

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

Dissertação Apresentada à
Faculdade de Engenharia Mecânica
Como Requisito Parcial à Obtenção do
Título de Mestre em Engenharia de Petróleo

ESCOAMENTO LAMINAR E TURBULENTO
DE SOLUÇÕES POLIMÉRICAS
DE HIDROXIPROPILGUAR EM TUBOS

*Este exemplar corresponde a redação final
da tese defendida pelo Eng.º José Luiz de Paula
e aprovada pela Comissão Julgadora em 05/12/91.*

Cesar fantane
59/91
Prof. Dr. CESAR COSTAPINTO SANTANA

Autor : José Luiz de Paula m
Orientador : César Costapinto Santana *

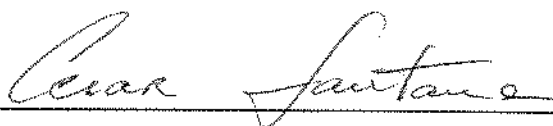
Dezembro de 1991

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE PETRÓLEO

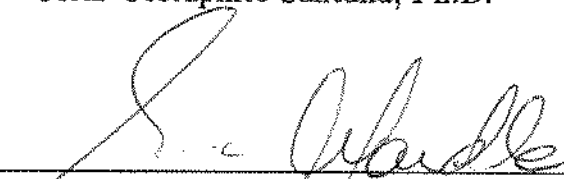
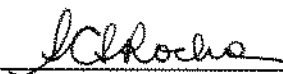
A dissertação "Escoamento Laminar e Turbulento de Soluções Poliméricas de Hidroxipropilguar em Tubos", elaborada por José Luiz de Paula e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora foi aceita pela Sub-Comissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 05 de Dezembro de 1991.

Banca Examinadora



César Costapinto Santana, Ph.D.


Eric Edgar Maidla, Ph.D.

Sandra Cristina dos Santos Rocha, Ph.D.

Para meus pais,
Francisco
e
Carolina
e à minha esposa Salua,
e filhas
Adriana,
Érika,
Vanessa.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. CÉSAR COSTAPINTO SANTANA pela orientação e incentivo para a realização deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Eric Edgar Maidla e Prof. Dra. Sandra Cristina dos Santos Rocha pela participação da banca examinadora.

À PETROBRÁS pela oportunidade e pelo suporte financeiro.

Aos Colegas do Cenpes, e em particular ao Eng. Francisco Henriques Ferreira, pelo apoio demonstrado por ocasião da realização dos experimentos.

Aos amigos e colegas de curso, pela convivência saudável e enriquecedora.

Ao colega Marcelo Bacci da Silva pelo esmerado trabalho de digitação.

Sumário

Nas operações de fraturamento hidráulico, a perda de carga devido ao atrito, tem sido um fator limitante para a utilização de vazões mais elevadas, o que é desejável para a maior efetividade da operação.

A utilização de fluidos de fraturamento à base de soluções aquosas de Hidroxipropilgumar, tem possibilitado a utilização de vazões mais elevadas, graças a propriedade de redução do arraste exibida por essas soluções.

Neste trabalho, o comportamento reológico das soluções aquosas de HPG com concentrações de 2399 a 5997 ppm foi analisado, tendo sido verificado que os modelos propostos por Ostwald-De-Waele e Herschell-Bulkley descrevem bem o comportamento reológico das soluções analisadas para toda a faixa de taxa de deformação pesquisada.

Os resultados experimentais do escoamento turbulento em tubos foram utilizados para analisar o desempenho das correlações de Dodge-Metzner e Shaver-Merril para a predição do coeficiente de atrito. Duas correlações empíricas, uma tipo Blasius e outra tipo Shah, foram também obtidas a partir dos dados experimentais para o escoamento turbulento, tendo sido verificado que os valores do coeficiente de atrito preditos pela correlação tipo Shah são os que mais se aproximam dos valores medidos.

O fenômeno de redução do arraste foi observado e quantificado para todas as concentrações de Hidroxipropilgumar analisadas.

Abstract

In hydraulic fracturing treatments, pressure loss due to friction in the string has been a limiting factor mainly because high flow rates are desirable for improvement of the operation effectiveness. Fracturing fluids based on Hidroxipropilguar in water solutions has made the use of high flow rates possible because these solutions exhibit drag reduction properties. In this work the rheological behavior of the HPG aqueous solutions in concentration between 2399 and 5997 ppm are analyzed. It is verified that the models proposed by Ostwald-De-Waele and Herschell-Bulkley well describe the rheological behavior of the polymeric solutions in the total shear rate range considered in this work. Experimental results for the turbulent flow in pipes are compared against correlations proposed by Dodge-Metzner and Shaver-Merrill to verify friction loss coefficients. Two empirical correlations (Blasius type and Shah type) are also obtained from experimental data for turbulent flow. It is verified that friction factor values predicted by the obtained Shah type correlation are in closer agreement to the measured values. The drag reduction phenomenon was observed and quantified for all concentrations of Hidroxipropilguar used in the experiments.

Conteúdo

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	LOCALIZAÇÃO DO TEMA NO CONTEXTO DA ENGENHARIA DE PETRÓLEO	1
1.2	MOTIVAÇÃO	2
1.3	OBJETIVOS	2
1.4	ESCLARECIMENTOS	3
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1	COEFICIENTE DE ATRITO DE FANNING	4
2.2	DETERMINAÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO NO REGIME LAMINAR	4
2.3	REGIME DE TRANSIÇÃO	5
2.4	DETERMINAÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO NO REGIME TURBULENTO	6
2.4.1	CORRELAÇÕES PARA PREDIÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO TURBULENTO PARA FLUIDOS NEWTONIANOS	7
2.4.2	CORRELAÇÕES PARA A PREDIÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO TURBULENTO PARA FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS	8
2.5	REDUÇÃO DO ARRASTE	14
2.5.1	CONCEITO	14
2.5.2	HISTÓRICO DA EVOLUÇÃO DO ESTUDO DA REDUÇÃO DO ARRASTE	15
2.5.3	ADITIVOS EFICIENTES NA REDUÇÃO DO ARRASTE	16
2.5.4	CARACTERÍSTICAS DA REDUÇÃO NO ARRASTE	16
2.5.5	DEGRADAÇÃO MECÂNICA	17
2.5.6	QUANTIFICAÇÃO DA REDUÇÃO DO ARRASTE	17
3	APARATO EXPERIMENTAL	19
3.1	VISCOSÍMETRO TUBULAR	19
3.2	INSTALAÇÃO PILOTO	20
3.2.1	PREPARAÇÃO DA SOLUÇÃO	24

3.2.2	MOVIMENTAÇÃO DO FLUIDO, MEDIÇÃO E AQUISIÇÃO DE DADOS	24
3.2.3	DETERMINAÇÃO DOS DIÂMETROS INTERNOS DOS TUBOS	24
3.2.4	AFERIÇÃO E CALIBRAÇÃO DOS TANSIDUTORES DE PRESSÃO E MEDIDOR DE VAZÃO	25
4	TRATAMENTO DOS DADOS, RESULTADOS EXPERIMENTAIS E ANÁLISE DOS RESULTADOS	27
4.1	TRATAMENTO DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NO VIS-COSÍMETRO TUBULAR	27
4.1.1	AJUSTE PELO MODELO DE BINGHAM	28
4.1.2	AJUSTE PELO MODELO DE OSTWALD-DE-WAELE	29
4.1.3	AJUSTE PELO MODELO DE CASSON	30
4.1.4	AJUSTE PELO MODELO DE HERSCHELL-BULKLEY	30
4.1.5	ANÁLISE ESTATÍSTICA	31
4.2	RESULTADOS EXPERIMENTAIS E ANÁLISE DOS RESULTADOS	33
4.2.1	AJUSTE DOS REOGRAMAS OBTIDOS EXPERIMENTALMENTE PELOS MODELOS REOLÓGICOS	33
4.2.2	INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA	43
4.2.3	INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO	48
4.2.4	DEGRADAÇÃO MECÂNICA	49
4.2.5	INFLUÊNCIA DO TEMPO	52
4.2.6	ESCOLHA DO MODELO REOLÓGICO PARA CARACTERIZAR AS SOLUÇÕES ANALISADAS	53
4.3	TRATAMENTO DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NA INSTALAÇÃO PILOTO	54
4.4	RESULTADOS EXPERIMENTAIS E ANÁLISE DOS RESULTADOS	57
4.4.1	REGIÃO DE ESCOAMENTO LAMINAR	58
4.4.2	REGIÃO DE ESCOAMENTO TURBULENTO	61
4.4.3	REDUÇÃO DO ARRASTE	86
4.4.4	MENSURAÇÃO DA REDUÇÃO NO ARRASTE	91
5	CONCLUSÕES E SUGESTÕES	96

5.1	CONCLUSÕES	96
5.2	SUGESTÕES	97

Lista de Tabelas

3.1	Diâmetros medidos e especificados.	25
4.1	Parâmetros reológicos calculados à temperatura ambiente (22°C) para os modelos ajustados.	42
4.2	Análise estatística para o ajuste pelos modelos reológicos analisados, dos reogramas obtidos a temperatura de 22°C , para a solução de 2399 ppm de H.P.G.	42
4.3	Análise estatística para o ajuste dos reogramas obtidos para a solução de 3598 ppm de H.P.G a temperatura de 23°C	42
4.4	Análise estatística para o ajuste pelos modelos reológicos analisados, dos reogramas obtidos à temperatura de 22°C , para a solução de 4798 ppm de H.P.G.	43
4.5	Análise estatística para o ajuste pelos modelos reológicos analisados, dos reogramas obtidos à temperatura de 22°C , para a solução de 5997 ppm de H.P.G.	43
4.6	Parâmetros reológicos calculados para o ajuste dos reogramas obtidos à temperatura ambiente, antes e após os experimentos na instalação piloto. .	52
4.7	Parâmetros reológicos calculados para o modelo de Ostwald-De-Waele para as concentrações e temperaturas analisadas.	53
4.8	Análise estatística para a comparação entre os valores experimentais do coeficiente de atrito para a região laminar e os valores calculados pela correlação de Metzner-Reed.	60
4.9	Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito pelas correlações analisadas e os valores experimentais para o fluido de 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".	70
4.10	Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito pelas correlações analisadas e os valores experimentais para o fluido de 5997 ppm de H.P.G. escoando em 1".	70
4.11	Parâmetros empíricos calculados para as correlações tipo Blasius e tipo Shah para as soluções de H.P.G. analisadas.	79
4.12	Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 2399 ppm.	79

4.13	Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 3598 ppm.	79
4.14	Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 4798 ppm.	80
4.15	Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 5997 ppm.	80
4.16	Número de Reynolds do solvente para o qual se verifica o início da redução do arraste.	89

Lista de Figuras

3.1	Vista do viscosímetro tubular.	20
3.2	Instalação Piloto.	22
3.3	Vista do Sistema de Circulação.	23
3.4	Vista do Tanque, Agitador e Bomba.	23
3.5	Medidor de Vazão Mássica.	25
3.6	Aferição do transdutor de pressão usado no trecho inicial da instalação piloto.	26
3.7	Curva de aferição do medidor de vazão mássica.	26
4.1	Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwald-De-Waele.	34
4.2	Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.	34
4.3	Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.	35
4.4	Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.	35
4.5	Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwal-De-Waele.	36
4.6	Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.	36
4.7	Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.	37
4.8	Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.	37
4.9	Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.	38
4.10	Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwald-De-Waele.	38
4.11	Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.	39
4.12	Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.	39

4.13	Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwald-De-Waele.	40
4.14	Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.	40
4.15	Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.	41
4.16	Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.	41
4.17	Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G.	44
4.18	Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G.	44
4.19	Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G.	45
4.20	Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G.	45
4.21	Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 5997 ppm de H.P.G.	46
4.22	Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 4798 ppm de H.P.G.	46
4.23	Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 3598 ppm de H.P.G.	47
4.24	Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 2399 ppm de H.P.G.	47
4.25	Influência da concentração do polímero sobre a curva reológica das soluções de H.P.G. à temperatura de 22°C.	48
4.26	Influência da concentração do polímero sobre a viscosidade aparente das soluções de H.P.G. à temperatura de 22°C.	49
4.27	Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G.	50
4.28	Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G.	50
4.29	Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G.	51

4.30	Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G.	51
4.31	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.	58
4.32	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.	59
4.33	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	59
4.34	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para todas as concentrações de H.P.G.	60
4.35	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1/2"	61
4.36	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para as soluções de 5999, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 3/4"	62
4.37	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para as soluções de 5999, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1"	62
4.38	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 2399 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.	63
4.39	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 3598 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.	64
4.40	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 4798 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.	64
4.41	Coefficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 5997 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.	65
4.42	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	66
4.43	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	66
4.44	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	67
4.45	Coefficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	67

4.46	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	68
4.47	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	68
4.48	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	69
4.49	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	69
4.50	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	71
4.51	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.	71
4.52	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.	72
4.53	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	72
4.54	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	73
4.55	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.	73
4.56	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.	74
4.57	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	74
4.58	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	75
4.59	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.	75
4.60	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.	76
4.61	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	76
4.62	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.	77

4.63	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.	77
4.64	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.	78
4.65	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.	78
4.66	Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para os fluidos de 2399, 3598, 4798 e 5997 ppm de H.P.G..	82
4.67	Parâmetro "E" da correlação tipo Blasius em função do índice de comportamento do fluido.	83
4.68	Parâmetro "m" da correlação tipo Blasius em função do índice de comportamento do fluido.	83
4.69	Parâmetro "F" da correlação de Shah em função do índice de comportamento do fluido.	84
4.70	Parâmetro "A" da correlação de Shah em função do índice de comportamento do fluido.	85
4.71	Parâmetro "B" da correlação de Shah em função do índice de comportamento do fluido.	85
4.72	Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1/2".	87
4.73	Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 3/4".	88
4.74	Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".	88
4.75	Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para a solução de 3598 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".	90
4.76	Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para a solução de 4798 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".	90
4.77	Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para a solução de 5997 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".	91
4.78	Porcentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798 e 3598 ppm de H.P.G. escoando em 1/2".	92
4.79	Porcentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 3/4".	93

4.80	Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".	93
4.81	Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para o fluido de 3598 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".	94
4.82	Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para o fluido de 4798 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".	95
4.83	Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para o fluido de 5997 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".	95

Nomenclatura

Letras Romanas:

A	área	m^2
A_k	constante da correlação de Kemblowski-Kolodziejski	-
A_n	parâmetro da correlação proposta por Shah	-
B_n	parâmetro da correlação proposta por Shah	-
D	diâmetro	m
DMA	desvio médio absoluto	%
DP	desvio padrão	%
E	parâmetro da correlação tipo Blasius	-
f	coeficiente de atrito de Fanning	-
FI	incremento de vazão	-
f_∞	parâmetro da correlação proposta por Shah	-
k	índice de consistência do fluido do modelo de Ostwald-De-Waele	$Pa.s^n$
k'	índice de consistência do fluido	$Pa.s^{n'}$
L	comprimento	m
m	parâmetro da correlação tipo Blasius	-
n	índice de comportamento do fluido do modelo de Ostwald-De-Waele	-
n'	índice de comportamento do fluido	-
P	pressão	Pa
Q	vazão volumétrica	m^3/s
RA	redução de arraste	-
Re	número de Reynolds	-
R_F	fração de redução de arraste	-
V	velocidade média	m/s

Letras gregas:

Δ	indica diferencial	-
ε	rugosidade absoluta	m
γ	taxa de deformação	s^{-1}
λ	coeficiente de atrito de Darcy-Weisbach	-
μ	viscosidade	$Pa.s$
μ_p	viscosidade plástica	$Pa.s$
ρ	massa específica	Kg/m^3
τ	tensão de cisalhamento	Pa
τ_o	limite de escoamento	Pa

Subscritos:

ap	indica aparente
B	indica Bingham
BT	indica Bingham-Tomita
c	indica Casson
c	indica crítico
$CALC$	indica calculado
ef	indica valor efetivo
G	indica generalizado
G_c	indica generalizado crítico
HB	indica Herschell-Bulkley
MR	indica Metzner-Reed
PLT	indica power-law-Tomita
$solv$	indica solvente
T	indica turbulento
w	indica valor na parede

1 INTRODUÇÃO

1.1 LOCALIZAÇÃO DO TEMA NO CONTEXTO DA ENGENHARIA DE PETRÓLEO

Nas várias atividades ligadas a indústria do petróleo, os fluidos manipulados são, em sua grande maioria, fluidos cujo comportamento reológico é não-newtoniano. A escolha, dentre os vários modelos disponíveis na literatura, do modelo adequado para descrever o comportamento reológico desses fluidos, pode resultar em grande economia de divisas, haja vista a possibilidade de uma maior racionalização no dimensionamento dos equipamentos utilizados.

No nosso estudo, abordaremos as formulações usuais dos fluidos usados na estimulação de poços de petróleo através do fraturamento hidráulico.

Fraturamento é uma técnica de estimulação efetiva para se aumentar a produtividade de poços de óleo ou gás natural ou para melhorar a injetividade dos poços injetores de água ou gás.

O fraturamento pode ser definido como um processo no qual um elevado diferencial de pressão, transmitido pelo fluido de fraturamento, é aplicado contra a rocha reservatório, até sua ruptura. A fratura que é iniciada no poço, propaga-se através da formação pelo bombeio de um certo volume de fluido. Para se evitar que a fratura assim induzida feche ao cessar o diferencial de pressão aplicado, é bombeado um agente de sustentação (normalmente areia) junto com o fluido de fraturamento (normalmente uma solução polimérica de H.P.G.) [1].

Quando o fluido de fraturamento é bombeado através da coluna de produção, alguma energia é perdida devido ao atrito nas paredes do tubo, o que provoca um aumento significativo na potência requerida na operação. Por sua vez, o aumento na potência implica na utilização de mais equipamentos e por consequência, no aumento dos custos operacionais.

Frequentemente, se uma formação produtora poderá ser ou não estimulada por um fraturamento hidráulico, dependerá da queda de pressão devido a fricção experimentada pelo fluido de fraturamento. Isto é particularmente verdadeiro em poços profundos onde a perda de carga devido a fricção assume valores muito elevados, podendo a pressão de bombeio no interior da coluna atingir, próximo a superfície, valores superiores a capacidade de resistência a pressão interna dos tubos de produção.

A fricção nas paredes internas dos tubos de produção não pode ser completa-

mente eliminada, mas pode ser drasticamente reduzida pela adição de polímeros solúveis em água. Assim, estes aditivos além de possibilitarem uma melhor utilização da potência disponível, quando adicionados ao fluido base em quantidades suficientes, esses polímeros aumentam sua viscosidade aparente de forma significativa. Este aumento na viscosidade, é essencial no transporte do agente de sustentação no interior da fratura e na sua suspensão por um longo período de tempo.

Pelo que foi exposto, pode-se avaliar a importância do estudo do comportamento reológico dos fluidos usados na estimulação de poços, bem como da queda de pressão devido ao atrito causado por este fluido quando escoando no interior da coluna de produção. O cálculo da perda de carga devido ao atrito é muito importante no dimensionamento da potência requerida, na determinação da pressão de tratamento na subsuperfície e na determinação da máxima pressão na cabeça do poço.

1.2 MOTIVAÇÃO

Durante as operações de fraturamento, são realizadas com o objetivo principal de testar a vedação de um equipamento denominado packer, operações que são conhecidas como teste de injetividade. Essas operações são realizadas com água e outros aditivos que não alteram o comportamento reológico do fluido. Nessas operações, a perda de carga devido ao atrito é significativamente maior que as observadas durante o fraturamento propriamente dito, que é realizado com soluções aquosas de H.P.G., que apresentam uma "consistência" muito maior que a água.

Uma outra operação também freqüente na indústria do petróleo, é o amortecimento do poço nos casos em que a coluna de produção não se encontra no seu interior, através da utilização de flexi-tubo. Nessa operação, para se obter um ganho de vazão para uma mesma pressão de bombeio, é adicionado ao fluido de amortecimento, um polímero que naturalmente aumenta significativamente a viscosidade desse fluido.

A nossa motivação inicial para o desenvolvimento deste tema, foi procurar respostas para questões que para nós configuravam um paradoxo, uma vez que esperávamos que para o bombeio de uma solução mais "consistente", fosse necessário uma pressão mais elevada que a demandada para o bombeio do fluido de amortecimento (água).

1.3 OBJETIVOS

O objetivo desse trabalho é determinar o modelo reológico que melhor descreve o comportamento do escoamento do fluido de fraturamento, antes da sua reticulação, determinar, dentre as correlações disponíveis na literatura, a que melhor avalia a perda

de carga para o fluido em questão, caracterizar e quantificar o fenômeno de redução do arraste.

1.4 ESCLARECIMENTOS

- **PACKER:** equipamento que é descido no poço com o objetivo de promover a vedação do espaço anular entre a coluna de produção e o revestimento de produção;
- **FLEXI-TUBO:** Tubo de aço com diâmetro nominal de 1", acondicionado em carretéis de grande diâmetro, que são descidos no interior do poço para a realização de operações específicas;
- **AMORTECIMENTO:** Operação onde um fluido, com propriedades específicas, é bombeado para o poço com o objetivo de fornecer uma pressão hidrostática suficiente para evitar a produção do poço em ocasiões onde essa produção não é desejada.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 COEFICIENTE DE ATRITO DE FANNING

O parâmetro f , denominado coeficiente de atrito de Fanning, é função do número de Reynolds e das condições da superfície da parede interna do tubo. A condição da superfície da parede interna do tubo é dada pelo parâmetro " ϵ/D ", denominado rugosidade relativa, onde o parâmetro " ϵ ", denominado rugosidade absoluta, é a média das profundidades das irregularidades da parede interna do tubo e " D " o diâmetro interno.

2.2 DETERMINAÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO NO REGIME LAMINAR

O regime laminar consiste em um estágio permanente do sistema fluido, no qual as linhas de corrente de fluxo deslizam umas sobre as outras, de maneira uniforme.

Para um fluido escoando em regime laminar no interior de um tubo cilíndrico, temos:

- A velocidade é nula nas paredes do tubo;
- A velocidade é máxima no eixo central;
- O perfil de velocidade é parabólico;
- A velocidade média é definida por $V = Q/A$ e é igual à metade da velocidade máxima.

No escoamento laminar plenamente desenvolvido no interior de tubos, a queda de pressão pode ser determinada analiticamente. Para os fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo newtoniano, a queda de pressão é definida pela equação de Hagem-Poiseuille, obtida através da integração da equação de Rabinowitsch-Mooney:

$$\Delta P = \frac{32\mu LV}{D^2} \quad (2.1)$$

Para os fluidos cujo comportamento reológico é não-newtoniano, a queda de pressão é calculada pela equação de Fanning:

$$\Delta P = \frac{2fLV^2}{D} \quad (2.2)$$

Sendo o coeficiente de atrito expresso pela equação:

$$f = \frac{16}{Re_G} \quad (2.3)$$

onde o número de Reynolds generalizado é definido em função do modelo de comportamento reológico que melhor caracteriza o fluido.

Para os fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele, Metzner e Reed [2] propuseram uma correlação para o cálculo do coeficiente de atrito, no regime laminar, análoga a equação (2.3), onde o número de Reynolds generalizado é expresso pela equação:

$$Re_{MR} = \frac{\rho V^{2-n'} D^{n'}}{\kappa' 8^{n'-1}} \quad (2.4)$$

De uma forma geral, conhecida a vazão de escoamento, pode-se determinar o coeficiente de atrito de acordo com o procedimento descrito abaixo:

- Determina-se o modelo reológico que melhor caracteriza o comportamento do fluido;
- Determinam-se os parâmetros da equação reológica;
- Determina-se o coeficiente de atrito através da equação (2.3), lembrando que o número de Reynolds generalizado deve ser definido em função do modelo reológico do fluido.

2.3 REGIME DE TRANSIÇÃO

Quando a vazão de escoamento no regime laminar é suficientemente acrescida, a condição de uniformidade do sistema se altera e o fluxo torna-se energeticamente instável. Essa situação é caracterizada pelo movimento caótico das lâminas fluidas em diferentes direções no interior das paredes sólidas. Este fenômeno é conhecido como estado turbulento de escoamento. A mudança de um regime para outro, não ocorre de maneira instantânea, ocorrendo portanto uma transição do regime de fluido laminar para o turbulento [3].

A mudança da condição energética do regime laminar para o turbulento é, além de outros fatores, influenciada pela natureza reológica do fluido, pelas propriedades físico-químicas de seus componentes e pela forma e dimensões das paredes do tubo.

A previsão da região transitória pode ser feita:

- Pela determinação do número de Reynolds crítico, através de equações matemáticas;
- Pela determinação da velocidade crítica através de equações matemáticas;
- Pela determinação experimental da velocidade crítica e do número de Reynolds.

Para os fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele, Ryan e Johnson [4] propuseram para o número de Reynolds crítico, a equação abaixo:

$$Re_{G_c} = \frac{6.464n}{(1 + 3n)^2(2 + n)^{\frac{-(2+n)}{(1+n)}}} \quad (2.5)$$

Desouky [5], mais recentemente, propôs uma expressão para o número de Reynolds crítico que, segundo o autor, é válida para todos os fluidos de comportamento pseudoplástico. A expressão para o Reynolds crítico, sugerido por Desouky [5], é dada pela equação:

$$Re_{G_c} = \frac{1}{(1.589 \times 10^{-3} - 3.4275 \times 10^{-8} Re_{G_c}) \left[n^{\sqrt{n}} \left(0.0112 + Re_{G_c}^{-0.3185} \right) \right]^{0.5}} \quad (2.6)$$

A expressão para o número de Reynolds crítico, proposta por Desouky [5], apresenta o inconveniente de ser implícita em relação ao número de Reynolds.

2.4 DETERMINAÇÃO DA QUEDA DE PRESSÃO NO REGIME TURBULENTO

Diferentemente do regime de fluxo laminar, a análise da queda de pressão no regime turbulento é largamente empírica. O movimento caótico e desordenado das partículas do fluido, torna a análise matemática extremamente difícil.

A queda de pressão no regime turbulento é calculada pela equação de Fanning:

$$\Delta P = \frac{2fLV^2}{D} \quad (2.7)$$

A equação (2.7) é normalmente apresentada na forma mostrada abaixo, onde pode ser mais facilmente visualizado o significado físico do coeficiente de atrito de Fanning, que pode ser interpretado como uma relação entre as forças viscosas de cisalhamento por unidade de área da parede do tubo e as forças inerciais médias da corrente principal por unidade de área da seção transversal.

$$f = \frac{\tau_w}{\rho V^2/2} \quad (2.8)$$

Conforme definido anteriormente, a queda de pressão devido ao atrito, no regime turbulento, não pode ser determinada analiticamente. Por essa razão, as expressões para a determinação do coeficiente de atrito são obtidas empiricamente. A literatura apresenta uma grande variedade de correlações para a predição do coeficiente de atrito para fluidos newtonianos.

Para os fluidos não-newtonianos, as correlações derivadas para fluidos newtonianos produzem valores bem aproximados para o coeficiente de atrito quando um número de Reynolds generalizado é utilizado. Isto se deve ao fato do coeficiente de atrito não ser uma função muito forte da viscosidade [6].

2.4.1 CORRELAÇÕES PARA PREDIÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO TURBULENTO PARA FLUIDOS NEWTONIANOS

Em 1939, Colebrook [7] estudou o escoamento de fluidos newtonianos, avaliando a influência do número de Reynolds e da rugosidade do tubo, propondo a conhecida equação:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 \log \left[\frac{\varepsilon/D}{3,7065} + \frac{1,2613}{Re\sqrt{f}} \right] \quad (2.9)$$

Em 1947, Moody propôs a primeira correlação para determinar, de forma explícita, o coeficiente de atrito. A correlação proposta é expressa pela equação:

$$f = 1,375 \times 10^{-3} \left[1 + \left(2 \times 10^{-4} \frac{\varepsilon}{D} + \frac{10^6}{Re} \right)^{1/2} \right] \quad (2.10)$$

Wood [8], em 1966, propôs uma correlação que não apresenta avanços significativos em termos de acuracidade em relação às correlações anteriores. Sua correlação é expressa pela equação:

$$f = 0,094 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0,225} + 0,53 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right) + 88 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0,4} Re^{-A1} \quad (2.11)$$

onde:

$$A1 = 1,62 \left(\frac{\varepsilon}{D} \right)^{0,134} \quad (2.12)$$

Em 1976, Swamee e Jain [9] propuseram a correlação expressa pela equação:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\left(\frac{6,97}{Re} \right)^{0,9} + \frac{\varepsilon/D}{3,7} \right] \quad (2.13)$$

Em 1979, Chen [10] apresentou uma correlação explícita para o coeficiente de atrito, que apresenta um substancial aperfeiçoamento em relação as correlações anteriores. A correlação proposta apresenta um desvio absoluto máximo de 0,4% em relação a correlação de Colebrook [7]. A correlação de Chen [10] é expressa pela equação:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon/D}{3,7065} - \frac{5,0452}{Re} \log A4 \right] \quad (2.14)$$

onde:

$$A4 = \frac{(\varepsilon/D)^{1,1098}}{2,8257} + \left(\frac{7,149}{Re} \right)^{0,8981} \quad (2.15)$$

2.4.2 CORRELAÇÕES PARA A PREDIÇÃO DO COEFICIENTE DE ATRITO TURBULENTO PARA FLUIDOS NÃO-NEWTONIANOS

Para os fluidos não-newtonianos, o número de correlações para a predição do coeficiente de atrito, disponíveis na literatura, não é tão vasto quanto para os fluidos newtonianos.

• CORRELAÇÕES TIPO BLASIUS

As correlações tipo Blasius são totalmente empíricas e tem a forma da equação proposta por Blasius para fluidos newtonianos. Essas correlações são expressas pela equação:

$$f = E Re^{-m} \quad (2.16)$$

Para fluidos newtonianos, "E" varia de 0,046 à 0,079 e "m" de 0,20 à 0,25. Para os fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele, "E" e "m" mostram alguma dependência do índice de comportamento "n". Os resultados experimentais de Dodge-Metzner [12], analisados por Schuh, levaram às seguintes expressões para "E" e "m", em função do índice de comportamento [6]:

$$E = \frac{\log n + 3,93}{50} \quad (2.17)$$

$$m = \frac{1,75 - \log n}{7} \quad (2.18)$$

• CORRELAÇÃO DE SHAVER E MERRILL

A partir do escoamento em tubos de soluções de comportamento pseudo-plástico, descritos pelo modelo de Ostwald-De-Waele, Shaver e Merrill [11] propuseram uma correlação que tem a mesma expressão matemática da correlação tipo Blasius, onde os parâmetros " E " e " m " são expressos em função do índice de comportamento do fluido. Para a obtenção da correlação, os dados experimentais para o coeficiente de atrito foram correlacionados em função do número de Reynolds de Metzner e Reed, que variou de 7540 à 17000.

Shaver e Merrill [11] salientam que sua correlação não pode ser usada para valores do índice de comportamento inferiores a 0,4, pois nesse caso, os valores preditos para o coeficiente de atrito são menores que os observados para o regime laminar. A correlação proposta é expressa pela equação:

$$f = \frac{0,079}{n^5 Re_{MR}^\gamma} \quad (2.19)$$

onde:

$$\gamma = \frac{2,63}{10,5^n} \quad (2.20)$$

• CORRELAÇÃO DE DODGE METZNER

Dentre as correlações para a predição do coeficiente de atrito, disponíveis na literatura, a correlação proposta por Dodge-Metzner [12] é a mais conhecida e utilizada para o cálculo do coeficiente de atrito para os fluidos não newtonianos, escoando em regime turbulento.

A correlação de Dodge-Metzner [12], foi a primeira correlação desenvolvida a partir de uma análise semi-teórica, uma vez que, até então, todas as correlações disponíveis eram completamente empíricas.

Os dados experimentais utilizados por Dodge-Metzner [12] para o desenvolvimento da correlação, foram obtidos a partir do escoamento de soluções aquosas de carbopol e suspensões de argilas, em tubos de latão de paredes lisas, com diâmetros de 1/2, 1 e 2 polegadas de diâmetro nominal. Os fluidos utilizados por Dodge-Metzner tinham seu comportamento reológico descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele e os índices de comportamento observados variaram entre 0,36 e 0,73. Os dados experimentais obtidos para o coeficiente de atrito foram correlacionados com o número de Reynolds de Metzner e Reed, que variou entre 2900 a 36000.

A correlação de Dodge-Metzner é expressa pela equação:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{4}{(n')^{0,75}} \log \left(Re_{MR} f^{(1-\frac{n'}{2})} \right) - \frac{0,40}{(n')^{1,2}} \quad (2.21)$$

• CORRELAÇÃO DE TOMITA

Tomita [13] desenvolveu duas correlações para a predição do coeficiente de atrito. A primeira delas, é específica para fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo de Bingham e a segunda, para fluidos de Ostwald-De-Waele.

As correlações desenvolvidas, são apresentadas na forma da correlação tipo Prandtl, onde as constantes utilizadas são as mesmas definidas para os fluidos newtonianos, sendo o número de Reynolds e o coeficiente de atrito definidos de uma forma particular.

A correlação proposta para os fluidos Binghamianos é expressa pelas equações:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{BT}}} = 4 \log \left(Re_{BT} \sqrt{f_{BT}} \right) - 0,40 \quad (2.22)$$

onde:

$$f_{BT} = \frac{D \Delta P}{2 L \rho V^2 (1 - x)} \quad (2.23)$$

$$Re_{BT} = \frac{\rho V D}{\mu_{PB}} \left[\frac{(1 - x)(x^4 - 4x + 3)}{3} \right] \quad (2.24)$$

sendo $x = \frac{\tau_{oB}}{\tau_W}$

Para a região de escoamento laminar, Tomita [13] observou que:

$$f_{BT} = \frac{16}{Re_{BT}} \quad (2.25)$$

Para os fluidos cujo comportamento reológico é o descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele, a correlação proposta é expressa pelas equações:

$$\frac{1}{\sqrt{f_{PLT}}} = 4 \log \left(Re_{PLT} \sqrt{f_{PLT}} \right) - 0,40 \quad (2.26)$$

onde:

$$f_{PLT} = \frac{2 D \Delta P (1 + 2n)}{3 L \rho V^2 (1 + 3n)} \quad (2.27)$$

$$Re_{PLT} = \frac{6 [(3n + 1)/n]^{1-n} \rho V^{2-n} D^n}{2^n [(2n + 1)/n] k} \quad (2.28)$$

Para a região de escoamento laminar, Tomita [13] também observou que os valores calculados para o coeficiente de atrito são bem ajustados pela reta representativa da equação:

$$f_{PLT} = \frac{16}{Re_{PLT}} \quad (2.29)$$

• CORRELAÇÃO DE KEMBLOWSKI-KOLODZIEJSKI

Baseados em experimentos realizados com suspensões aquosas de caolim com concentrações de 10, 20, 30, 40 e 50 % em peso, escoando em tubos com diâmetro que variavam de 18.9 mm a 100 mm, Kembrowski e Kolodziejski [14] desenvolveram uma correlação para predição do coeficiente de atrito de Darcy-Weisbach. Em todo o range de concentrações estudadas, as suspensões apresentaram comportamento pseudoplástico, com um melhor ajuste pelo modelo de Ostwald-De-Waele na faixa de taxa de deformação pesquisada. Os valores dos parâmetros reológicos ' n' ' e ' κ' ', variaram entre 0,14, 0,83 e 8,60, 0,00626 $Pa.s^n$, respectivamente. Nesses experimentos, o número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed variou entre 0,0272 e 98600 e a taxa de deformação entre 0,872 e 2290 s^{-1} .

O coeficiente de atrito de Darcy-Weisbach foi plotado contra o número de Reynolds de Metzner e Reed para os vários valores do índice de comportamento. A partir do gráfico obtido, os autores observaram que o coeficiente de atrito é menor para menores valores de ' n' ' (o que está de acordo com a correlação de Dodge-Metzner [12]) e que os valores do coeficiente de atrito se aproximam da curva representativa da equação de Blasius, para fluidos newtonianos, a medida que o número de Reynolds cresce, o que está em desacordo com Dodge-Metzner. Os autores também identificaram uma faixa de transição que começa para um número de Reynolds de Metzner e Reed igual a 2100, estendendo por uma região tanto maior quanto menor for o índice de comportamento.

Chamando de Re'_T , o número de Reynolds de Metzner e Reed em que os dados experimentais passam a seguir a correlação de Blasius, os autores obtiveram um critério para a determinação do início do escoamento turbulento plenamente desenvolvido, expresso pela equação:

$$Re'_T = 3,16 \times 10^4 (n')^{-0,435} \quad (2.30)$$

Admitindo que a região de transição tinha início para $Re_{MR} = 3000$, os autores delimitaram a região de transição entre 3000 e Re'_I , e verificaram que os pontos experimentais eram bem descritos por uma função do tipo:

$$\lambda = A_K \lambda^* \left(\frac{Re'_T}{Re_{MR}} \right)^a \exp \left(\frac{b Re'_T}{Re_{MR}} \right) \quad (2.31)$$

onde:

A_K , a e b são funções de n' ;

λ^* é coeficiente de atrito calculado pela correlação de Blasius para o número de Reynolds de Metzner e Reed em questão.

Pela definição de Re'_T , temos:

$$\lambda = \lambda^* \text{ quando } Re_{MR} = Re'_T$$

Portanto:

$$A_K = \exp(-b) \quad (2.32)$$

$$\lambda = \frac{0,3164 (Re'_T)^a \exp(-b) [\exp(b Re'_T)]^{\frac{1}{Re_{MR}}}}{(Re_{MR})^{a+0,25}} \quad (2.33)$$

Fazendo:

$$E = 0,3164 (Re'_T)^a \exp(-b) \quad (2.34)$$

$$m = a + 0,25 \quad (2.35)$$

$$\phi = \exp(b Re'_T) \quad (2.36)$$

Então:

$$\lambda = \frac{E}{(Re_{MR})^m} \phi^{\frac{1}{Re_{MR}}} \quad (2.37)$$

Os parâmetros a e b são expressos em função do índice de comportamento, através das seguintes equações:

$$a = 0,314 [(n')^{2,3} - 1] \quad (2.38)$$

$$b = 1,81 \times 10^{-2} [1 - (n')^{4,2}] \quad (2.39)$$

Substituindo as equações (2.38) e (2.39) na equação (2.34), o parâmetro E pode ser expresso em função de n' . Os autores admitiram que:

$$\ln E = \frac{1}{2} B_K (n')^2 + C_K \quad (2.40)$$

e determinaram os valores de B_K e C_K para n' entre zero e um. Assim, os parâmetros E , m e ϕ são expressos em função de n' pelas equações:

$$E = 8,9 \times 10^{-3} \exp[3,57 (n')^2] \quad (2.41)$$

$$\phi = \left\{ \exp \left[0,572 \frac{[1 - (n')^{4,2}]}{(n')^{0,435}} \right] \right\}^{1000} \quad (2.42)$$

$$m = 0,314 (n')^{2,3} - 0,064 \quad (2.43)$$

• CORRELAÇÃO DE BOBOK, NAVRATIL E SZILAS

A correlação de Bobok, Navratil e Szilas [15], foi a primeira correlação para a predição do coeficiente de atrito para o escoamento turbulento de fluidos não-newtonianos desenvolvida analiticamente. A correlação proposta, apresenta uma expressão para o cálculo do coeficiente de atrito de Darcy-Weisbach para fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele, para tubos lisos e rugosos.

Para a validação da correlação, os autores utilizaram os dados experimentais obtidos a partir do escoamento de óleos de comportamento pseudoplásticos, através de um oleoduto de 161,3 Km de extensão, 305 mm de diâmetro e rugosidade relativa de 4×10^{-4} .

Os valores do coeficiente de atrito foram correlacionados com o número de Reynolds de Metzner e Reed, que situou-se numa faixa de 10000 a 100000. A comparação entre os valores experimentais do coeficiente de atrito e os valores preditos pela correlação, resultou num desvio médio absoluto de 4,13% e desvio padrão de 0,81%.

A correlação proposta, considerando o efeito da rugosidade, é expressa pela equação:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left[\frac{10^{-\beta/2}}{Re_{MR} \lambda^{(2-n)/2n} + \frac{\epsilon}{3,71D}} \right] \quad (2.44)$$

onde:

$$\beta = 1,51^{1/n} \left(\frac{0,707}{n} + 2,12 \right) - \frac{4,015}{n} - 1,057 \quad (2.45)$$

sendo:

$$\lambda = 4f$$

Para os tubos lisos, a correlação é expressa pela equação:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = \frac{2}{n} \log \left[Re_{MR} \lambda^{(1-\frac{n}{2})} \right] + \beta \quad (2.46)$$

• CORRELAÇÃO DE SHAH

Shah [16] utilizou em seu estudo, soluções poliméricas de comportamento pseudoplástico, descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele, para estudar o comportamento do escoamento nos regimes de transição e turbulento.

Os dados de queda de pressão e vazão, foram coletados através do escoamento das soluções poliméricas em 4 tubos lisos com diâmetro de 1/2, 3/4, 1 e 1 1/4 polegadas e em três tubos rugosos com diâmetro de 3/4, 1 e 2 polegadas. Um vasto range de Reynolds generalizados de Metzner e Reed (2000 a 500000) e índice de comportamento (0,272 a 1,0) foram investigados.

Shah [16] correlacionou os dados experimentais do coeficiente de atrito de Fanning em função do número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed, propondo uma correlação que tem a forma:

$$f = f_{\infty}(n) + A(n)Re^{-B(n)} \quad (2.47)$$

onde $f_{\infty}(n)$, $A(n)$ e $B(n)$ são parâmetros empíricos do fluido e a relação entre esses parâmetros e o índice de comportamento ' n ', é determinado a partir dos dados experimentais.

Shah [16] após plotar o coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed em gráfico bilogarítimo, verificou que os fluidos analisados apresentaram uma boa característica de redução no coeficiente de atrito, quando comparado com os valores apresentados pelos fluidos newtonianos, além de se correlacionarem bem com uma curva única quando plotados em função dos vários diâmetros para uma mesma concentração de polímero, ou seja, não apresentam efeito de diâmetro significativo. Shah [16] observou ainda, que o efeito do índice de comportamento sobre o coeficiente de atrito de Fanning só é significativo para valores elevados daquele primeiro, de tal forma que os dados do coeficiente de atrito quando plotados contra o número de Reynolds de Metzner e Reed, tendo ' n ' como parâmetro, produzem uma família de curvas e tendem para uma curva única para valores do índice de comportamento menores que 0.5.

Nesse artigo, o autor analisou também o efeito da rugosidade sobre o coeficiente de atrito, concluindo que:

- o coeficiente de atrito diminui com o aumento da rugosidade, o que é contraditório para fluidos newtonianos;
- o efeito da rugosidade é mais pronunciado para elevados números de Reynolds;
- maiores variações no coeficiente de atrito são observadas para menores concentrações de polímero;
- para baixas concentrações de polímero, maiores valores do coeficiente de atrito são observados para tubos rugosos que para tubos lisos.

O autor salienta que os valores do coeficiente de atrito preditos pela correlação proposta, apresentam uma excelente concordância com os dados de campo de várias operações de fraturamento analisadas.

2.5 REDUÇÃO DO ARRASTE

2.5.1 CONCEITO

Quando um fluido se movimenta em relação a uma superfície sólida, a força exercida sobre a superfície na direção do movimento é denominada força de arraste.

Como na maior parte dos equipamentos da engenharia, a potência de operação é muito utilizada para vencer o atrito turbulento, a perspectiva de se reduzir drasticamente o atrito é muito atraente e implica em possibilidade de benefícios comerciais significativos [17].

O fenômeno de redução do arraste se apresenta como um paradoxo, ou seja, sob condições moderadas de fluxo turbulento, o gradiente de pressão necessário para bombear algumas soluções poliméricas específicas pode ser significativamente menor que o utilizado para o bombeio do solvente puro [18].

2.5.2 HISTÓRICO DA EVOLUÇÃO DO ESTUDO DA REDUÇÃO DO ARRASTE

O fenômeno de redução do arraste foi primeiramente observado na Segunda Guerra Mundial. K. Mysels [19] observou que a pressão necessária para bombear gasolina espessada com napalm era consideravelmente menor que a pressão necessária para o bombeio da gasolina pura a altas vazões. O assunto não foi devidamente investigado devido aos transtornos causados em época de guerra.

Foi um artigo de Tons [20], publicado em 1948, que trouxe a primeira descrição científica clara do fenômeno de redução do arraste. Tons, pesquisando o efeito da degradação mecânica através do escoamento de soluções de polimetilmetacrilato em monoclorobenzeno, verificou que o bombeio dessas soluções requeriam um gradiente de pressão menor que o necessário para o bombeio do solvente puro para a mesma vazão no regime de fluxo turbulento. Tons [20] verificou também que:

- a redução do arraste só ocorre no regime turbulento;
- para uma dada concentração de polímero e um dado número de Reynolds, ela aumenta a medida que se reduz o diâmetro do tubo;
- a redução do arraste só se manifesta quando a tensão de cisalhamento na parede excede um valor mínimo.

Em 1950, nos campos de petróleo do Texas, uma operação chamada fraturamento hidráulico começava a ser desenvolvida. Nessas operações, verificou-se que os aditivos a base de goma Guar utilizados, além de promoverem a sustentação da areia usada como agente de sustentação da fratura criada, também reduziam significativamente a potência necessária ao bombeio da solução.

Em 1959, Dodge-Metzner [12] estenderam para o regime de fluxo turbulento, a correlação desenvolvida por Metzner e Reed [2] para a predição do coeficiente de atrito no regime laminar. Os autores propuseram a correlação semi-empírica para o cálculo do coeficiente de atrito no regime turbulento.

A correlação proposta por Dodge-Metzner [12] é utilizada com sucesso para prever o coeficiente de atrito de grande parte dos fluidos não-newtonianos. Entretanto, os autores verificaram que soluções aquosas de CMC apresentaram, no escoamento turbulento, coeficientes

de atrito bem inferiores aos preditos pela correlação proposta. O mesmo efeito foi também observado em resultados paralelos obtidos por Shaver e Merrill [11].

