afirma que os dados de coeficiente de perda de carga em acessórios existentes na literatura são insuficientes para fluidos não-Newtonianos, principalmente em se tratando do regime laminar de escoamento. Para suprir a ausência desses dados esse autor indica, para esse tipo fluidos, a utilização das seguintes estimativas:

- Quando o número de Reynolds, característico do fluido não-Newtoniano Re_{n-N} (Re_g ou Re_B), encontra-se no intervalo entre 20 e 500, deve ser usada a seguinte equação:

$$k_f = \frac{500 \cdot (k_f)_{\text{turbulento}}}{Re_{n-N}} \quad (68)$$

onde Re_{n-N} é o número de Reynolds para o fluido não-Newtoniano e $(k_f)_{\text{turbulento}}$ são os valores de coeficientes de perda de carga em acessórios para fluidos Newtonianos em regime turbulento (Sakiadis, 1984, apud Steffe, 1996).

- Para os fluidos não-Newtonianos escoando com o Re_{n-N} , característico do fluido, maior que 500, Steffe sugere a utilização dos valores de coeficientes de perda de carga disponíveis na literatura, para fluidos Newtonianos em regime turbulento, $(k_f)_{\text{turbulento}}$ (Sakiadis, 1984, apud Steffe, 1996).

Para que os parâmetros determinados neste trabalho fossem comparados com algum resultado da literatura foi seguida a estimativa de Steffe, para o fluido de Ostwald-de Waele. Para o fluido Binghamiano a mesma estimativa foi alterada, com a substituição do Re_B pelo Re_{GA} , pois neste trabalho os valores k_f de fluidos viscoplásticos foram correlacionados com este último número de Reynolds. No caso de fluidos pseudoplástico com tensão inicial de escoamento por não haver menção feita por Steffe e tentando manter o mesmo critério para todos os tipos de fluido, a equação (68) foi adaptada substituindo-se o R_{n-N} pelo R_{HB} .

As Figuras 22 a 24 mostram os valores de k_f versus o número de Reynolds, para alguns acessórios que representam o comportamento médio de cada tipo de fluido. A linha contínua representa os valores de k_f determinados pela equação (68), com as modificações citadas anteriormente, e, os círculos abertos representam os valores de k_f conseguidos através da equação 56 (método dos dois-ks) com os parâmetros determinados neste trabalho, para o regime laminar de escoamento dos fluidos que obedecem os modelos de

Ostwald-de Waele, Bingham e Herschel-Bulkley, respectivamente nas Figuras 22 a 24.

Estes gráficos mostram que há uma proximidade entre os k_f determinados neste trabalho e os obtidos pela equação (68), na região de $20 < Re_{n-N} < 500$. Para os fluidos que obedecem o modelo de Ostwald-de Waele observa-se que os dados estão mais próximos quanto menor é o valor de Re_g , existindo uma grande diferença entre os valores quando o Re_g ultrapassam o valor de 500, como visto na Figura 22. A aparência destes dados leva a acreditar-se na hipótese de que a passagem do fluido pelos acessórios começa a causar turbulência para Re_g próximos à 200.

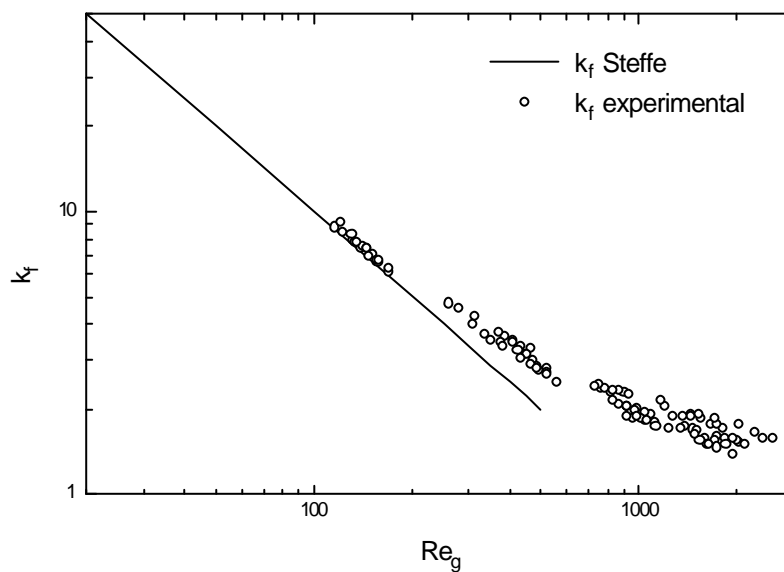


Figura 22: Coeficientes de perda de carga em uma curva de 180°, determinados experimentalmente e pelo método sugerido por Steffe, para o regime laminar de escoamento de um fluido de Ostwald-de Waele.

Para o fluido Binghamiano a proximidade dos valores de k_f deste trabalho e os da equação (68) modificada pode ser extrapolada para Re_{GA} de até 2000, como visto na Figura 23. O fluido de Herschel-Bulkley tem os valores de k_f deste trabalho próximos aos estimados pela equação (68) para valores de Re_{HB} de até 1100 (Figura 24).