Desde então, uma série de estudos enfocando os aspectos teóricos e práticos do fenômeno de redução do arraste, têm sido desenvolvidos.

2.5.3 ADITIVOS EFICIENTES NA REDUÇÃO DO ARRASTE

Os polímeros naturais e sintéticos têm se mostrado muito eficientes na redução do arraste, mesmo quando usados em baixas concentrações. As propriedades que, de uma forma geral, são comuns aos polímeros que apresentam uma boa característica de redução do arraste são:

- estrutura de cadeias com poucas ou nenhuma ramificação;
- peso molecular elevado;
- boa solubilidade;
- flexibilidade.

De todos os aditivos investigados, verificou-se que o óxido de polietileno e a poli-acrilamida são extremamente eficientes na redução do arraste, mas apresentam uma elevada sensibilidade à degradação mecânica, quando submetidos a um cisalhamento intenso e contínuo. Um polímero natural, denominado goma Guar, extraído de uma planta originária da Índia, Paquistão e Estados Unidos, também apresenta uma boa característica de redução do arraste, e é mais resistente à degradação mecânica.

2.5.4 CARACTERÍSTICAS DA REDUÇÃO NO ARRASTE

- A redução do arraste somente ocorre no regime turbulento;
- Para um dado polímero e uma dada concentração, a redução do arraste é mais significativa em diâmetros menores;
- A redução do arraste só ocorre quando a tensão de cisalhamento na parede, observada no escoamento, excede um valor crítico. Este valor crítico depende do tipo e da concentração e independe do diâmetro do tubo;
- A redução do arraste geralmente aumenta com o aumento da concentração do polímero, entretanto existe uma concentração a partir da qual, por mais que se aumente a concentração do polímero, não se observa um aumento da redução do arraste. Essa limitação é caracterizada pela assíntota limite de redução do arraste. Essa assíntota é independente das características da solução e do diâmetro do tubo. Várias expressões tem sido sugeridas para definir a assíntota limite para a redução do arraste, com resultados que não diferem muito entre si.

2.5.5 DEGRADAÇÃO MECÂNICA

Quando um volume limitado de solução é submetido à uma ação cisalhante contínua, como em um circuito fechado, sua capacidade redutora de arraste desgasta-se com o tempo. Correspondentemente, sua viscosidade diminui, implicando em uma redução no peso molecular do soluto [17].

Geralmente os polímeros de peso molecular elevado, como o óxido de polietileno são muito eficientes na redução do arraste, mas em contrapartida, são mais sensíveis à degradação mecânica que os polímeros menos efetivos em termos de redução do arraste, como a goma Guar.

A taxa de degradação, observada a partir da perda de eficiência em relação a redução do arraste, depende do tipo e concentração do polímero e da magnitude de tensão de cisalhamento aplicada.

2.5.6 QUANTIFICAÇÃO DA REDUÇÃO DO ARRASTE

Verificada a ocorrência da redução do arraste, faz-se necessário estabelecer um parâmetro que expresse, quantitativamente, a redução do arraste observada.

Savins [21] utilizou a queda de pressão para quantificar a redução do arraste, através da expressão:

$$\%RA = 100 \left(1 - \frac{J_P}{J_0} \right) \quad (2.48)$$

onde:

J_0 = queda de pressão apresentada pelo solvente;

J_P = queda de pressão apresentada pela solução

sendo J_0 e J_P definidos à mesma pseudo-taxa de deformação.

Virk, Merrill, Mickley e Smith [22], definiram a fração de redução do arraste, definida pela equação:

$$R_F = \left[1 - \frac{\tau_{wP}}{\tau_{wS}} \right] \quad (2.49)$$

onde:

τ_{wP} = tensão de cisalhamento na parede para o escoamento da solução;

τ_{wS} = tensão de cisalhamento na parede para o escoamento do solvente puro.

Berretz *et alii* [22] sugerem uma equação para o cálculo da percentagem de redução do arraste expressa em função da queda de pressão:

$$\%RA = \frac{\Delta P - \Delta P_{FI}}{\Delta P} \times 100 \quad (2.50)$$

onde ΔP é a queda de pressão é a queda de pressão observada para o solvente puro e ΔP_{FI} é a queda de pressão observada para o escoamento da solução polimérica.

Os autores sugerem também uma expressão para definir o incremento de vazão, que pode ser obtido quando se utiliza o ganho de pressão devido à redução do arraste para aumentar a vazão. O incremento de vazão é expresso, em termos percentuais, pela equação:

$$\%FI = \left[\left(\frac{1}{1 - \frac{\%Ra}{100}} \right)^{0,55} - 1 \right] \times 100 \quad (2.51)$$

onde $\%RA$ é calculada pela equação (2.50).

3 APARATO EXPERIMENTAL

Para a consecução dos objetivos em tela, foi montado nos Laboratórios de Simulação e Prevenção de Dano a Formação e de Movimentação de Fluidos, do Centro de Pesquisa da Petrobrás, o aparato experimental que passaremos a descrever a seguir.

3.1 VISCOSÍMETRO TUBULAR

O viscosímetro tubular utilizado no nosso experimento é constituído de dois tubos, sendo um de 1/8 pol OD (ID = 1.291 mm) e um de 1/4 pol OD (ID = 2.912 mm), ambos de aço inoxidável.

A medida da queda de pressão e temperatura é feita em pontos espaçados de 1.001 m e 0.998 m para os tubos de 1/4" e 1/8" respectivamente. O ponto inicial de medida de pressão e temperatura para cada tubo, situa-se a um metro da entrada, possibilitando assim a medição do fluxo completamente desenvolvido.

O fluido, cujo comportamento reológico se deseja determinar, é armazenado em um tanque retangular com capacidade de 1000 litros, de onde é succionado e bombeado por uma bomba triplex com capacidade de bombeio de zero a 65 l/h. A vazão de bombeio pode ser ajustada através de um dial que altera o curso dos pistões da bomba. O fluido bombeado passa inicialmente por um banho térmico, entrando em seguida pelo tubo de 1/8". Após deixar o tubo de 1/8", o fluido é direcionado para o tubo de 1/4" e daí para a saída onde é coletado numa balança de precisão, onde a vazão é medida pela taxa de variação da massa coletada. O sistema possibilita ainda medição da queda de pressão e vazão para cada tubo isoladamente fig.(3.1).

Para a coleta dos dados de queda de pressão, vazão e temperatura, foi utilizado um sistema de aquisição em tempo real, utilizando um microcomputador, sendo os dados de queda de pressão, vazão e temperatura, registrados a cada 12 segundos durante 10 segundos. Os dados de queda de pressão para os tubos de 1/4" e 1/8" foram tomados usando transdutores de pressão diferencial calibrados para o range de 0 a 250 pol de água para o tubo de 1/4" e de 0 a 50 psi para o tubo de 1/8 pol. A calibração dos transdutores de pressão foi feita com coluna de mercúrio, de tal forma que as equações de calibração fossem geradas pelo próprio sistema de aquisição, evitando-se assim erros inerentes ao sistema. Para a calibração dos termopares, foi utilizado um banho térmico, usando o mesmo procedimento descrito acima.

A caracterização reológica das soluções preparadas foi realizada a temperatura ambiente, antes e após os testes para a determinação do coeficiente de atrito na instalação piloto, com o objetivo de verificar a possibilidade de ter ocorrido a degradação mecânica da solução polimérica durante o experimento na instalação piloto, bem como em três ou quatro temperaturas acima da ambiente, visando obter, por interpolação, os parâmetros reológicos na temperatura do experimento.

Para se reduzir a queda de temperatura devido a troca de calor com o ambiente, os tubos de 1/4" e 1/8", foram envolvidos com fita de amianto a partir do banho térmico.

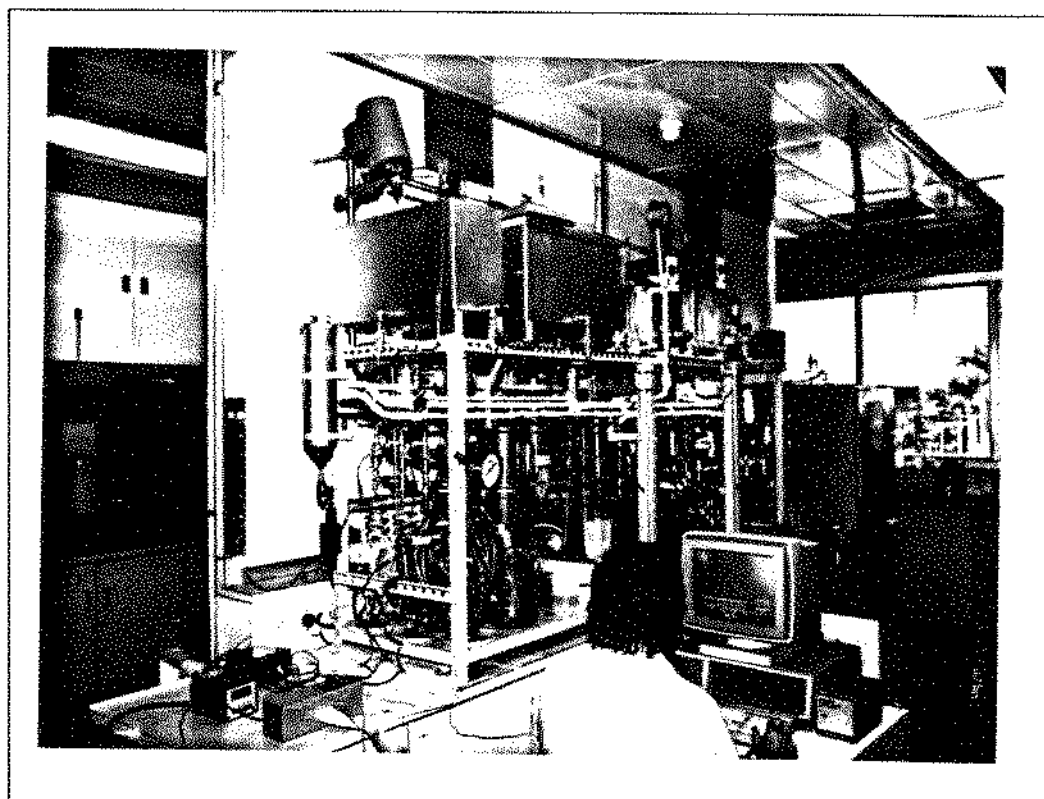


Figura 3.1: Vista do viscosímetro tubular.

3.2 INSTALAÇÃO PILOTO

Para medição do coeficiente de atrito e do número de Reynolds, foi montado um aparato que é constituído de três tubos de aço carbono, schedule 80, com diâmetros externos de 1/2, 3/4 e 1 pol e 1.4127, 1.903, 2.396 cm de diâmetro interno, respectivamente, todos com 10.462 m de comprimento de tubo reto.

Cada tubo possui dois intervalos para a medição da queda de pressão assim dispostos :

Tubo de 1/2 polegada

- comprimento de entrada 1,353 m
- comprimento da seção inicial de teste 4,005 m
- comprimento da seção final de teste 4,030 m

Tubo de 3/4 polegada

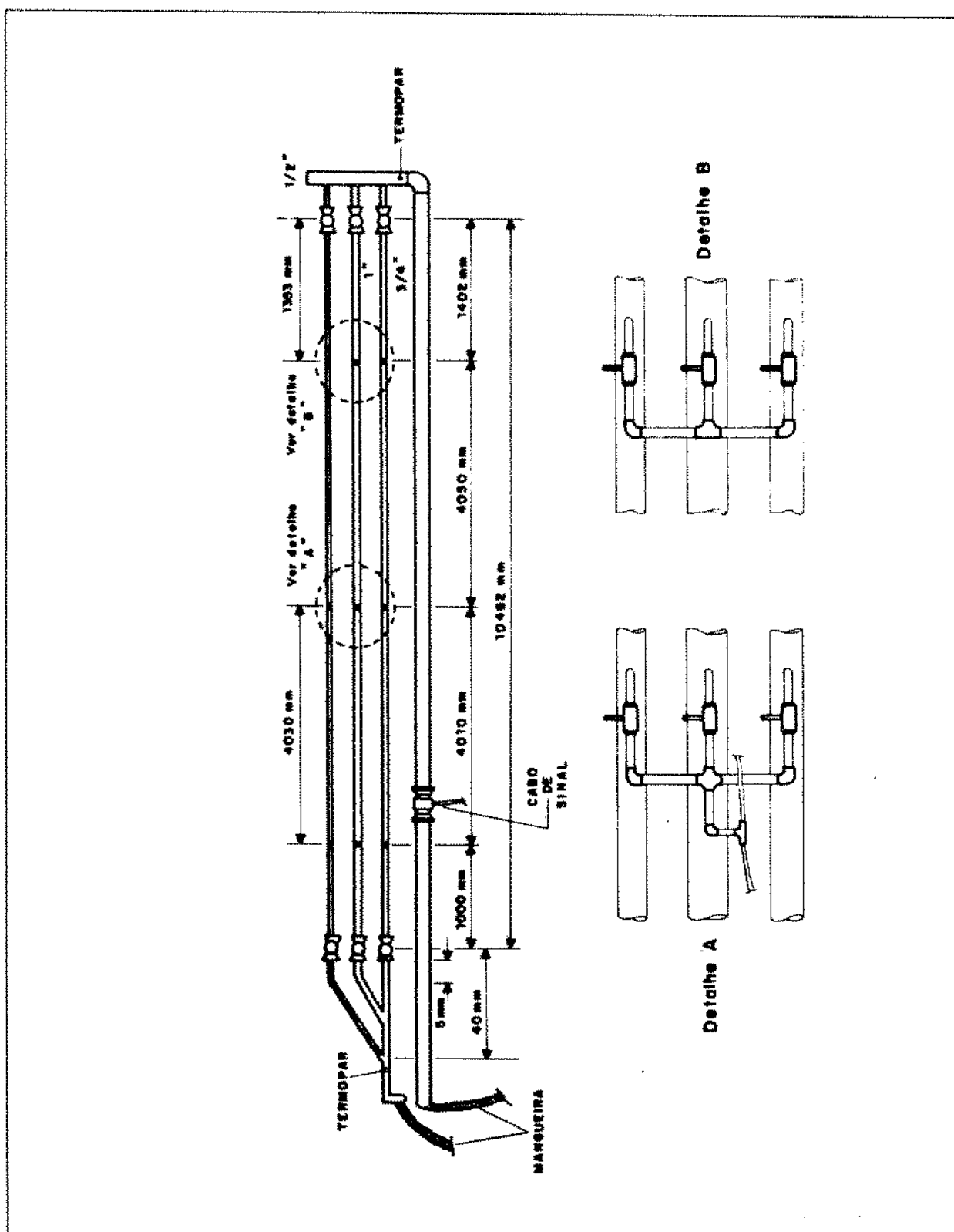
- comprimento de entrada 1,402 m
- comprimento da seção inicial de teste 4,005 m

- comprimento da seção final de teste 4,010 m

Tubo de 1,0 polegada

- comprimento de entrada 1,402 m
- comprimento da seção inicial de teste 4,010 m
- comprimento da seção final de teste 4,013 m

A queda de pressão observada em cada um dos intervalos, foi medida usando-se transdutores de pressão diferencial calibrados para o range de zero a 25 psi. A vazão foi medida utilizando um medidor de vazão mássica, por princípio de coreolis, com range de medição de zero a 400 kg/min, e a temperatura foi medida com termopares antes de cada tubo e após a saída dos mesmos. As figuras (3.2), (3.3) e (3.4) mostram a instalação piloto utilizada na realização dos nossos experimentos.



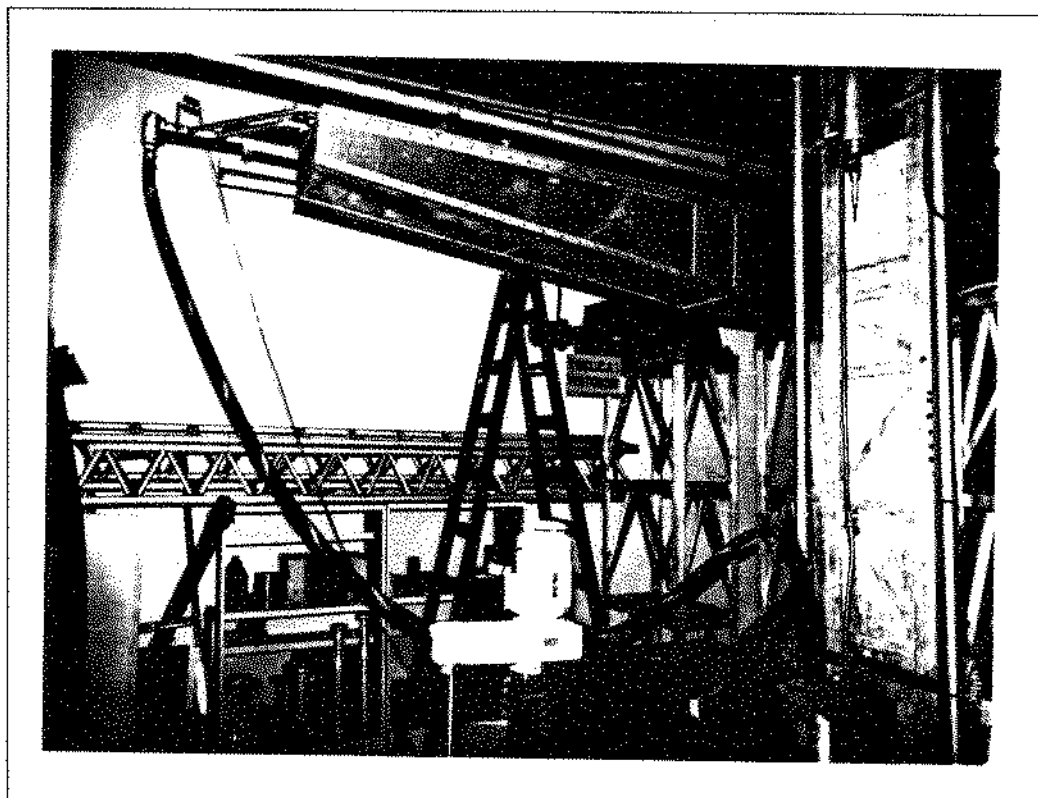


Figura 3.3: Vista do Sistema de Circulação.

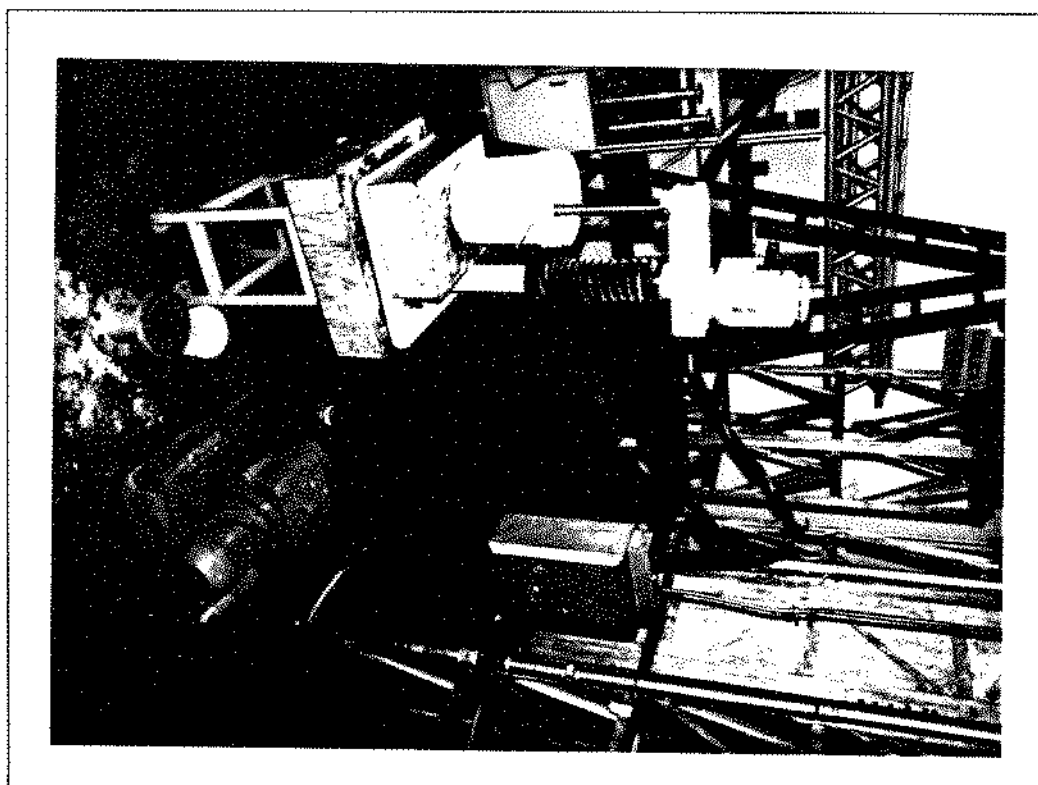


Figura 3.4: Vista do Tanque, Agitador e Bomba.

3.2.1 PREPARAÇÃO DA SOLUÇÃO

O volume de água potável necessário ao preparo da solução é inicialmente armazenado em um tanque retangular com capacidade de 450 litros fig.(3.4). Em seguida é adicionado à água cloreto de potássio na concentração de 2% em peso. A solução assim obtida, é mantida em circulação por 15 minutos para homogenização. Da solução preparada, é coletada a quantidade necessária para a dispersão do polímero, numa concentração de 14394 ppm de H.P.G.. A dispersão do polímero é feita por agitação, para volumes de 20 litros de cada vez, utilizando para tanto, o agitador mostrado na fig. (3.4), que tem a propriedade de não cisalhar a solução preparada. Após completada a dispersão do polímero, o sistema é mantido em agitação por 20 minutos e o Ph da solução é ajustado para 5.50 - 6.0, valores para os quais se observou uma melhor hidratação do H.P.G.

Depois de observada a completa hidratação do polímero, a solução preparada é devolvida ao tanque, onde é diluída para a concentração desejada ao ser adicionada a solução de KCl remanescente, novamente a solução é homogenizada por circulação.

3.2.2 MOVIMENTAÇÃO DO FLUIDO, MEDIÇÃO E AQUISIÇÃO DE DADOS

A solução polimérica preparada e armazenada no tanque é succionada e bombeada utilizando uma bomba de cavidade progressiva (deslocamento positivo) de um estágio, dotada de variador de velocidade eletricomagnético que possibilita um aumento gradativo da vazão de bombeio. A bomba utilizada cobre um range de vazão de 15l/min a 155l/min e de pressão de 0 a 72 psi.

A solução bombeada passa inicialmente por um medidor de vazão mássica, por princípio de coreolis, com range de medição de 0 a 400 kg/min e a partir daí, pode ser direcionada para qualquer um dos três tubos, através de um jogo de válvulas. As figuras (3.4) e (3.5) mostram a bomba e o medidor de vazão utilizados.

Para a coleta de dados de queda de pressão e vazão, foi utilizado um sistema de aquisição via microcomputador, de tal forma que cada ponto de queda de pressão ou vazão é resultante da média da leitura de 1000 valores lidos durante um intervalo de tempo de 13 segundos.

3.2.3 DETERMINAÇÃO DOS DIÂMETROS INTERNOS DOS TUBOS

A determinação do diâmetro interno dos tubos da instalação piloto foi realizada através da medida do comprimento dos tubos e da determinação do volume de água necessário para preenchê-los. Para cada tubo foram realizadas quatro medidas, sendo considerado a média aritmética das mesmas como representativa do comprimento e do volume do tubo. Os valores do diâmetro calculados, os valores especificados pelo fabricante, bem como os erros relativos, estão mostrados na tabela (3.1) abaixo.

DIÂMETRO NOMINAL	DIÂMETRO INTERNO CALCULADO (mm)	DIÂMETRO INTERNO ESPECIFICADO (mm)	ERRO RELATIVO (%)
1/2 "	14.1	13.8	2.13
3/4 "	19.0	18.8	1.05
1 "	24.0	24.3	1.25

Tabela 3.1: Diâmetros medidos e especificados.

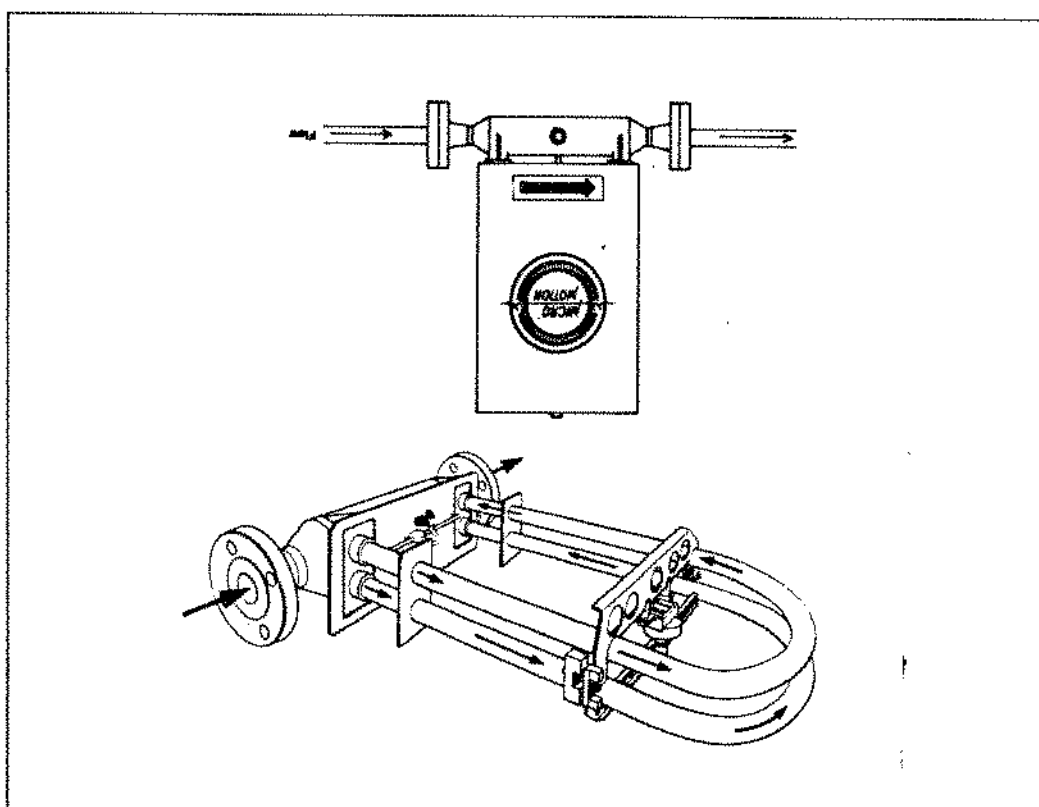


Figura 3.5: Medidor de Vazão Mássica.

3.2.4 AFERIÇÃO E CALIBRAÇÃO DOS TANSDUTORES DE PRESSÃO E MEDIDOR DE VAZÃO

Os transdutores de pressão diferenciais, utilizados na instalação piloto, foram calibrados com coluna de mercúrio, antes e após a realização dos experimentos e como pode ser visto na fig. (3.6), mostraram uma boa linearidade. O medidor de vazão mássica foi aferido pelo fabricante, e pelo seu princípio de operação, não necessita de calibração posterior. A curva de aferição do medidor de vazão mássica está mostrada na fig. (3.7).

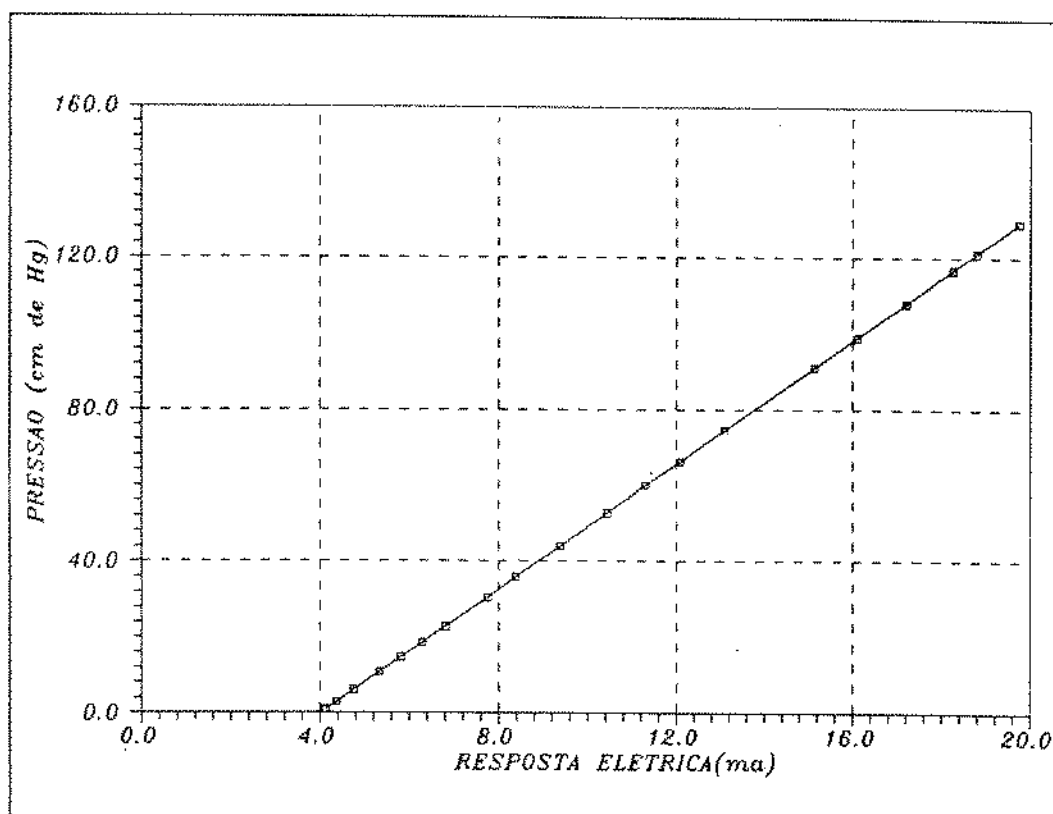


Figura 3.6: Aferição do transdutor de pressão usado no trecho inicial da instalação piloto.

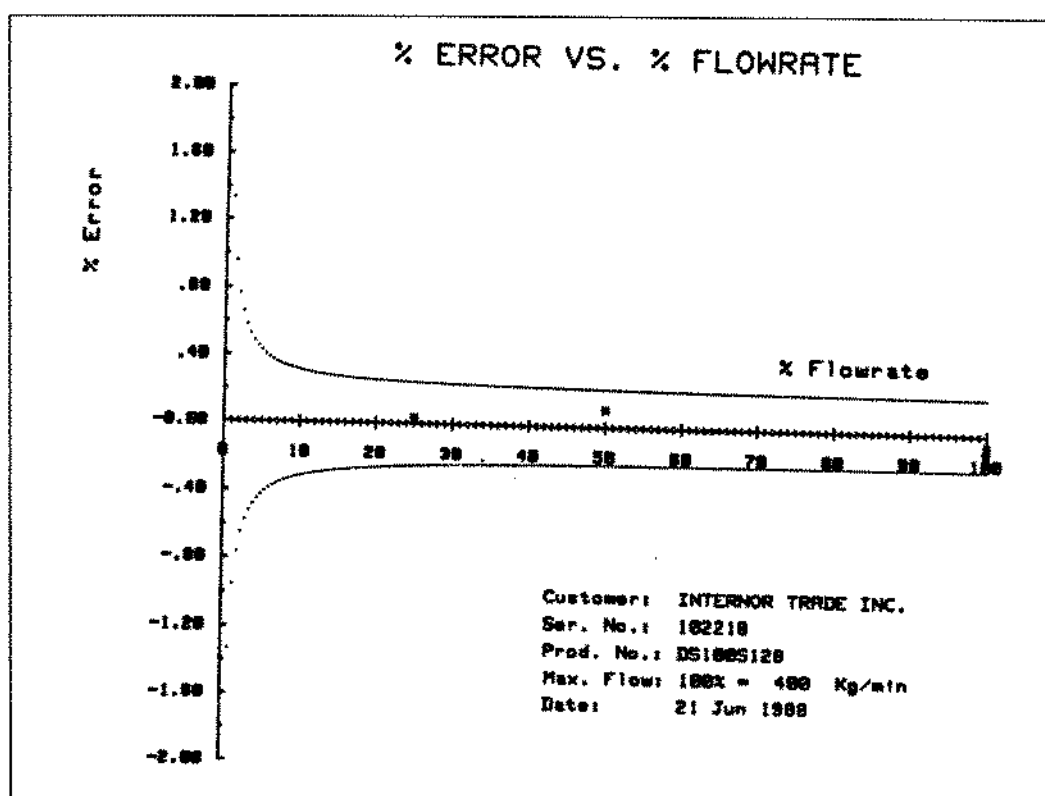


Figura 3.7: Curva de aferição do medidor de vazão mássica.

4 TRATAMENTO DOS DADOS, RESULTADOS EXPERIMENTAIS E ANÁLISE DOS RESULTADOS

4.1 TRATAMENTO DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NO VISCOSÍMETRO TUBULAR

Todas as correlações para a predição do coeficiente de atrito expressas em função de um número de Reynolds generalizado, para o escoamento de fluidos não-newtonianos, requerem o conhecimento prévio dos parâmetros que caracterizam reologicamente o comportamento do fluido. Portanto, antes de proceder a análise do coeficiente de atrito, é necessário fazer um estudo do comportamento reológico do fluido. No presente trabalho, utilizamos o viscosímetro tubular descrito no capítulo anterior para determinar o comportamento reológico dos fluidos a serem caracterizados.

Neste trabalho vamos caracterizar reologicamente o comportamento das formulações usuais para os fluidos de fraturamento, antes da sua reticulação, usados na Petrobrás. Essas formulações consistem em soluções poliméricas de hidroxipropilgumar (HPG), com concentrações de 20, 30, 40, 50 lb de H.P.G. por 1000 gal do solvente, ou 2399, 3598, 4798 e 5997 ppm de H.P.G., respectivamente.

As curvas reológicas obtidas a partir dos dados experimentais de queda de pressão e vazão foram ajustados pelos modelos reológicos de Bingham, Casson, Ostwald-de-Waele e Herschell-Bulkeley. A escolha do modelo reológico que melhor descreve o comportamento do escoamento do fluido, foi feita em função de dados estatísticos, tais como: desvio padrão, desvio médio absoluto e coeficiente de correlação, além da observação visual do reograma.

A seguir, passaremos a descrever os procedimentos adotados para a obtenção do reograma dos fluidos analisados.

Considerando a conhecida equação de Rabinowistch-Mooney:

$$\tau_w^3 \frac{8V}{D} = 4 \int_0^{\tau_w} \tau^2 f(\tau) d\tau \quad (4.1)$$

onde τ_w é calculado pela equação:

$$\tau_w = \frac{D \Delta P}{4L} \quad (4.2)$$

Derivando em relação a tensão de cisalhamento na parede (τ_w), temos:

$$\tau_w^3 \frac{d(8V/D)}{d\tau_w} + \frac{8V}{D} 3\tau_w^2 = 4\tau_w^2 f(\tau_w)$$

Evidenciando o termo $8V/D$ e rearranjando, temos:

$$f(\tau_w) = \frac{8V}{D} \left[\frac{\tau_w}{4 \left(\frac{8V}{D} \right)} \frac{d8V/D}{d\tau_w} + \frac{3}{4} \right]$$

$$f(\tau_w) = \gamma_w = \frac{8V}{D} \left[\frac{3}{4} + \frac{1}{4} \frac{d \ln \left(\frac{8V}{D} \right)}{d \ln (\tau_w)} \right] \quad (4.3)$$

A equação (4.3) é uma forma da equação de Rabinowitch-Mooney que possibilita o cálculo da taxa de deformação na parede do tubo, quando o escoamento é laminar em estado estacionário e o fluido é independente do tempo, desde que não haja deslização na parede [24].

Definindo-se:

$$n' = \frac{d \ln (\tau_w)}{d \ln (8V/D)} \quad (4.4)$$

Substituindo-se a equação (4.4) na equação (4.3) e rearranjando, temos:

$$f(\tau_w) = \gamma_w = \frac{8V}{D} \left[\frac{3n' + 1}{4n'} \right] \quad (4.5)$$

fazendo:

$$\ln \tau_w = A + B \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right] + C \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right]^2 + D \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right]^3 \quad (4.6)$$

Derivando e rearranjando, temos:

$$d \ln \tau_w = B d \ln \left(\frac{8V}{D} \right) + 2C \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right] d \ln \left(\frac{8V}{D} \right) + 3D \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right]^2 d \ln \left(\frac{8V}{D} \right)$$

$$\frac{d \ln \tau_w}{d \ln \left(\frac{8V}{D} \right)} = B + 2C \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right] + 3D \left[\ln \left(\frac{8V}{D} \right) \right]^2 \quad (4.7)$$

Portanto, os dados de queda de pressão e vazão mássica obtidos através do viscosímetro tubular, são inicialmente convertidos em tensão de cisalhamento na parede, calculada pela equação (4.2) e pseudo-taxa de deformação ($8V/D$), respectivamente. Com os valores de τ_w e $8V/D$ calculados, podemos calcular os valores de n' para cada ponto, usando a equação (4.7). De posse dos valores de n' calculados, podemos agora calcular a taxa de deformação na parede do tubo (γ_w), através da equação (4.5). Plotando os valores de τ_w em função γ_w , obtemos a curva reológica do fluido em questão.

4.1.1 AJUSTE PELO MODELO DE BINGHAM

Usando o procedimento descrito anteriormente, calculamos a taxa de deformação na parede (γ_w) e a tensão de cisalhamento na parede (τ_w).

O modelo de Bingham propõe uma correlação linear entre a tensão de cisalhamento e a taxa de deformação, conforme a equação constitutiva abaixo :

- Equação constitutiva

$$\tau = \tau_{oB} + \mu_{pB} \gamma \quad (4.8)$$

- Parâmetros

τ_{oB} = limite de escoamento de Bingham

μ_{pB} = viscosidade plástica de Bingham

Portanto, procedendo o ajuste linear pelo método dos mínimos quadrados para os valores da tensão de cisalhamento e taxa de deformação experimentais, determinamos os parâmetros reológicos: limite de escoamento (τ_{oB}) e viscosidade plástica (μ_{pB}) do modelo de Bingham, que correspondem respectivamente, ao coeficiente linear e ao coeficiente angular da reta ajustada pela regressão linear.

4.1.2 AJUSTE PELO MODELO DE OSTWALD-DE-WAELE

O modelo de Ostwald-De-Waele propõe uma correlação linear entre o logaritmo da tensão de cisalhamento (τ) e o logaritmo da taxa de deformação (γ), conforme pode ser verificado através da equação constitutiva abaixo:

- Equação constitutiva

$$\tau = k \gamma^n \quad (4.9)$$

- Parâmetros

k = índice de consistência

n = índice de comportamento

Portanto, procedendo o ajuste linear pelo método dos mínimos quadrados para os valores do logaritmo da tensão de cisalhamento na parede (τ_w) e logaritmo da taxa de deformação (γ_w), calculados conforme já descrito anteriormente, podemos calcular os parâmetros reológicos índice de consistência (k) e índice de comportamento (n) do modelo de Ostwald-De-Waele de acordo com as equações abaixo:

$$k = e^a \left(\frac{4b}{3b+1} \right)^b \quad (4.10)$$

$$n = b \quad (4.11)$$

Onde a e b são, respectivamente, o coeficiente linear e o coeficiente angular da reta ajustada pela regressão linear.

4.1.3 AJUSTE PELO MODELO DE CASSON

O modelo de Casson propõe um ajuste linear entre a raiz quadrada da tensão de cisalhamento e a raiz quadrada da taxa de deformação, conforme pode ser observado através da equação constitutiva do modelo :

- Equação constitutiva

$$\tau^{1/2} = \tau_{oc}^{1/2} + (\mu_{pc}\gamma)^{1/2} \quad (4.12)$$

- Parâmetros

τ_{oc} = limite de escoamento de Casson

μ_{pc} = viscosidade plástica de Casson

Portanto, procedendo o ajuste linear pelo método dos mínimos quadrados para os valores da raiz quadrada da tensão de cisalhamento e da raiz quadrada da taxa de deformação, podemos determinar os parâmetros reológicos limites de escoamento (τ_{oc}) e viscosidade plástica (μ_{pc}) do modelo ajustado, de acordo com as equações :

$$\tau_{oc} = a^2 \quad (4.13)$$

$$\mu_{pc} = b^2 \quad (4.14)$$

onde a e b são, respectivamente, o coeficiente linear e o coeficiente angular da reta ajustada pela regressão linear.

4.1.4 AJUSTE PELO MODELO DE HERSCHELL-BULKLEY

O modelo de Herschell-Bulkley propõe uma correlação não linear entre a tensão de cisalhamento e a taxa de deformação, ajustando três parâmetros reológicos, conforme pode ser observado pela equação constitutiva abaixo:

- Equação constitutiva

$$\tau = \tau_{oHB} + k_{HB}\gamma^{n_{HB}} \quad (4.15)$$

- Parâmetros

τ_{oHB} = limite de escoamento de Herschell-Bulkley;

k_{HB} = índice de consistência de Herschell-Bulkley;

n_{HB} = índice de comportamento de Herschell-Bulkley

Para a determinação dos parâmetros τ_{oHB} , k_{HB} e n_{HB} , do modelo de Herschell-Bulkley, procedemos como passamos a descrever abaixo:

De posse dos valores da taxa de deformação (γ_w), calculada pela equação (4.5), calculamos os valores da taxa de deformação modificada γ_{wMOD} pela equação abaixo:

$$\gamma_{wMOD} = (\gamma_w)^n \quad (4.16)$$

Sendo n arbitrado entre os valores máximo e mínimo para o índice de comportamento para os fluidos pseudoplásticos ($0.1 \leq n \leq 1.0$).

Com os valores de γ_{wMOD} calculados, podemos proceder o ajuste linear pelo método dos mínimos quadrados para os valores da tensão de cisalhamento experimental na parede do tubo, calculado pela equação (4.2) e a taxa de cisalhamento modificada e calcular os valores de "a" e "b" da equação (4.17), respectivamente coeficiente linear e coeficiente angular da reta ajustada pela regressão linear. De posse dos valores de a e b calculados, calculamos os valores teóricos da tensão de cisalhamento na parede pela equação abaixo:

$$\tau_{wCALC} = a + b\gamma_{wMOD} \quad (4.17)$$

Com os valores da tensão de cisalhamento na parede calculados pela equação (4.17) e os valores dessa mesma tensão calculados para os dados experimentais, calculamos o erro médio quadrático pela equação:

$$EMQ = \sum_{i=1}^N (\tau_{wi} - \tau_{wCALCi})^2 \quad (4.18)$$

Os valores de n , a e b que minimizam a função erro médio quadrático correspondem, respectivamente, aos parâmetros n_{HB} , τ_{oHB} e k_{HB} ajustados para o modelo de Herschell-Bulkley.

A viscosidade aparente foi calculada para cada modelo ajustado, através da equação (4.19), abaixo, onde τ_w e γ_w são, respectivamente, os valores da tensão de cisalhamento e taxa de deformação para cada modelo ajustado.

$$\mu_{ap} = \frac{\tau_w}{\gamma_w} \quad (4.19)$$

4.1.5 ANÁLISE ESTATÍSTICA

Utilizando os valores experimentais da taxa de deformação, calculada pela equação (4.5), e os valores dos parâmetros reológicos calculados para cada modelo ajustado, foram cal-

culados os valores da tensão de cisalhamento na parede para cada ponto. Esses valores foram então comparados com os valores experimentais da tensão de cisalhamento na parede calculada pela equação (4.2), através da análise estatística descrita abaixo.

$$\varepsilon = \frac{\tau_w}{\tau_{wCALC}} \quad (4.20)$$

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\sum_{i=1}^N \varepsilon_i}{N} \quad (4.21)$$

$$DP = \left[\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (\varepsilon_i - \bar{\varepsilon})^2 \right]^{1/2} \times 100 \quad (4.22)$$

$$DMA = \left[\sum_{i=1}^N \left| \frac{\tau_{w_i} - \tau_{wCALC_i}}{\tau_{w_i}} \right| \right] \times \frac{100}{N} \quad (4.23)$$

onde:

τ_w = tensão de cisalhamento experimental na parede;

τ_{wCALC} = tensão de cisalhamento na parede, calculada pelos modelos ajustados;

ε = erro relativo;

$\bar{\varepsilon}$ = erro médio relativo;

DP = desvio padrão;

DMA = desvio médio absoluto;

N = número de pontos experimentais;

Foram ainda calculados os coeficientes de correlação para os modelos lineares ou linearizáveis e para os modelos não lineares através das equações (4.24) e (4.25), respectivamente.

$$r_L = \frac{\left(N \sum_{i=1}^N x_i y_i - \sum_{i=1}^N x_i \sum_{i=1}^N y_i \right)}{\sqrt{\left[N \sum_{i=1}^N x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^N x_i \right)^2 \right] \left[N \sum_{i=1}^N y_i^2 - \left(\sum_{i=1}^N y_i \right)^2 \right]}} \quad (4.24)$$

onde:

x_i corresponde à taxa de deformação experimental calculada na parede do tubo (γ_w);

y_i corresponde à taxa de cisalhamento na parede calculada pelos modelos ajustados (τ_{wCALC})

$$r_{NL} = \frac{\left[\sum_{i=1}^N (y_{CALC_i} - \bar{y})^2 \right]^{1/2}}{\left[\sum_{i=1}^N (y_i - \bar{y})^2 \right]^{1/2}} \quad (4.25)$$

$$y_{CALC_i} = \tau_{wCALC_i} = \tau_{oHB} + k_{HB} (\gamma)^{n_{HB}} \quad (4.26)$$

$$\bar{y} = \left(\sum_{i=1}^N y_i \right) / N \quad (4.27)$$

$$y_i = \tau_{w_i} \quad (4.28)$$

Toda análise descrita até o momento foi realizada através de um programa elaborado em turbo pascal versão 5.5.

4.2 RESULTADOS EXPERIMENTAIS E ANÁLISE DOS RESULTADOS

Nos experimentos realizados foi coberta uma faixa de taxa de deformação calculada na parede do tubo, de $3,67 \text{ s}^{-1}$ até $16291,86 \text{ s}^{-1}$, sendo esses valores calculados a partir dos dados coletados em 38 pontos experimentais, dos quais 19 referentes ao tubo de $\frac{1}{4}$ de polegada e os restantes relativos ao tubo de $\frac{1}{8}$ de polegada. As soluções analisadas apresentaram um índice de comportamento do modelo de Ostwald-De-Waele que situou-se entre 0,507 e 0,823.

4.2.1 AJUSTE DOS REOGRAMAS OBTIDOS EXPERIMENTALMENTE PELOS MODELOS REOLÓGICOS

O ajuste pelos modelos reológicos analisados dos reogramas obtidas experimentalmente para cada concentração de H.P.G., estão mostrados, para a temperatura ambiente, nas figuras (4.1) a (4.16).

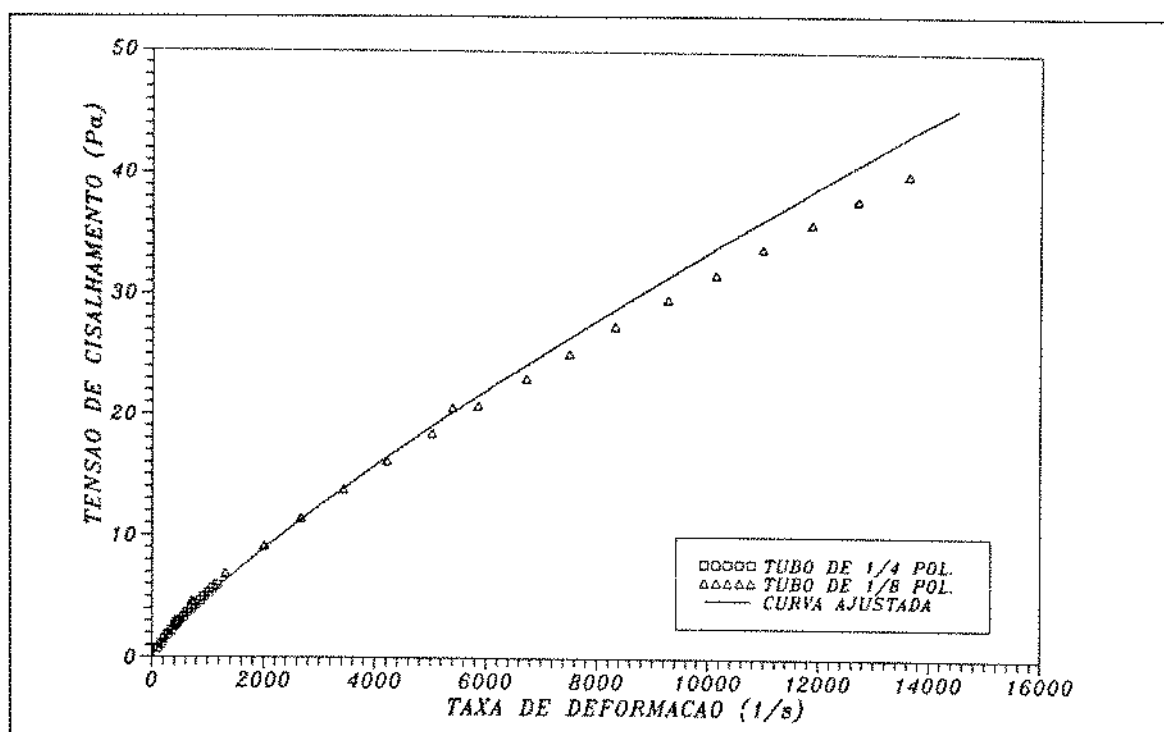


Figura 4.1: Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwald-De-Waele.

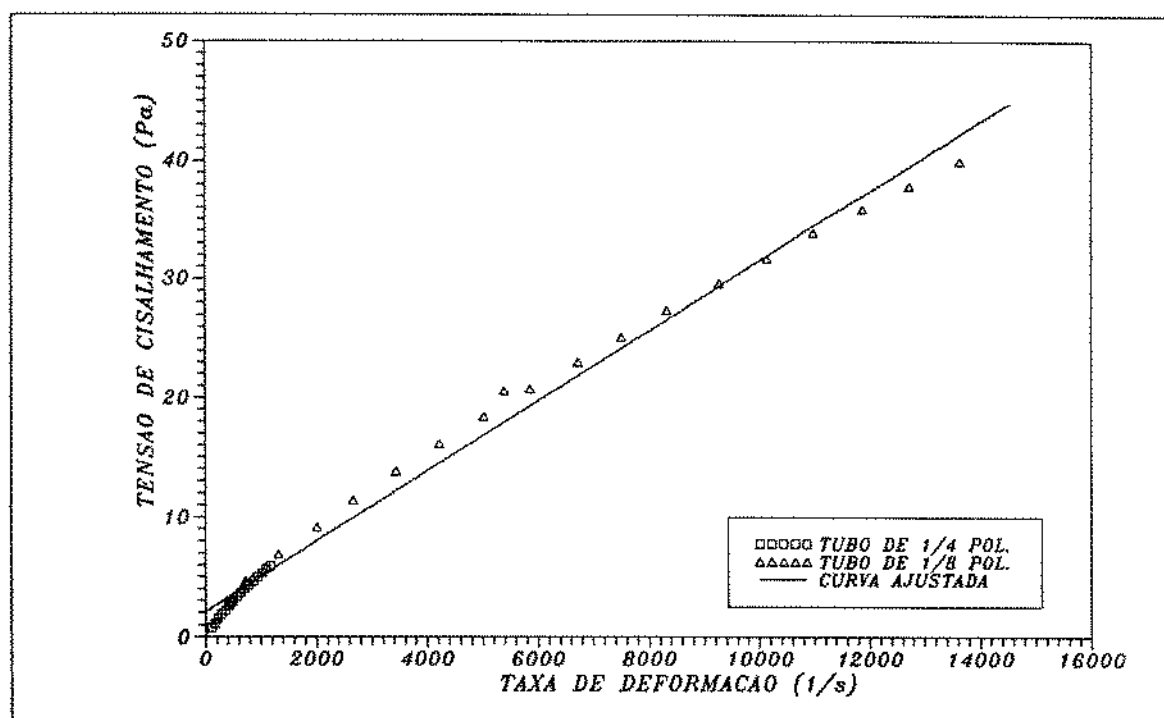


Figura 4.2: Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.

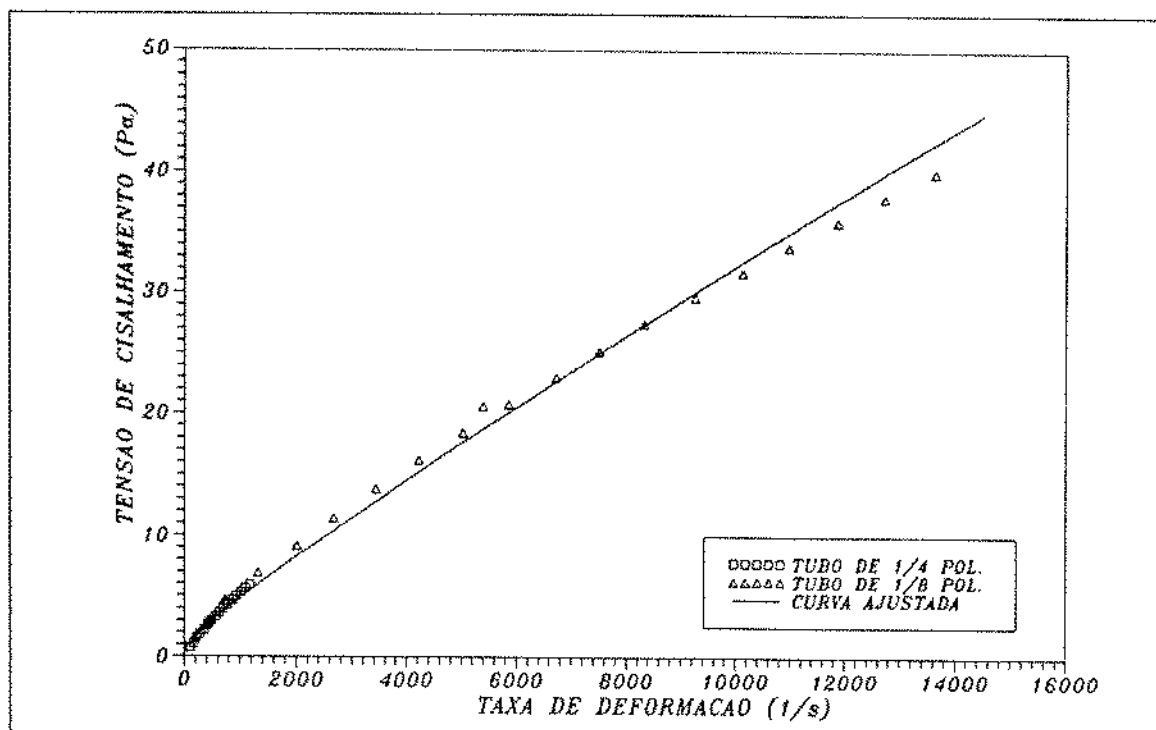


Figura 4.3: Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.

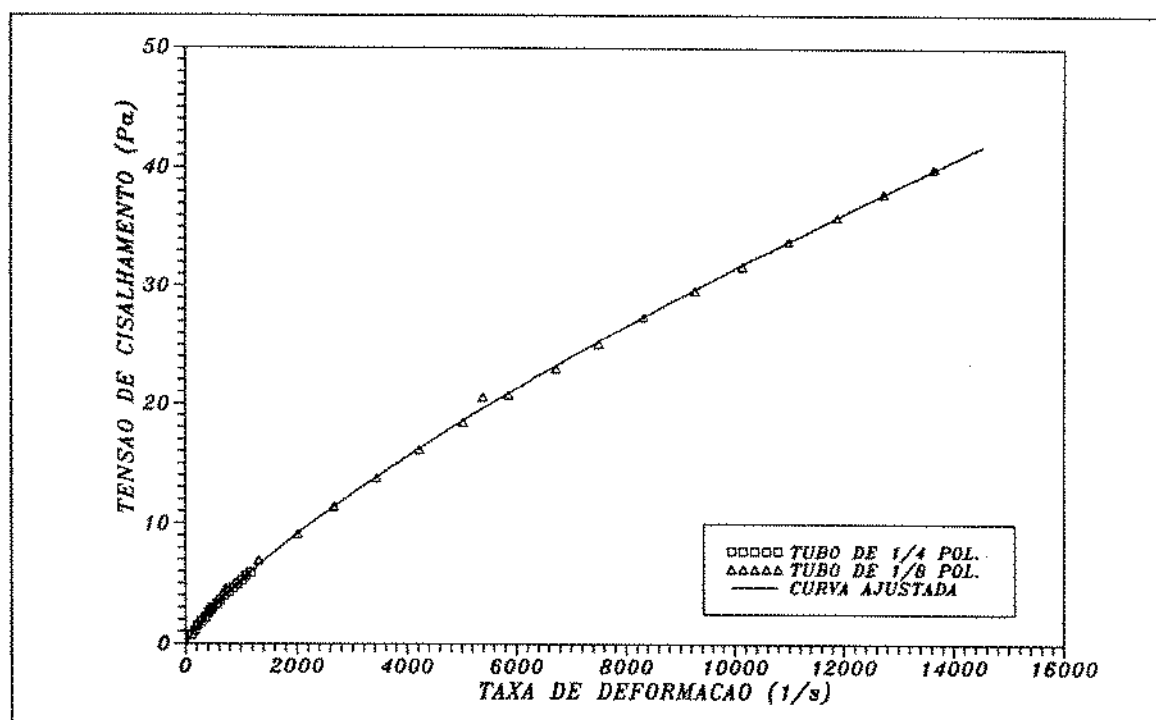


Figura 4.4: Curva Reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.

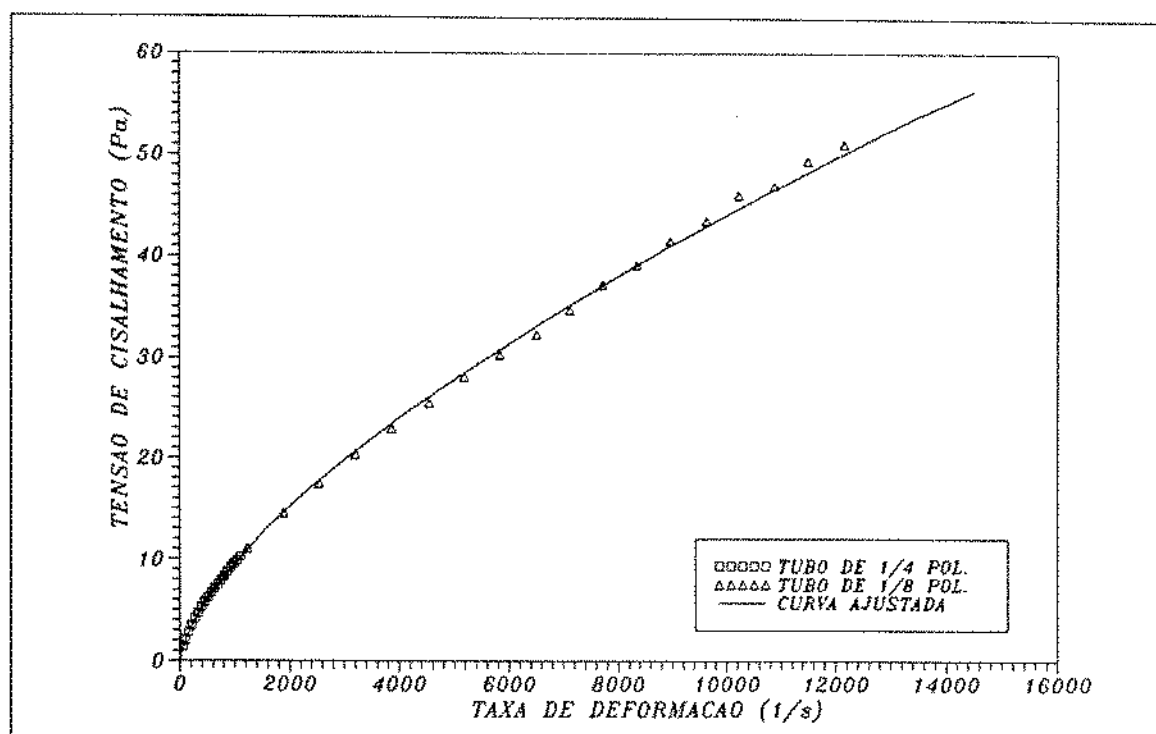


Figura 4.5: Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwal-De-Waele.

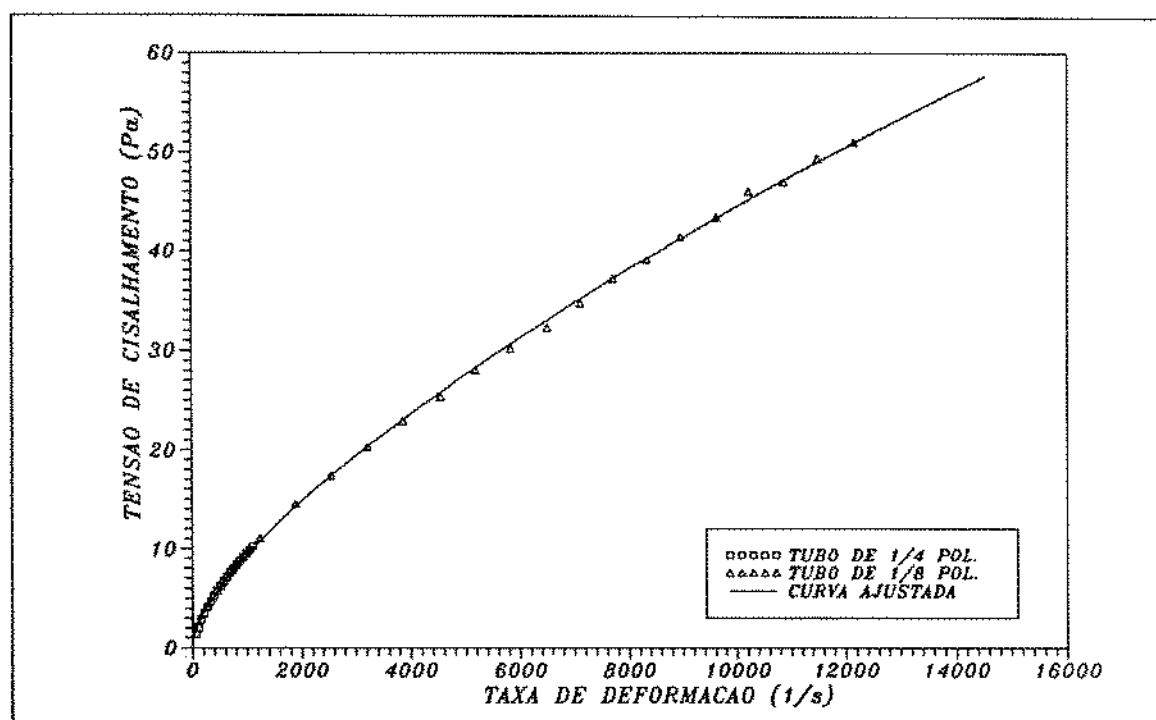


Figura 4.6: Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.

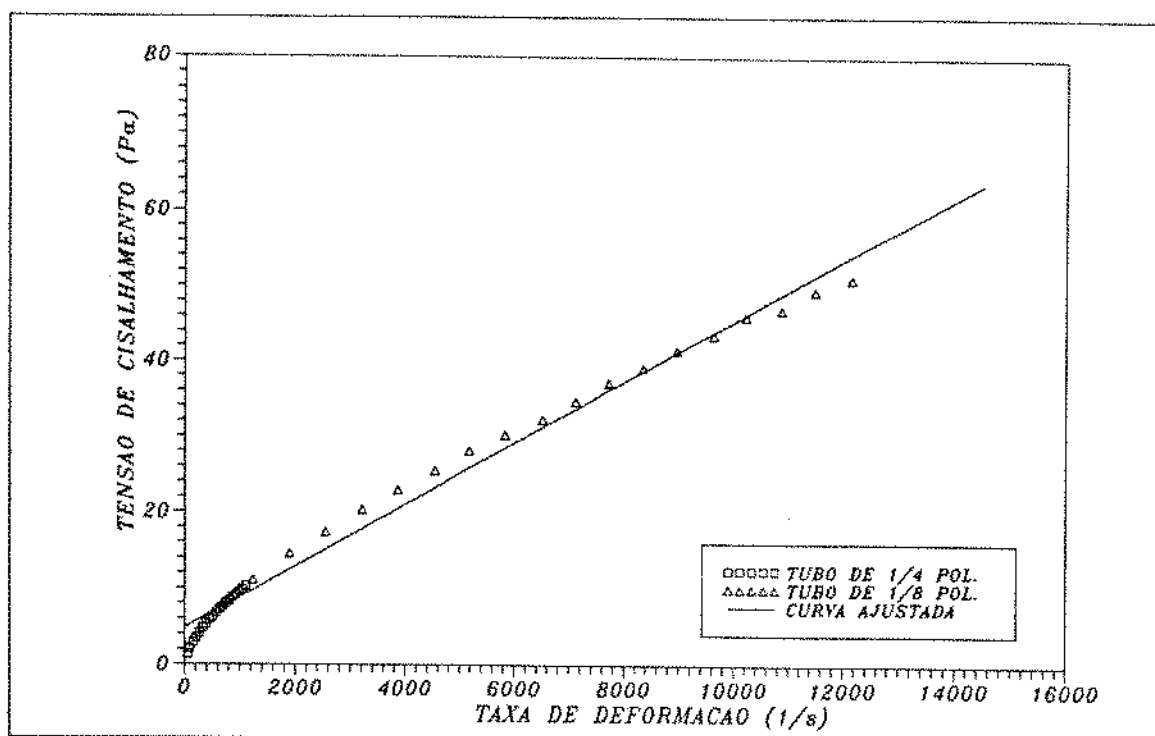


Figura 4.7: Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.

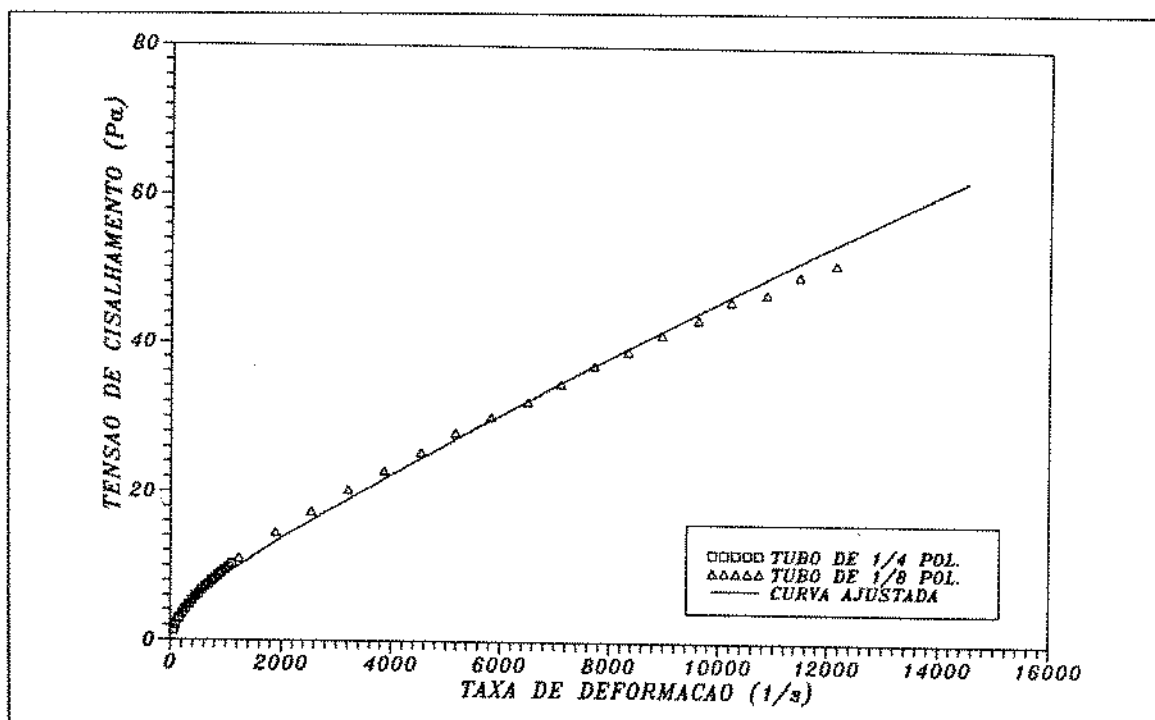


Figura 4.8: Curva Reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.

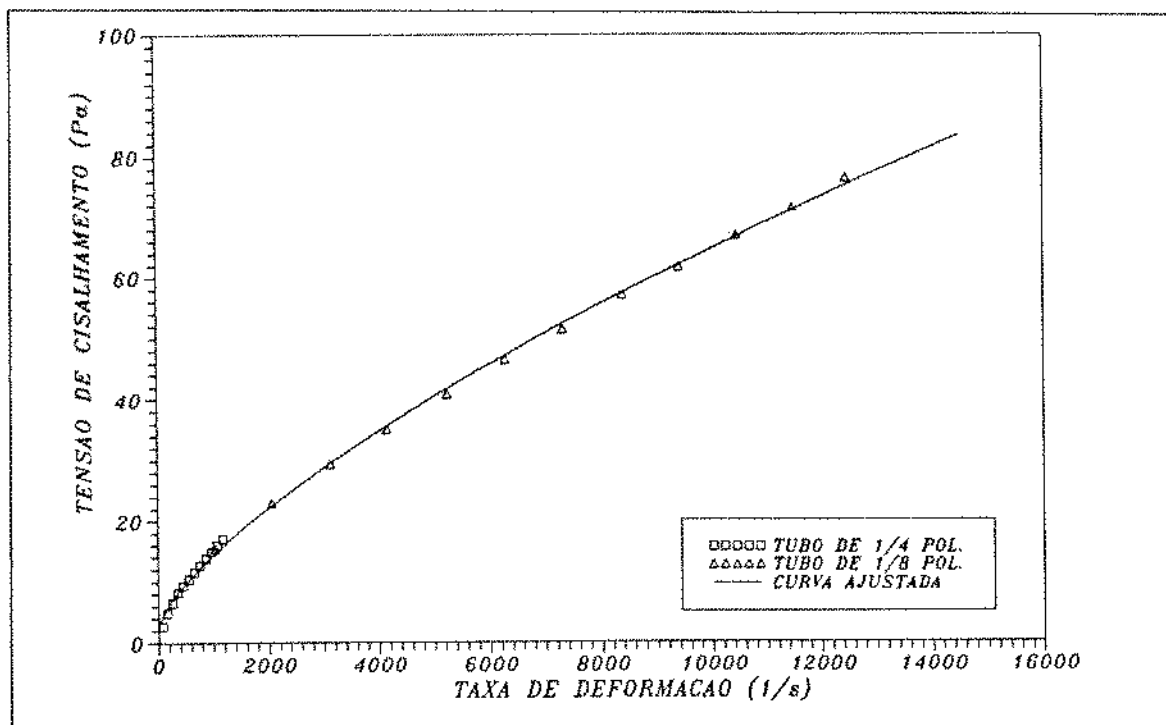


Figura 4.9: Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschell-Bulkley.

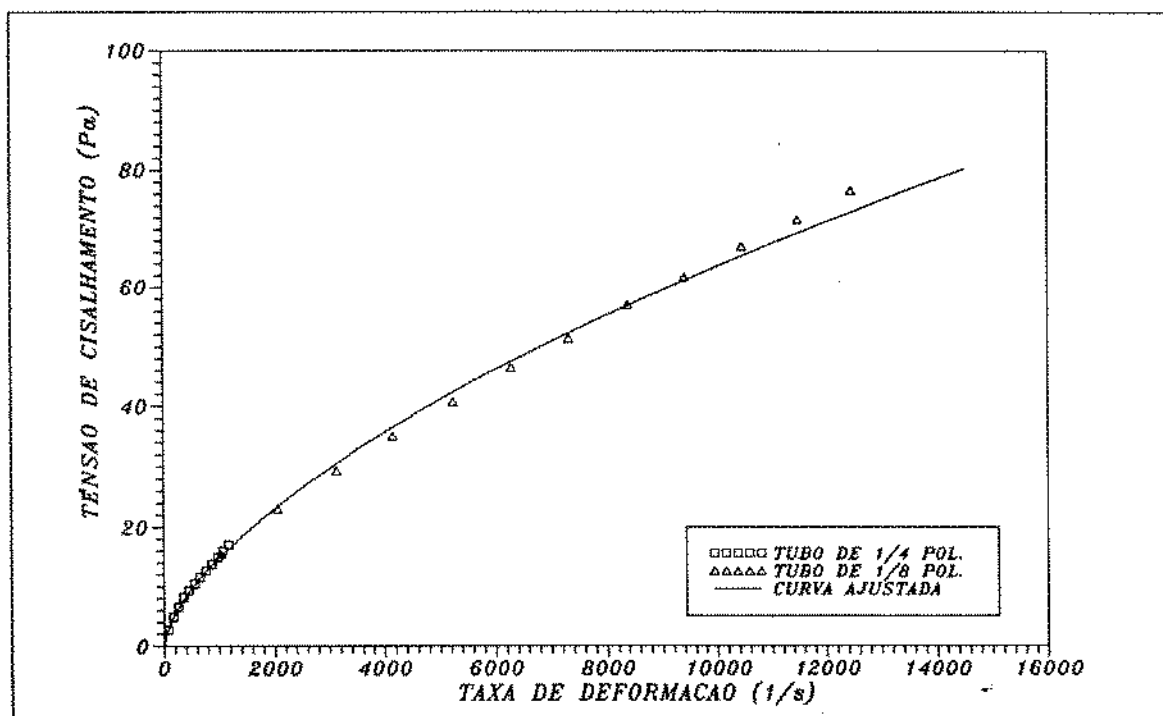


Figura 4.10: Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwald-De-Waele.

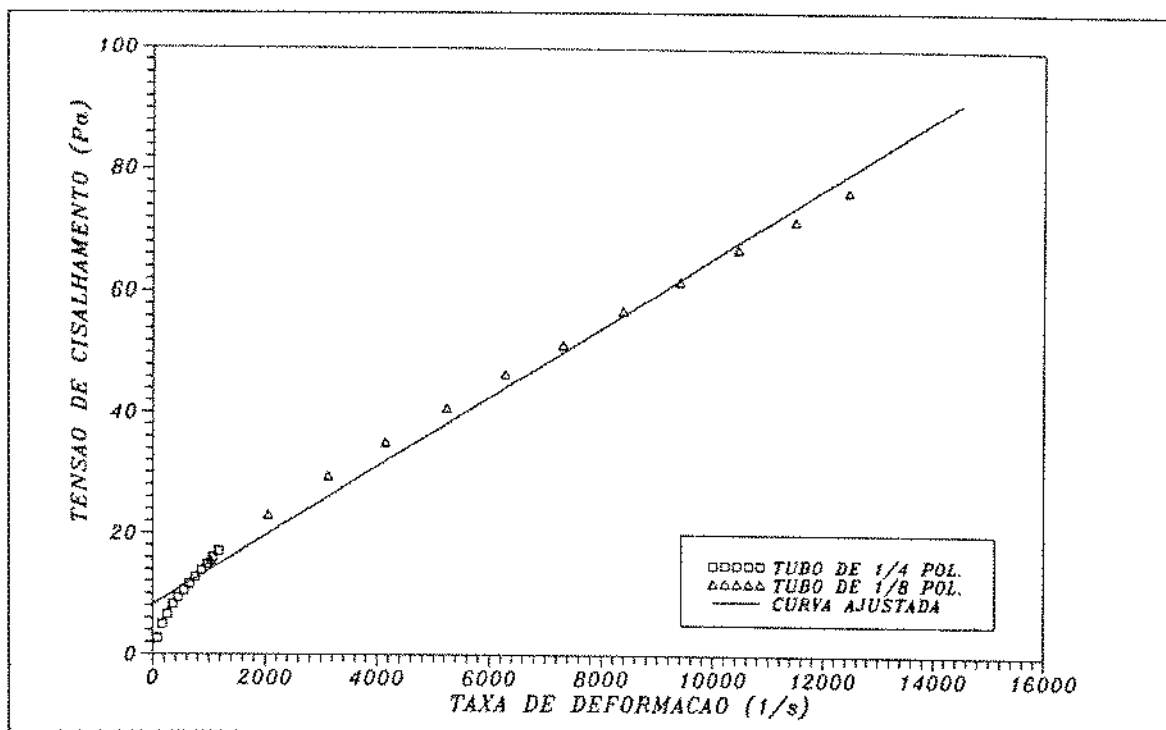


Figura 4.11: Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.

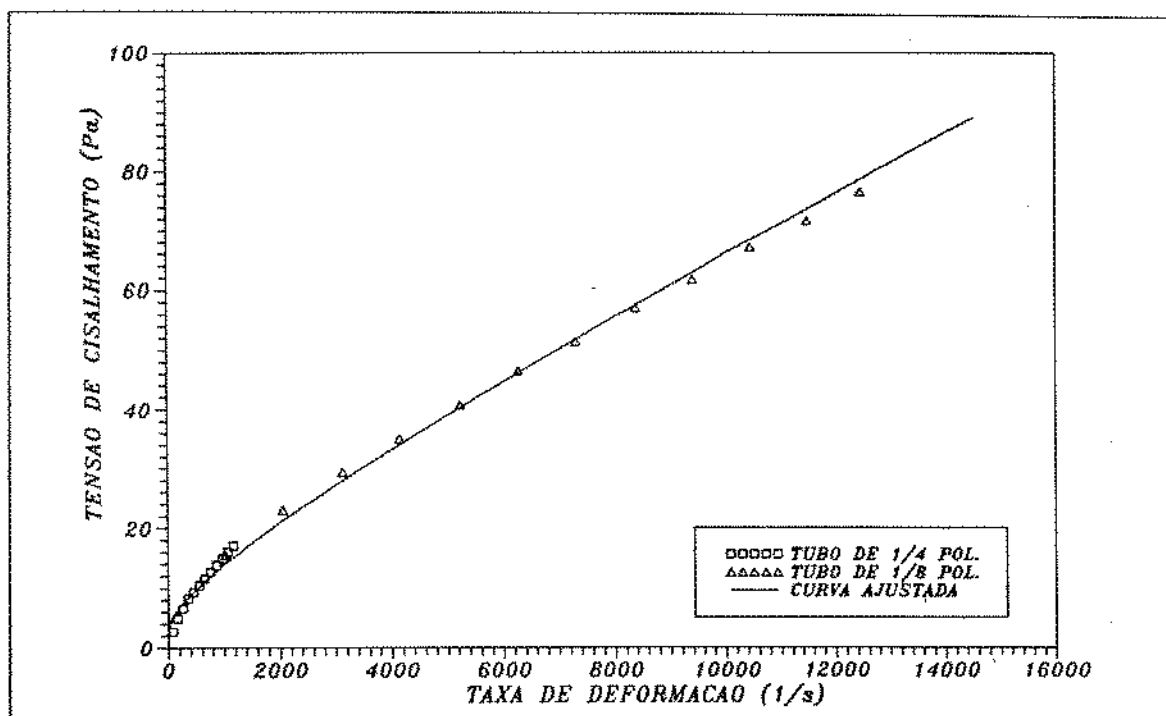


Figura 4.12: Curva Reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.

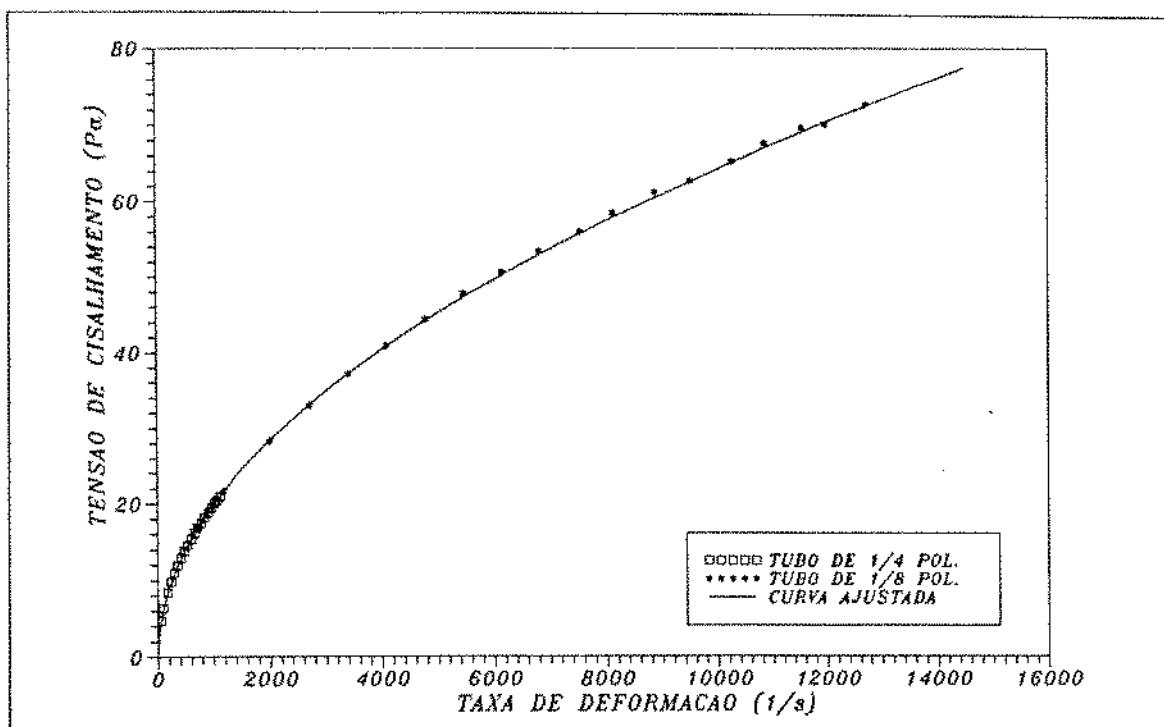


Figura 4.13: Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Ostwald-De-Waele.

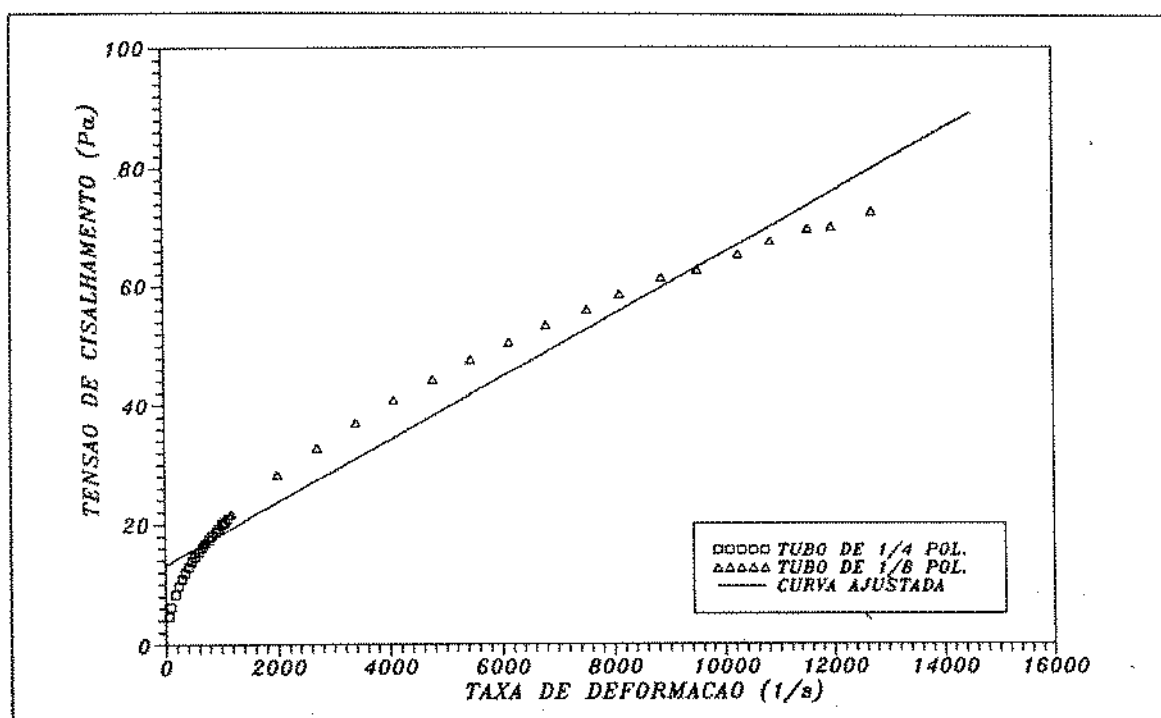


Figura 4.14: Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Bingham.

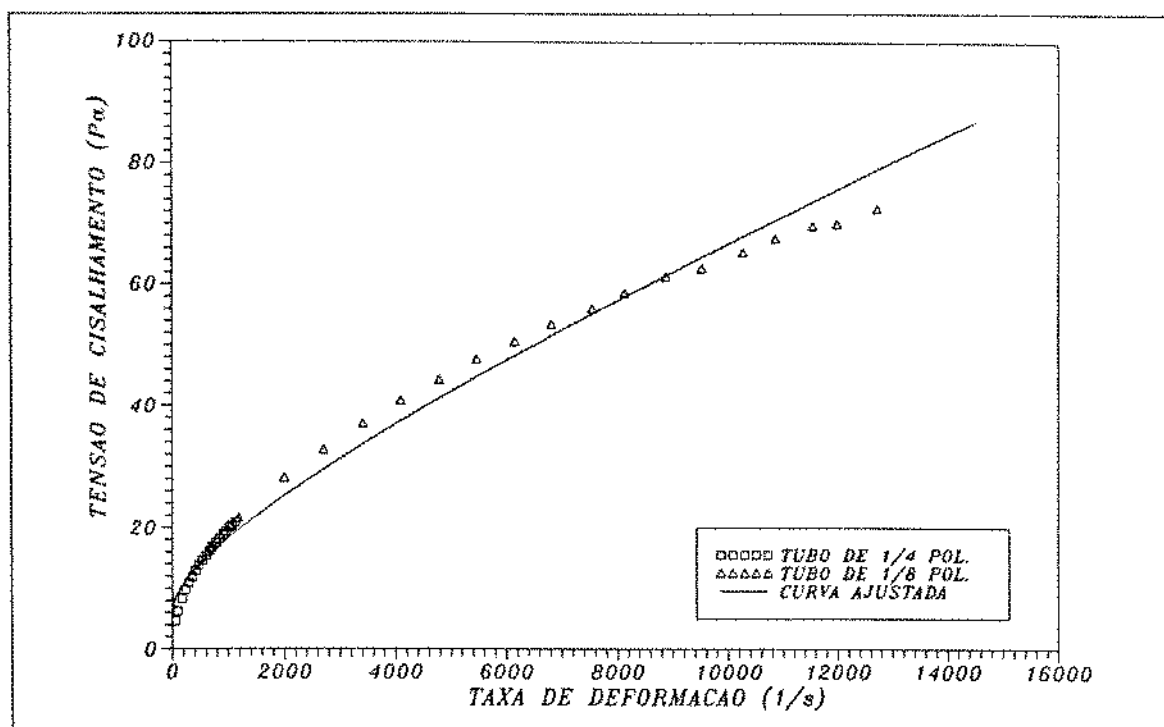


Figura 4.15: Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Casson.

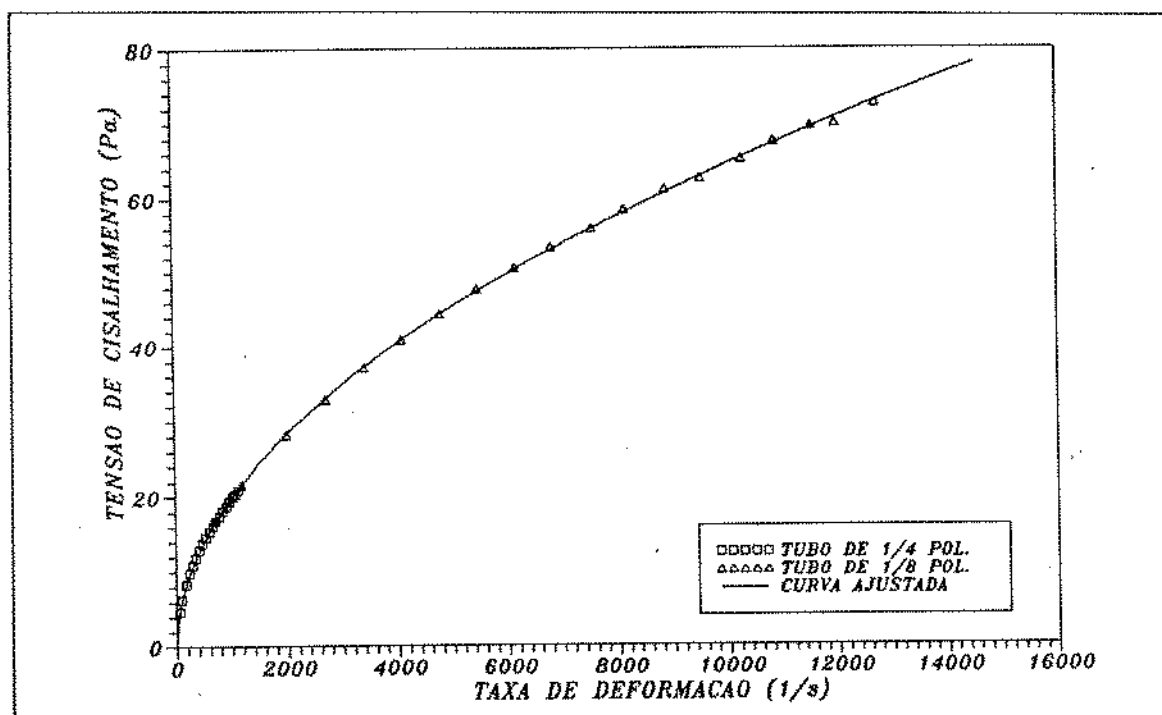


Figura 4.16: Curva Reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G. ajustada pelo modelo de Herschel-Bulkley.

Os parâmetros reológicos ajustados e a análise estatística para cada modelo e concentração de H.P.G., estão mostrados nas tabelas (4.1) a (4.5).

MODELO*		FLUIDO 2399 ppm	FLUIDO 3598 ppm	FLUIDO 4798 ppm	FLUIDO 5997 ppm
(1)	τ_{OB}	2,089	4,739	8,132	13,140
	μ_{PB}	0,003	0,004	0,006	0,005
(2)	τ_{OC}	0,366	1,491	2,878	6,177
	μ_{PC}	0,003	0,003	0,004	0,003
(3)	k	0,017	0,097	0,176	0,602
	n	0,823	0,664	0,629	0,507
(4)	τ_{OHB}	-0,265	0,797	2,426	0,189
	k_{HB}	0,030	0,065	0,087	0,569
	n_{HB}	0,757	0,707	0,713	0,513

Tabela 4.1: Parâmetros reológicos calculados à temperatura ambiente ($22^{\circ}C$) para os modelos ajustados.

* : (1) - Modelo de Bingham, (2) - Modelo de Casson, (3) - Modelo de Ostwald-De-Waele, (4) - Modelo de Herschell-Bulkley.

MODELO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)	COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO
BINGHAM	34,58	23,83	0,996
CASSON	12,91	15,23	0,997
OSTWALD-DE-WAELE	5,40	6,60	0,998
HERSCHELL-BULKLEY	1,58	2,78	1,000

Tabela 4.2: Análise estatística para o ajuste pelos modelos reológicos analisados, dos reogramas obtidos a temperatura de $22^{\circ}C$, para a solução de 2399 ppm de H.P.G.