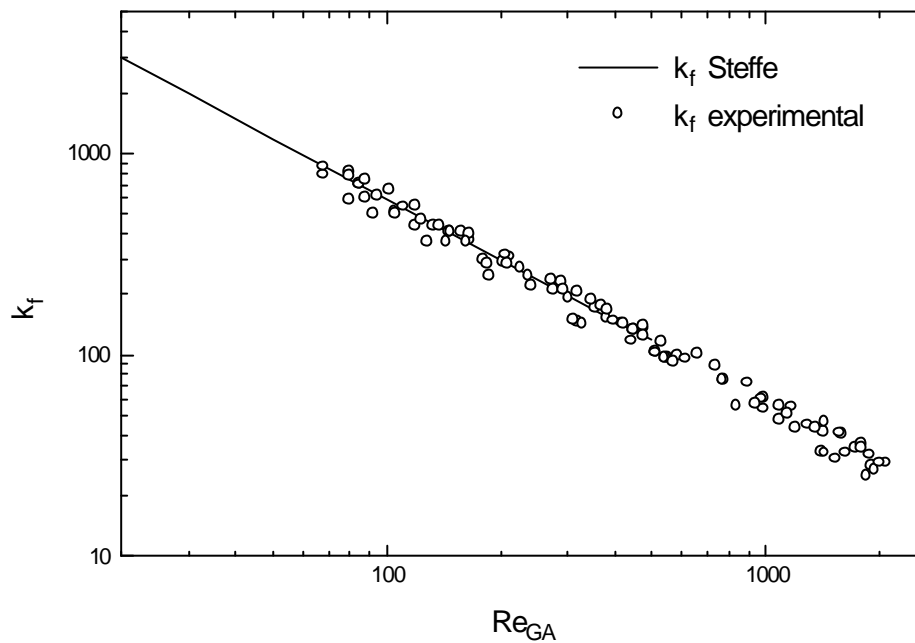


Figura 23: Coeficientes de perda de carga em uma válvula borboleta com ângulo de abertura de 60° , determinados experimentalmente e pelo método sugerido por Steffe, para o regime laminar de escoamento de um fluido Binghamiano.

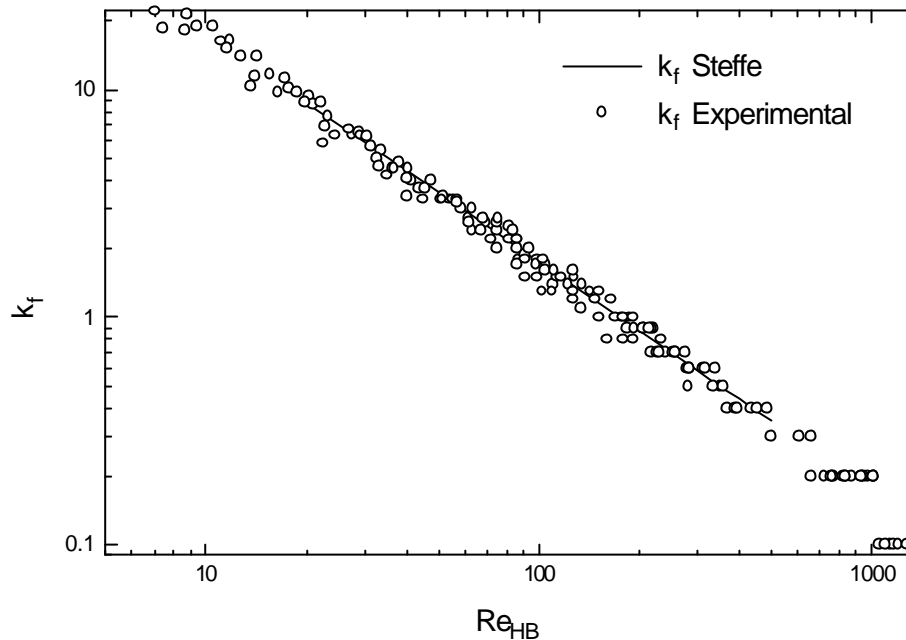


Figura 24: Coeficientes de perda de carga em uma curva de 45°, determinados experimentalmente e pelo método sugerido por Steffe, para o regime laminar de escoamento de um fluido de Herschel-Bulkley.

No Exemplo 1 do Anexo é apresentado o dimensionamento de uma bomba para o sistema ilustrado na Figura 29, utilizando os valores de k_f indicados por Steffe e os determinados neste trabalho. A diferença entre o trabalho requerido pelas bombas dimensionadas com os dois tipos de k_f foi de 9,7%, para mais, quando usados os coeficientes calculados pela equação (68). Este exemplo mostrou que apesar da proximidade aparente entre os dados de k_f , calculados das duas maneiras (Figura 24), a utilização da estimativa a partir de dados de fluidos Newtonianos implica em um equipamento super-

dimensionado (9,7%), quando comparado ao dimensionado com a utilização dos dados determinados neste trabalho.

No regime turbulento a discrepância entre os dados indicados por Steffe e os determinados neste trabalho é maior, como pode ser visto no Exemplo 2 do Anexo. O dimensionamento de uma bomba para o mesmo sistema da Figura 29 em escoamento turbulento, com as duas formas de calcular os k_f , levou à uma diferença de 63,5% na energia requerida para mais, quando utilizados os valores de k_f determinados neste trabalho. A utilização dos dados existentes na literatura (Newtonianos), neste caso levaria a um equipamento sub-dimensionado (63,5%), quando comparado ao dimensionado com os dados propostos neste trabalho.

No regime laminar a estimativa de Steffe mostra uma dependência de k_f com o número de Reynolds, concordando com os resultados obtidos neste trabalho. Porém no regime turbulento não existe esta mesma dependência segundo a estimativa de Steffe, contrariando os resultados obtidos neste trabalho. Além disso é importante lembrar que os dados sugeridos por Steffe, para fluidos não-Newtonianos em regime turbulento, são os mesmos dos fluidos Newtonianos, o que é uma aproximação bastante drástica e de quem se espera um grande erro. Estes fatos explicam a maior discrepância entre os dois dimensionamentos do regime turbulento em relação aos do regime laminar.

5.3.3.2. Fluidos Viscoelásticos

Ressalta-se mais uma vez que para este tipo de fluido não foi estudada a região de escoamento laminar, pois as propriedades elásticas não

alteram o perfil de escoamento neste regime (Govier & Aziz, 1972). Portanto os coeficientes de perda de carga foram determinados apenas em regime turbulento.