MODELO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)	COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO
BINGHAM	22,04	20,31	0,995
CASSON	9,19	12,08	0,997
OSTWALD-DE-WAELE	1,71	2,09	1,000
HERSCHELL-BULKLEY	3,27	6,05	1,000

Tabela 4.3: Análise estatística para o ajuste dos reogramas obtidos para a solução de 3598 ppm de H.P.G a temperatura de $23^{\circ}C$.

MODELO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)	COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO
BINGHAM	20,54	19,86	0,995
CASSON	8,85	12,20	0,996
OSTWALD-DE-WAELE	2,91	3,47	0,999
HERSCHELL-BULKLEY	5,41	8,78	0,999

Tabela 4.4: Análise estatística para o ajuste pelos modelos reológicos analisados, dos reogramas obtidos à temperatura de 22°C, para a solução de 4798 ppm de H.P.G.

MODELO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)	COEFICIENTE DE CORRELAÇÃO
BINGHAM	19,24	19,36	0,983
CASSON	9,43	11,72	0,992
OSTWALD-DE-WAELE	0,81	0,96	1,000
HERSCHELL-BULKLEY	0,74	0,95	1,000

Tabela 4.5: Análise estatística para o ajuste pelos modelos reológicos analisados, dos reogramas obtidos à temperatura de 22°C, para a solução de 5997 ppm de H.P.G.

4.2.2 INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA

A instalação piloto utilizada neste trabalho, opera com recirculação e não dispõe de um sistema de termoregulação, de modo que se observa durante a realização do experimento, um aquecimento do fluido. Esse aumento observado na temperatura do fluido, provoca alterações nos valores dos parâmetros reológicos, de modo que se faz necessário calcular os valores desses parâmetros para as temperaturas observadas na instalação piloto durante a realização dos experimentos. No nosso caso, essa variação de temperatura nunca excedeu a 3 graus celsius.

A influência da temperatura sobre a curva reológica para as soluções de 2399, 3578, 4798 e 5997 ppm de Hidroxipropil Guar, estão mostradas nas figuras (4.17) a (4.20).

Os valores da viscosidade aparente calculados para o modelo de Ostwald-De-Waele, através da equação (4.29), foram plotados em função da taxa de deformação para as temperaturas em que as soluções de H.P.G. foram caracterizadas reologicamente. Os gráficos obtidos estão mostrados nas figuras (4.21) a (4.24).

$$\mu_{ap} = k\dot{\gamma}^{n-1} \quad (4.29)$$

O comportamento da viscosidade aparente em função da taxa de deformação observada nas figuras (4.21) a (4.24), mostram o caracter pseudoplástico das soluções de H.P.G. analisadas.

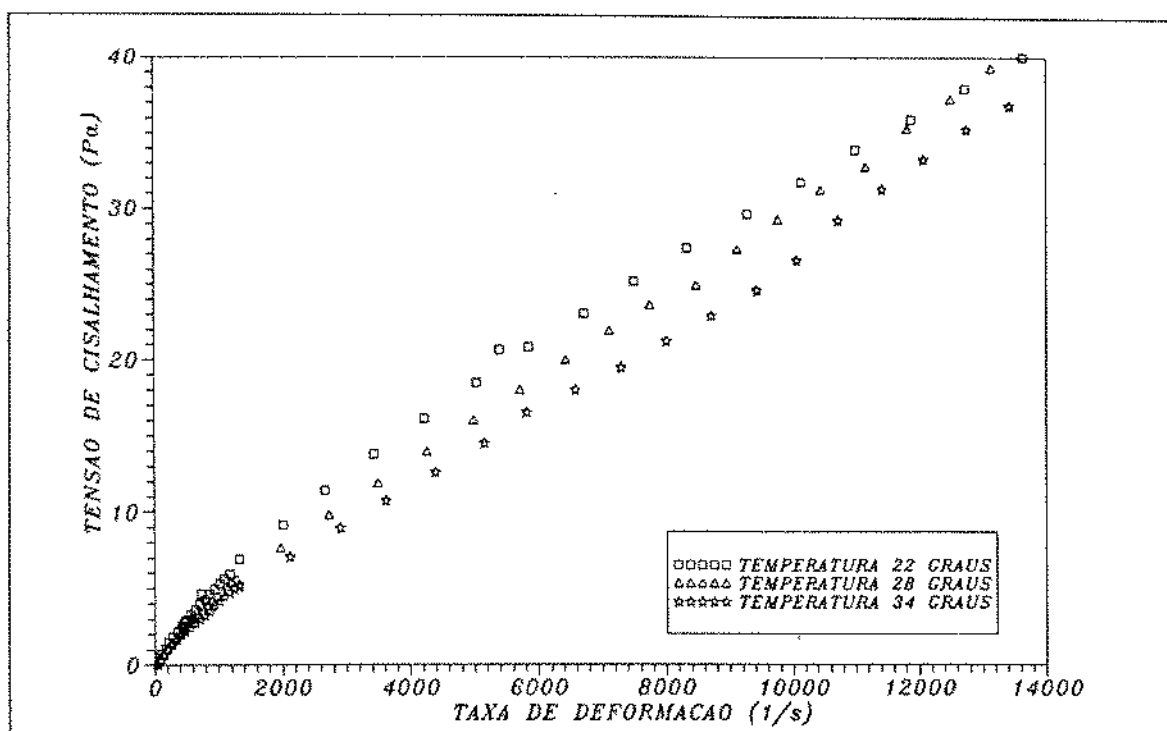


Figura 4.17: Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G.

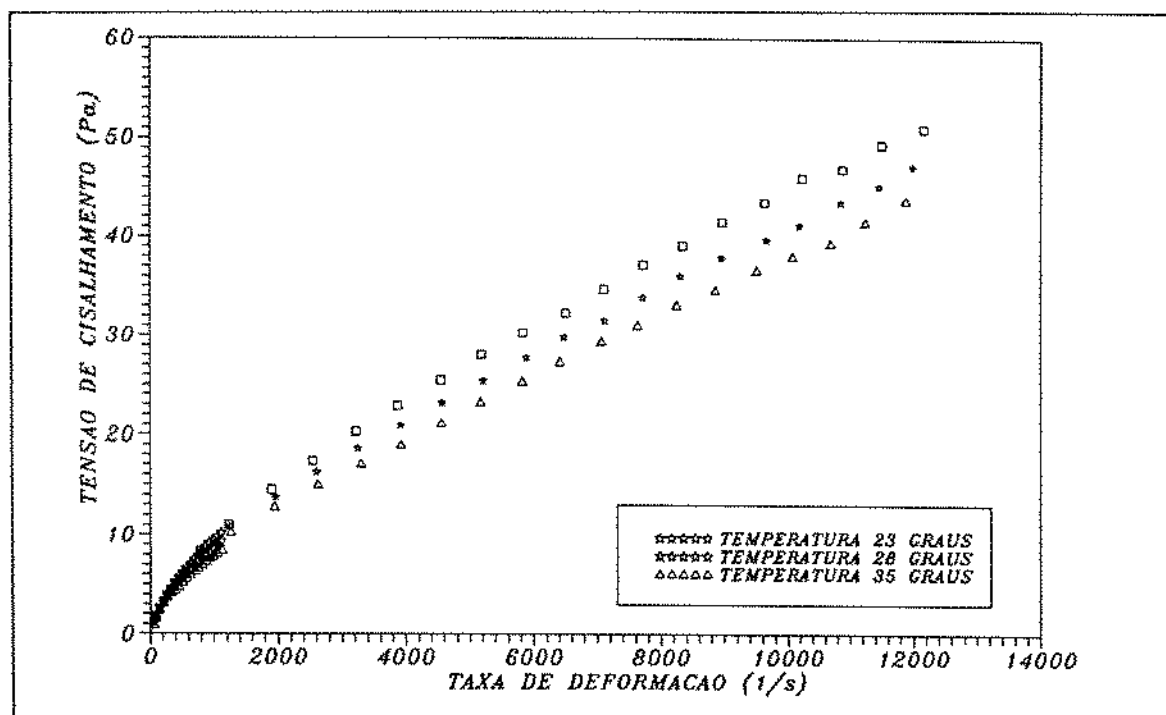


Figura 4.18: Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G.

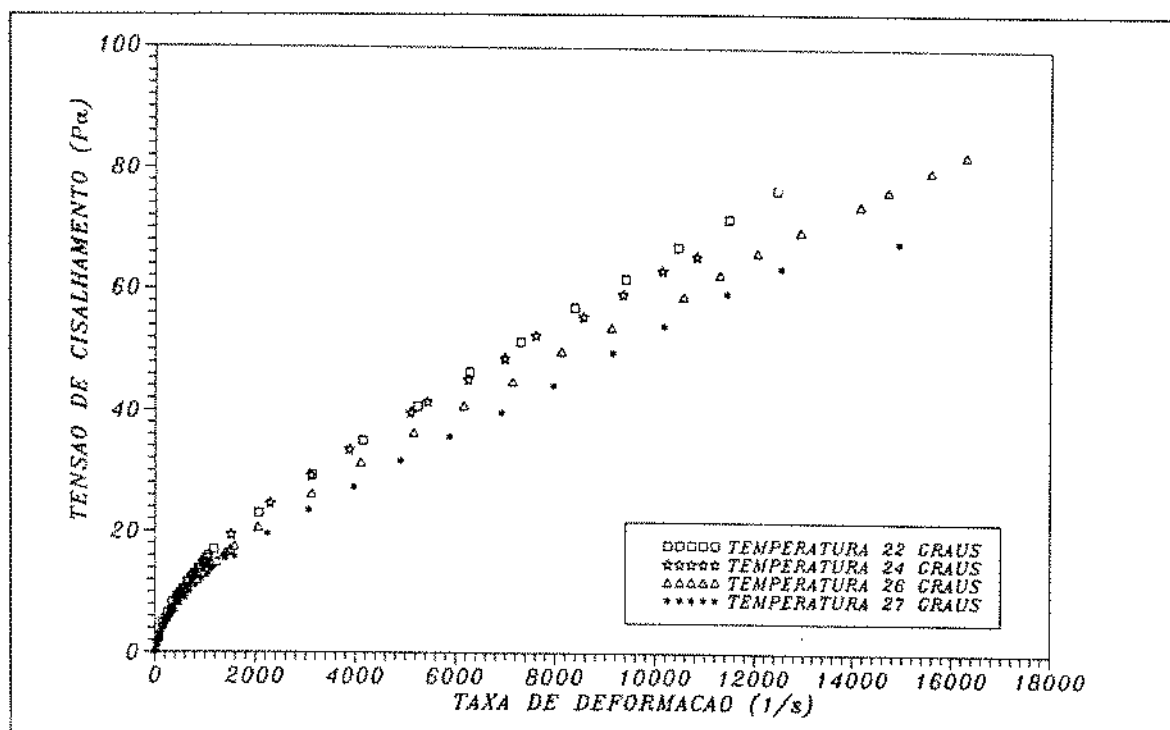


Figura 4.19: Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G.

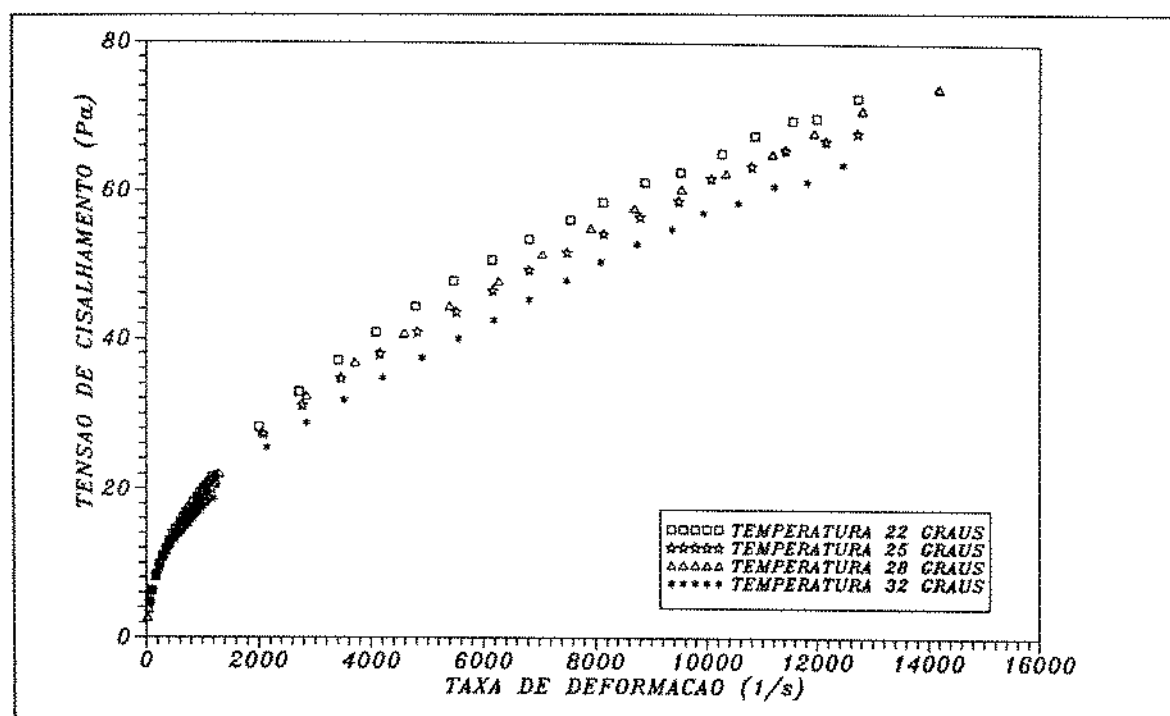


Figura 4.20: Influência da temperatura sobre a curva reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G.

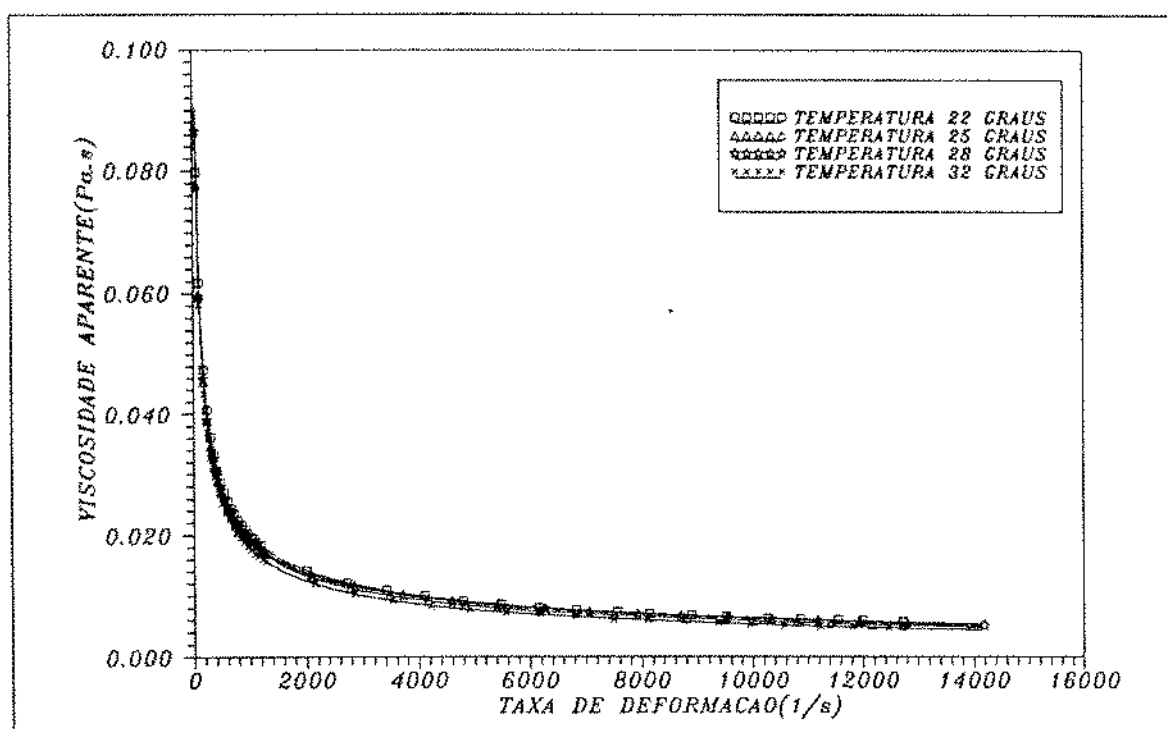


Figura 4.21: Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 5997 ppm de H.P.G.

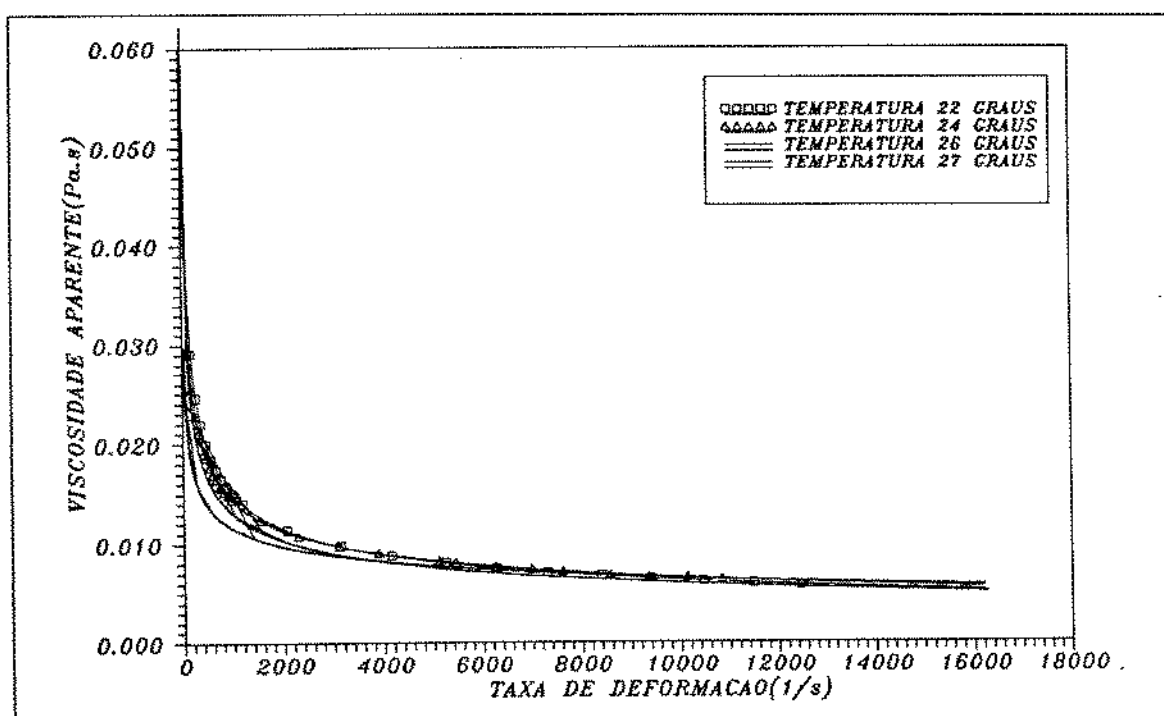


Figura 4.22: Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 4798 ppm de H.P.G.

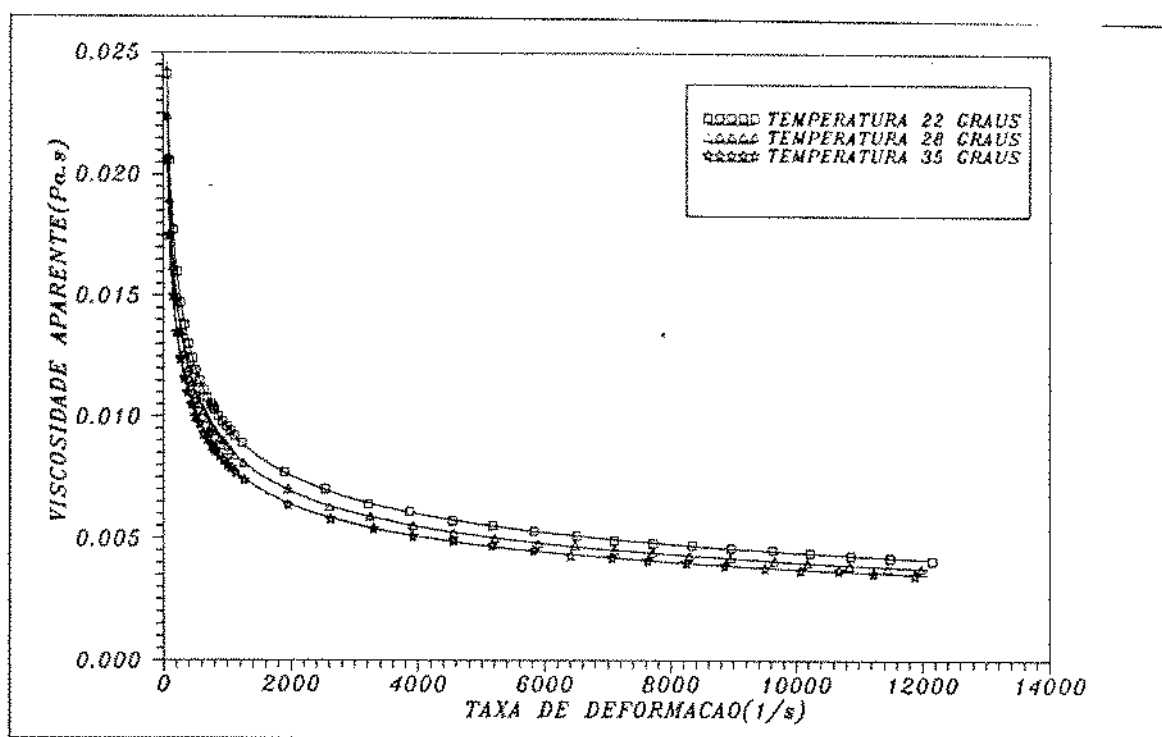


Figura 4.23: Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 3598 ppm de H.P.G.

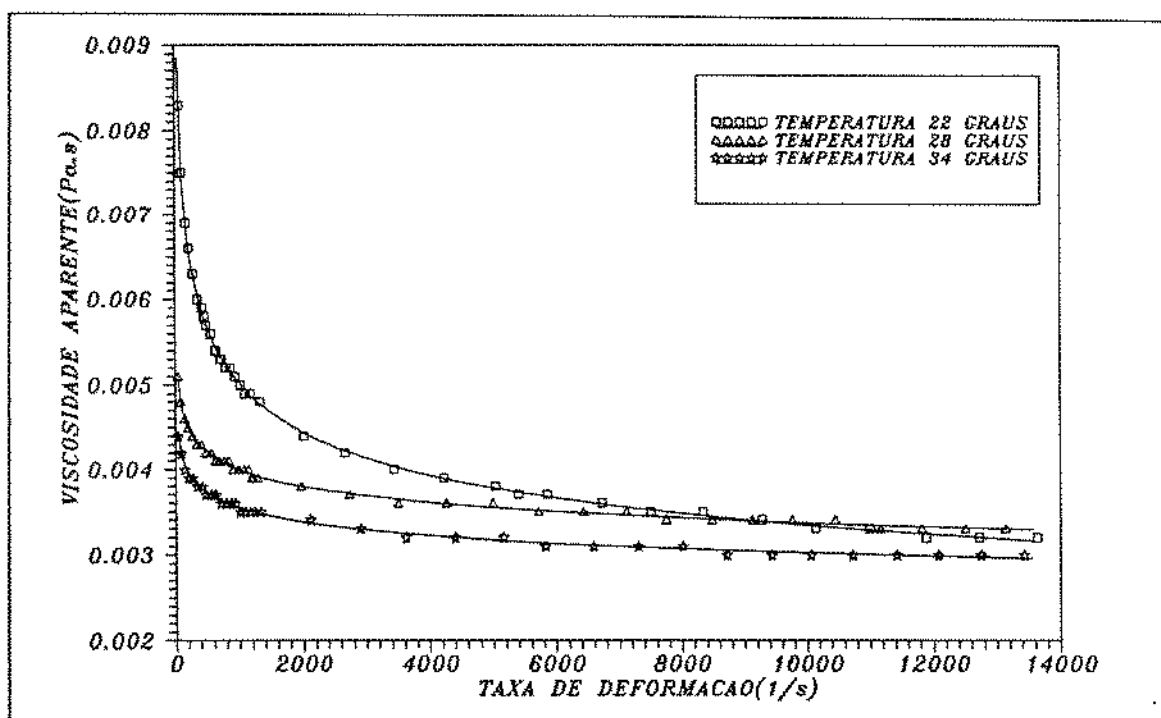


Figura 4.24: Influência da temperatura sobre a viscosidade aparente para a solução de 2399 ppm de H.P.G.

4.2.3 INFLUÊNCIA DA CONCENTRAÇÃO

A influência da concentração do polímero sobre a curva reológica das soluções de H.P.G. analisadas, está mostrado para a temperatura ambiente de 22°C, na figura (4.25).

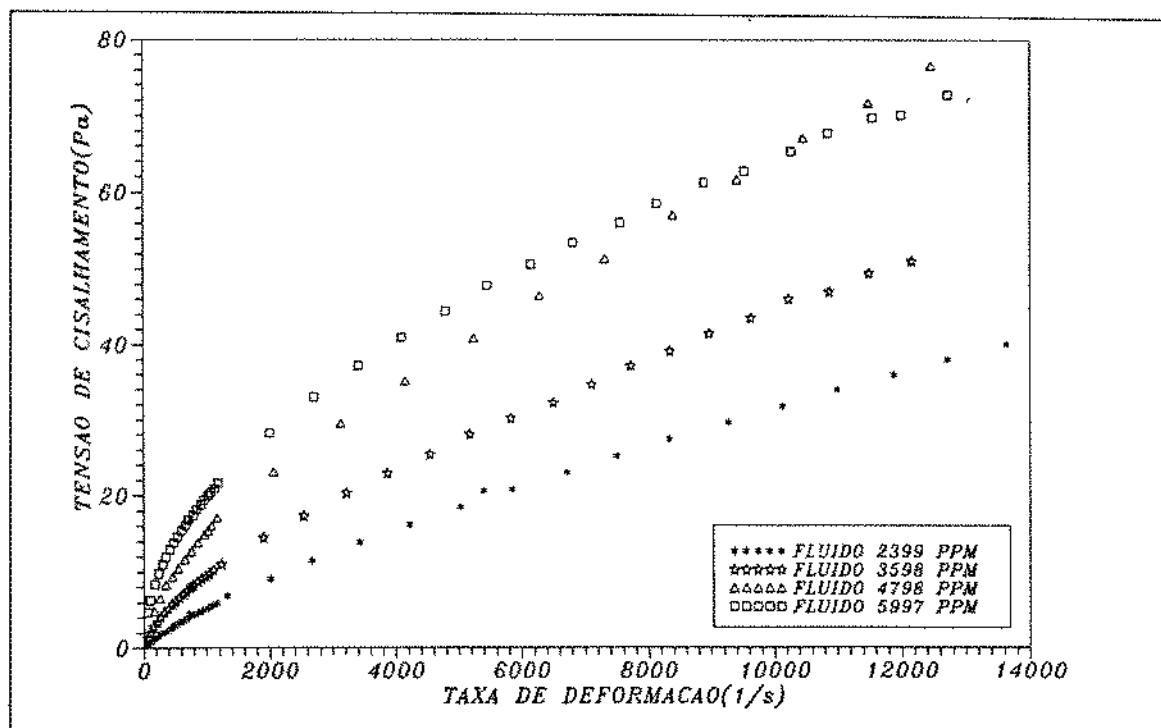


Figura 4.25: Influência da concentração do polímero sobre a curva reológica das soluções de H.P.G. à temperatura de 22°C.

Na figura (4.26) pode ser visto o gráfico onde são plotados os valores da viscosidade aparente calculados pelo modelo de Ostwald-De-Waele, equação (4.26), em função da taxa de deformação para a temperatura ambiente de 22°C.

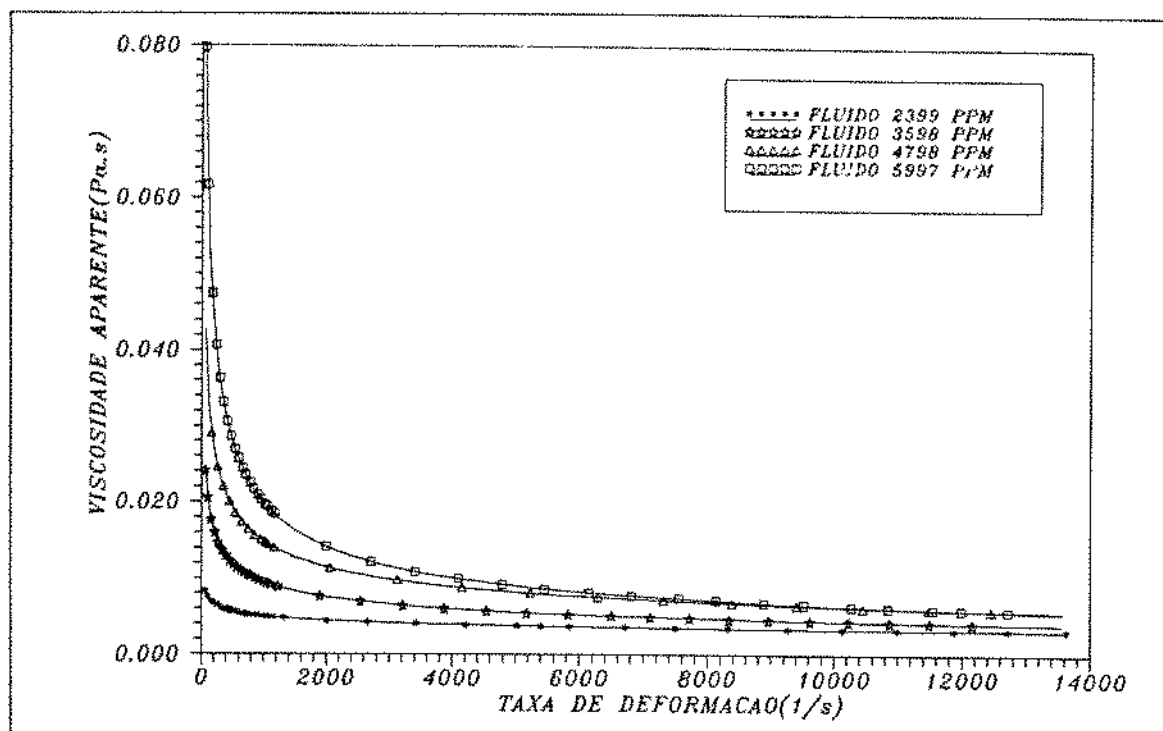


Figura 4.26: Influência da concentração do polímero sobre a viscosidade aparente das soluções de H.P.G. à temperatura de 22°C .

4.2.4 DEGRADAÇÃO MECÂNICA

Em sistemas que operam com recirculação pode ocorrer, devido ao cisalhamento intenso e contínuo, uma ruptura das longas cadeias macromoleculares do polímero. Essa ruptura pode comprometer a capacidade de redução do arraste manifestada pelo polímero em solução, alterando também suas propriedades reológicas. No nosso estudo, as soluções poliméricas foram caracterizadas à temperatura ambiente, antes e após a realização dos experimentos na instalação piloto. Os reogramas obtidos para estas duas situações estão mostrados nas figuras (4.27) a (4.30).

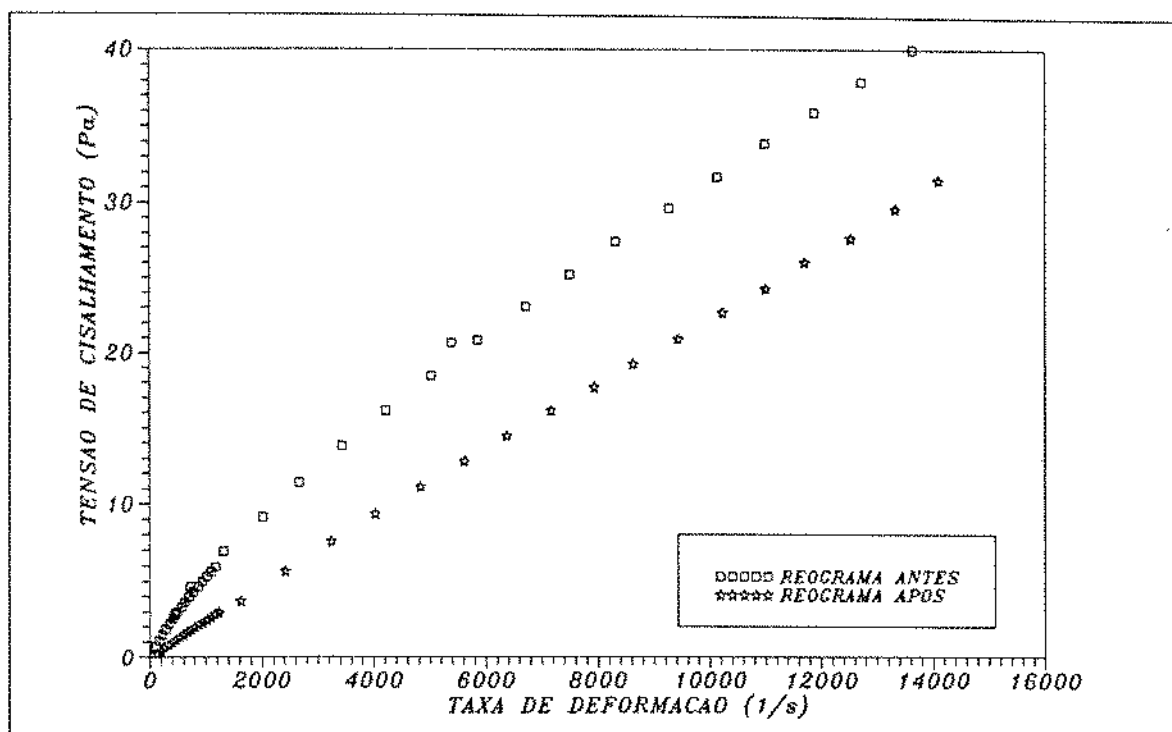


Figura 4.27: Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 2399 ppm de H.P.G.

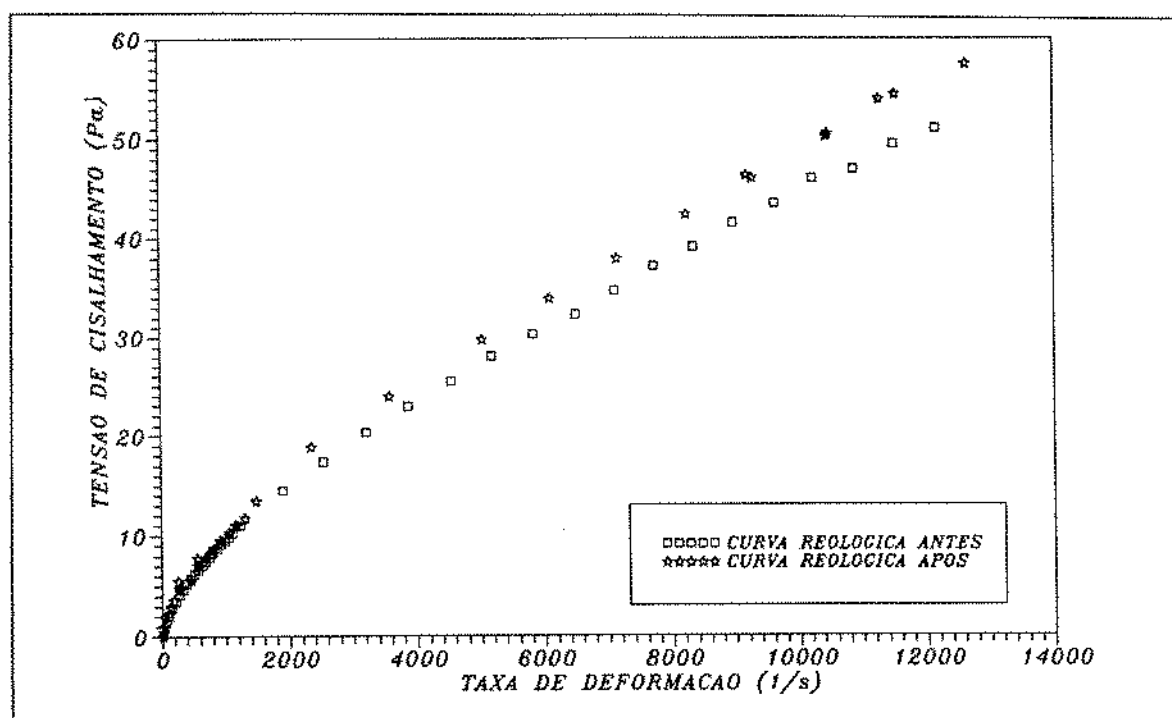


Figura 4.28: Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 3598 ppm de H.P.G.

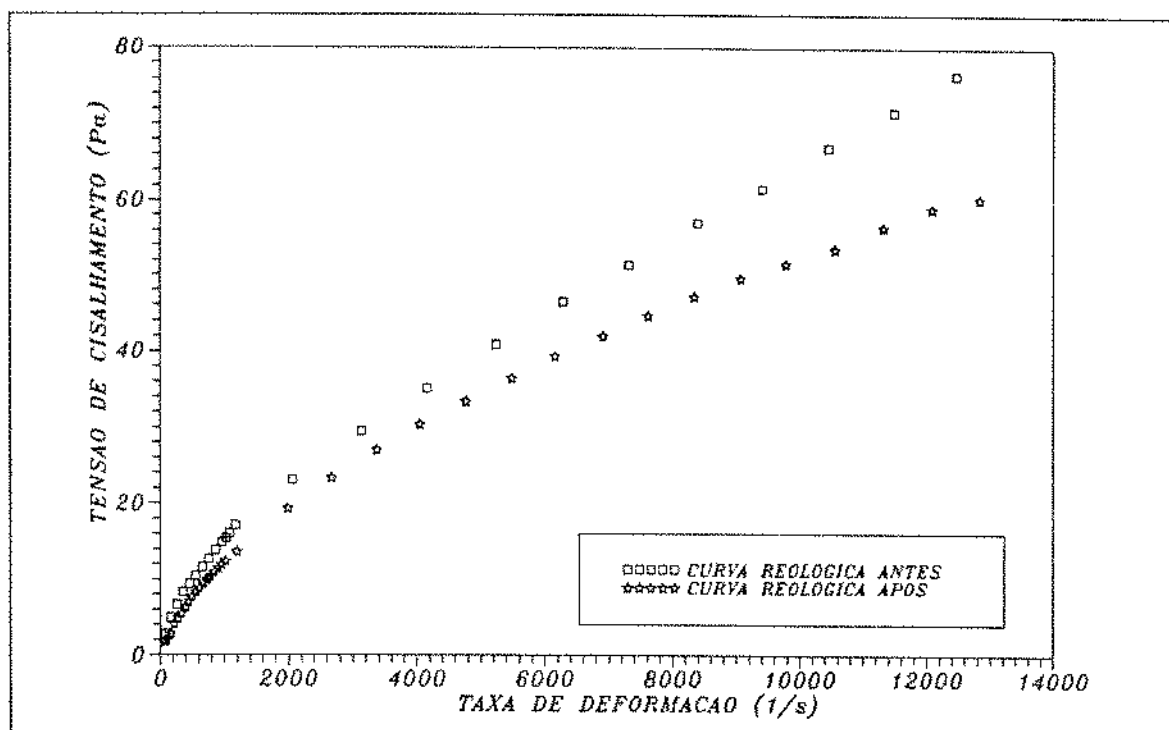


Figura 4.29: Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 4798 ppm de H.P.G.

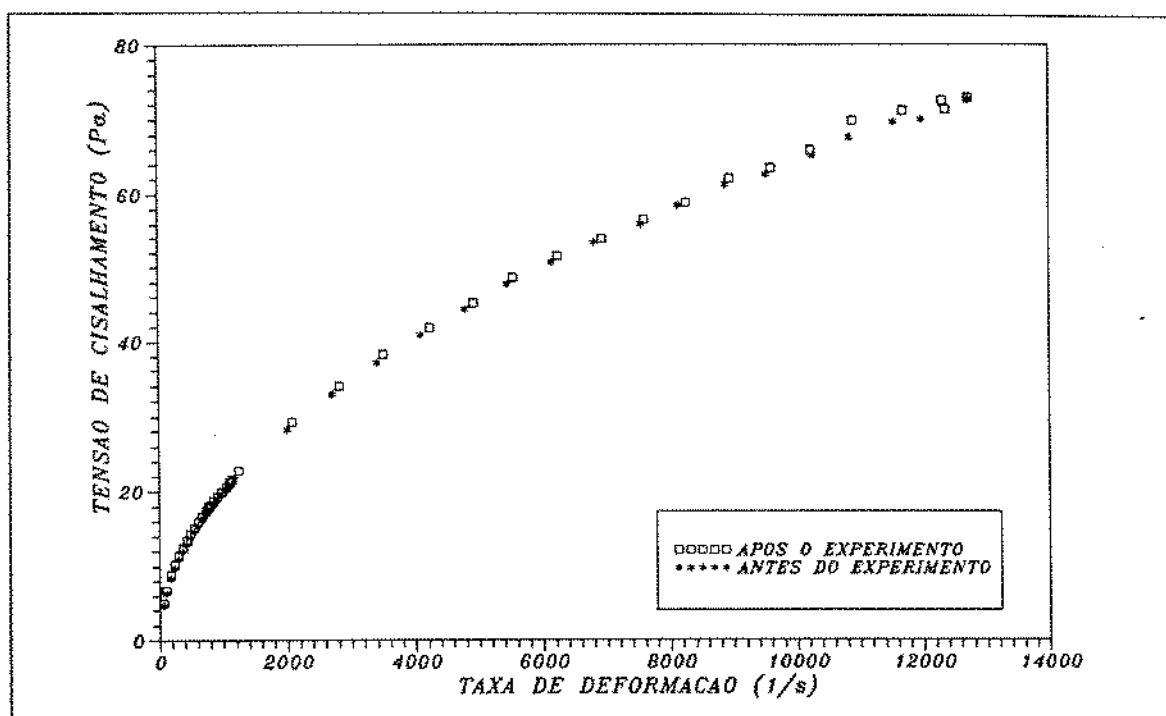


Figura 4.30: Efeito da degradação mecânica do polímero sobre a curva reológica para a solução de 5997 ppm de H.P.G.

Pela observação dos reogramas mostrados nas figuras (4.27) a (4.30), pode-se concluir que a degradação mecânica para as soluções analisadas, na faixa de taxa de deformação coberta pelos experimentos, é crescente com a redução da concentração e não se manifesta para a concentração de 5997 ppm de H.P.G.. A degradação mecânica mais acentuada, observada no fluido de 4798 ppm pode ser atribuída ao fato da caracterização reológica desta solução ter sido realizada três dias após o seu preparo, enquanto as demais soluções foram caracterizadas um dia após o seu preparo. As conclusões acima são confirmadas pela análise dos parâmetros reológicos, mostrados na tabela (4.6).

MODELO*		FLUIDO 2399 ppm		FLUIDO 3598 ppm		FLUIDO 4798 ppm		FLUIDO 5997 ppm	
PARÂMETRO		ANTES	APÓS	ANTES	APÓS	ANTES	APÓS	ANTES	APÓS
(1)	τ_{oB}	2,089	0,181	4,739	5,124	8,132	6,460	13,140	13,798
	μ_{pB}	0,003	0,002	0,004	0,004	0,006	0,005	0,005	0,005
(2)	τ_{oc}	0,366	0,003	1,491	1,495	2,878	1,984	6,177	6,599
	μ_{pc}	0,003	0,002	0,003	0,003	0,004	0,004	0,003	0,003
(3)	k	0,017	0,002	0,097	0,082	0,176	0,098	0,602	0,640
	n	0,823	1,000	0,664	0,697	0,629	0,691	0,507	0,501
(4)	τ_{oHB}	-0,265	0,004	0,797	0,081	2,426	-1,857	0,189	0,545
	k_{HB}	0,030	0,003	0,065	0,113	0,087	0,258	0,569	0,564
	n_{HB}	0,757	0,971	0,707	0,654	0,713	0,581	0,513	0,515

Tabela 4.6: Parâmetros reológicos calculados para o ajuste dos reogramas obtidos à temperatura ambiente, antes e após os experimentos na instalação piloto.

*: (1) - Modelo de Bingham, (2) - Modelo de Casson, (3) - Modelo de Ostwald-De-Waele, (4) - Modelo de Herschell-Bulkley.

4.2.5 INFLUÊNCIA DO TEMPO

Uma vez constatado que o comportamento do fluido é não-newtoniano, faz-se necessário verificar se os parâmetros reológicos que caracterizam esse fluido são ou não dependentes do tempo. Para fazer essa verificação, basta variar o diâmetro ou o comprimento do tubo capilar e comparar as curvas reológicas obtidas nos dois casos. Se as curvas reológicas assim obtidas forem coincidentes, o fluido será independente do tempo, caso contrário poderá ser tixotrópico ou reopético.

Nesse trabalho, a caracterização reológica do fluido foi feita usando os dados coletados através do escoamento da solução em dois tubos, conforme descrito no item 3.1 do capítulo 3. Pela análise dos reogramas mostrados nas figuras (4.1) a (4.16), verificamos que as soluções analisadas são independentes do tempo.

4.2.6 ESCOLHA DO MODELO REOLÓGICO PARA CARACTERIZAR AS SOLUÇÕES ANALISADAS

Tendo sido verificado que as soluções de H.P.G. analisadas tem comportamento não-newtoniano e são independentes do tempo, faz-se necessário determinar, dentre os modelos reológicos analisados, o que melhor descreve o comportamento das soluções poliméricas de H.P.G. para o range de taxa de deformação coberto e para todas as concentrações e temperaturas analisadas.

Pela análise do ajuste das curvas reológicas, obtidas a partir dos dados experimentais, pelos modelos analisados, mostradas nas figuras (4.1) (4.16), pode ser verificado que os modelos de Ostwald-De-Waele e Herschell-Bulkley são os que melhor descrevem o comportamento reológico das soluções de H.P.G. para o range de taxa de deformação coberto e para todas as concentrações e temperaturas analisadas. Essa observação pode também ser confirmada pela análise estatística do ajuste dos modelos mostrados nas tabelas (4.2) a (4.5).