Nenhuma equação que correlacione coeficiente de perda de carga em acessórios, k_f , com grandezas envolvidas no escoamento foi encontrada na literatura, como no caso de fluidos puramente viscosos onde os $k_{f,s}$ são correlacionados com o número de Reynolds e o diâmetro do acessório.

A partir da equação (45), que relaciona o fator de atrito da solução e do solvente e o número de Deborah da solução, foi desenvolvida por analogia, entre o fator de atrito para tubulações retas e o coeficiente de perda de carga em acessórios, a seguinte equação:

$$k_f = \frac{k_{f,s}}{\sqrt{1 + De^2}} \quad (66)$$

onde $k_{f,s}$ é o coeficiente de perda de carga em acessórios para o solvente.

Da relação potencial sugerida por Kittredge & Rowley (1957) para fluidos Newtonianos (eq. 55), substituiu-se o coeficiente de perda de carga para o solvente, que é Newtoniano, pelo número de Reynolds para o solvente acompanhado pelas constantes c_1 e c_2 , resultando na seguinte equação:

$$k_f = \frac{c_1 Re,s^{c_2}}{\sqrt{1 + De^2}} \quad (67)$$

Os dados de coeficiente de perda de carga em acessórios, o número de Reynolds para o solvente (água) e o número de Deborah foram ajustados à equação (67). Na Tabela 19 estão expostos os valores dos parâmetros c_1 e c_2 , para este fluido escoando em regime turbulento. Ainda nesta

tabela encontram-se os coeficientes de determinação e os valores das somas dos quadrados dos resíduos dos ajustes. Estes parâmetros estatísticos mostram que os ajustes foram piores, em relação aos conseguidos para os outros fluidos estudados neste trabalho. Porém cabe ressaltar, que para o fluido viscoelástico os dados obtidos encontram-se apenas na região de escoamento turbulento, região na qual, todos os resultados conseguidos nestes trabalho mostraram-se menos ajustáveis a funções clássicas, para coeficientes de perda de carga, quando comparadas à regiões de escoamento laminar. Este fato está relacionado com a falta de homogeneidade das medidas de pressão no regime turbulento. Uma tendência a ajustes piores, acusada pelos parâmetros estatísticos r^2 e RMS, também é observada para acessórios que causam maior perda de carga e portanto maior turbulência, reforçando a hipótese do erro existente nas medidas de pressão no regime turbulento.

Tabela 19: Coeficientes de perda de carga em válvulas e acessórios no regime turbulento de escoamento de fluidos viscoelásticos.

Acessório	c_1	c_2	RMS	r^2
Válvula Borboleta Aberta	0,515	0,364	2,189	0,985
Válvula Borboleta 10°	0,590	0,378	2,170	0,942
Válvula Borboleta 20°	1,974	0,420	4,487	0,815
Válvula Borboleta 40°	9,521	0,408	4,671	0,804
Válvula Borboleta 60°	8,821	0,776	5,881	0,899
Válvula Macho	0,120	0,734	2,271	0,982
Válvula Macho ½	0,122	0,747	4,611	0,931
Curva 45°	0,0412	0,755	5,505	0,905
Curva 90°	0,0481	0,777	7,882	0,831
Curva 180°	0,0869	0,774	6,870	0,865
União	0,0158	0,613	0,070	0,999

5.3.4. Validade dos Parâmetros de Hooper

Com o propósito de verificar a validade dos parâmetros k_1 e k_∞ , determinados neste trabalho para fluidos pseudoplásticos sem tensão inicial de escoamento, foram realizados experimentos de perda de carga através dos mesmos acessórios e válvulas com extrato de café e utilizados os dados reológicos obtidos por Telis-Romero *et al.* (2001) nas concentrações onde o comportamento pseudoplástico sem tensão inicial de escoamento é o predominante. A concentração utilizada foi 51°Brix, na temperatura de 32 °C.

As Figuras 25 a 28 mostram a proximidade dos coeficientes de perda de carga em acessórios determinados experimentalmente para o extrato de café com os calculados pela equação (56), a partir dos parâmetros determinados neste trabalho. As duas primeiras figuras mostram casos de regime laminar de escoamento, enquanto as duas últimas ilustram casos de regime turbulento.

Através das figuras podemos demonstrar que a utilização dos dados obtidos neste trabalho, para o dimensionamento de tubulações para fluidos alimentícios, podem acarretar erros de no máximo 20%, que é o maior erro encontrado no gráficos.

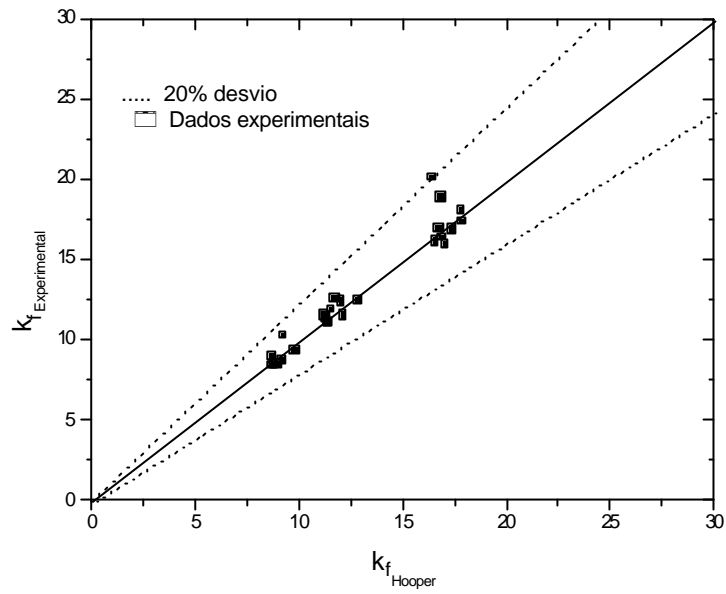


Figura 25: Coeficientes de perda de carga em um cotovelo de 90° no regime laminar utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros determinados neste trabalho e de experimentos realizados com extrato de café.