Considerando que o valor ajustado pelo modelo de Herschell-Bulkley, para o parâmetro reológico limite de escoamento, é próximo de zero para todas as concentrações analisadas, e tendo em vista a maior simplicidade do tratamento matemático do modelo de Ostwald-De-Waele, adotaremos este último para descrever o comportamento reológico das soluções estudadas neste trabalho.

Na tabela (4.7) estão mostrados os valores dos parâmetros reológicos calculados para o modelo de Ostwald-De-Waele para todas as concentrações e temperaturas analisadas.

T (°C)	FLUIDO 2399 ppm			FLUIDO 3598 ppm			FLUIDO 4798 ppm			FLUIDO 5997 ppm		
	k'	k	n	k'	k	n	k'	k	n	k'	k	n
22	0.018	0.017	0.823				0.192	0.176	0.629	0.672	0.602	0.507
23				0.105	0.097	0.664						
24							0.157	0.145	0.665			
25										0.707	0.631	0.493
26							0.141	0.131	0.666			
27							0.067	0.063	0.754			
28	0.007	0.007	0.926	0.097	0.090	0.663				0.632	0.567	0.511
32										0.739	0.658	0.478
34	0.006	0.006	0.931									
35				0.086	0.080	0.668						

Tabela 4.7: Parâmetros reológicos calculados para o modelo de Ostwald-De-Waele para as concentrações e temperaturas analisadas.

4.3 TRATAMENTO DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NA INSTALAÇÃO PILOTO

Os dados experimentais de queda de pressão e vazão, obtidos na instalação piloto, foram coletados conforme descrito no item (3.2.2) do capítulo 3.

Como a faixa de taxa de deformação calculada para o escoamento das soluções de H.P.G. nos tubos de 1/2 ", 3/4 " e 1.0 " da instalação piloto, estão dentro do range para o qual os parâmetros reológicos dos modelos ajustados foram calculados, utilizaremos esses mesmos parâmetros para o tratamento dos dados experimentais da instalação piloto, corrigindo-os quando for o caso para as temperaturas observadas durante o escoamento das soluções.

• TRATAMENTO DOS DADOS EXPERIMENTAIS

Os dados de queda de pressão obtidos para cada um dos trechos em que cada tubo da instalação piloto foi dividido, foram convertidos em tensão de cisalhamento na parede, através da equação:

$$\tau_w = \frac{D\Delta P}{4L} \quad (4.30)$$

Para o trecho total do aparato, a queda de pressão considerada foi a soma das quedas de pressão nos trechos inicial e final do aparato e o comprimento, a soma dos comprimentos dos dois trechos.

O coeficiente de atrito de Fanning foi calculado para cada trecho do aparato pela equação:

$$f = 2 \frac{\tau_w}{\rho V^2} \quad (4.31)$$

Para o cálculo do número de Reynolds aparente e efetivo foram usadas as equações:

$$Re_{ap} = \frac{\rho V D}{\mu_{ap}} \quad (4.32)$$

$$Re_{ef} = \frac{\rho V D}{\mu_{ef}} \quad (4.33)$$

Sendo as viscosidades aparente e efetivas calculadas pelas equações (4.34) e (4.35). Onde τ_w é a tensão de cisalhamento na parede, calculada para cada um dos modelos ajustados.

$$\mu_{ap} = \frac{\tau_w}{\dot{\gamma}_w} \quad (4.34)$$

$$\mu_{ef} = \frac{\tau_w}{8V/D} \quad (4.35)$$

Com o objetivo de caracterizar o fenômeno de redução do arraste foi também calculado o número de Reynolds do solvente através da equação (4.36), onde as propriedades físicas massa específica e viscosidade são as do solvente e a velocidade é a observada no escoamento da solução.

$$Re_{solv} = \frac{\rho_{solv} V D}{\mu_{solv}} \quad (4.36)$$

Foi ainda calculado o número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed pela equação:

$$Re_{MR} = \frac{\rho V^{2-n'} D^{n'}}{\kappa' 8^{n'-1}} \quad (4.37)$$

• DETERMINAÇÃO DO INÍCIO DO REGIME TURBULENTO

Para a determinação do início do regime turbulento foi utilizado o número de Reynolds crítico, proposto por Ryan e Johnson [4], calculado pela equação (4.38) e desenvolvido para fluidos cujo comportamento reológico é descrito pelo modelo de Ostwald-De-Waele:

$$Re_c = \frac{6.464n}{(1 + 3n)^2 (2 + n)^{\frac{-(2+n)}{(1+n)}}} \quad (4.38)$$

Os pontos experimentais cujo regime de fluxo é o turbulento, foram ajustados pelas correlações propostas por Blasius, Shaver e Merrill, Dodge e Metzner e Shah. Os pontos cujo regime de fluxo é laminar, foram ajustados pela reta $16/Re_{MR}$.

• AJUSTE DOS DADOS EXPERIMENTAIS PELA CORRELAÇÃO TIPO BLASIUS

A correlação proposta por Blasius é expressa pela equação:

$$f = E Re^{-m} \quad (4.39)$$

Para a determinação dos parâmetros da correlação tipo Blasius, procederemos um ajuste linear pelo método dos mínimos quadrados para os valores do logaritmo do coeficiente de atrito de Fanning, obtido através da equação (4.31) e para o logaritmo do número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed, calculado pela equação (4.37). Os valores dos parâmetros "E" e "m" ajustados para a correlação podem ser então calculados pelas equações (4.40) e (4.41), respectivamente, onde os valores de *a* e *b* são, respectivamente, o coeficiente linear e o coeficiente angular da reta ajustada pela regressão linear:

$$E = e^a \quad (4.40)$$

$$m = b \quad (4.41)$$

• AJUSTE DOS DADOS EXPERIMENTAIS PELA CORRELAÇÃO DE SHAVER E MERRILL

A correlação proposta por Shaver e Merrill é expressa pela equação (4.39), onde o número de Reynolds generalizado utilizado é o proposto por Metzner e Reed. Os parâmetros "E" e "m" da correlação são funções do índice de comportamento do fluido do modelo de Ostwald-De-Waele, e são calculados pelas equações (4.42) e (4.43), respectivamente:

$$E = \frac{0,079}{n^5} \quad (4.42)$$

$$m = \frac{2,63}{10^n} \quad (4.43)$$

Shaver e Merrill observaram que a correlação por eles proposta não deve ser usada para fluidos cujo índice de comportamento é menor que 0.40, pois nesse caso os valores preditos para o coeficiente de atrito são menores que os observados no regime laminar. No nosso caso, os valores do índice de comportamento obtidos a partir do ajuste dos dados experimentais, pelo modelo de Ostwald-De-Waele atendem a restrição imposta por Shaver e Merrill.

• AJUSTE DOS DADOS EXPERIMENTAIS PELA CORRELAÇÃO DE DODGE E METZNER

A correlação proposta por Dodge e Metzner para a predição do coeficiente de atrito de Fanning é expressa pela equação (4.44), onde o número de Reynolds generalizado utilizado é o proposto por Metzner e Reed.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{4}{(n')^{0.75}} \log \left[Re_{MR} f^{\left(1 - \frac{n'}{2}\right)} \right] - \frac{0.40}{(n')^{1.2}} \quad (4.44)$$

A correlação proposta por Dodge-Metzner é expressa por uma equação implícita em relação ao coeficiente de atrito. Para resolvê-la, foi usado um método iterativo adotando, como critério de convergência, o valor de 10^{-8} para a diferença entre dois valores subsequentes do coeficiente de atrito.

• AJUSTE DOS DADOS EXPERIMENTAIS PELA CORRELAÇÃO PROPOSTA POR SHAH

A correlação para a predição do coeficiente de atrito de Fanning, proposta por Subhash Shah sugere uma correlação não linear entre o número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed e o coeficiente de atrito, ajustando três parâmetros empíricos. A correlação é expressa pela equação (4.45), onde $f_{\infty}(n)$, $A(n)$ e $B(n)$, são parâmetros empíricos do fluido e a relação entre esses parâmetros e o índice de comportamento do fluido é determinada a partir dos dados experimentais.

$$f = f_{\infty}(n) + A(n) (Re_{MR})^{-B(n)} \quad (4.45)$$

A correlação proposta por Shah é expressa por uma equação que tem a mesma forma da equação do modelo reológico proposto por Herschell e Bulkley, equação (4.15). Portanto, para o cálculo dos parâmetros $f_{\infty}(n)$, $A(n)$ e $B(n)$ da correlação de Shah, utilizaremos o mesmo procedimento usado para a determinação dos parâmetros do modelo de Herschell-Bulkley descrito no item (4-1.4), fazendo uma analogia entre o número de Reynolds de Metzner e Reed da correlação de Shah e a taxa de deformação do modelo de Herschell-Bulkley, e entre o coeficiente de atrito de Fanning e a tensão de cisalhamento na parede.

• ANÁLISE ESTATÍSTICA

Os valores do coeficiente de atrito de Fanning calculados por cada uma das correlações analisadas, para os pontos cujo regime de fluxo é o turbulento, foram comparados com os valores experimentais desse coeficiente, calculado pela equação (4.31). Essa comparação foi realizada através do cálculo do desvio padrão e do desvio médio absoluto, pelas equações:

$$DP = \left[\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (\varepsilon_i - \bar{\varepsilon})^2 \right]^{1/2} \times 100 \quad (4.46)$$

$$DMA = \left[\sum_{i=1}^N \left| \frac{f_i - f_{CALC_i}}{f_i} \right| \right] \times \frac{100}{N} \quad (4.47)$$

onde:

$$\varepsilon_i = \frac{f_i}{f_{CALC_i}}$$

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\sum_{i=1}^N \varepsilon_i}{N}$$

Para o regime laminar os valores experimentais do coeficiente de atrito, calculados pela equação (4.31), foram comparados com os valores calculados pela correlação de Metzner e Reed. Essa comparação foi feita utilizando a análise estatística descrita pelas equações (4.46) e (4.47).

Toda análise descrita até aqui foi realizada através de um programa elaborado em turbo pascal versão 5.5.

4.4 RESULTADOS EXPERIMENTAIS E ANÁLISE DOS RESULTADOS

4.4.1 REGIÃO DE ESCOAMENTO LAMINAR

Toda a análise dos resultados experimentais realizada a partir desse item, será baseada nos dados coletados no trecho inicial dos tubos que compõem a instalação piloto.

Neste trabalho, os valores do coeficiente de atrito, calculados a partir dos dados experimentais, para a região de escoamento laminar, foram comparados com os valores calculados pela correlação de Metzner e Reed [2].

Nas figuras (4.31) a (4.33) estão mostrados os gráficos onde os valores experimentais do coeficiente de atrito e os calculados pela correlação de Metzner e Reed [2] são plotados em função do número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed para cada uma das concentrações de H.P.G. Na tabela (4.8), está mostrada uma análise estatística para a comparação entre os valores experimentais e os calculados para o coeficiente de atrito.

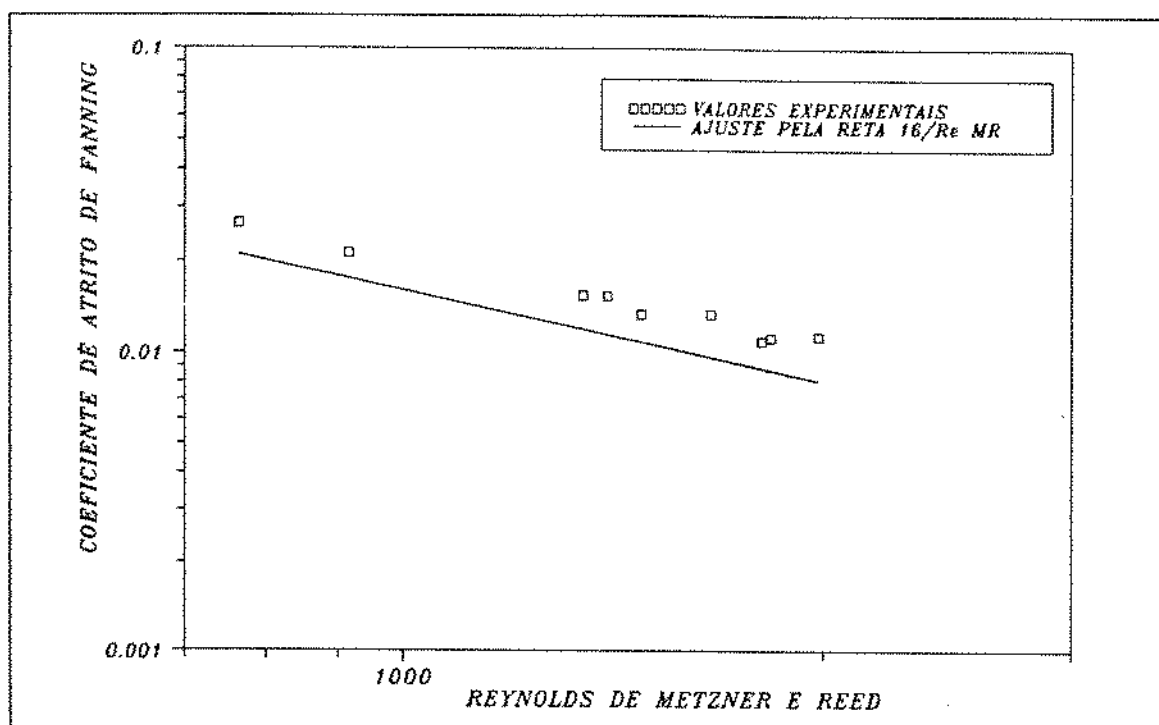


Figura 4.31: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.

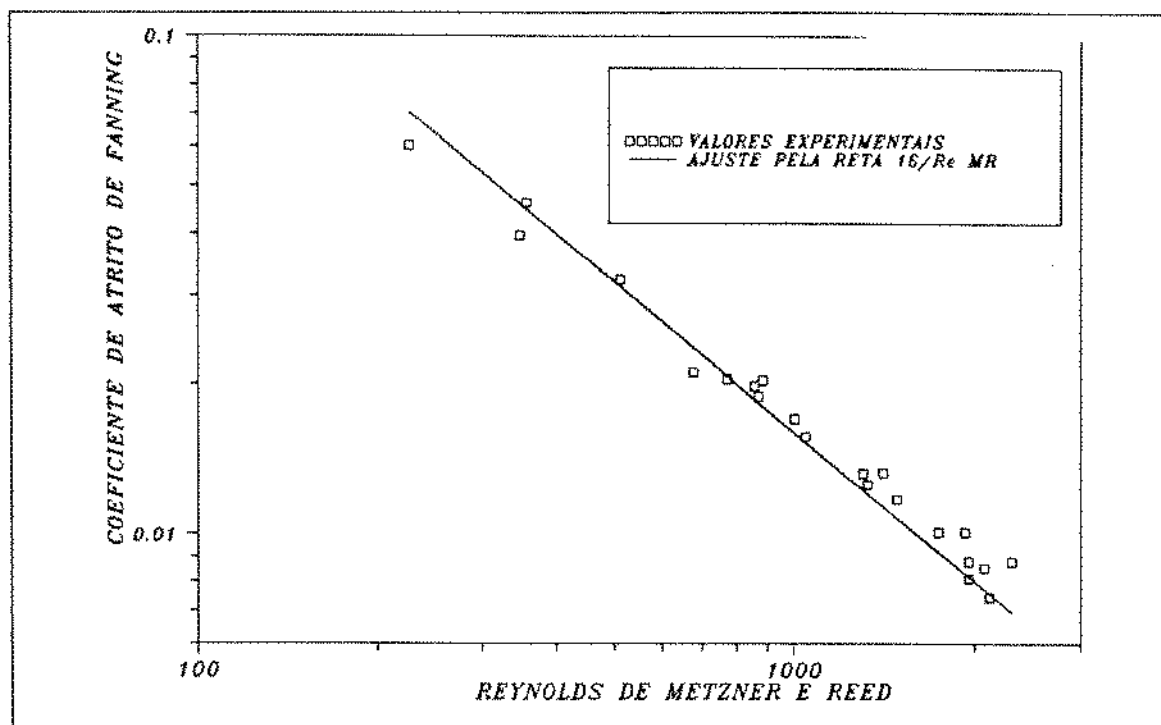


Figura 4.32: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.

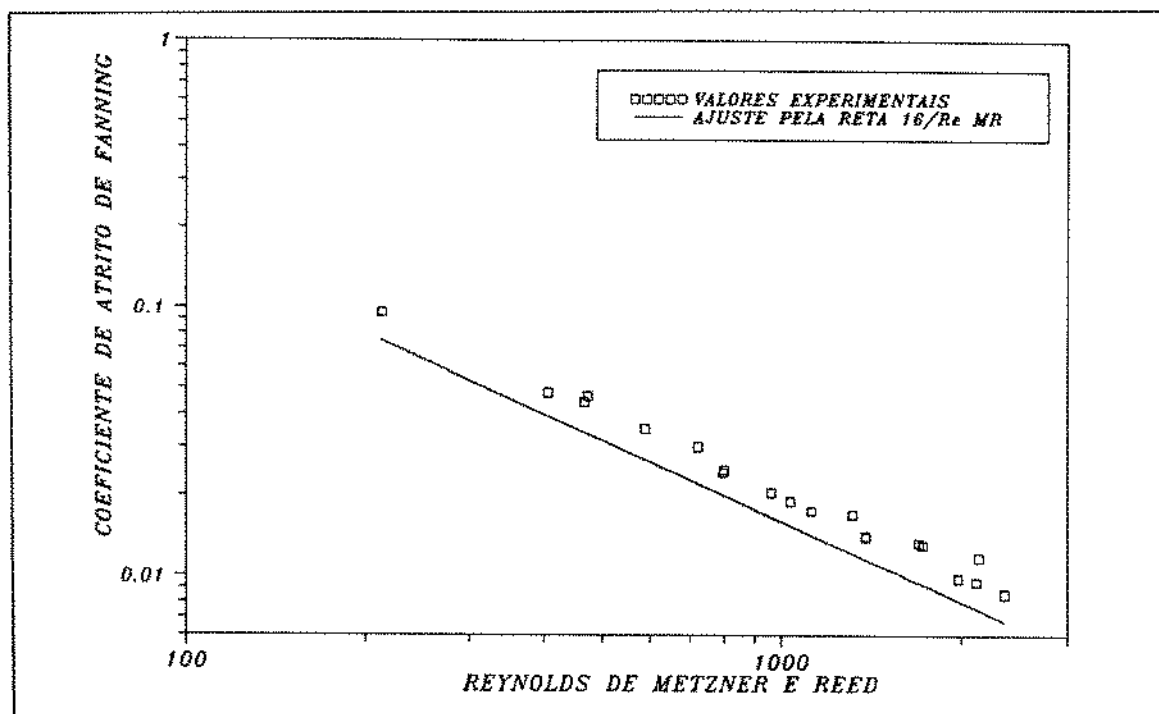


Figura 4.33: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

FLUIDO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
3598	22.54	6.70
4798	8.26	10.12
5997	22.54	9.54

Tabela 4.8: Análise estatística para a comparação entre os valores experimentais do coeficiente de atrito para a região laminar e os valores calculados pela correlação de Metzner-Reed.

Uma comparação envolvendo todos os valores experimentais do coeficiente de atrito para o regime laminar foi também realizada, obtendo-se para o desvio médio absoluto e para o desvio padrão, respectivamente 16,38% e 15,45%. Na figura (4.34) está mostrado o gráfico representativo dessa comparação.

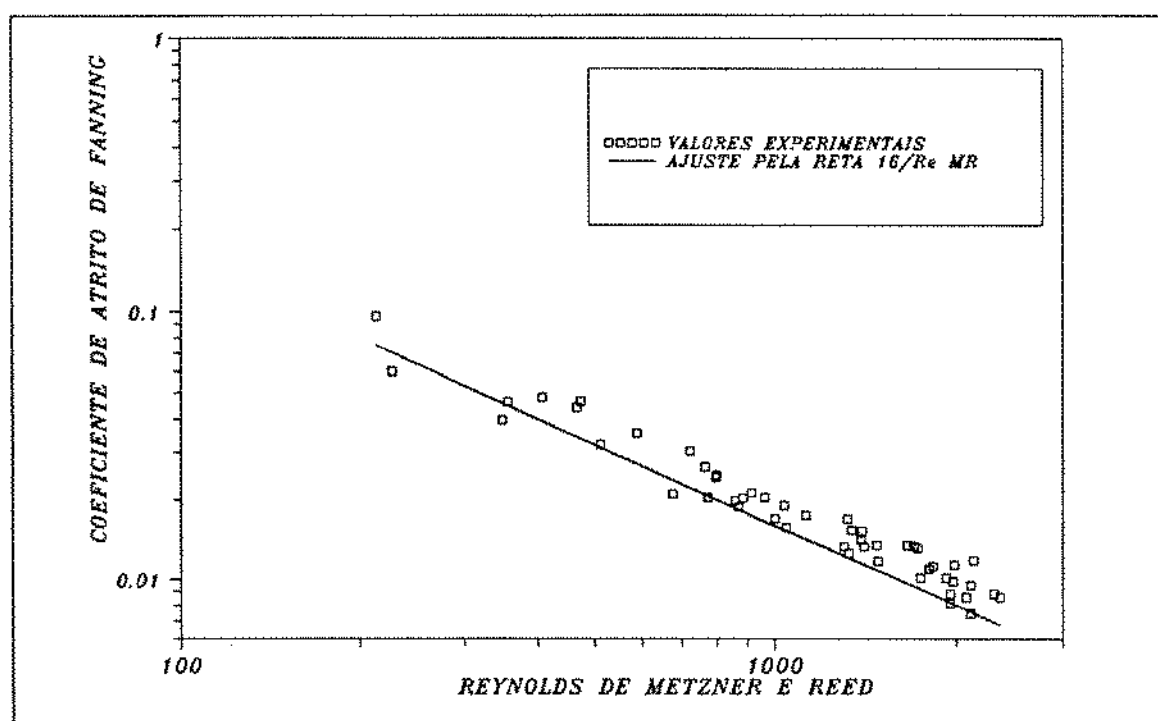


Figura 4.34: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Metzner e Reed para todas as concentrações de H.P.G.

4.4.2 REGIÃO DE ESCOAMENTO TURBULENTO

Os valores do coeficiente de atrito de Fanning, calculados a partir dos dados experimentais obtidos na instalação piloto, foram plotados contra o número de Reynolds generalizado de Metzner e Reed, simultaneamente para todas as concentrações de H.P.G e para cada diâmetro dos tubos da instalação piloto. Os gráficos obtidos estão mostrados nas figuras (4.35) a (4.37).

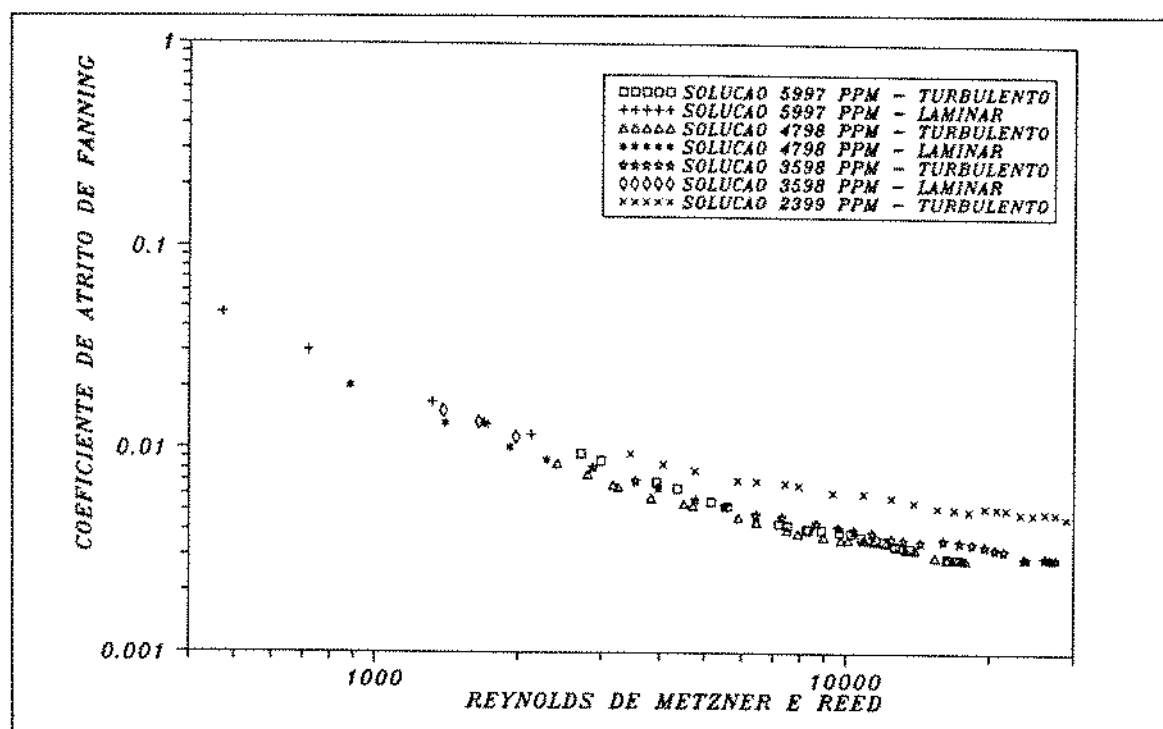


Figura 4.35: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1/2".

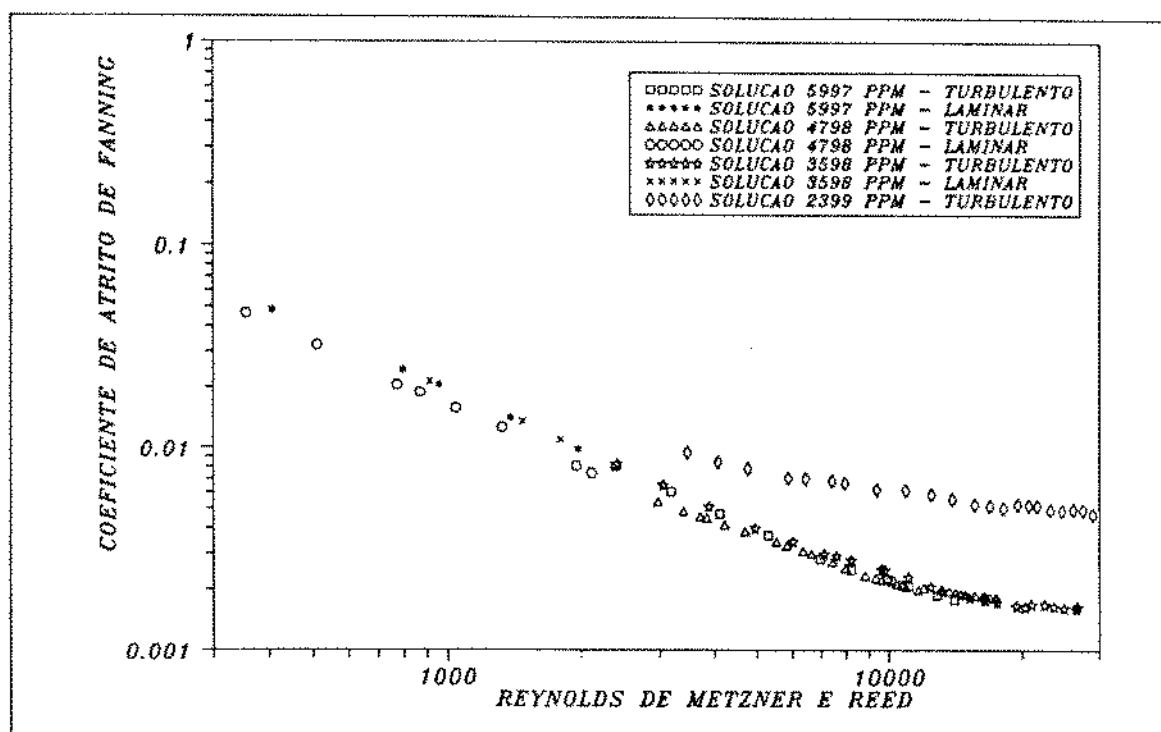


Figura 4.36: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para as soluções de 5999, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 3/4".

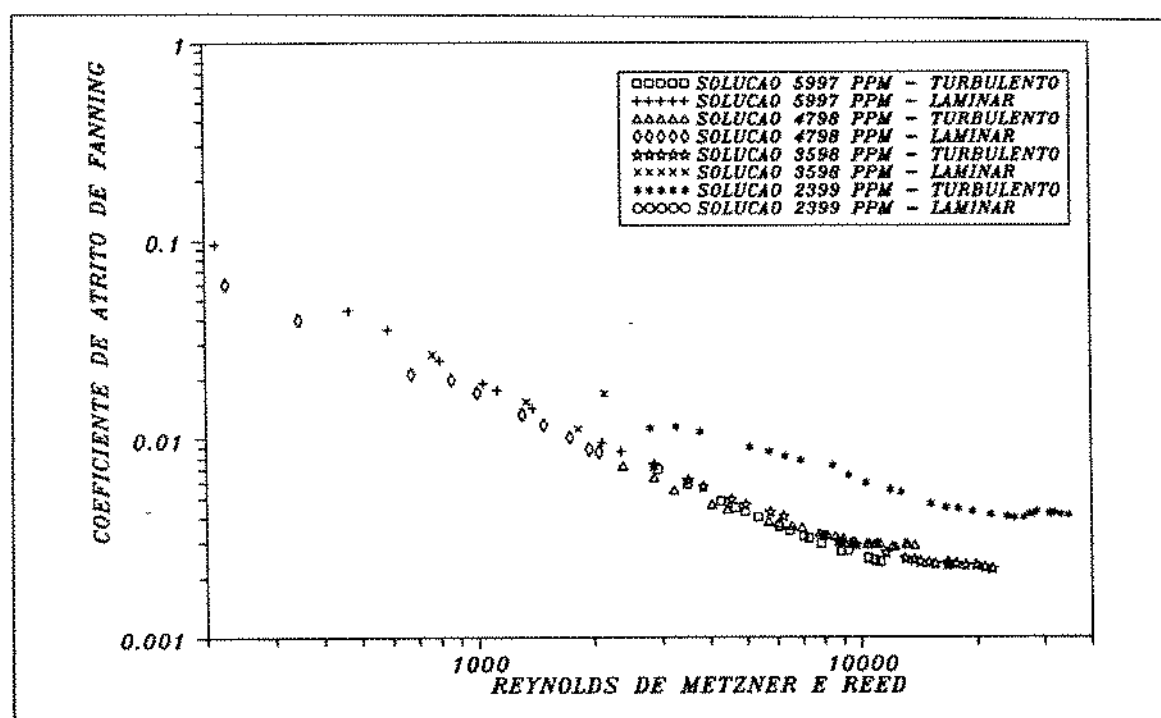


Figura 4.37: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para as soluções de 5999, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".

A partir da análise desses gráficos, pode-se verificar que as curvas representativas do coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed tendem para uma curva única a partir da concentração de 3598 ppm. Shah [16], em seu artigo, também observou um comportamento semelhante para os fluidos cujo índice de comportamento é menor que 0,50.

Nas figuras (4.38) a (4.41), estão mostrados os gráficos onde o coeficiente de atrito de Fanning, obtido experimentalmente, é plotado contra o número de Reynolds para cada concentração e todos os diâmetros simultaneamente. Analisando esses gráficos, pode-se verificar que o coeficiente de atrito obtido a partir dos dados experimentais, apresenta uma dependência significativa do diâmetro (diameter effect) para todas as concentrações analisadas.

Acreditamos que o procedimento adotado na condução dos experimentos na instalação piloto, possa ser em parte responsável pela ocorrência do efeito do diâmetro observado nas figuras (4.38) a (4.41), uma vez que o fluido analisado somente era descartado após o escoamento nos tubos de 3/4", 1" e 1/2", nessa ordem, e a ocorrência da degradação mecânica do polímero, já evidenciada anteriormente, pode ter causado um aumento nos valores do coeficiente de atrito observado para os tubos de 1" e 1/2". Uma outra explicação possível para o efeito do diâmetro observado é que o expoente de " D " no número de Reynolds de Metzner e Reed não é suficiente para descrever completamente o citado efeito.

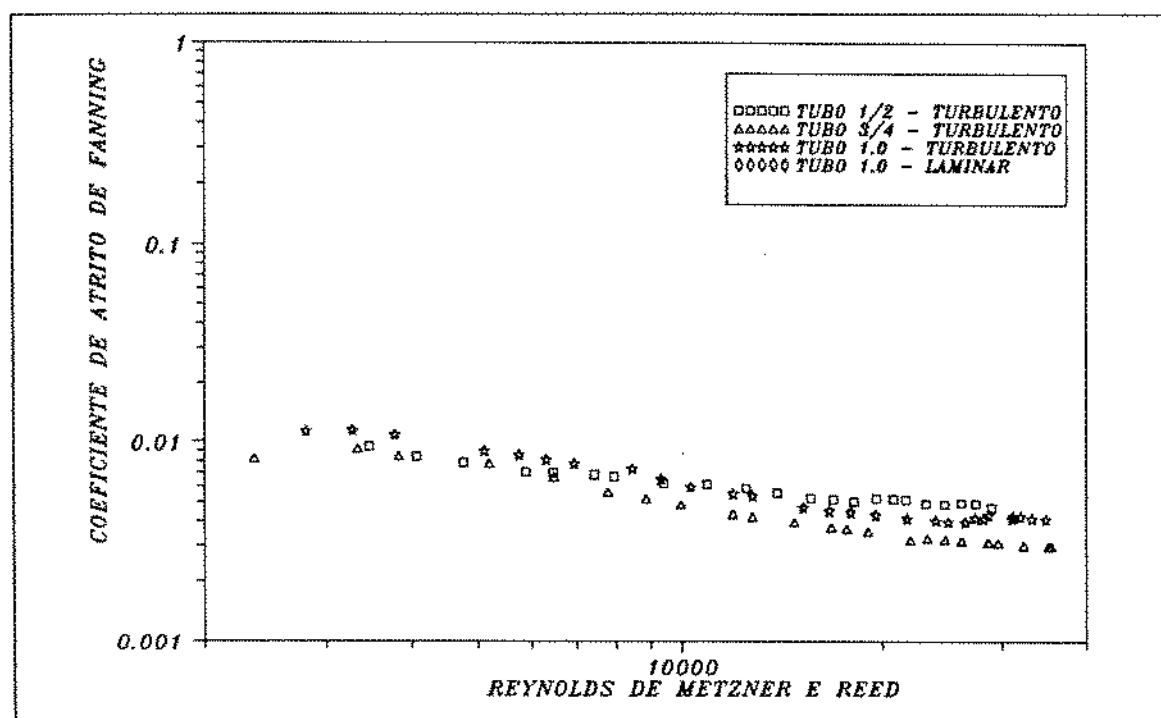


Figura 4.38: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 2399 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.

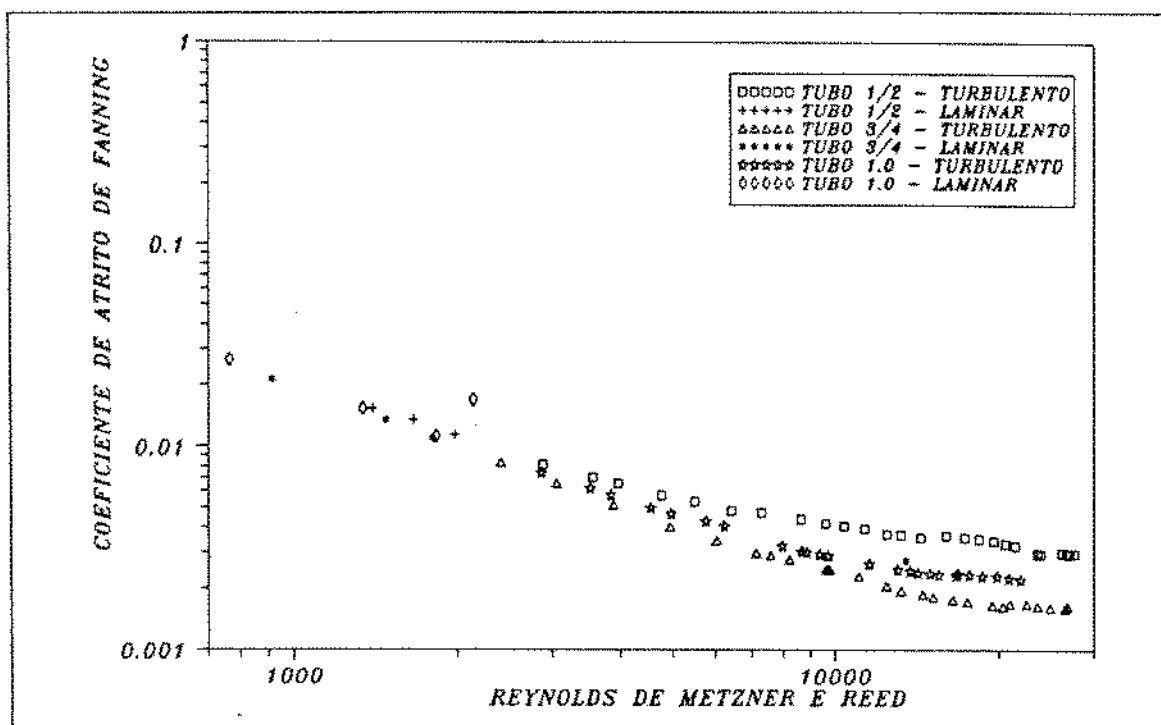


Figura 4.39: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 3598 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.

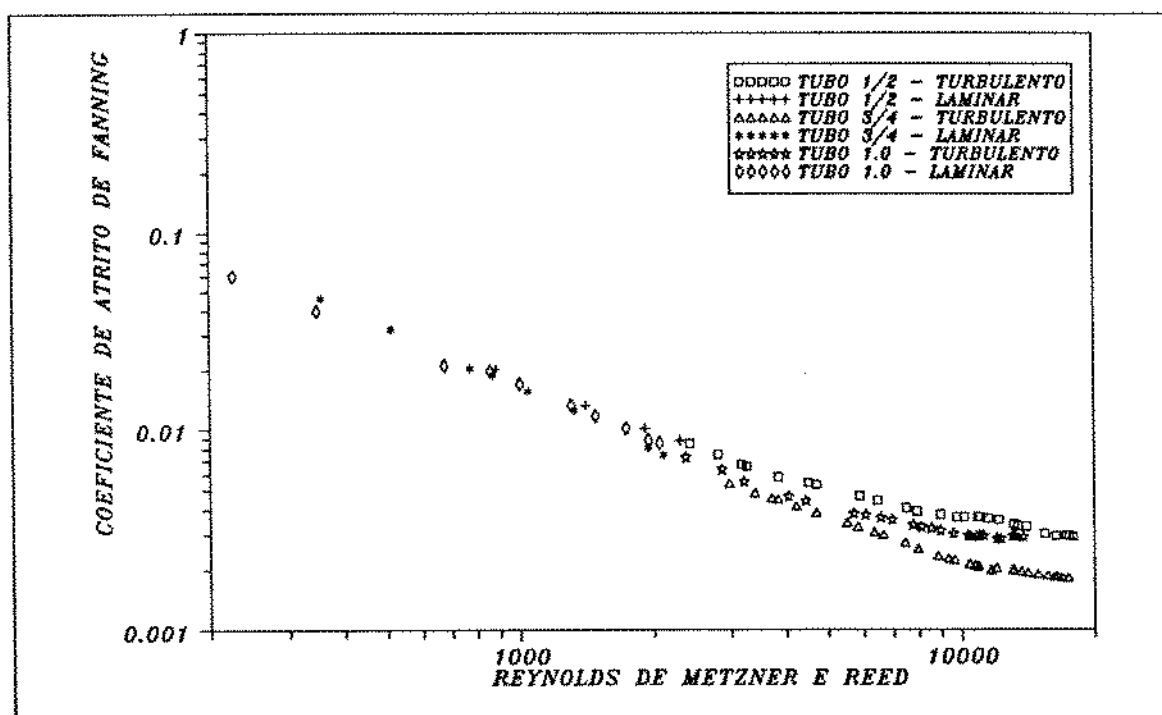


Figura 4.40: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 4798 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.

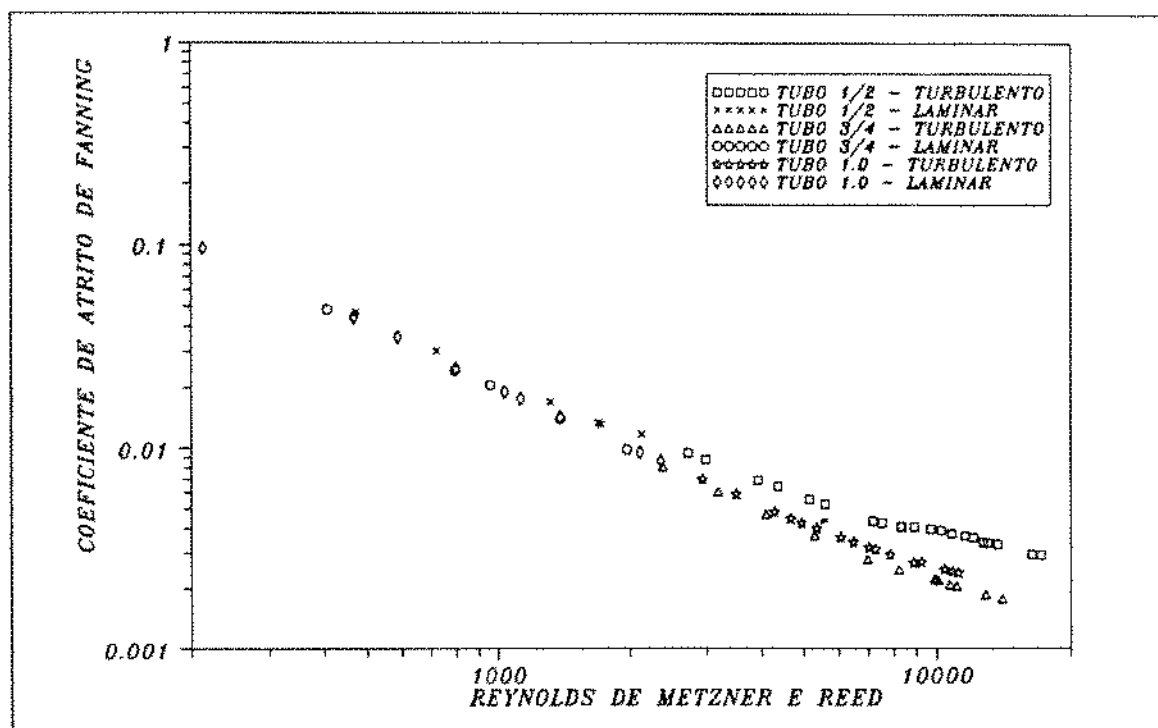


Figura 4.41: Coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed para a solução de 5997 ppm de H.P.G. evidenciando o efeito do diâmetro.

Os valores do coeficiente de atrito para o regime turbulento, obtidos a partir dos dados experimentais, foram ajustados pelas correlações propostas por Blasius, Shaver-Merrill, Dodge-Metzner e Shah. Nas figuras (4.42) a (4.49), estão mostrados os gráficos onde são plotados os valores experimentais e os calculados pelas correlações analisadas, para os fluidos de 2399 e 5997 ppm de H.P.G. para o diâmetro de 1.0".