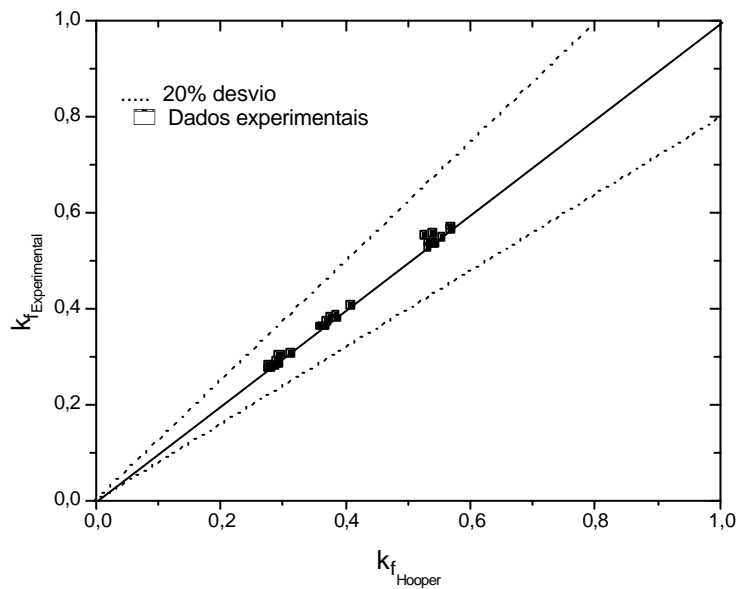


Figura 26: Coeficientes de perda de carga em uma união no regime laminar utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros com determinados neste trabalho e de experimentos realizados extrato de café.

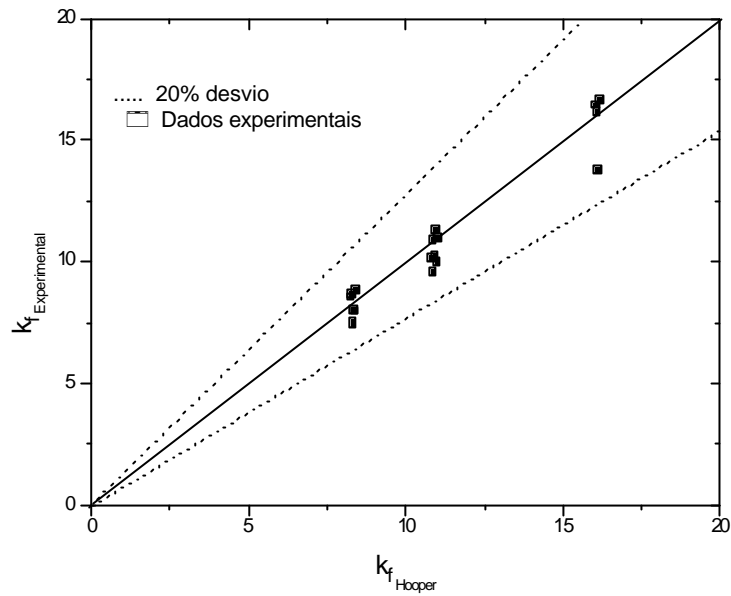


Figura 27: Coeficientes de perda de carga em um cotovelo de 90° no regime turbulento utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros determinados neste trabalho e de experimentos realizados com extrato de café.

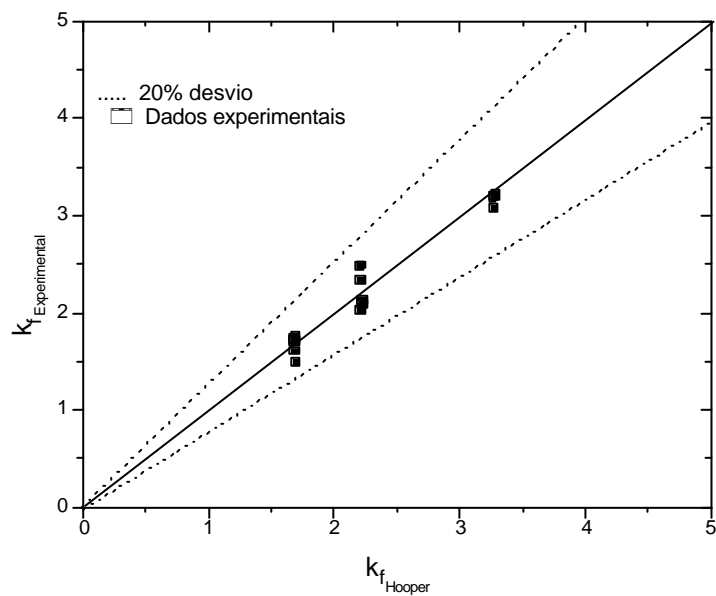


Figura 28: Coeficientes de perda de carga em uma união no regime turbulento utilizando o método dos 2ks de Hooper e os parâmetros determinados neste trabalho e de experimentos realizados com extrato de café.

5.3.5. Divulgação dos Resultados da Pesquisa

Durante a elaboração desta dissertação foi publicado um artigo científico em um periódico de engenharia, conforme a referência:

POLIZELLI, M.A.; MENEGALLI, F.C.; TELIS, V.R.N.; TELIS-ROMERO, J.; Friction Losses in Valves and Fittings for Power-Law Fluids. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, em impressão.

Um manuscrito apresentando resultados de coeficientes de perda de carga para fluidos Binghamianos foi submetido ao periódico **Canadian Journal of Chemical Engineering** em abril de 2003. Um outro manuscrito está sendo elaborado com os coeficientes de perda de carga para fluidos pseudoplásticos com tensão inicial de escoamento.