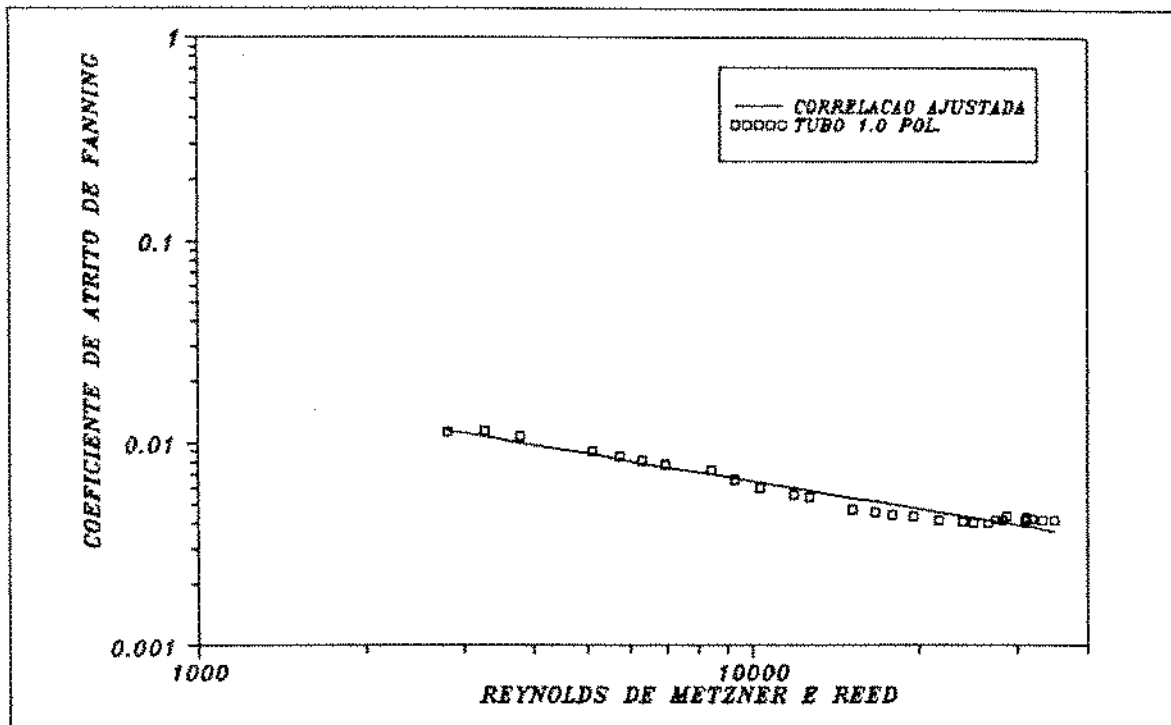


Figura 4.42: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

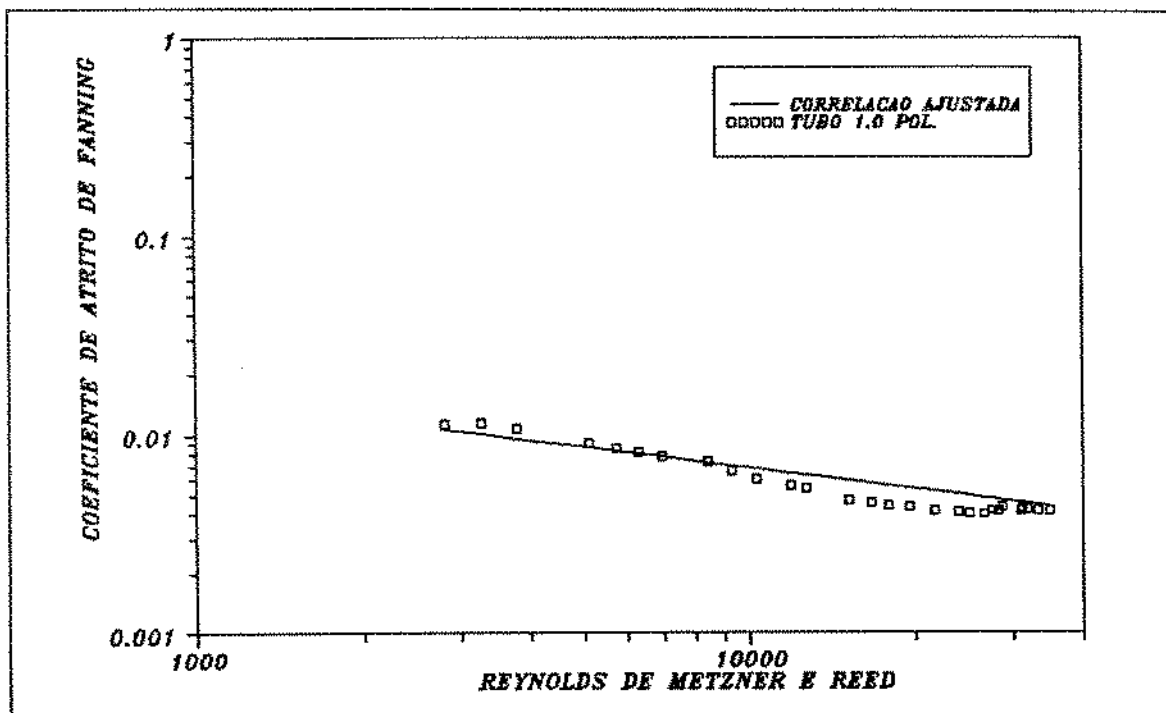


Figura 4.43: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

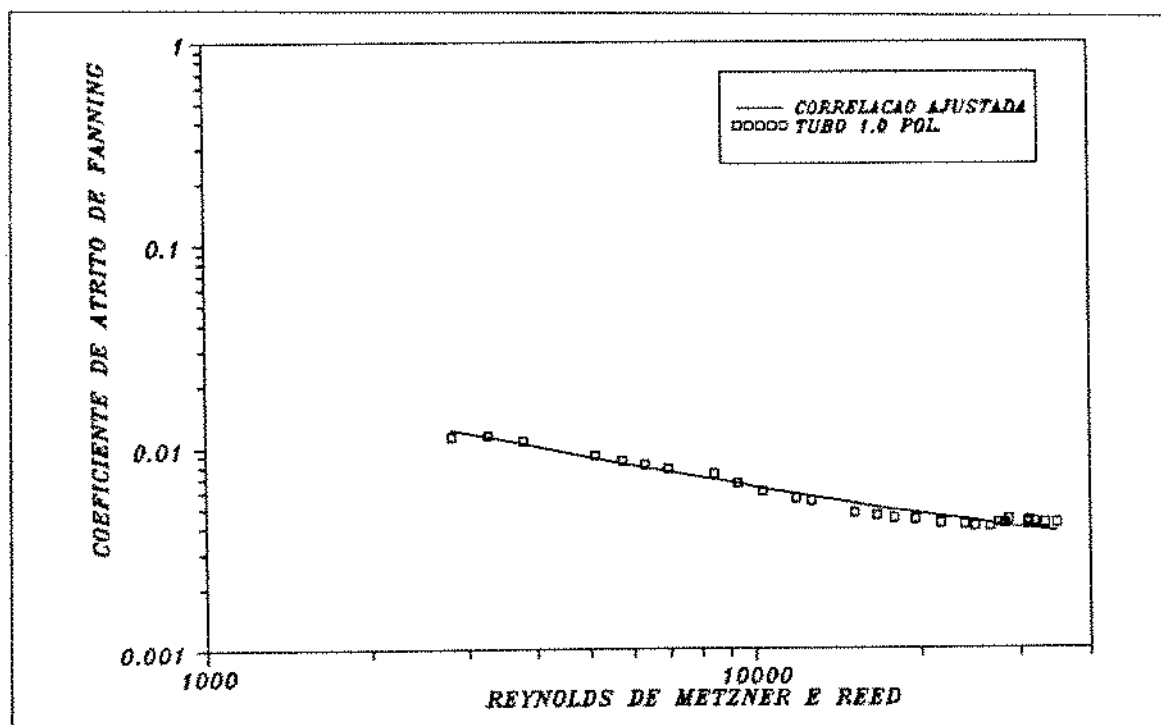


Figura 4.44: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

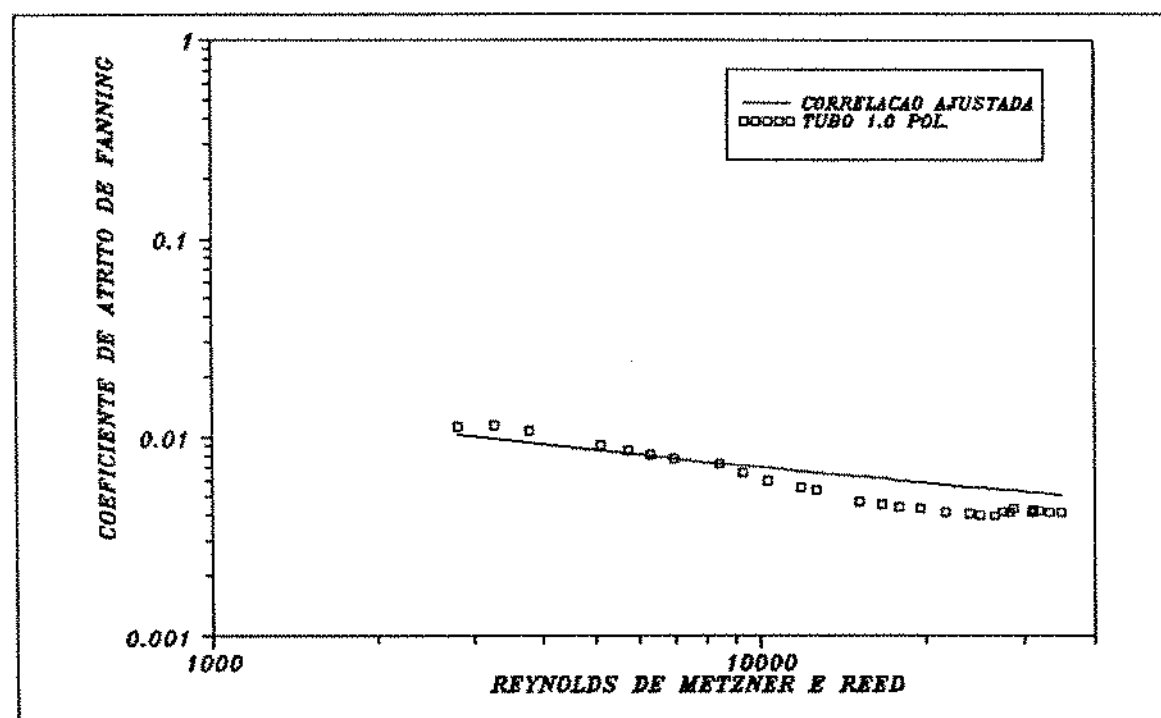


Figura 4.45: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

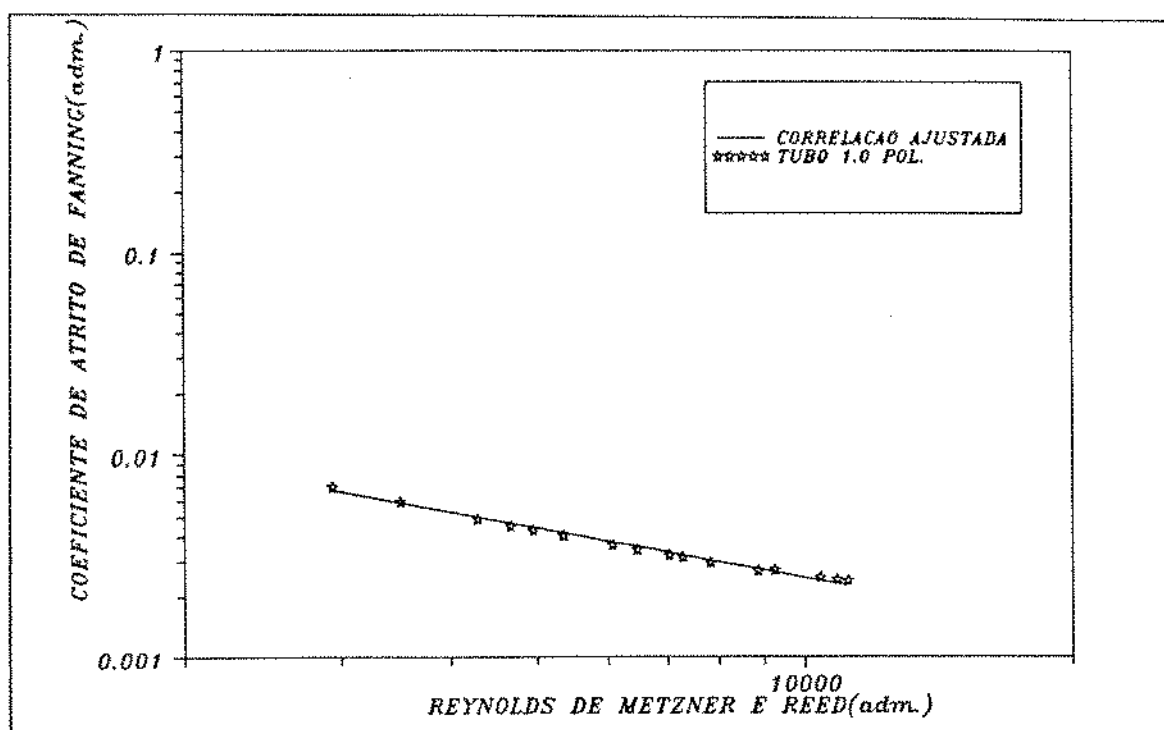


Figura 4.46: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

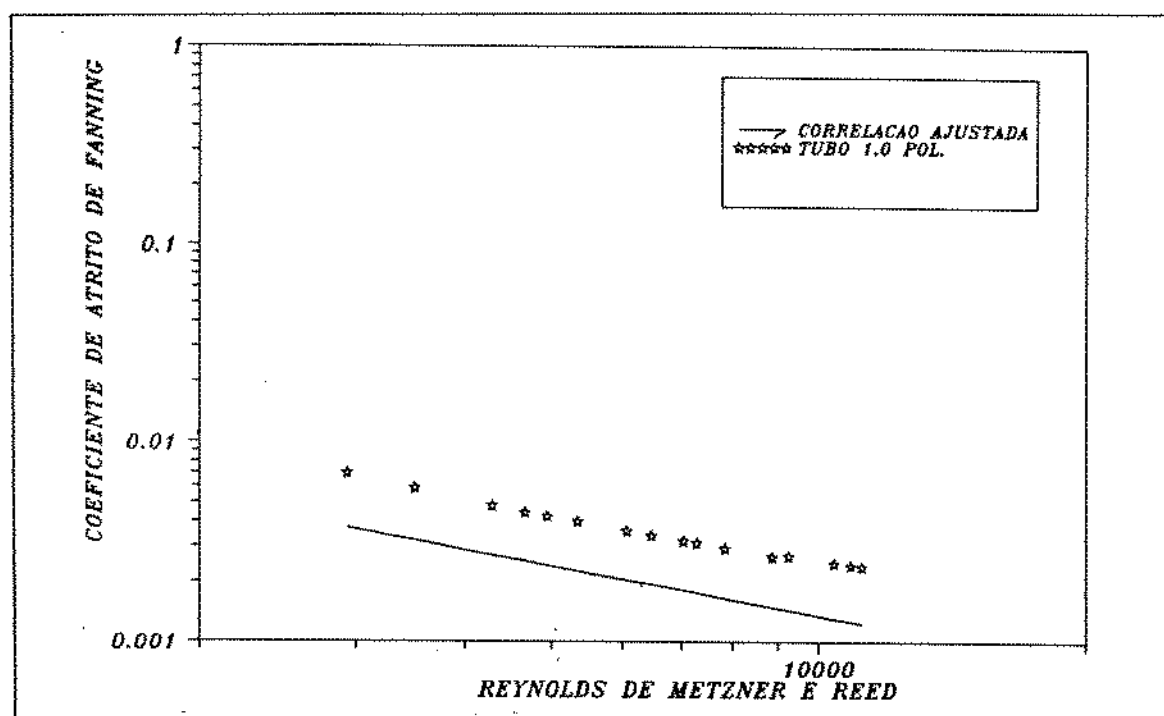


Figura 4.47: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

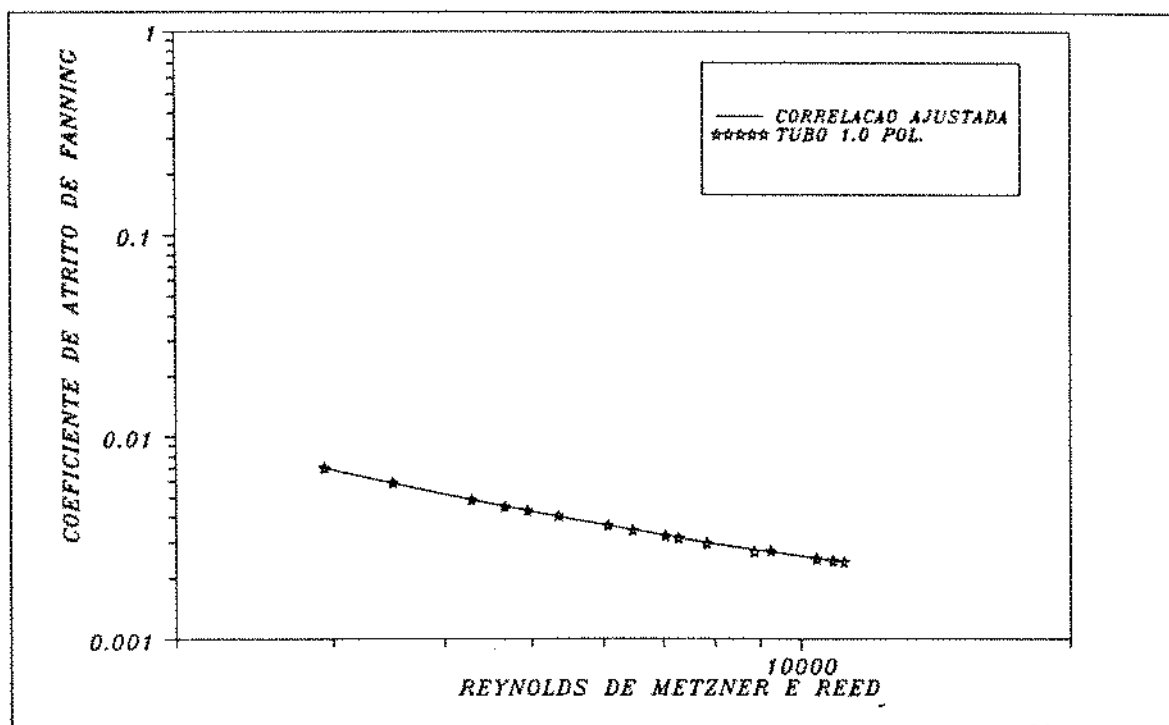


Figura 4.48: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

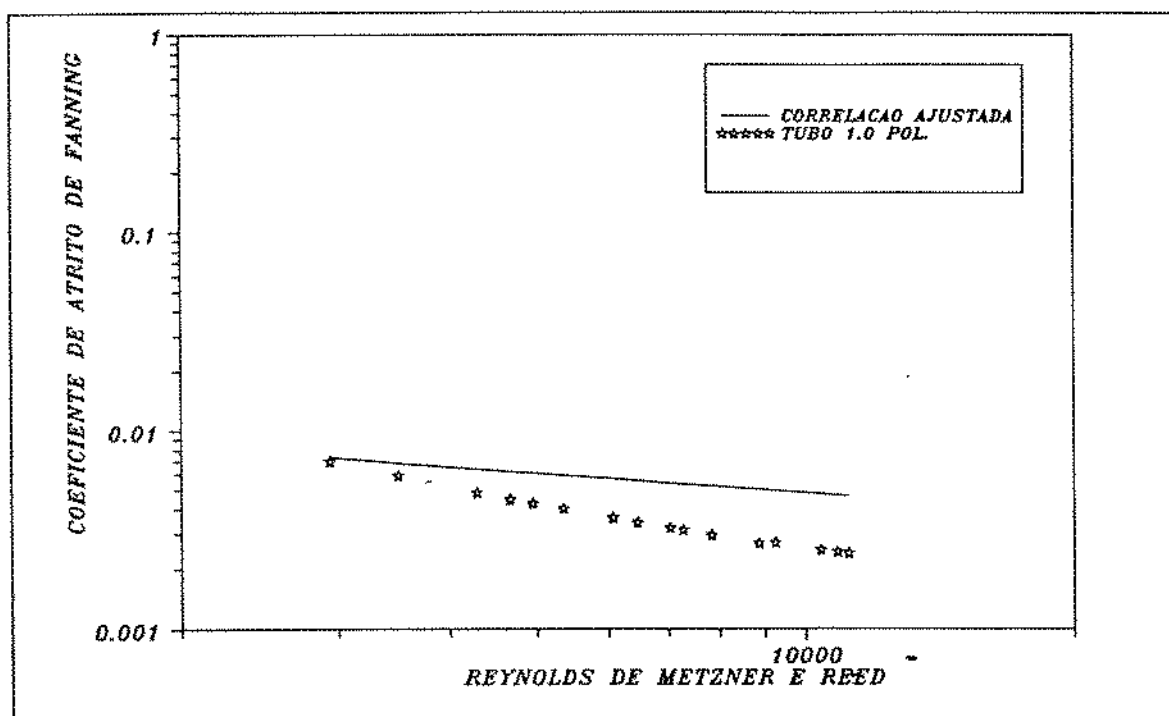


Figura 4.49: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

Os parâmetros estatísticos obtidos a partir da comparação entre os valores experimentais e os valores preditos pelas correlações analisadas, para os ajustes mostrados nas figuras (4.42) a (4.49), estão mostrados nas tabelas (4.9) e (4.10).

CORRELAÇÃO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
BLASIUS	6.81	7.67
SHAVER-MERRILL	7.91	8.89
DODGE-METZNER	19.49	13.79
SHAH	5.80	6.47

Tabela 4.9: Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito pelas correlações analisadas e os valores experimentais para o fluido de 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".

CORRELAÇÃO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
BLASIUS	3.31	3.69
SHAVER-MERRILL	44.99	6.64
DODGE-METZNER	59.57	12.84
SHAH	0.57	0.81

Tabela 4.10: Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito pelas correlações analisadas e os valores experimentais para o fluido de 5997 ppm de H.P.G. escoando em 1".

Uma simples inspeção dos gráficos mostrados nas figuras (4.42) a (4.49) nos leva a concluir que dentre as correlações analisadas, os valores preditos pela correlação de Shah são os que mais se aproximam dos valores experimentais. Os dados estatísticos mostrados nas tabelas (4.9) e (4.10) confirmam esta conclusão.

Nas figuras (4.50) a (4.65) estão plotados os valores experimentais do coeficiente de atrito, para o regime turbulento, para cada concentração de H.P.G e todos os diâmetros simultaneamente, e os valores preditos por cada uma das correlações analisadas.

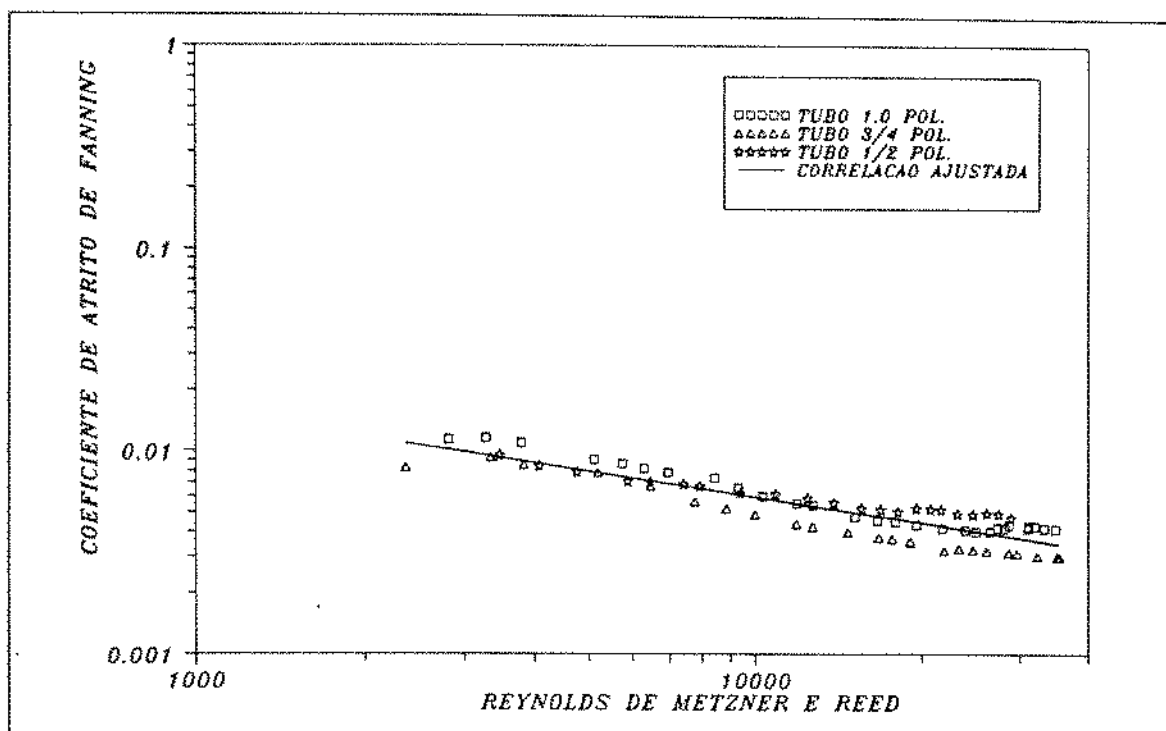


Figura 4.50: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

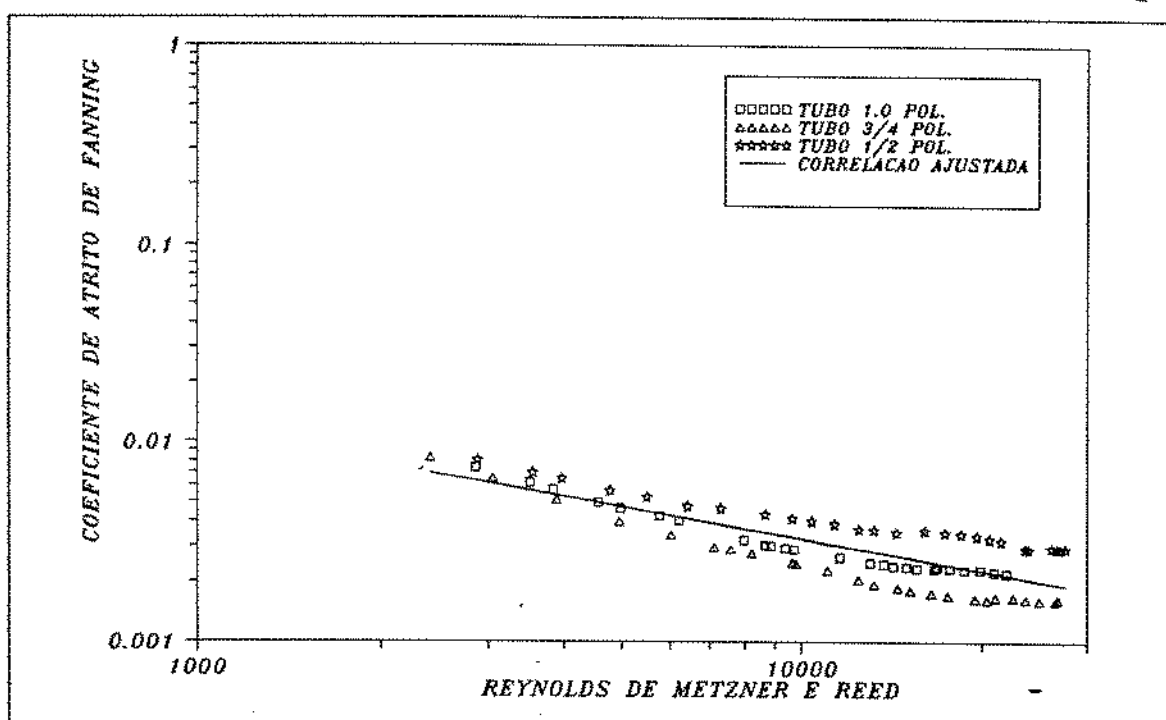


Figura 4.51: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.

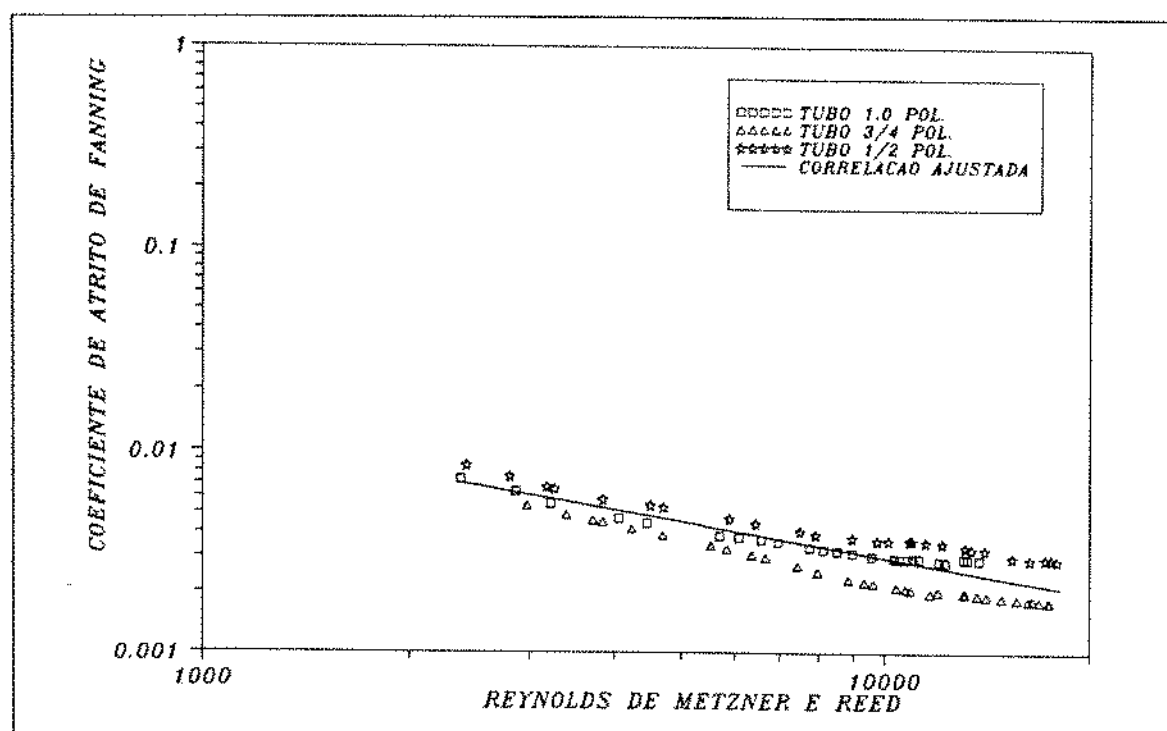


Figura 4.52: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.

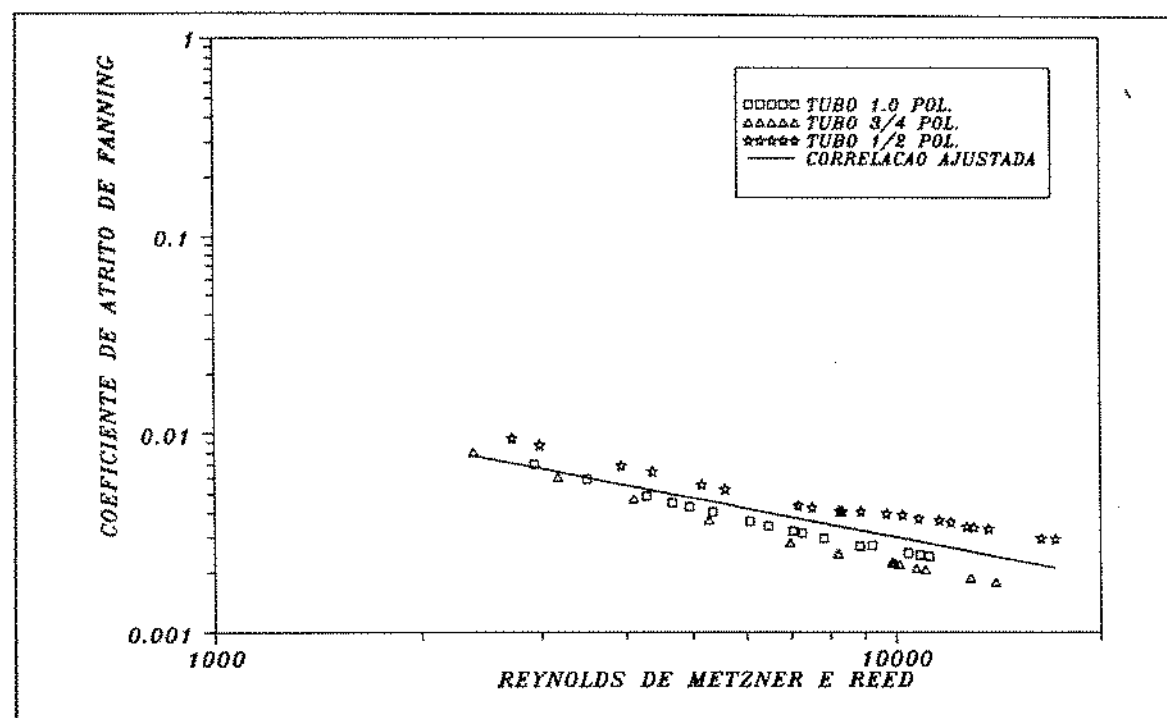


Figura 4.53: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Blasius para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

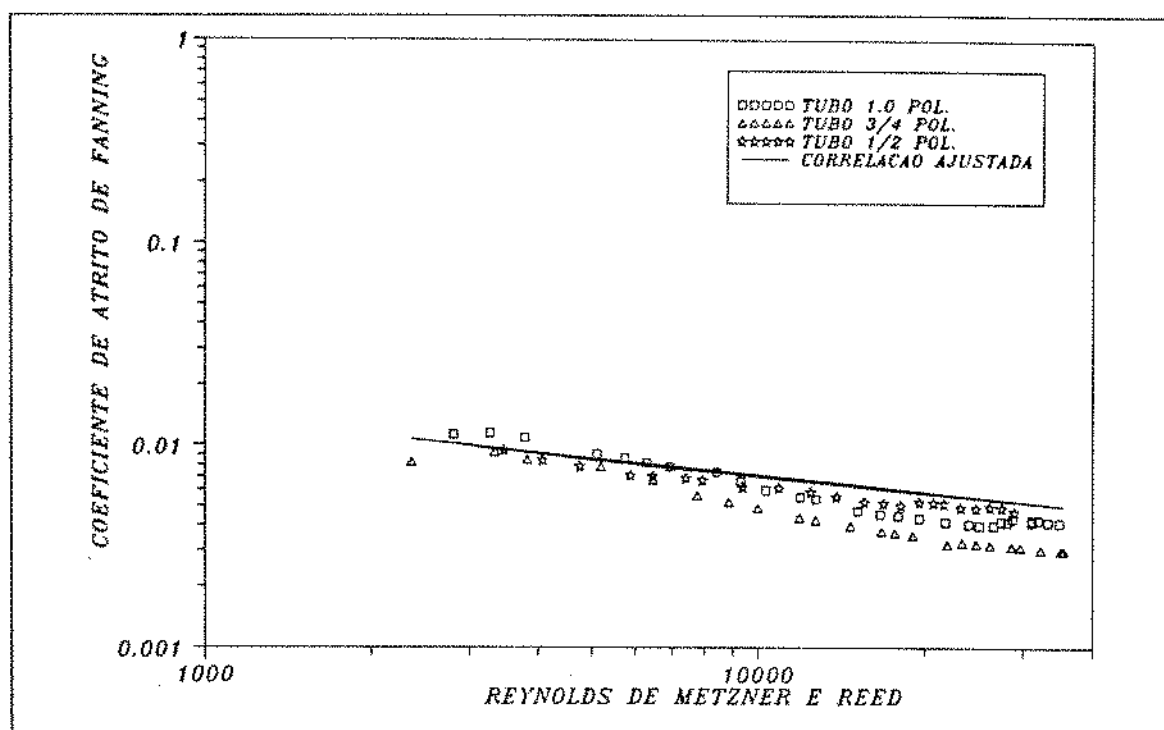


Figura 4.54: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

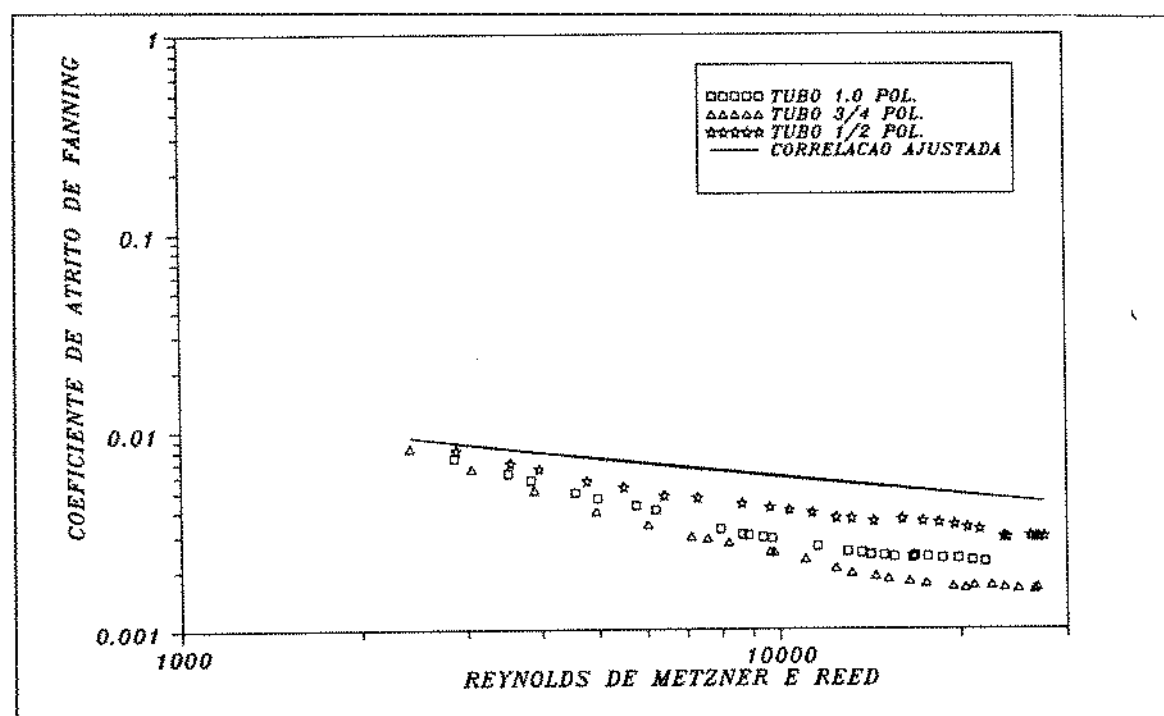


Figura 4.55: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.

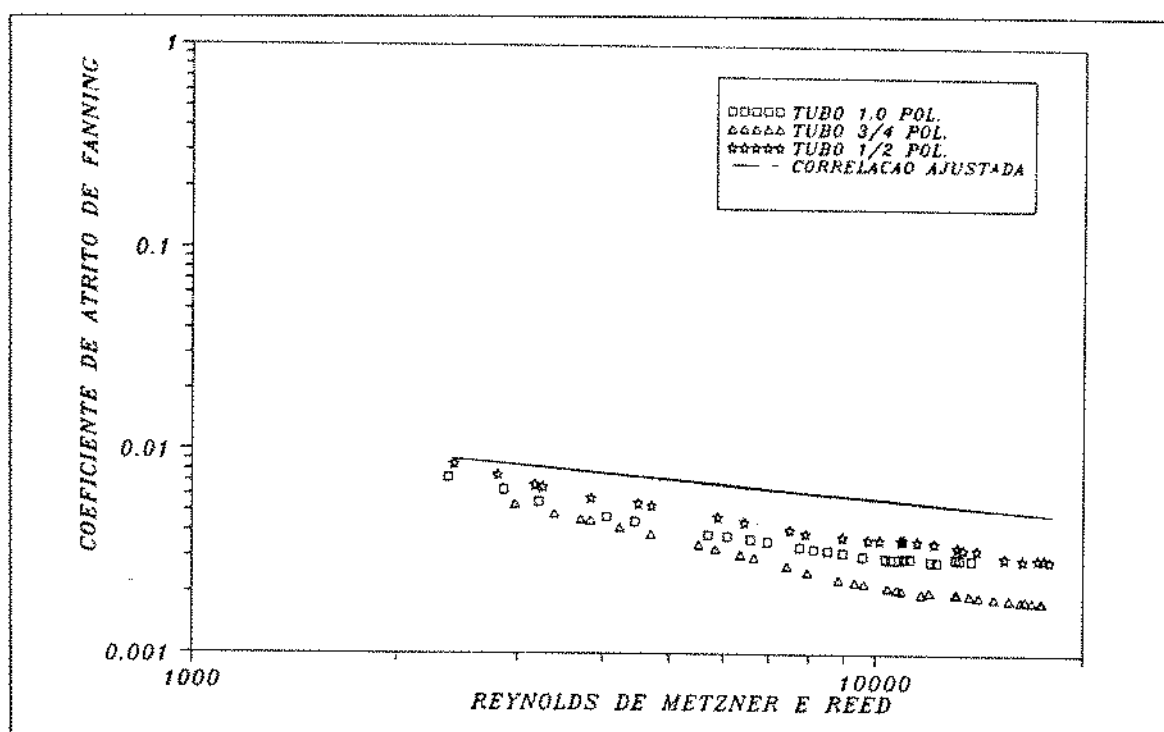


Figura 4.56: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.

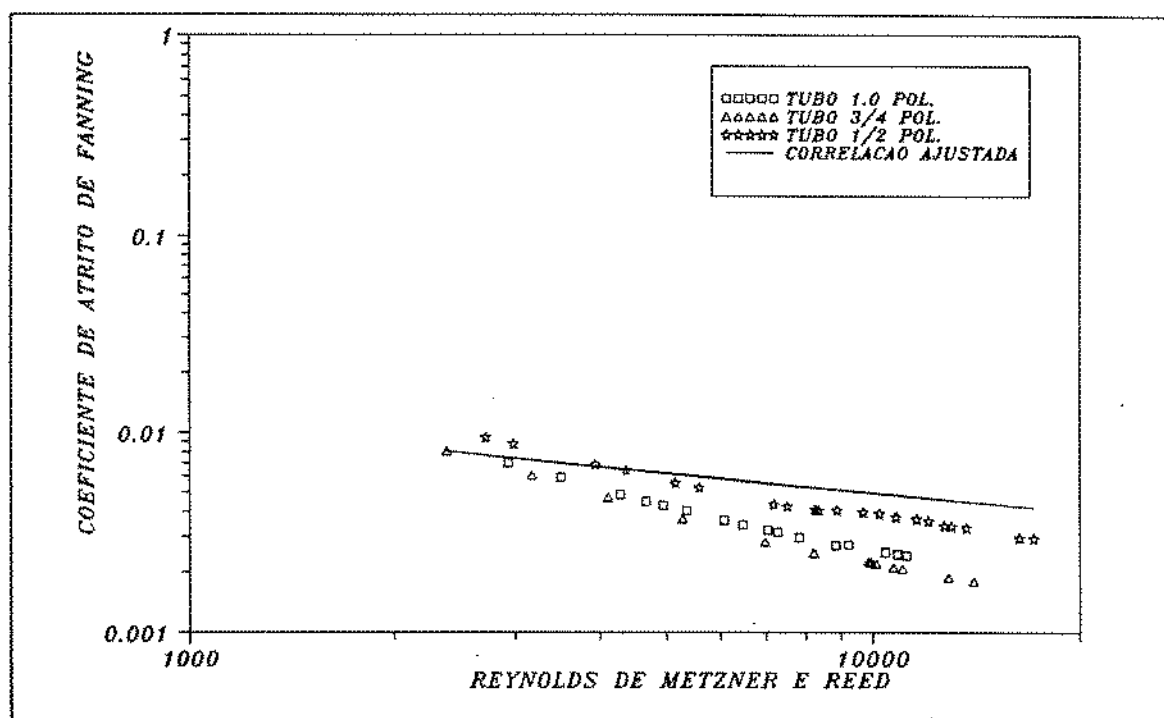


Figura 4.57: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Dodge-Metzner para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

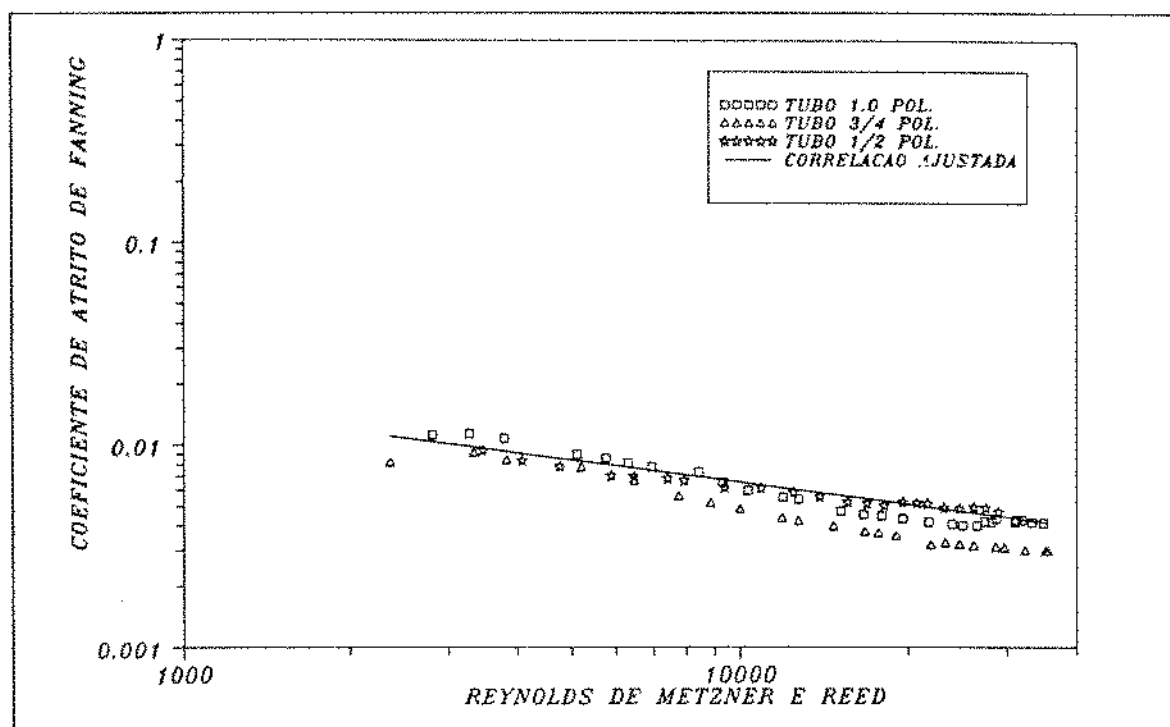


Figura 4.58: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

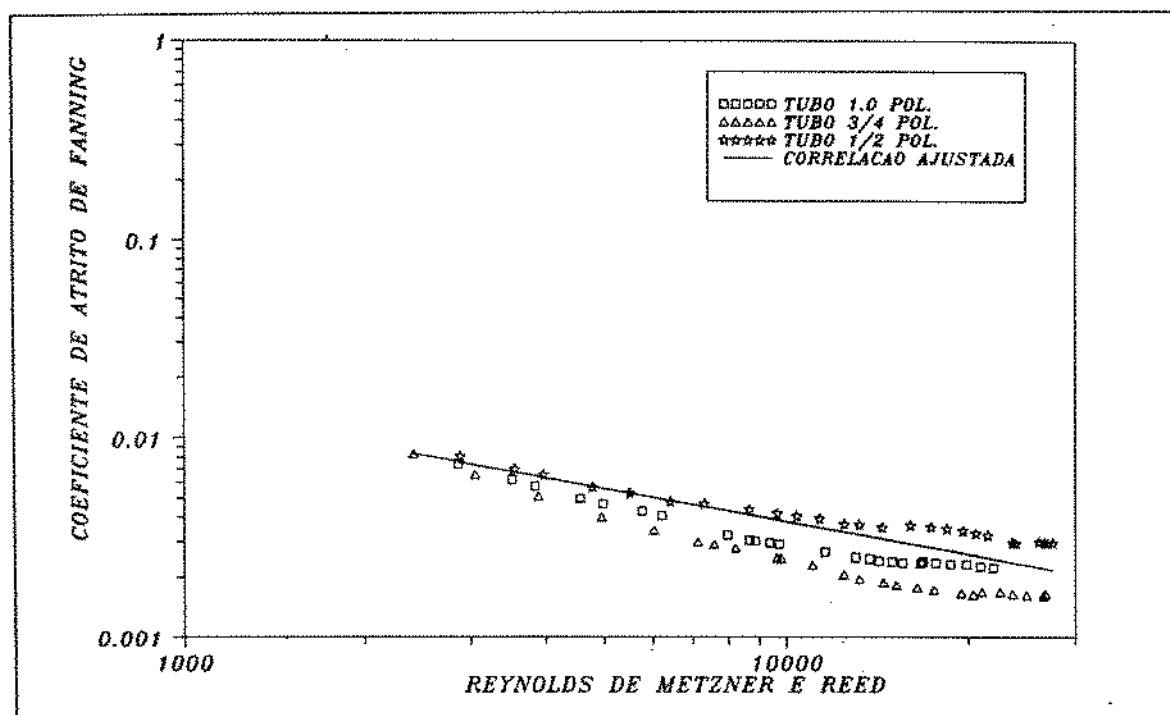


Figura 4.59: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Shaver-Merrill para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.