6. CONCLUSÕES

6.1. Considerações Gerais

Foram determinadas as propriedades reológicas de soluções poliméricas (fluidos modelo), ajustando-se os dados experimentais aos modelos reológicos de Bingham, Ostwald-de Waele e Herschel-Bulkley no caso dos fluidos com comportamento puramente viscoso e ao modelo de Carreau no caso de fluidos viscoelásticos.

Os fatores de atrito de Fanning, f , experimentais foram determinados e correlacionados com o número de Reynolds, para todos os fluidos utilizados neste trabalho, e esses dados foram comparados com as respectivas equações encontradas na literatura para cada um dos fluidos. Foi verificado que todos os dados experimentais de f se aproximam dos valores encontrados na literatura, principalmente para o regime laminar de escoamento. Com isso pôde-se concluir que o sistema usado nas medidas de perda de carga, apresentou resultados confiáveis, e como verificado na calibração do equipamento, ele tem melhor desempenho no regime laminar de escoamento do que no turbulento. Este fato foi atribuído à falta de uniformidade nas tomadas de pressão no regime turbulento, causada pela própria turbulência, que varia caoticamente a pressão no interior do tubo com o tempo. Os valores de f ainda foram utilizados na determinação dos coeficientes de perda de carga.

Os coeficientes de perda de carga foram determinados experimentalmente, para as válvulas e acessórios propostos neste trabalho, no escoamento laminar e turbulento das soluções modelo. Esses coeficientes foram correlacionados com o diâmetro da tubulação e com grupos adimensionais da

mecânica de fluidos (número de Reynolds e de Deborah). Estas correlações foram ajustadas à modelos da literatura, sendo que os melhores ajustes, para os fluidos puramente viscosos, foram conseguidos com modelo de Hooper ($k_f = k_f/Re + k_{\infty}(1 + 1/D)$). No caso do fluido viscoelástico os dados experimentais de k_f não se ajustaram aos modelos da literatura. Para este tipo de fluido foi então proposto um novo modelo para relacionar os coeficientes de perda de carga com adimensionais da mecânica de fluidos ($k_f = (c_1 Re_s^c c_2)/(1 + De^2)^{1/2}$). Também para os k_f , os resultados que se ajustaram melhor foram os obtidos em regime laminar de escoamento, ressaltando o melhor desempenho nas medidas de pressão neste regime em relação ao turbulento. Ainda pôde ser notado que os acessórios causadores de maior turbulência resultaram em dados que se ajustaram pior em relação aos demais, pelo mesmo motivo.

Os valores de k_f determinados neste trabalho foram comparados com uma estimativa sugerida por Steffe (1996), feita a partir de dados para fluidos Newtonianos. Os Exemplos 1 e 2, mostrados em Anexo, ilustram o dimensionamento de uma bomba utilizando os dois tipos k_f s (de Steffe e deste trabalho). Estes valores, no sistema de bombeamento proposto (Figura 29), se distanciaram em 36 e 75%, nos regimes laminar e turbulento respectivamente, levando à uma variação do trabalho requerido pela bomba de 9,7 e 63,5%. Estes resultados ilustram a contribuição feita por este trabalho no dimensionamento de bombas para fluidos não-Newtonianos, escoando em tubulações de aço inoxidável. A utilização destes parâmetros mais próximos da realidade, leva ao aproveitamento mais racional de energia e uso correto de equipamentos.

Para os k_f s dos fluidos viscoelásticos não foi encontrado nenhum trabalho na literatura, sendo portanto estes dados inovadores e não passíveis de comparação.

Ainda para validar os parâmetros de perda de carga obtidos neste trabalho foi realizada uma comparação entre estes valores e os conseguidos experimentalmente no escoamento de extrato de café. Sendo que o erro máximo observado foi de 20%, porém a maioria dos erros encontraram-se dentro da faixa de 10% (Figuras 25 a 28).

6.2. Sugestões

Este trabalho pode ser completado com um estudo mais detalhado no regime turbulento de escoamento, onde se encontraram os maiores erros neste trabalho. Para este regime poderão ser obtidas mais tomadas de pressão, para que então se faça a filtração destas medidas e consiga-se parâmetros de perda de carga não sujeitos as flutuações oriundas do fluxo turbulento, e portanto sejam mais exatos.

Há ainda uma lacuna de parâmetros de perda de carga para fluidos não-Newtonianos escoando através de acessórios de aço inoxidável e construção sanitária. Podem então ser determinados os coeficientes de perda para outros acessórios e válvulas, que não foram abordados neste trabalho, no escoamento destes tipos de fluidos.

Por se tratar de um método tradicionalmente utilizado no dimensionamento de bombas, sugere-se que seja feito o calculo do comprimento equivalente de perda de carga em acessórios. Para que se tenha também dados disponíveis para este método de determinação de perda de carga.

7. REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

- BANEERJE, T.K., DAS, M. & DAS, S.K. Non-Newtonian Liquid Flow Through Globe and Gate Valves. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.72, No. 4, p. 207, 1994.
- BIRD, R.B., ARMSTRONG, R.C., HASSAGER, O. *Dynamics of Polymeric Liquids*, 2nd ed. John Wiley & Sons, New York, p. 649, 1987.
- BIRD, R.B., STEWART, W.E., LIGHTFOOT, E.N. *Transport Phenomena*. John Wiley & Sons, Inc, New York – London, p. 780, 1960.
- CHO, Y.I. & HARTNETT, J.P. Non-Newtonian Fluids in Circular Pipe Flow. *Advances in Heat Transfer*, v.15, p. 59, Academic Press, 1982.
- COLLINS, M. & SCHOWALTER, W.R. Behaviour of Non-Newtonian Fluids in the Entry Region of a Pipe. *AIChE Journal*, v.9, p.804, 1963.
- CRANE CO. Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe. Technical Paper No. 410 M, 21st printing. Crane Co., 300 Park Ave., New York, 1982.
- DARBY, R. & MELSON, J. D. Direct Determination of Optimum Economic Pipe Diameter for Non-Newtonian Fluids. *Journal of Pipelines*, v.2, p.11, 1982.
- DARBY, R., MUN, R. & BOGER, D. V. Predict Friction Loss in Slurry Pipes. *Chemical Engineering*, v.9, p.116, 1992.
- DARBY, R. *Chemical Engineering Fluid Mechanics*. 2^a ed. Marcel Dekker Inc., New York, p. 559, 2001.
- DODGE, D.W. & METZNER, A.B. Turbulent Flow of Non-Newtonian Systems. *AIChE Journal*, v.5, p.189, 1959.

- GOVIER, G.W. & AZIZ, K. *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*. Van Nostrand Reinhold Co., New York, p. 792, 1972.
- GRISKEY, R.G. & GREEN R.G. Flow of Dilatant (Shear-Thickening) Fluids. *AIChE Journal*, v.17, p.725, 1971.
- HARTNETT, J.P. & KOSTIC, M. Heat transfer to Newtonian and non-Newtonian fluids in rectangular ducts. *Advances in Heat Transfer*, v.19, Academic Press, p. 247, 1989.
- HOOPER, W.B. The Two-K Method Predicts. *Chemical Engineering*, v.24, p.96, 1981.
- KITTREDGE, C.P. & ROWLEY, D.S. Resistance Coefficients for Laminar and Turbulent Flow Through One-half-inch Valves and Fittings. *Transactions of the American Society of Mechanical Engineers*, v.79, p. 1759, 1957.
- KRIEGER, I.M. & ELROD, H. Direct Determination of the Flow Curves of Non-Newtonian Fluids. B. Shearing Rate in the Concentric Cylinder Viscometer. *Journal of Applied Physics*, v.24, p.134, 1953.
- MARTÍNEZ-PADILLA, L. P. & LINARES-GARCÍA, J. A. Resistance Coefficients of Fittings for Power-Law Fluids in Laminar Flow. *Journal of Food Process Engineering*, v.24, p.135, 2001.
- METZNER, A.B. Heat transfer in non-Newtonian fluids. *Advances in Heat Transfer*, v.2, Academic Press, p. 357, 1965.
- MICHIYOSHI, L., MIZUANO, K. & HOSHIANI, Y. Studies on the Flow of Slurries Through Pipe. I. Entrance Region of laminar flow. *Int. Chemical Engineering*. v.6, p.373, 1966.

- PERRY, R.H. & CHILTON, C.H. *Manual de Engenharia Química*. 5^a ed., Guanabara Dois, Rio de Janeiro. 1986.
- RAO, B.K. Turbulent Friction Factor for Two-Phase: Air-Viscoelastic Flows Through a Horizontal Tube. *Int. J. Heat and Fluid Flow*, v.18, p.559, 1997.
- SHENOY, A.V. & MASHELKAR, R.A. Thermal Convection in Non-Newtonian Fluids. *Advances in Heat Transfer*, v.15, p. 143, Academic Press,1982.
- STEFFE, J.F. Pressure Drop Across Valves and Fittings for Pseudoplastic Fluids in Laminar Flow. *American Society of Agriculture Engineers*, v. 27(2), p.616, 1984.
- STEFFE, J.F. *Rheological Methods in Food Process Engineering*, 2^a ed., Freeman Press, p. 418, 1996.
- TAM , K.C. & TIU, C. Steady and Dynamic Shear Properties of Aqueous Polymer Solutions. *J. Rheology*, v.33(2), p.257, 1989.
- TELIS-ROMERO, J., CABRAL, R.A.F., GABAS, A.L. and TELIS, V.R.N. Rheological Properties and Fluid Dynamics of Coffee Extract. *Journal of Food Process Engineering*, v.24, p.217, 2001.
- TELIS-ROMERO, J., GRATÃO, A.C., GARCIA-CRUZ, C.H. & TELIS, V.R.N. Determinação de coeficientes de perda de carga através de válvulas e acessórios no escoamento laminar de fluidos não-Newtonianos. *Ciência & Engenharia*. v.9(1), p.78, 2000.
- TUNG, T.T., NG, K.S. & HARTNETT, J.P. Pipe Friction Factors for Concentrated Aqueous Solution of Polyacrylamide. *Lett. Heat Mass Transfer*, v.5, p.59, 1978.

TURIAN, R.M., MA, T.W., HSU, F. L. G., SUNG, M. D. J. & PLACKMANN, G.W.

Flow of concentrated non-Newtonian slurries: 2. Friction losses in bends, fittings, valves and venturi meters. *Int. J. Multiphase Flow*, v.24, p.243, 1998.

USUI, H., ITOH, T. & SAEKI, T. On pipe diameter effects in surfactant drag-reducing pipe flows. *Rheol. Acta*, v.37, p.122, 1998.

ANEXO

Para ilustrar a contribuição dos coeficientes de perda de carga determinados neste trabalho, no dimensionamento de bombas para sistemas de transporte de alimentos, foram resolvidos dois exemplos práticos do cálculo do trabalho requerido por uma bomba, usando os k existentes na literatura e os determinados neste trabalho.