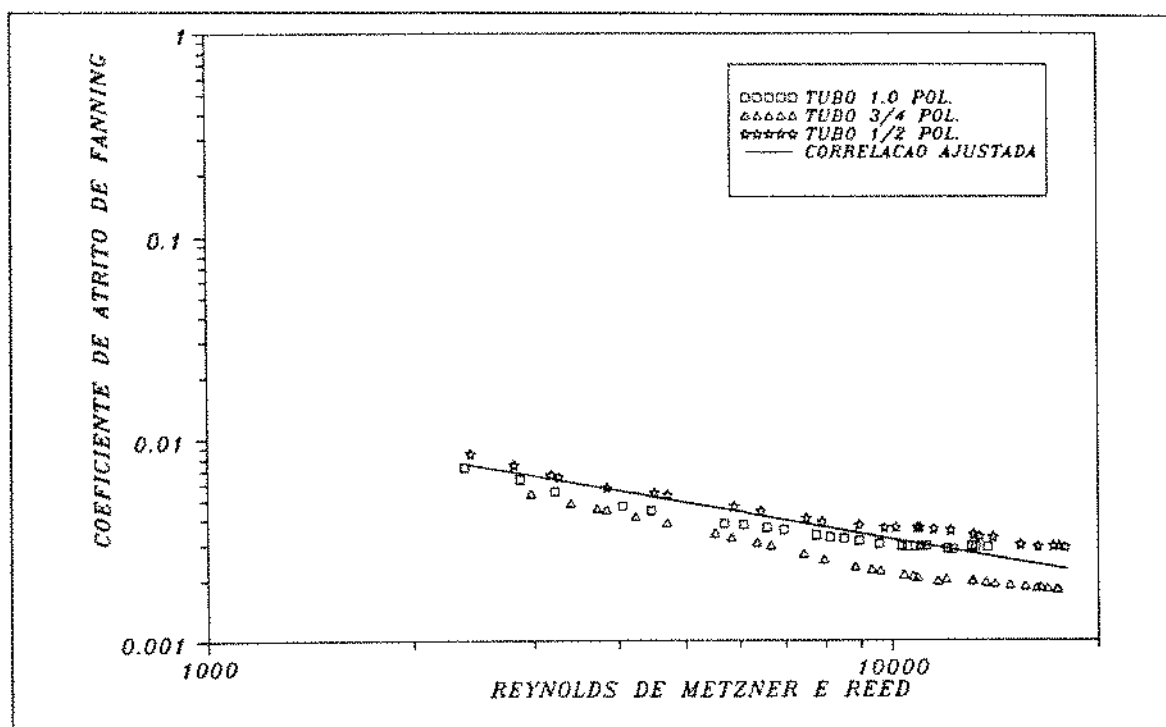


Figura 4.60: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Sha-ver-Merrill para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.

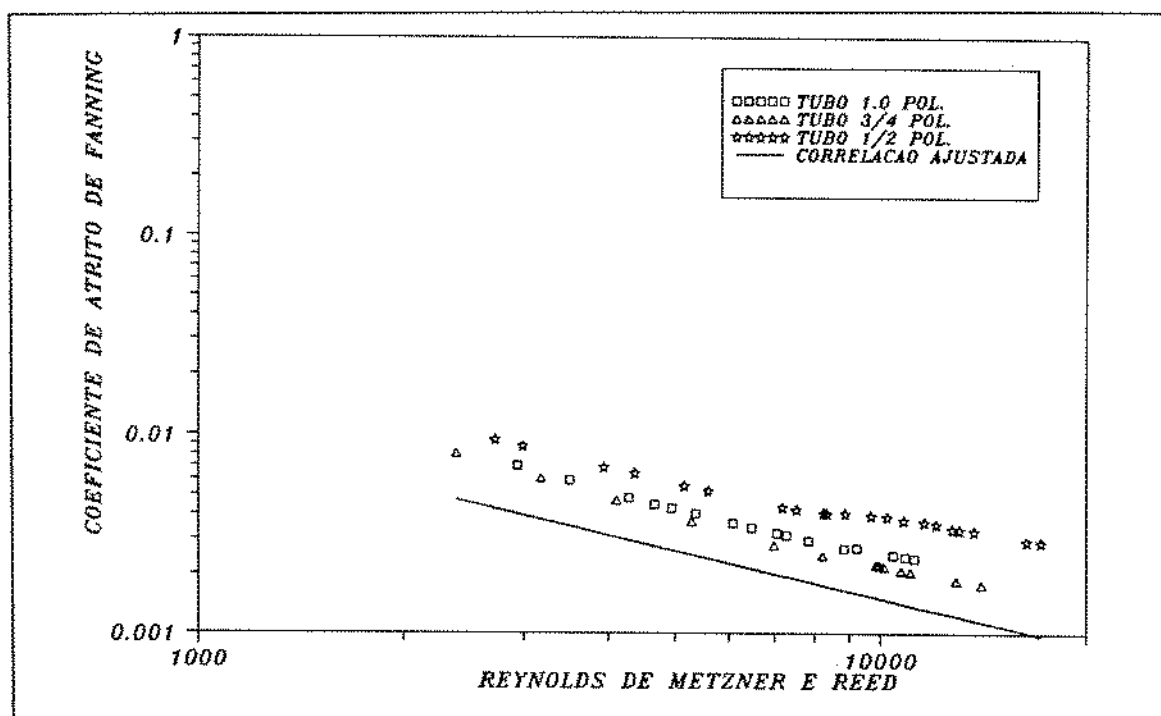


Figura 4.61: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação de Sha-ver-Merrill para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

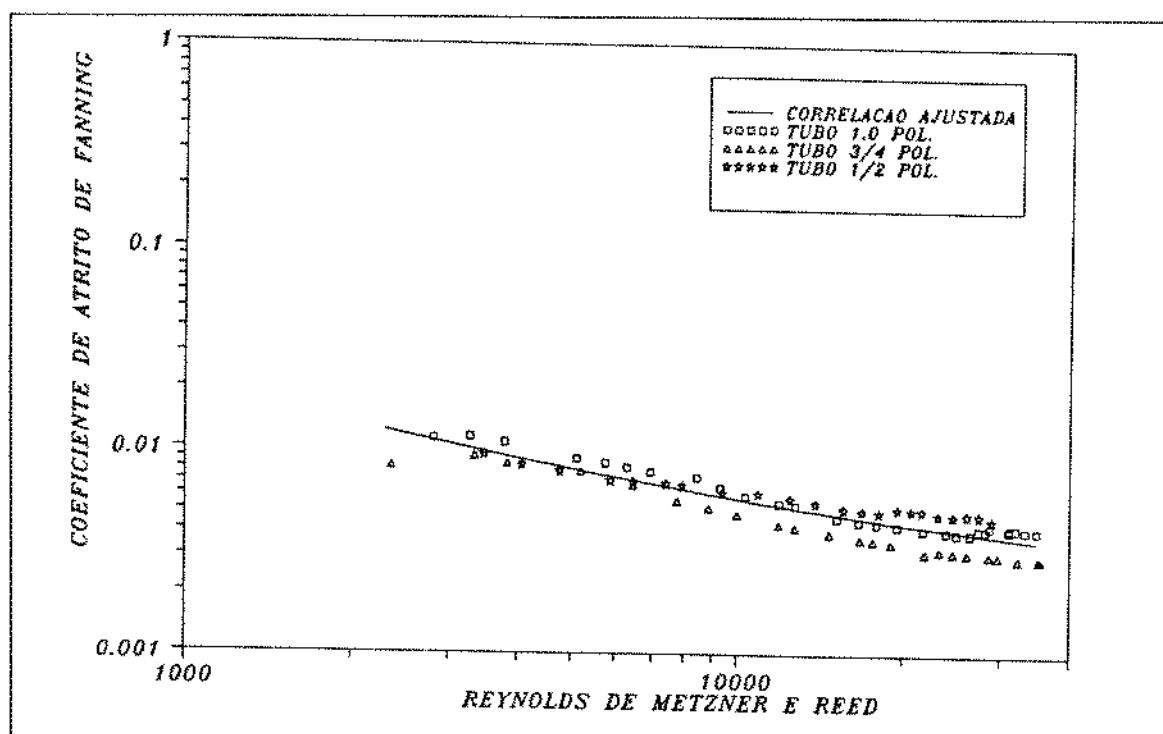


Figura 4.62: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 2399 ppm de H.P.G.

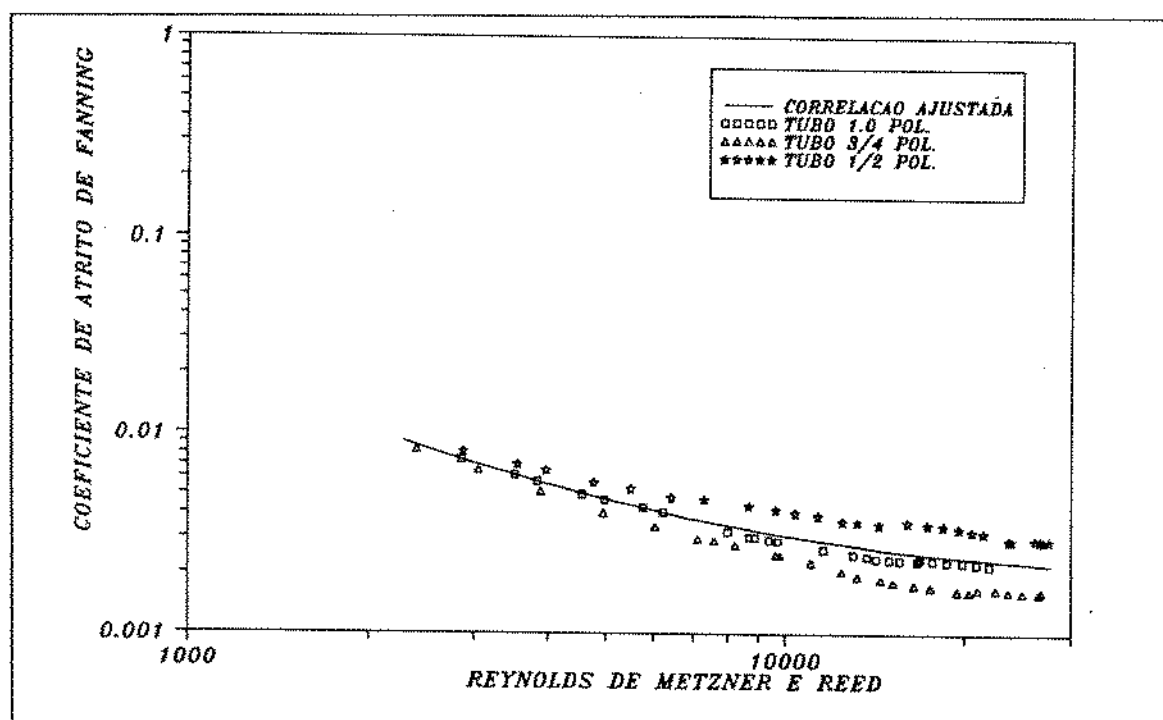


Figura 4.63: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 3598 ppm de H.P.G.

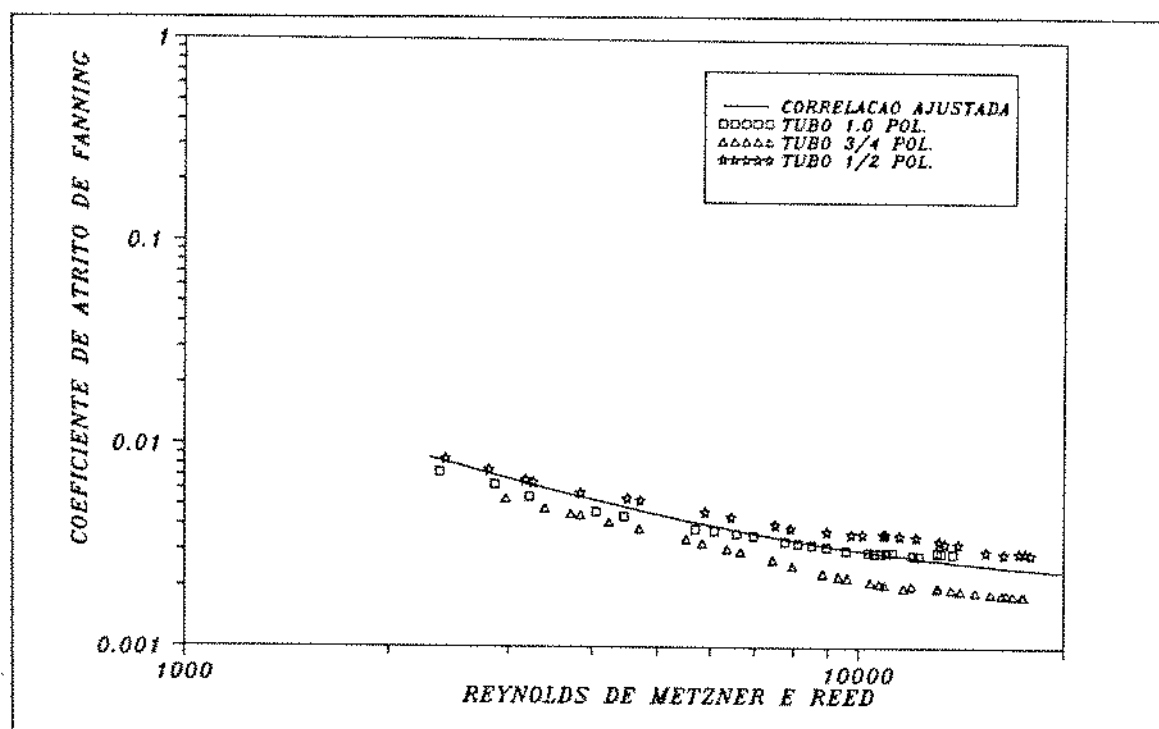


Figura 4.64: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 4798 ppm de H.P.G.

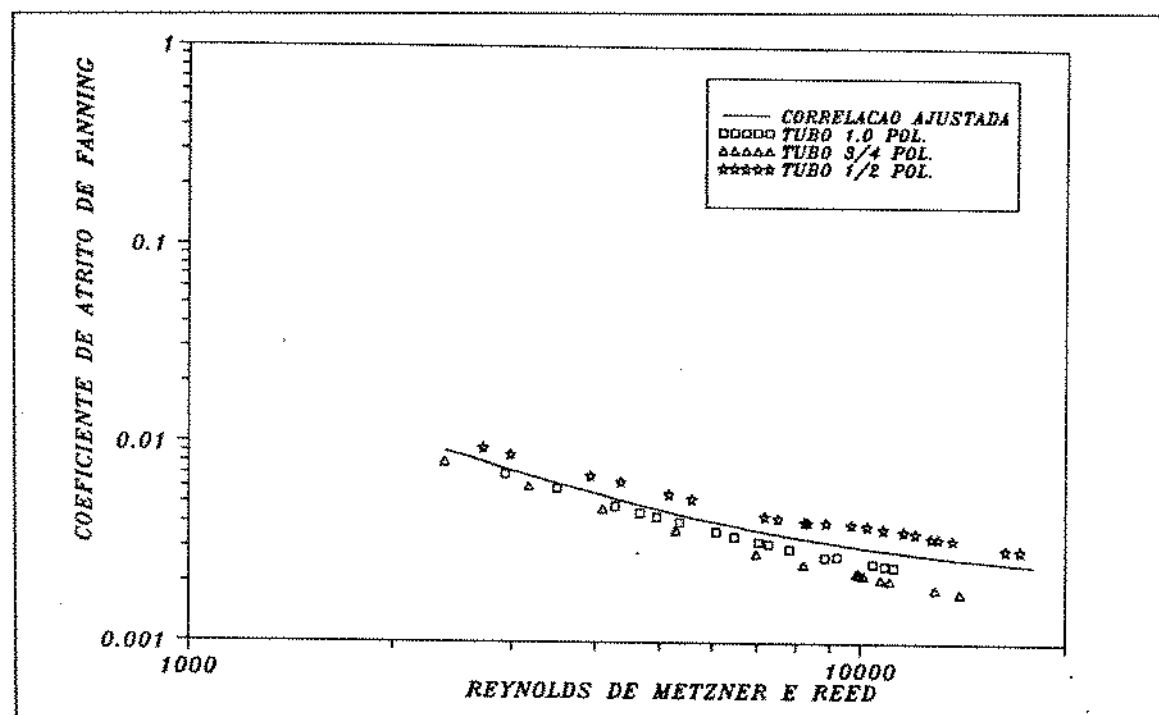


Figura 4.65: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para o fluido de 5997 ppm de H.P.G.

Os parâmetros empíricos calculados para as correlações tipo Blasius e tipo Shah, bem como os dados estatísticos referentes a comparação entre os valores experimentais e os valores preditos por cada uma das correlações analisadas estão mostrados nas tabelas (4.11) a (4.15).

FLUIDO (ppm)	CORRELAÇÃO BLASIUS		CORRELAÇÃO SHAH		
	E	m	F_{∞}	A	B
2399	0.2870	0.4216	0.00005	0.30485	0.42787
3598	0.4123	0.5243	0.00189	81.4903	1.20422
4798	0.7041	0.5929	0.00200	150.8517	1.30729
5997	1.3183	0.6605	0.00197	248.9442	1.34281

Tabela 4.11: Parâmetros empíricos calculados para as correlações tipo Blasius e tipo Shah para as soluções de H.P.G. analisadas.

CORRELAÇÃO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
BLASIUS	12.45	14.55
SHAVER-MERRILL	16.80	13.32
DODGE-METZNER	26.94	14.79
SHAH	12.54	14.41

Tabela 4.12: Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 2399 ppm.

CORRELAÇÃO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
BLASIUS	21.50	26.03
SHAVER-MERRILL	28.00	22.97
DODGE-METZNER	93.39	15.83
SHAH	20.68	23.48

Tabela 4.13: Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 3598 ppm.

CORRELAÇÃO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
BLASIUS	17.37	20.02
SHAVER-MERRILL	19.38	18.64
DODGE-METZNER	88.28	14.24
SHAH	17.57	19.02

Tabela 4.14: Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 4798 ppm.

CORRELAÇÃO	DESVIO MÉDIO ABSOLUTO (%)	DESVIO PADRÃO (%)
BLASIUS	21.00	23.32
SHAVER-MERRILL	46.19	48.96
DODGE-METZNER	55.42	19.66
SHAH	20.50	21.26

Tabela 4.15: Análise estatística para a comparação entre os valores preditos para o coeficiente de atrito por cada uma das correlações e os valores experimentais para o fluido de 5997 ppm.

A concordância entre os resultados experimentais obtidos para o coeficiente de atrito e os valores preditos pela correlação de Dodge-Metzner [12] é muito pobre. Dentre as razões para essa discordância, poderíamos enumerar:

- A correlação de Dodge-Metzner [12] foi desenvolvida a partir de resultados experimentais muito limitados. A disponibilidade de dados experimentais para Reynolds de Metzner e Reed entre 20000 e 100000 para fluidos com índice de comportamento entre 0.4 e 0.6, valores para os quais os fraturamentos são conduzidos, é muito escasso.
- As soluções de H.P.G. utilizadas nos nossos experimentos, exibem uma propriedade de redução do arraste mais acentuada que as soluções aquosas de carbopol utilizadas por Dodge-Metzner [12].

Os valores do coeficiente de atrito preditos pela correlação de Dodge-Metzner [12], mostram uma concordância satisfatória apenas para o fluido de 2399 ppm, isto se deve ao fato de não ter sido observado uma redução de arraste significativa para esse fluido. Essa observação reforça a conclusão que as soluções de carbopol utilizadas para o desenvolvimento das correlações de Dodge-Metzner não mostravam uma propriedade de redução do arraste. A análise estatística mostrada nas tabelas (4.9), (4.10) e (4.12) a (4.15) confirmam essa observação.

Nas figuras (4.58) a (4.60) pode ser observado que os valores do coeficiente de atrito, obtidos a partir dos dados experimentais, para as soluções de 2399, 3598 e 4798 ppm, são em sua grande maioria inferiores aos valores do coeficiente de atrito preditos pela correlação de Shaver-Merrill. Este comportamento, sugere que os polímeros utilizados para o desenvolvimento da correlação de Shaver-Merrill [13] apresentavam uma capacidade de redução de arraste inferior ao H.P.G.. Na figura (4.61) observa-se o oposto, ou seja, os valores do coeficiente de atrito preditos por Shaver-Merrill são inferiores a todos os valores desse coeficiente obtidos experimentalmente. A discordância entre os valores preditos e medidos é tal que, para os nossos dados experimentais, o limite de não validade da correlação deve ser estendido para valores do índice de comportamento inferiores a 0,50 ou até maiores que esse valor. Essas observações também podem ser confirmadas através da análise estatística mostrada nas tabelas (4.9), (4.10) e (4.12) a (4.15).

Das correlações analisadas, a correlação tipo Shah foi a que apresentou uma melhor concordância entre os valores preditos para o coeficiente de atrito e os valores experimentais. Isto se deve ao fato dessa correlação, além de ajustar três parâmetros empíricos, foi desenvolvida a partir de dados coletados para o escoamento em tubos de soluções aquosas de H.P.G., cobrindo uma ampla faixa de número de Reynolds de Metzner e Reed e de índice de comportamento. Essa observação é confirmada pela análise das figuras (4.44), (4.48) e (4.62) a (4.65) e pela análise estatística mostrada nas tabelas (4.9), (4.10) e (4.12) a (4.15).

Os valores preditos para o coeficiente de atrito pela correlação tipo Blasius, também apresentam uma concordância satisfatória em relação aos valores experimentais, isto pode ser creditado ao fato da correlação proposta por Blasius apresentar uma expressão matemática semelhante a correlação proposta por Shah. Poderíamos assim dizer que a correlação de Blasius é expressa matematicamente por uma forma linearizável da correlação de Shah.

Na figura (4.66) está mostrado o gráfico onde o coeficiente de atrito calculado utilizando os parâmetros empíricos ajustados, para todas as concentrações de H.P.G., pela correlação

tipo Shah, é plotado contra o número de Reynolds de Metzner e Reed. A análise dessa figura confirma a tendência verificada para os valores do coeficiente de atrito obtidos experimentalmente, ou seja, as curvas representativas do coeficiente de atrito tendem para uma curva única para as concentrações superiores a 3598 ppm. A partir desta constatação, pode-se concluir que a influência do índice de comportamento sobre o coeficiente de atrito só é significativa para valores mais elevados daquele índice.

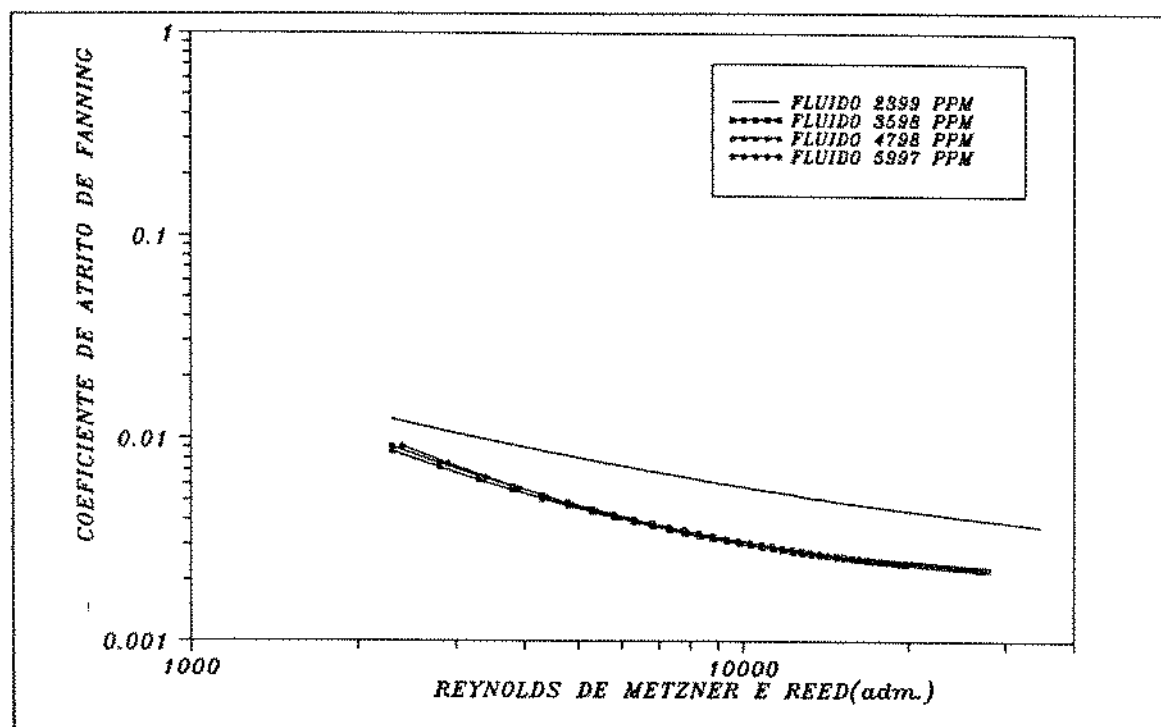


Figura 4.66: Coeficiente de atrito experimental e calculado pela correlação tipo Shah para os fluidos de 2399, 3598, 4798 e 5997 ppm de H.P.G..

Os valores calculados para os parâmetros empíricos E e m da correlação tipo Blasius mostrados na tabela (4.11), apresentam uma tendência de comportamento definida em função da concentração do polímero, decrescendo com a redução da concentração.

Para obter uma correlação dos parâmetros empíricos " E " e " m ", em função da concentração, os valores calculados para esses parâmetros foram plotados em função do índice de comportamento do fluido para as soluções de H.P.G. analisadas. Os pontos assim obtidos, foram então ajustados por um polinômio.

As equações (4.48) e (4.49) e as figuras (4.67) e (4.68), mostradas abaixo, expressam a relação entre os parâmetros " E " e " m " e o índice de comportamento para a correlação tipo Blasius proposta.

$$E(n) = 8,36477 - 20,3792n + 12,8261n^2 \quad (4.48)$$

$$m(n) = 1,02338 - 0,67387n - 0,07296n^2 \quad (4.49)$$

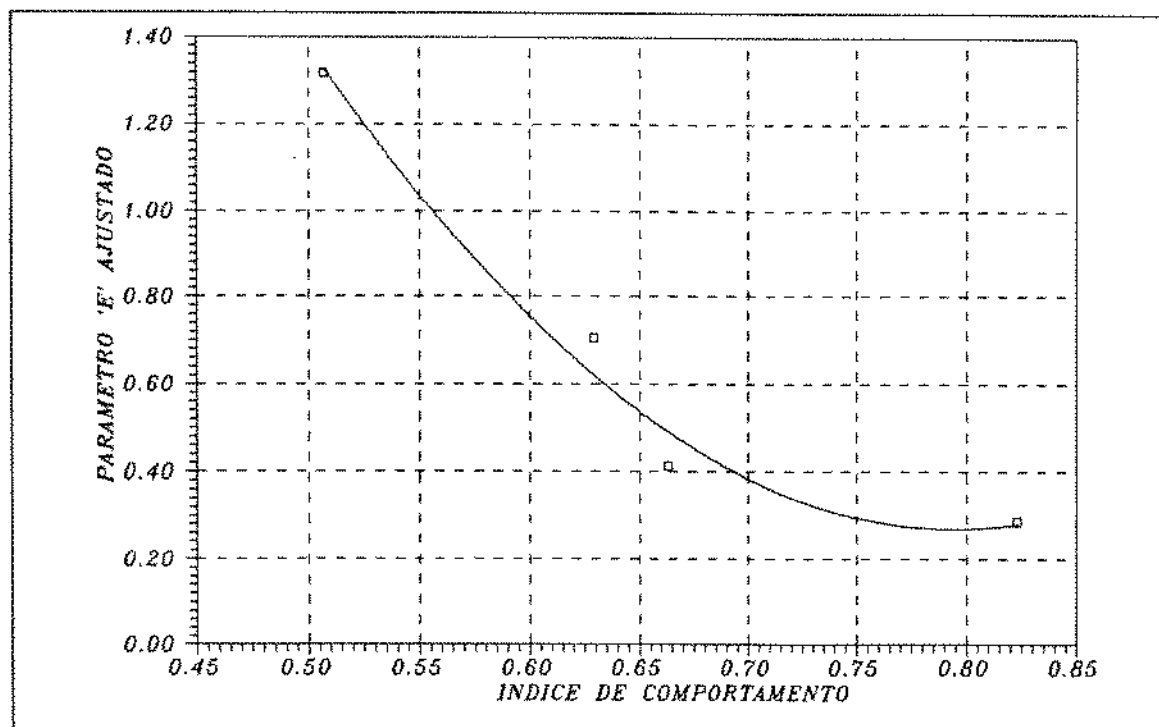


Figura 4.67: Parâmetro "E" da correlação tipo Blasius em função do índice de comportamento do fluido.

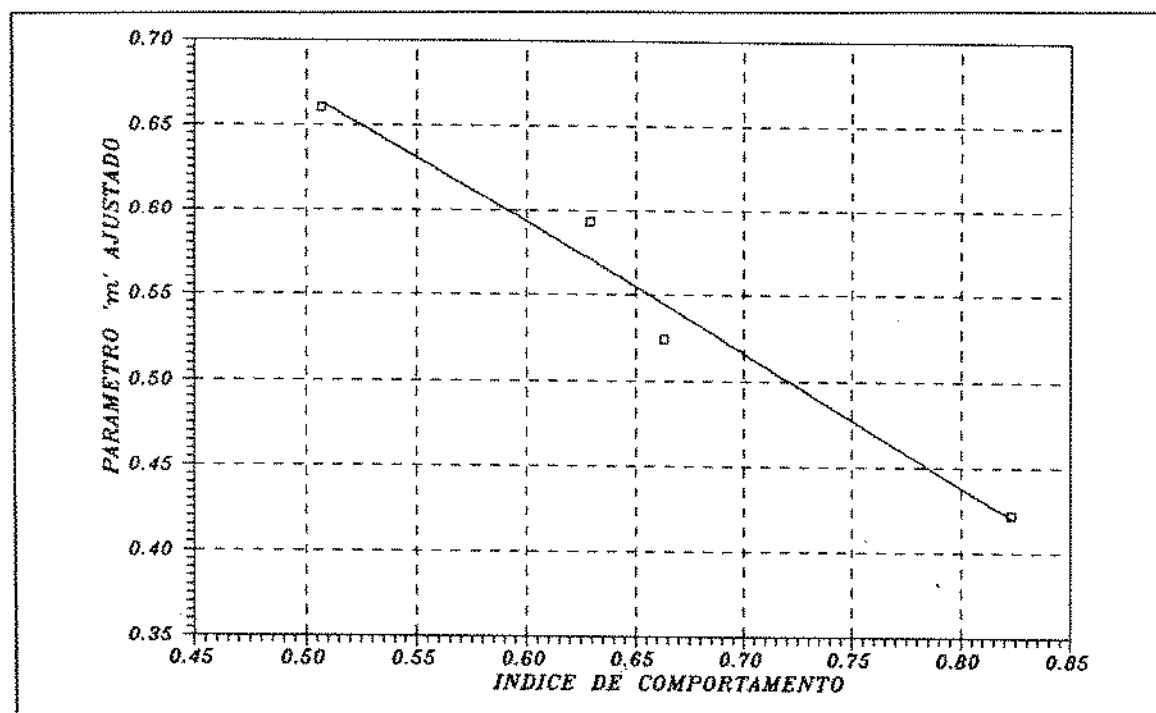


Figura 4.68: Parâmetro "m" da correlação tipo Blasius em função do índice de comportamento do fluido.

Em relação aos parâmetros empíricos calculados para a correlação tipo Shah, mostrados na tabela (4.11), também pode ser observada uma tendência de comportamento em relação a concentração de H.P.G. na solução. Para se obter uma correlação entre esses parâmetros e o índice de comportamento do fluido, foi adotado o mesmo procedimento usado para a correlação tipo Blasius. As equações resultantes do ajuste polinomial entre os parâmetros empíricos e o índice de comportamento do fluido e as curvas representativas desse ajuste, são expressas pelas equações (4.50), (4.51) e (4.52) e pelas figuras (4.69), (4.70) e (4.71).

$$F_{\infty}(n) = -0,009113 + 0,039045n - 0,033909n^2 \quad (4.50)$$

$$A(n) = 1125,26 - 2290n + 1119,14n^2 \quad (4.51)$$

$$B(n) = -2,6114 + 14,3956n - 13,0057n^2 \quad (4.52)$$

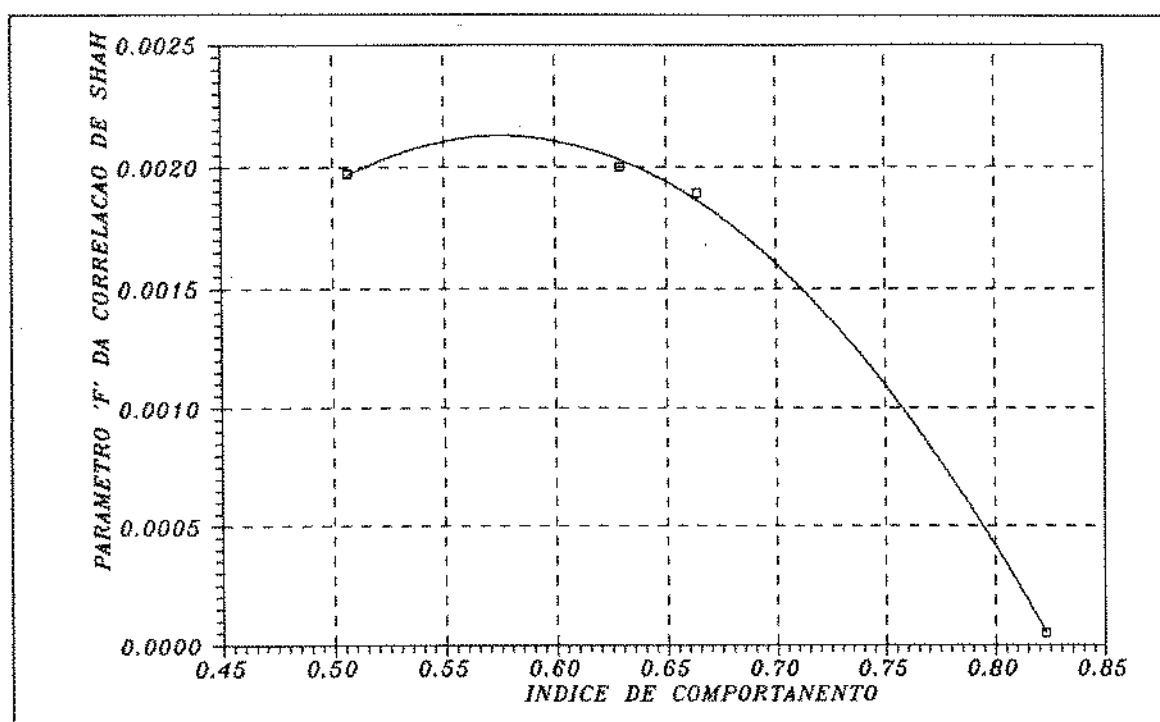


Figura 4.69: Parâmetro "F" da correlação de Shah em função do índice de comportamento do fluido.

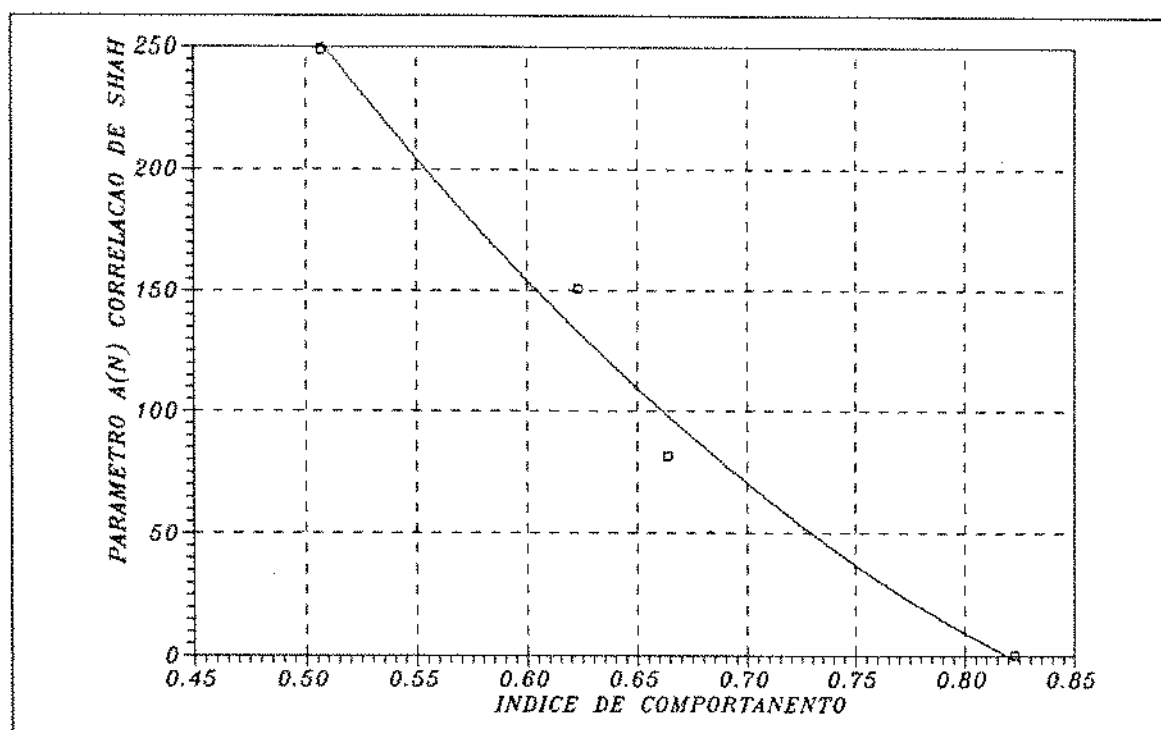


Figura 4.70: Parâmetro "A" da correlação de Shah em função do índice de comportamento do fluido.

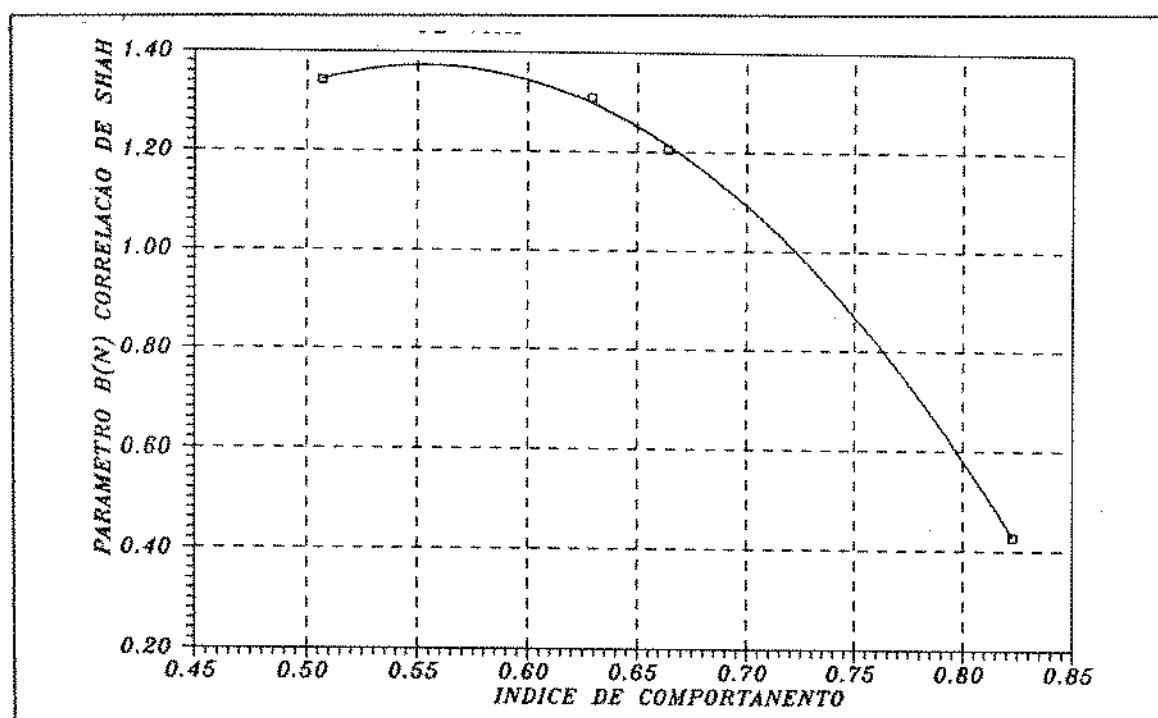


Figura 4.71: Parâmetro "B" da correlação de Shah em função do índice de comportamento do fluido.

É importante ressaltar que as correlações tipo Blasius e tipo Shah, obtidas neste trabalho, foram desenvolvidas a partir da análise do escoamento em três diferentes diâmetros, de soluções de H.P.G., com quatro diferentes concentrações, cobrindo uma faixa de índice de comportamento do fluido do modelo de Ostwald-De-Waele de 0.507 a 0.823. Na análise do escoamento, não foi contemplado o efeito da rugosidade dos tubos sobre o coeficiente de atrito.

Julgamos que um espectro maior de concentração de polímero, bem como uma maior variedade de diâmetros seriam necessários para conferir uma maior confiabilidade às correlações desenvolvidas.

4.4.3 REDUÇÃO DO ARRASTE

A queda de pressão devido a fricção, é um importante parâmetro para a estimulação através do fraturamento hidráulico de poços de óleo ou gás. Em altas profundidades, a excessiva perda de carga, devido a fricção, pode tornar o tratamento impraticável, devido a limitação na resistência à pressão interna dos tubos de produção e na capacidade de bombeio dos equipamentos utilizados na operação.

O sucesso nas operações de estimulação através do fraturamento hidráulico em poços profundos pode, em grande parte, ser creditado a propriedade de redução do arraste exibida pelo fluido de fraturamento.

A redução do arraste é um fenômeno distinto do decréscimo do coeficiente de atrito que os fluidos pseudoplásticos apresentam no escoamento turbulento, sendo necessário para caracterizá-lo, comparar os coeficientes de atrito obtidos para uma mesma vazão de escoamento, para a solução e para o solvente puro. Portanto, a redução do arraste ficara evidente quando o coeficiente de atrito calculado para o escoamento da solução e o coeficiente de atrito calculado para o solvente puro, são plotados em um mesmo gráfico, em função do número de Reynolds do solvente, que é calculado com as propriedades do solvente e com a velocidade de escoamento da solução.

Na região de escoamento laminar, o coeficiente de atrito observado para a solução, é maior que $16/Re_{solv}$, uma vez que a viscosidade da solução é maior que a viscosidade do solvente puro. Para a região de escoamento turbulento, os valores do coeficiente de atrito observados para a solução, são maiores que os observados para o solvente puro até um determinado número de Reynolds do solvente, a partir do qual os valores do coeficiente de atrito observados para a solução, assumem valores menores que os observados para o solvente puro, caracterizando assim a redução do arraste.

O número de Reynolds do solvente, a partir do qual o fenômeno da redução do arraste é observado, segundo Gadd [17], é função do diâmetro do tubo e da concentração do polímero na solução, aumentando com crescimento do diâmetro e reduzindo com o aumento da concentração.

No nosso caso, o número de Reynolds do solvente é calculado pela equação (4.36), e o coeficiente de atrito para o solvente puro é calculado pela equação de Colebrook (equação (4.53)), assumindo para os tubos da instalação piloto, uma rugosidade absoluta média igual a

0,00033 mm, sugerida por Streeter, para os tubos de aço comercial.

Para a solução da equação de Colebrook, foi elaborado um programa em linguagem turbo pascal, onde se utilizou um método iterativo, adotando como critério de convergência, o valor de 10^{-8} para a diferença entre dois valores subsequentes do coeficiente de atrito.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon/D}{3,7065} + \frac{1,2613}{Re\sqrt{f}} \right] \quad (4.53)$$

Os valores do coeficiente de atrito obtidos a partir dos dados experimentais coletados na instalação piloto, através do escoamento das soluções preparadas, e os valores desse coeficiente calculados para o solvente puro, através da equação de Colebrook, foram plotados contra o número de Reynolds do solvente calculados pela equação (4.36).

Nas figuras (4.72) a (4.74), estão mostrados os gráficos onde são plotados, em função do número de Reynolds do solvente, o coeficiente de atrito calculado para o solvente puro e o coeficiente de atrito obtido a partir dos dados experimentais para todas as concentrações de H.P.G., calculadas para cada um dos diâmetros.