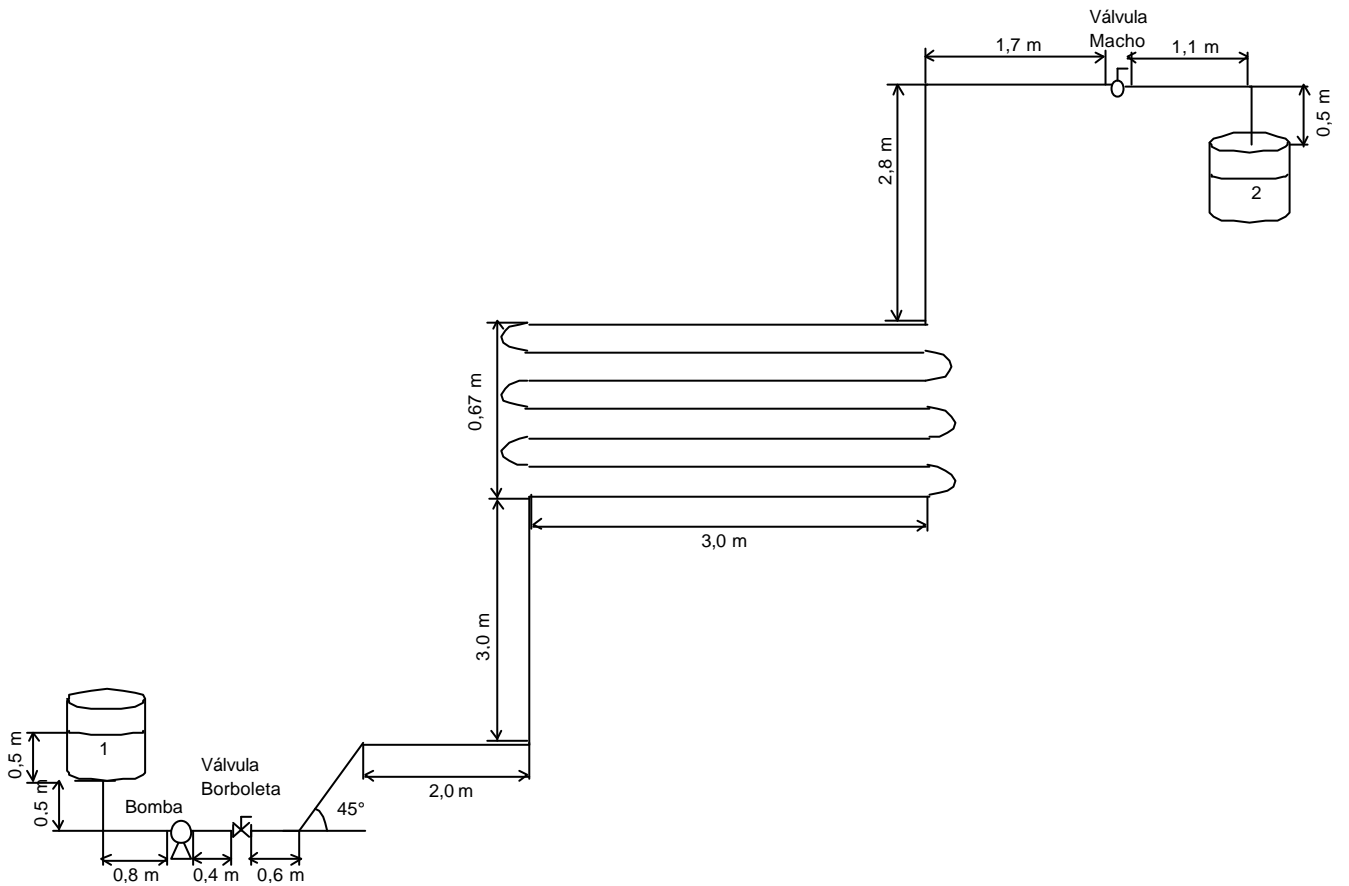


Figura 29: Sistema de transporte de fluidos com tubulação de aço inox.

Exemplo 1:

Considerando o sistema de bombeamento mostrado na Figura 29, com a válvula borboleta com ângulo de 10°, a válvula macho aberta pela metade e a tubulação com um diâmetro interno de 2,0 in. Calcular o trabalho realizado pela bomba, necessário para transportar suco de laranja à 64,5°Brix e à 0,5°C ($\tau_o = 6,7$ Pa, $K = 13,8$ Pa.sⁿ, $n = 0,47$ e $\rho = 1291,17$ kg/m³), com uma vazão de 10,0 m³/h, e com as seguintes condições:

- A) Usando os coeficientes de perda de carga sugeridos por Steffe (1996);
- B) Usando os coeficientes de perda de carga determinados neste trabalho.

Resolução:

A) Fazendo um balanço de energia mecânica entre os pontos 1 e 2, como o mostrado na equação (14):

$$\left(\frac{\bar{v}_2^2 - \bar{v}_1^2}{\alpha} \right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + W + \sum F = 0$$

Considerando que não há variação de energia cinética e de pressão entre os pontos 1 e 2, a equação (14) torna-se:

$$W = g(z_2 - z_1) + \sum \frac{2f_f \bar{v}^2 L}{D} + \sum \frac{k_f \bar{v}^2}{2} \quad (69)$$

A partir da vazão e do diâmetro da tubulação obteve-se a velocidade média do escoamento:

$$v = 1,37 \text{ m/s}$$

Substituindo está velocidade, o diâmetro da tubulação e as propriedades físicas do fluido na equação (34) calculou-se o número de Reynolds para o modelo de Herschel-Bulkley, Re_{HB} :

$$Re_{HB} = 95,9$$

Como o regime de escoamento é laminar, este valor foi substituído na equação (35), obtendo o valor de fator de atrito de Fanning:

$$f = 0,16687$$

Substituindo este valor e os demais dados do sistema e do fluido na equação (69), temos:

$$W = 9,81 \cdot (6,82 - 1,0) + \sum \frac{2 \cdot 0,16687 \cdot (1,37)^2 \cdot 35,6}{5,08 \cdot 10^{-2}} + \sum \frac{k_f \bar{v}^2}{2} \quad (69)$$

Usando a estimativa de Steffe (1996) (equação 68), modificada para fluidos que obedecem o modelo de Herschel-Bulkley, obteve-se:

$$k_f = \frac{500 \cdot (k_f)_{\text{turbulento}}}{\text{Re}_{\text{HB}}}$$

Acessório	k_f
Válvula borboleta 10° de abertura	2,71
Válvula macho ½ aberta	187,70
Curva de 45°	1,82
Curva de 90°	3,91
Curva de 180°	7,82

$$\text{Sendo } \sum k_f = 264,43$$

Assim o trabalho requerido pela bomba é:

$$W = 744,2 \text{ J/kg}$$

B) Este item é resolvido da mesma maneira que o anterior até a equação (69), sendo nela substituído os valores de coeficiente de perda de carga obtidos neste trabalho, para escoamento laminar de fluidos pseudoplástico com tensão inicial de escoamento.

Estes valores foram conseguidos pela substituição dos parâmetros k_1 e k_∞ , da Tabela 18, na equação (56), modificada para o modelo Herschel-Bulkley:

$$k_f = k_1 / \text{Re}_{\text{HB}} + k_\infty (1 + 1/D)$$

Acessório	k_f
Válvula borboleta 10° de abertura	2,95
Válvula macho ½ aberta	105,15
Curva de 45°	1,78
Curva de 90°	4,79
Curva de 180°	8,99

$$\sum k_f = 194,34$$

Assim a energia requerida pela bomba é:

$$W = 678,4 \text{ J/kg}$$

Observação: Os valores de coeficiente de perda de carga encontrados através da equação (68) se afastam dos valores experimentais obtidos neste trabalho, sendo que neste sistema o valor de $\sum k_f$ calculado pelo método de Steffe difere em 36% da mesma grandeza calculada com os dados experimentais deste trabalho. A diferença entre os dois métodos de cálculo de k_f se torna menor quando se compara a energia requerida pela bomba, dimensionada por ambos métodos. Esta diferença do cálculo dos k_f leva a um trabalho requerido pela bomba de 9,7% maior, para o método de Steffe, em relação ao proposto neste trabalho. Portanto a aproximação feita pela equação (68) acarretaria em um projeto de uma bomba super-dimensionada (9,7%), neste caso.

Exemplo 2:

Repetir o Exemplo 1 para uma tubulação com um diâmetro interno de 1,5 in, com extrato de café à 51°Brix e à 32°C ($K = 0,0776 \text{ Pa}\cdot\text{s}^n$, $n = 0,877$ e $\rho = 1204,92 \text{ kg/m}^3$), com uma vazão de $15 \text{ m}^3/\text{h}$ e com as mesmas condições.

Resolução:

A) Fazendo um balanço de energia mecânica como o mostrado na equação (14):

$$\left(\frac{\bar{v}_2^2 - \bar{v}_1^2}{\alpha} \right) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + W + \sum F = 0$$

Considerando que não há variação de energia cinética e de pressão entre os pontos 1 e 2, a equação (14) torna-se:

$$W = g(z_2 - z_1) + \sum \frac{2f_f \bar{v}^2 L}{D} + \sum \frac{k_f \bar{v}^2}{2} \quad (68)$$

A partir da vazão e do diâmetro da tubulação obteve-se a velocidade do escoamento:

$$v = 3,65 \text{ m/s}$$

Substituindo esta velocidade, o diâmetro da tubulação e as propriedades físicas do fluido na equação (21) calculou-se o número de Reynolds para o modelo de Ostwald-de Waele, Re_g :

$$Re_g = 4742,2$$

Como o escoamento está em regime turbulento substituiu-se o valor de Re_g na equação (38), temos o valor de fator de atrito de Fanning:

$$f = 0,00877$$

Agora substituindo este valor e os valores de variação de altura entre os pontos 1 e 2 na equação (68), temos:

$$W = 9,81 \cdot (6,82 - 1,0) + \sum \frac{2 \cdot 0,00877 \cdot (3,65)^2 \cdot 35,6}{3,81 \cdot 10^{-2}} + \sum \frac{k_f \bar{v}^2}{2} \quad (69)$$

Steffe (1996), sugere que para fluidos não-Newtonianos escoando com Re_g maior que 500, sejam utilizados os dados para fluidos Newtonianos em regime turbulento (Sakiadis, 1984 apud Steffe, 1996). Portanto:

Acessório	k_f
Válvula borboleta 10° de abertura	0,52
Válvula macho ½ aberta	36
Curva de 45°	0,35
Curva de 90°	0,75
Curva de 180°	1,5

$$\text{Sendo } \sum k_f = 50,7$$

Assim o trabalho requerido pela bomba é:

$$W = 613,2 \text{ J/kg.}$$

B) Este item é resolvido da mesma maneira que o anterior até a equação (69), sendo nela substituído os valores de coeficiente de perda de carga obtidos neste trabalho, para escoamento turbulento de fluidos pseudoplástico sem tensão inicial de escoamento.

Estes valores foram conseguidos pela substituição dos parâmetros k_1 e k_∞ , da Tabela 15, na equação (56), modificada para fluidos pseudoplásticos sem tensão inicial de escoamento:

$$k_f = k_1/Re_g + k_\infty(1+1/D)$$

Acessório	k_f
Válvula borboleta 10° de abertura	10,55
Válvula macho ½ aberta	11,60
Curva de 45°	6,90
Curva de 90°	10,90
Curva de 180°	18,27

$$\sum k_f = 210,97$$

Assim a energia requerida pela bomba é:

$$W = 1680,75 \text{ J/kg.}$$

Observação: Os valores de coeficiente de perda de carga indicados por Steffe se afastam dos valores experimentais obtidos neste trabalho, sendo que neste sistema o valor de $\sum k_f$ calculado pelo método de Steffe difere em 75% da mesma grandeza calculada com os dados experimentais deste trabalho. A diferença entre os dois métodos para determinação de k_f leva a um trabalho requerido pela bomba de 63,5% menor, para o método de Steffe em relação ao proposto neste trabalho. Portanto a aproximação sugerida por Steffe acarretaria em um projeto de uma bomba sub-dimensionada (63,5%), para o sistema representado na Figura 29.