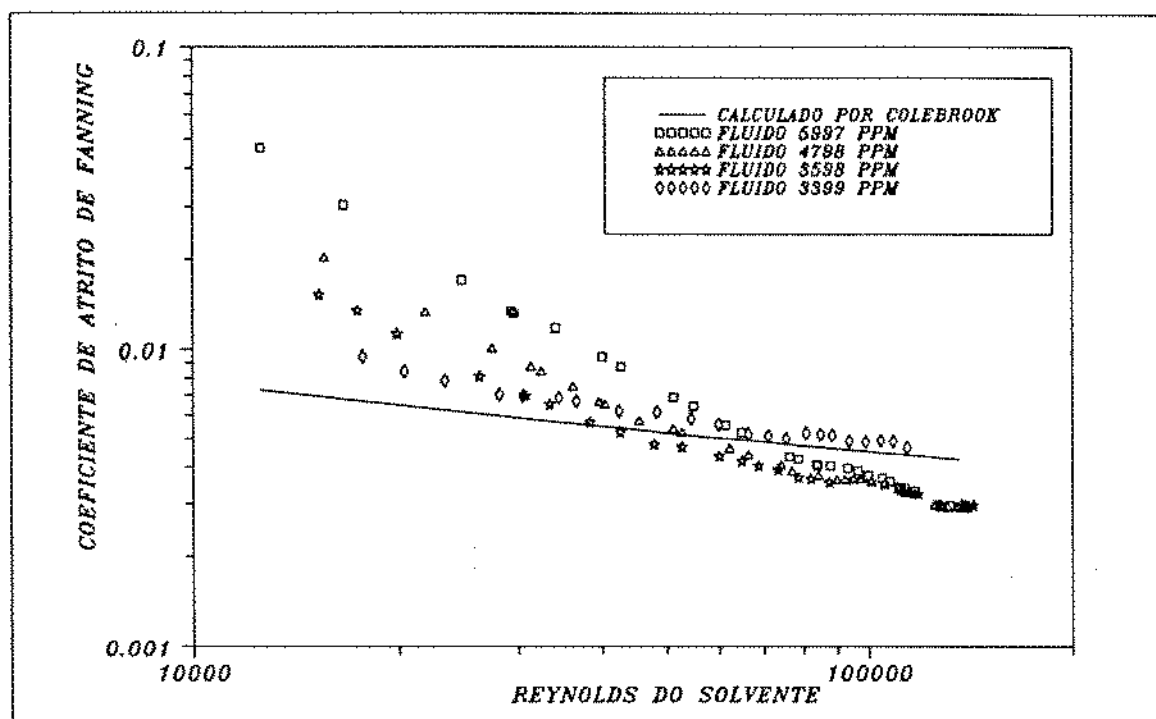


Figura 4.72: Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1/2".

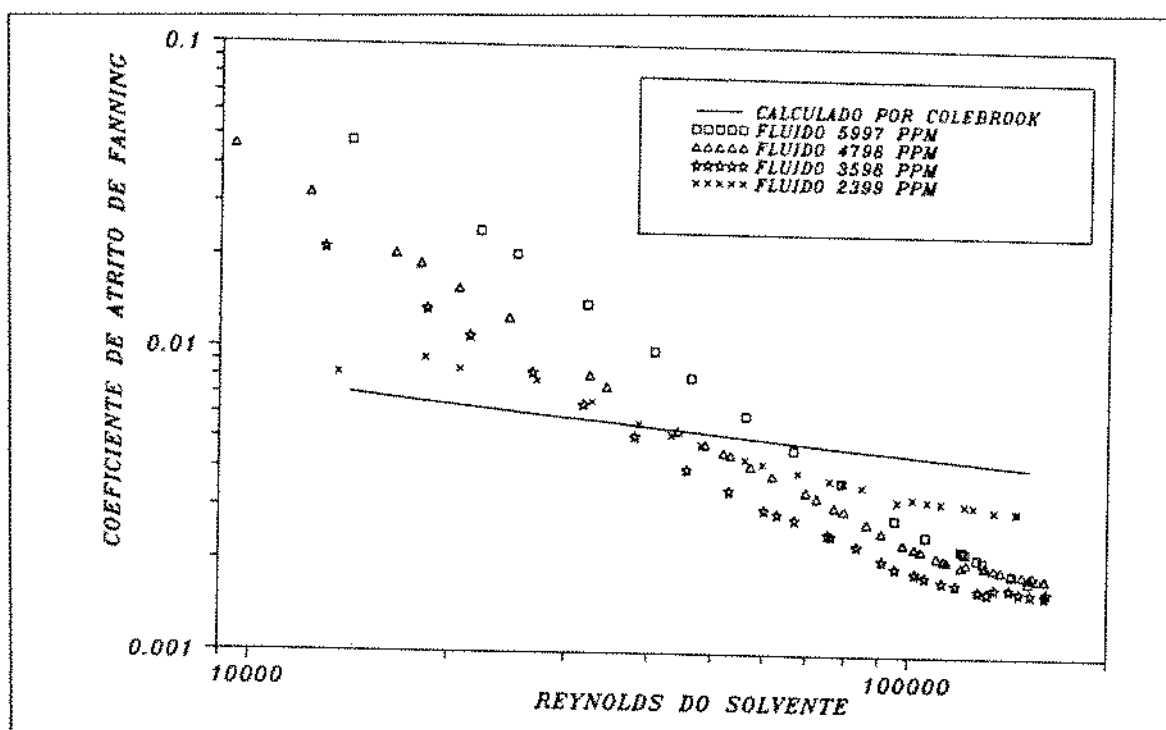


Figura 4.73: Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 3/4".

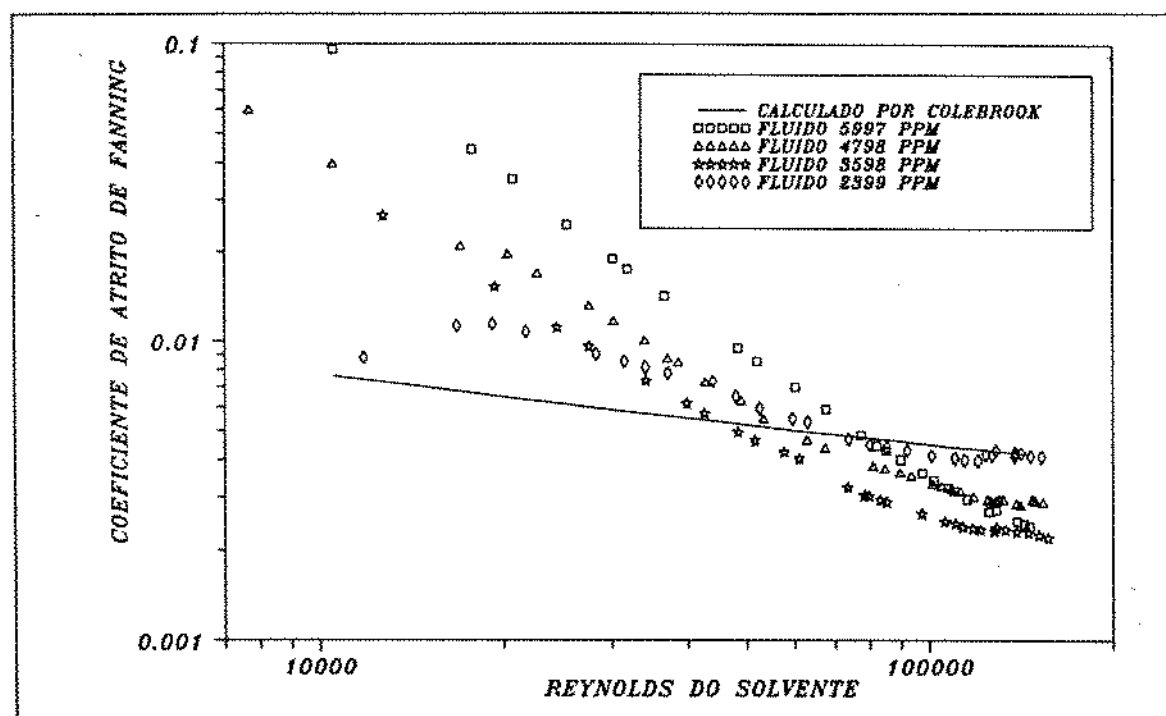


Figura 4.74: Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".

Analisando os gráficos das figuras (4.72) a (4.74), verificamos que o número de Reynolds do solvente para o qual se verifica o início da redução do arraste, mostram, a menos do fluido de 2399 ppm, uma tendência de comportamento em relação a concentração do polímero na solução, crescendo com o aumento da concentração do polímero. Em relação ao fluido de 2399 ppm, a tendência observada para as demais concentrações, não foi observada devido a degradação mecânica observada durante o escoamento dessa solução, como fica evidenciado na figura (4.74), onde pode ser verificado que a solução perde completamente suas características redutoras de arraste para os valores mais elevados do número de Reynolds do solvente.

As observações do parágrafo anterior, vão de encontro ao que é estabelecido por Gadd [17] em seu artigo, onde é afirmado pelo autor: " Em qualquer caso de escoamento de soluções à várias concentrações de um dado polímero em um dado tubo, à tensões de cisalhamento superiores ao valor de início da redução do arraste, esta última irá aumentar com o aumento da concentração do polímero, desde que a concentração do polímero não seja muito elevada.

Os valores do Reynolds do solvente para o qual se verifica o início da redução do arraste para as várias soluções escoando nos diâmetros de 1/2, 3/4 e 1", estão mostrados na tabela (4.16).

FLUIDO	TUBO 1/2"	TUBO 3/4"	TUBO 1"
2399		38500	73500
3598	41000	36316	43930
4798	53461	45420	59090
5997	69800	64000	77500

Tabela 4.16: Número de Reynolds do solvente para o qual se verifica o início da redução do arraste.

Nas figuras (4.75) a (4.77) estão mostrados os gráficos onde o coeficiente de atrito obtido a partir dos dados experimentais, e o coeficiente de atrito calculado por collebrook para o solvente puro, são plotados em função do Reynolds do solvente para cada concentração de polímero e para todos os diâmetros simultaneamente.

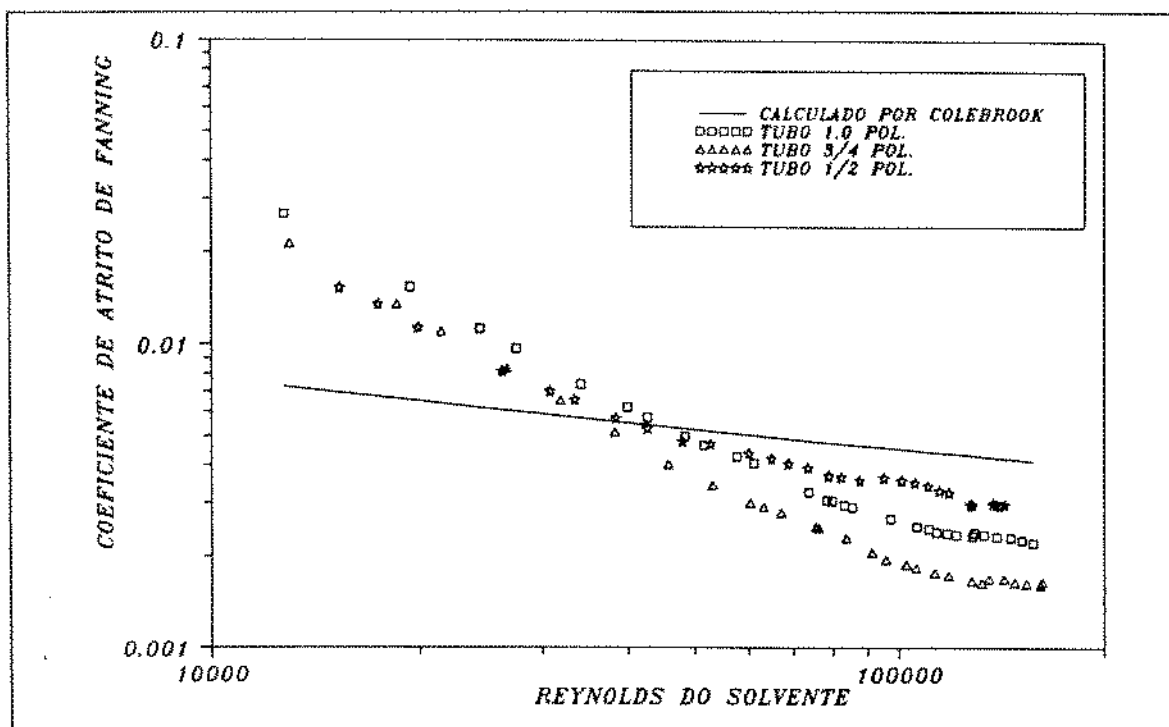


Figura 4.75: Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para a solução de 3598 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".

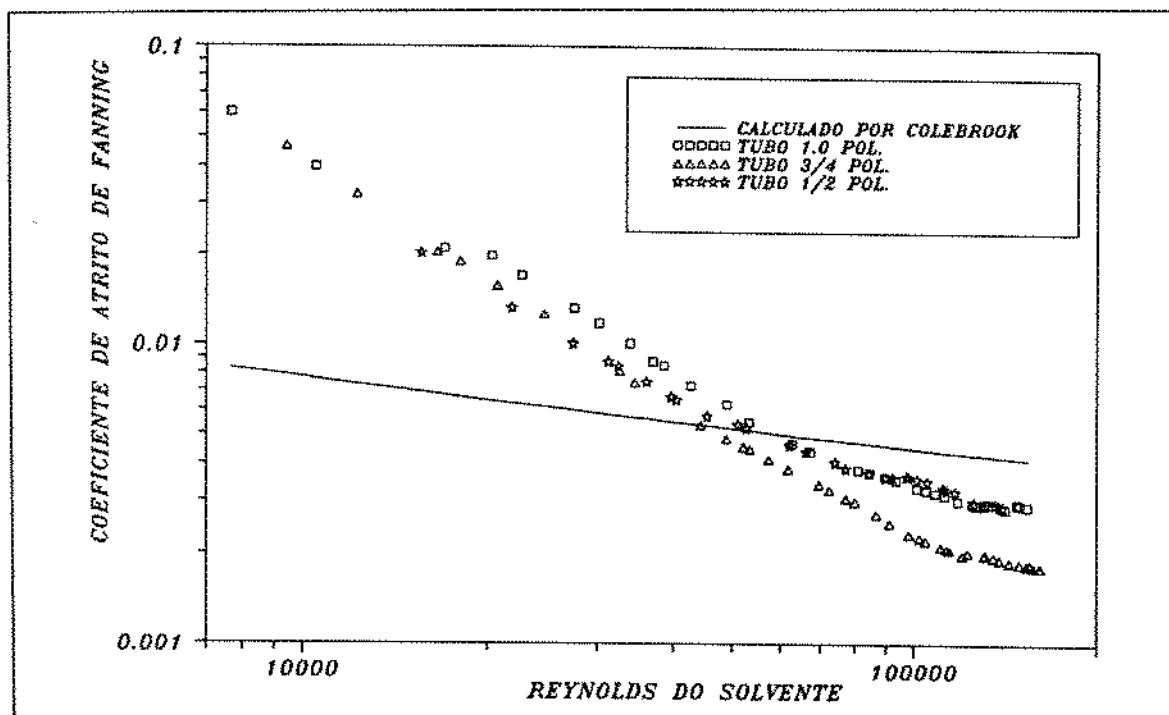


Figura 4.76: Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para a solução de 4798 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".

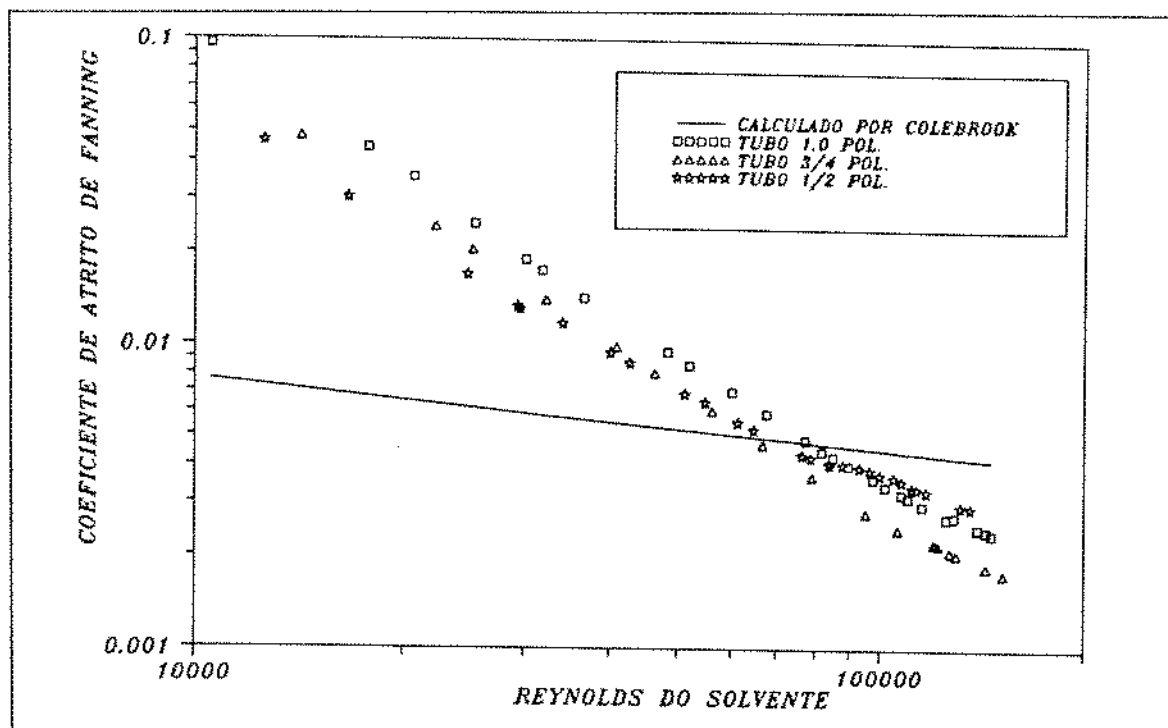


Figura 4.77: Coeficiente de atrito de Fanning $\times$ Reynolds do solvente para a solução de 5997 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".

Nessas figuras, não fica evidente uma dependência do Reynolds do solvente, para o qual se verifica a redução do arraste, em relação ao diâmetro, conforme estabelece a literatura. Entretanto, pode-se verificar que para todas as concentrações de polímero, o menor número de Reynolds do solvente ocorre para o tubo de 3/4", que foi o tubo pelo qual o escoamento se iniciou, nos levando a crer que a degradação mecânica do polímero deve ter contribuído para a não observação da tendência de comportamento em relação ao diâmetro, reportada na literatura.

4.4.4 MENSURAÇÃO DA REDUÇÃO NO ARRASTE

Para quantificar a redução do arraste durante o escoamento das soluções de H.P.G., utilizamos a equação (4.54), sugerida por Maegava [25], onde a redução no arraste é expressa, em termos percentuais, em função do coeficiente de atrito calculado a partir dos dados experimentais, e esse mesmo coeficiente calculado para o solvente puro a um mesmo número de Reynolds do solvente.

$$\%RA = \frac{(f_{solv} - f_{sol})}{f_{solv}} \times 100 \quad (4.54)$$

onde:

f_{solv} = é o coeficiente de atrito apresentado pelo solvente puro;

f_{sol} = é o coeficiente de atrito apresentado pela solução

ambos calculados para o mesmo número de Reynolds do solvente.

Nas figuras (4.78) a (4.80) estão mostrados os gráficos onde a percentagem de redução

do arraste, calculada pela equação (4.54), é plotada contra o número de Reynolds do solvente para cada um dos diâmetros e todas as concentrações simultaneamente. Pela análise dos gráficos, não fica evidente nenhuma tendência de comportamento da percentagem de redução do arraste em relação ao Reynolds do solvente. Em relação a solução de 2399 ppm, o efeito da degradação mecânica pode ser verificado com bastante clareza para o tubo de 1" (figura 4.80), onde se observa que a partir do número de Reynolds de 130000 a solução perde completamente suas características redutoras de arraste, de tal forma que, para o tubo de 1/2", essa característica não é mais observada. Gostaríamos novamente de salientar que o escoamento da solução de 2399 ppm foi realizado inicialmente através do tubo de 3/4", em seguida para os tubos de 1" e 1/2".

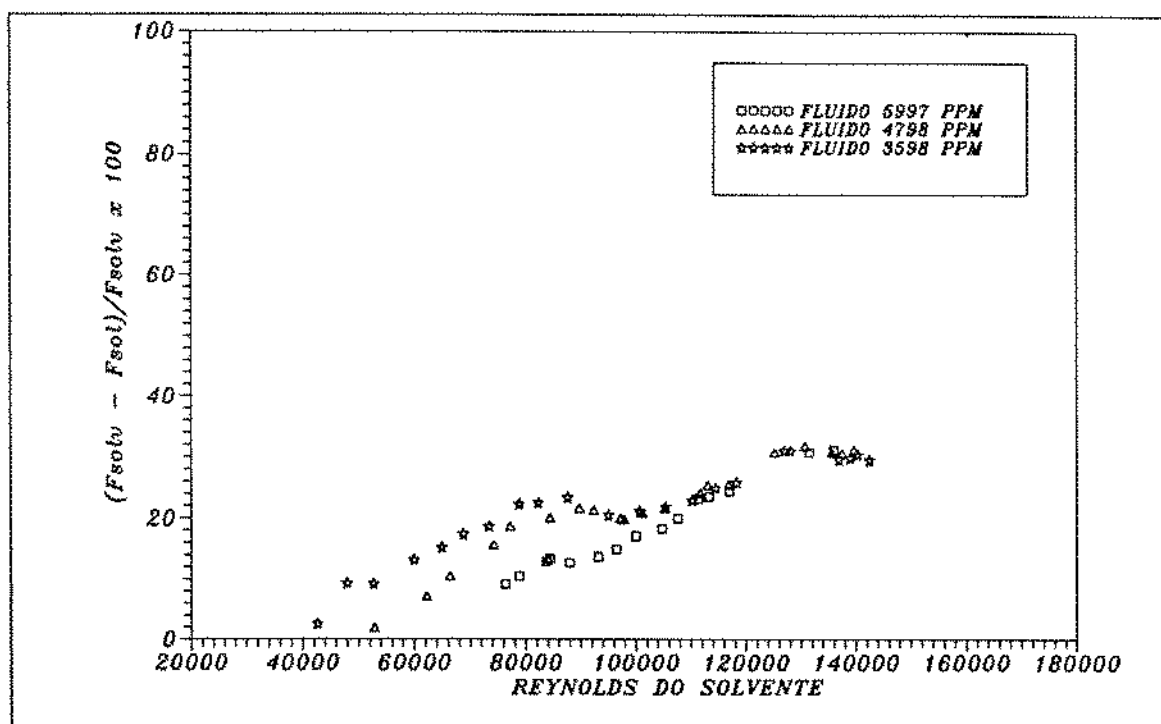


Figura 4.78: Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798 e 3598 ppm de H.P.G. escoando em 1/2".

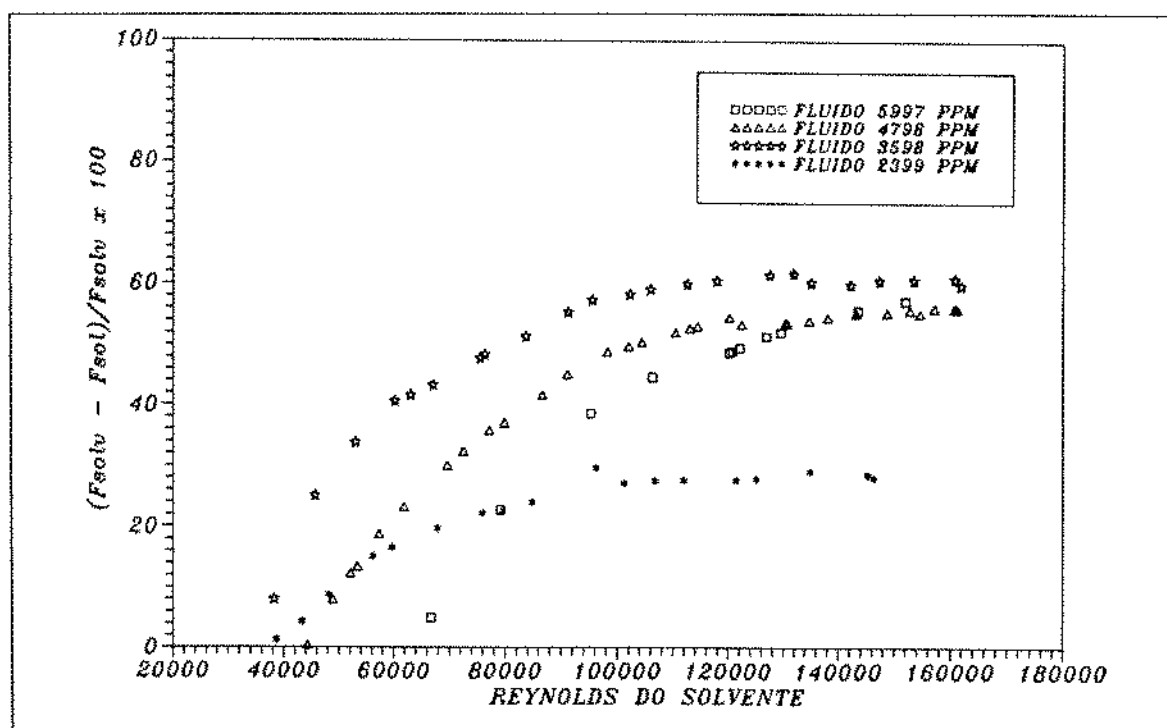


Figura 4.79: Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 3/4".

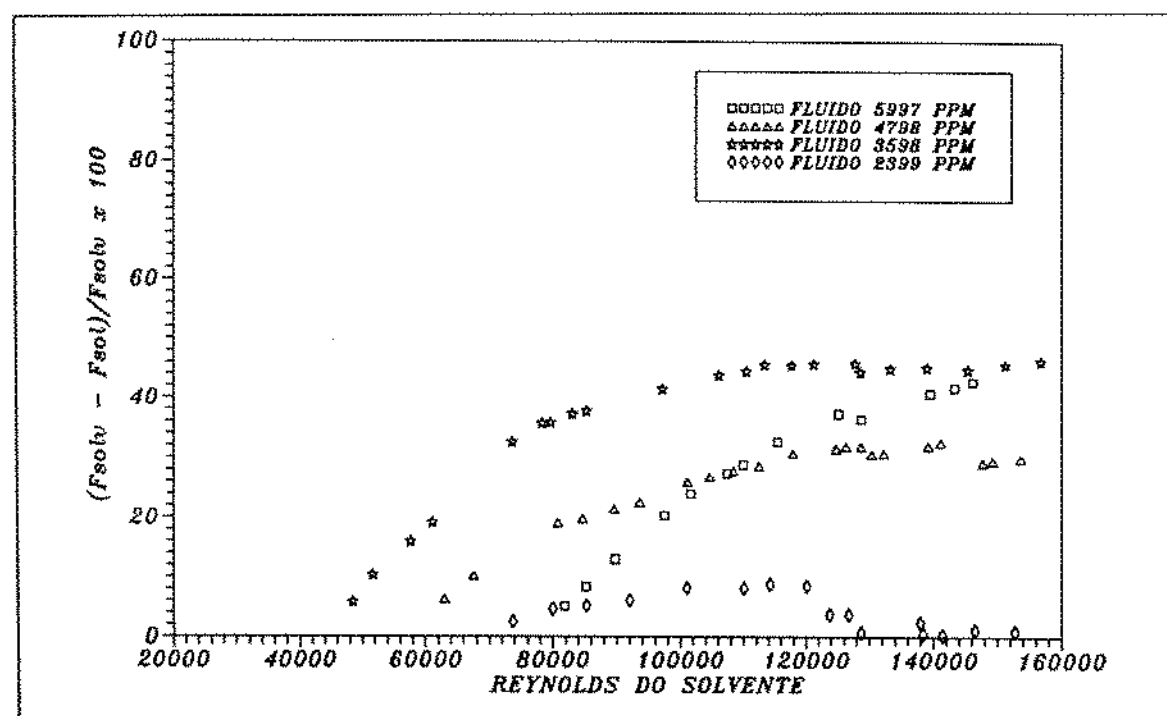


Figura 4.80: Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para as soluções de 5997, 4798, 3598 e 2399 ppm de H.P.G. escoando em 1".

Nas figuras (4.81) a (4.83) a percentagem de redução do arraste é plotada em função do número de Reynolds para cada uma das concentrações do polímero e para todos os diâmetros simultaneamente. Novamente aqui, nenhuma tendência de comportamento da percentagem de redução do arraste em relação ao Reynolds do solvente pode ser estabelecida. Para todas as concentrações do polímero, os maiores valores percentuais para a redução do arraste são observados para o tubo de 3/4".

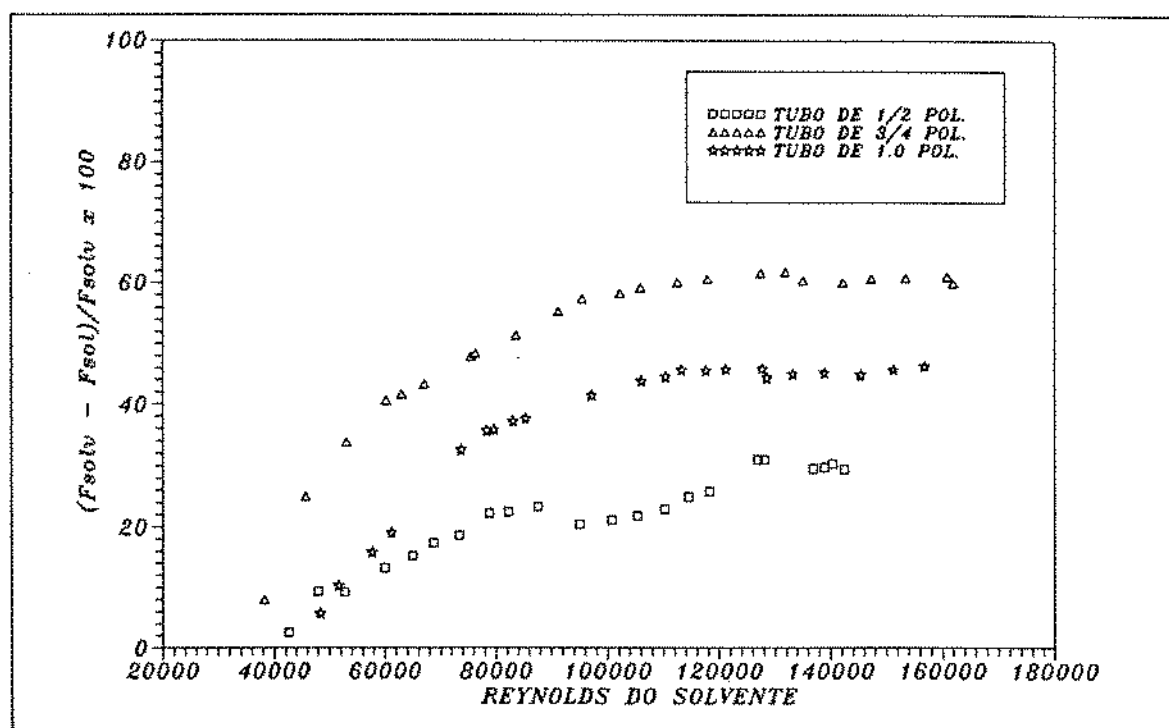


Figura 4.81: Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para o fluido de 3598 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".

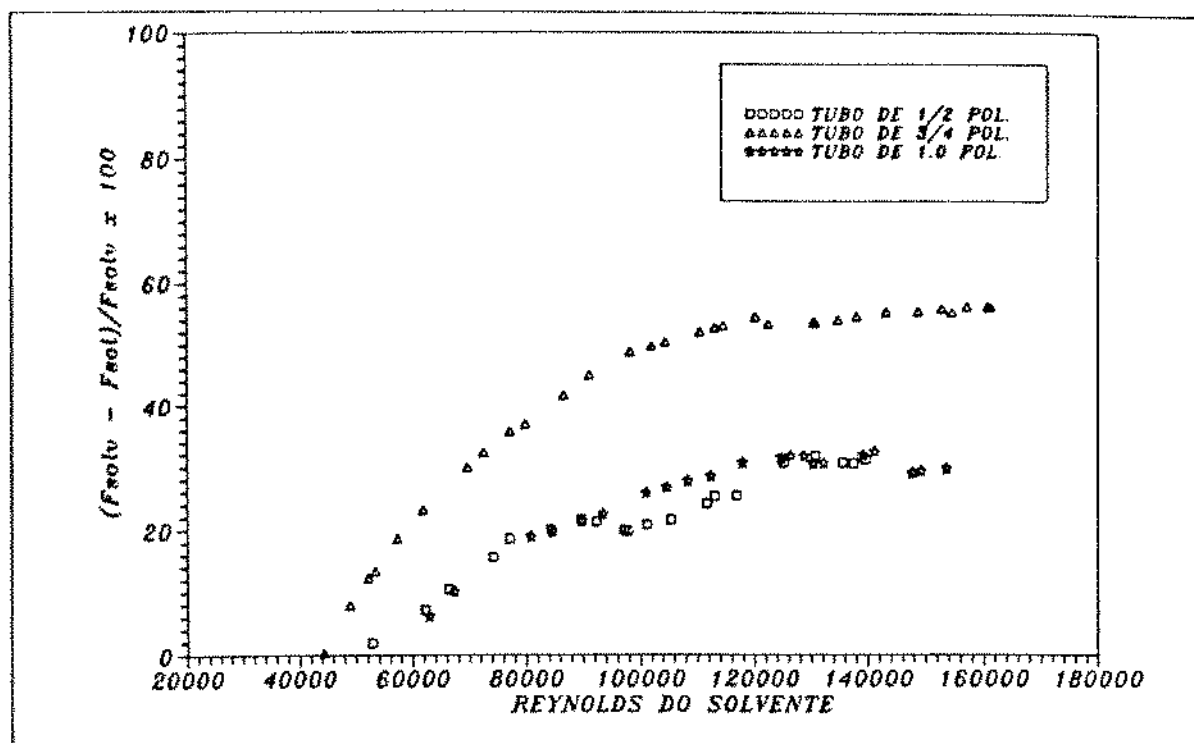


Figura 4.82: Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para o fluido de 4798 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".

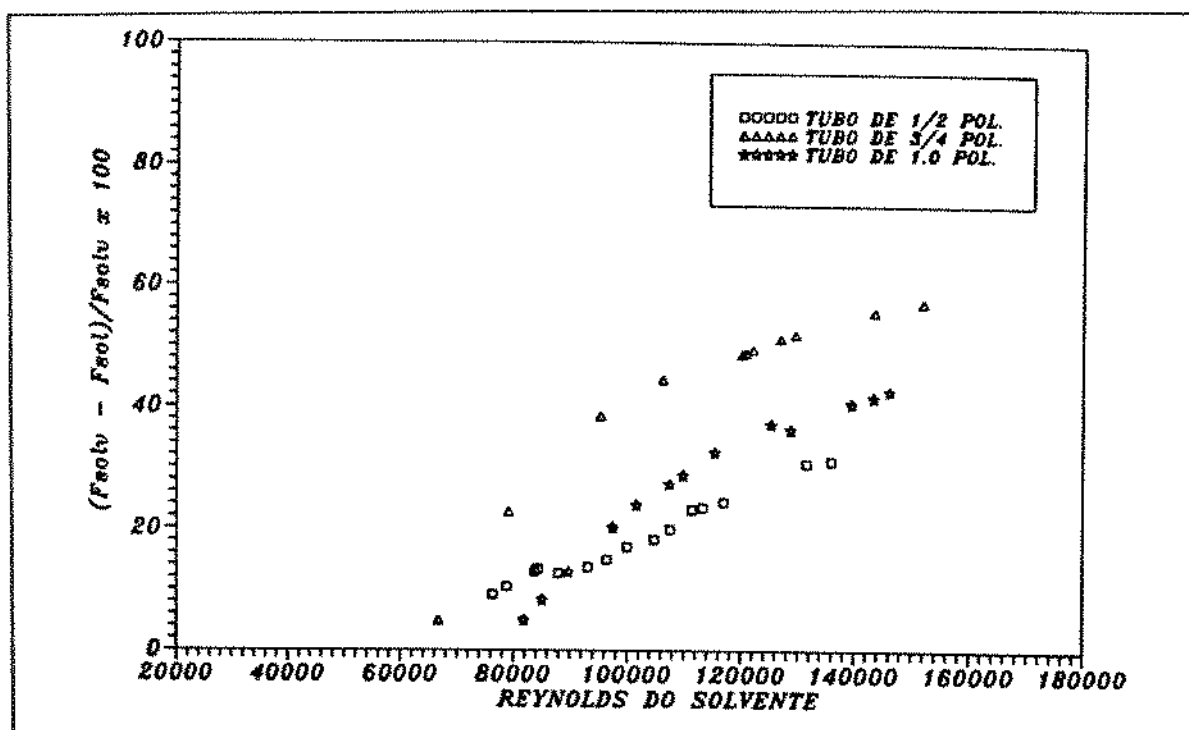


Figura 4.83: Percentagem de redução do arraste em função do Reynolds do solvente para o fluido de 5997 ppm escoando em 1", 3/4" e 1/2".

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 CONCLUSÕES

Em relação ao comportamento das soluções aquosas de H.P.G. estudadas neste trabalho, podemos concluir:

1. As soluções de H.P.G. analisadas, apresentam comportamento de fluido não-newtoniano;
2. O comportamento reológico das soluções é independente do tempo;
3. As soluções apresentam comportamento de fluidos pseudo-plásticos e seu comportamento reológico é bem descrito pelos modelos de Ostwald-De-Waele e Herschell-Bulkley para toda a faixa de deformação analisada;
4. O efeito da temperatura sobre a viscosidade, calculada para o modelo de Ostwald-De-Waele é mais significativo para soluções menos concentradas;
5. Para uma dada concentração, os parâmetros reológicos da solução variam com a temperatura, no entanto, não foi possível estabelecer, para todas as concentrações, uma tendência de comportamento;
6. As soluções menos concentradas de H.P.G. são mais sensíveis à degradação mecânica que as soluções mais concentradas. Essa degradação é mais evidente na faixa de taxas de deformação mais elevadas;
7. Para o escoamento no regime laminar, o efeito do diâmetro não foi verificado;
8. As curvas que descrevem o comportamento do coeficiente de atrito em função do número de Reynolds de Metzner e Reed, tendem para uma curva única para soluções cuja concentração de H.P.G. é superior a 3598 ppm;
9. O número de Reynolds de Metzner e Reed utilizado para o correlacionamento do coeficiente de atrito de Fanning, não é suficiente para descrever completamente o efeito do diâmetro no regime turbulento, especialmente para valores mais elevados do número de Reynolds;
10. A influência do índice de comportamento sobre o coeficiente de atrito é mais significativa para valores mais elevados daquele índice. A partir de valores do índice de comportamento iguais a 0,6, essa influência é insignificante.
11. A correlação de Dodge-Metzner apresenta um desempenho pouco satisfatório para a predição do coeficiente de atrito das soluções aquosas de H.P.G. e de outras soluções redutoras de arraste.

12. As correlações tipo Shah apresentaram um bom desempenho para a predição do coeficiente de atrito das soluções analisadas, porque além de ajustar três parâmetros empíricos, foram desenvolvidas a partir do escoamento de soluções aquosas de H.P.G..
13. A correlação de Shaver-Merrill não é recomendada para a predição do coeficiente de atrito das soluções aquosas de H.P.G. para valores do índice de comportamento inferiores a 0.5, pois neste caso os valores preditos são muito inferiores aos valores experimentais.
14. Neste trabalho, procuramos obter uma correlação dos dados experimentais através das correlações tipo Blasius e tipo Shah. Foi obtido um ajuste dos parâmetros empíricos de modo a possibilitar o cálculo da queda de pressão para o escoamento em tubos das soluções analisadas.
15. As soluções aquosas de H.P.G. exibem o efeito de redução do arraste para todas as concentrações analisadas, atingindo, em alguns casos, valores em torno de 66% para Reynolds do solvente superiores a 120000. Entretanto, não foi possível, neste trabalho, estabelecer uma tendência de comportamento bem definida em relação a concentração do polímero na solução.
16. O número de Reynolds do solvente para o qual se verifica o início da redução do arraste, apresenta uma variação com o aumento da concentração e do diâmetro. Não foi possível nesse trabalho, obter um critério coerente para definir a influência da concentração e do diâmetro sobre o número de Reynolds do solvente.

5.2 SUGESTÕES

1. Desenvolver experimentos para um número maior de concentrações e diâmetros, de modo a possibilitar o ajuste de polinômios para um número maior de pontos quando do ajuste dos parâmetros empíricos das correlações analisadas em função do índice de comportamento do fluido, conferindo assim uma maior confiabilidade às correlações propostas.
2. Realizar os experimentos descartando a solução após o escoamento em cada tubo e comparar os resultados para o caso em que a solução somente é descartada após o escoamento em todos os tubos do aparato experimental, possibilitando assim a quantificação do efeito da degradação mecânica da solução sobre o coeficiente de atrito.
3. Realizar experimentos em tubos lisos e rugosos para analisar o efeito da rugosidade do tubo sobre o coeficiente de atrito.
4. Desenvolver o estudo do coeficiente de atrito para o escoamento de soluções poliméricas de H.P.G. adotando o modelo de Herschell-Bulkley para descrever o comportamento reológico das soluções.

Referências

- [1] PITOMBO, N. E. S., Fraturamento hidráulico , *PETROBRÁS/CEN-NOR*, 1983.
- [2] METZNER, A. B. and REED, J. C., Flow of non-newtonian fluids - correlation of laminar, transition and turbulent flow regions, *A.I.Ch.E. Journal*, 1(4), 434-440, Dec. 1955.
- [3] Relatório Técnico - Avaliação das equações pertinentes aos projetos hidráulicos com fluidos de perfuração, pastas de cimento e fluidos de completção no escoamento tubular e anular, Cenpes, outubro 1989.
- [4] RYAN, N. W. and JOHNSON, M. M., Transition from laminar to turbulent flow in pipes, *A.I.Ch.E. Journal*, (5), 433-435, 1959.
- [5] DESOUKY, S. E.- D. M., A new laminar-turbulent transition criterion for pseudoplastic fluids, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 5, 285-291, 1991.
- [6] EXLOG SERIES, Theory and aplication of drilling fluid hydraulics, D. Reidel Publishing Company.
- [7] COLEBROOK, C. F., Turbulent flow in pipes with particular referent to the transition region between the smooth and rough pipe laws, *J. of Inst. Civil*, (11), 133, 1939.
- [8] WOOD, D. J., An explicit friction factor relationship, *Civil Eng.*, 60, Dec. 1966.
- [9] SWAMEE, D. K. and JAIN, A. K., Explicit equations for pipe-flow problems, *J. Hydraulics Div.*, ASCE, 102, 657, 1976.
- [10] CHEN, N. H., An explicit equation for friction factor in pipe, *Ind. Eng. Chem. Fund.*, 18, 296, 1979.
- [11] SHAVER, R. G. and MERRIL, E. W., Turbulent flow of pseudoplastic polymer solutions in streight cylindrical tubes, *A.I.Ch.E. Journal*, 5 (2), 181-188, June 1959.
- [12] DODGE, D. W. and METZNER, A. B., Turbulent of non-newtonian systems, *A.I.Ch.E. Journal*, 5 (12), 189-203, June 1959.
- [13] TOMITA, Y., *Bull. Japan Soc. Mech. Eng.*, 2, 10-16, 1959.
- [14] KEMBLOWSKI, Z, and KOLODZIEJSKI, J., Flow resistences of non-newtonian fluids in transitional and turbulent flow, *International Chemical Engineering*, 13 (2), 265-279, April 1973.
- [15] BOBOK, E.; NAVRATIL, L. and SZILAS, A. P., Determination of turbulent pressure loss of non-newtonian oil flow in rough pipes, *Rheologica Acta*, 20 (5), 487-496, 1981.
- [16] SHAH, S. N., Correlations predict frictions pressures of fraturing gels, *Oil and Gas Journal*, 92-98, Jan 1984.
- [17] GADD, G. E., Friction reduction in encyclopedia of polymer science and technology, New York, *Interscience*, 15, 224-253, 1971.

- [18] SAVINS, J. G., Drag reduction characteristics of solutions of macromolecules in turbulent pipe flow. flow, *SPE Journal*, 203-214, Sep 1964.
- [19] MYSELS, K. J., Flow of thickened fluids, U.S. Patent n° 2, 492-173, 1947.
- [20] TONS, B. A., Some observations on the flow of linear polymer solutions through straight tubes at large Reynolds numbers, *Proc. International Rheological Congress*, Holland (1948), *North Holland Publishing Co.*, Amsterdam, II, 135, 1949.
- [21] SAVINS, J. G., A stress-controlled drag-reduction phenomenon, *Rheologic Acta*, **6** (4), 323-330, 1967.
- [22] VIRK, P. S.; MERRIL, E. W.; MICLEY, H. S. and SMITH, K. A., The tons phenomenon: turbulent pipe flow of dilute polymer solutions, *Journal of Fluid Mechanics*, **30** (2), 305-328, 1967.
- [23] BERRET, M.; DOPPER, J. G.; HORTON, G. L. and HUSEN, G. J., "Taps experience proves flow improvers can raise capacity", *Pipeline and Gas Journal*, 43-46, Sep 1982.
- [24] CRAFT, B. C.; HOLDEN, W. R. and GRAVES, E. D., Well design: drilling and production, *Prentice-Hall, Inc*, 1962.
- [25] MAEGAVA, L. M., Escoamento de soluções poliméricas: a redução do arraste, Tese de Mestrado, Unicamp, Março 1986.
- [26] VIRK, P. S., Drag reduction in rough pipes, *Journal of Fluid Mech.*, **45**, part 2, 1971.
- [27] VIRK, P. S., Drag reduction fundamentals, *A.I.Ch.E. Journal*, **21** (4), 625-656, July 1975.