

Este exemplar corresponde à redação final
da tese defendida por Paulo Hora de
Andrade Júnior e aprovada
pela comissão julgadora em 17/04/1995.


P/ ORIENTADOR

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

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

VELOCIDADES E FRAÇÕES DE VAZIO EM ESCOAMENTOS
AR-ÁGUA E AR-XANTANA, PADRÃO PISTONADO, ATRAVÉS
DE DUTO ANULAR, COM VARIAÇÃO DA INCLINAÇÃO

26/95

Autor : Paulo Hora de Andrade Júnior
Orientador : Antônio Carlos Bannwart
Co-Orientador : Edson Yoshihito Nakagawa

Abril de 1995



UNIDADE	BC
Nº CHAMADA:	
T/UNICAMP	
AN 24V	
	27448
	067196
C	X
PREÇO	79411,00
DATA	25/04/96
Nº CPO	

CM-00086978-1

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

An24v Andrade Junior, Paulo Hora de
Velocidades e fracoes de vazio em escoamentos ar-agua e ar-xantana, padrao pistonado, atraves de duto anular, com variacao da inclinacao / Paulo Hora de Andrade Junior. - - Campinas, SP : Is.n.l, 1995.

Orientador : Antonio Carlos Bannwart.

Dissertacao (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecanica.

1. Duto anular. 2. Escoamento bifasico. 3. Escoamento multifasico. 4. Fluidos nao-newtonianos. 5. Bolhas. I. Bannwart, Antonio Carlos. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecanica. III. Titulo.

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

A dissertação "Velocidades e Frações de Vazio em Escoamentos Ar-Água e Ar-Xantana, Padrão Pistonado, Através de Duto Anular, com Variação da Inclinação", elaborada por Paulo Hora de Andrade Júnior e aprovada por todos os membros da Banca Examinadora, foi aceita pela Subcomissão de Pós-Graduação em Engenharia de Petróleo como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia de Petróleo.

Campinas, 17 de Abril de 1995.

Banca Examinadora :


p/ Antônio Carlos Bannwart, Dr. - Orientador


Paulo Roberto Mendes, Dr.


César Costapinto Santana, Dr.

"Nada façais por partidarismo, ou vanglória, mas por humildade, considerando cada um, os outros superiores a si mesmo".

Filipenses 2:3

À memória dos meus queridos avós:

*JOVINIANO FERREIRA DE ANDRADE,
CASTOLINA HORA DE ANDRADE;*

*JOAQUIM TIBÚRCIO DO PRADO SILVA,
LÍDIA CORREIA DA SILVA.*

AGRADECIMENTOS

À **PETROBRÁS**, pelo investimento e apoio técnico.

Ao **Dr. Edson Nakagawa**, **PETROBRÁS / CENPES**, pela confiança e viabilização do projeto, sem o qual não seria possível a elaboração desta.

Ao **Prof. Dr. Antônio Carlos Bannwart**, **UNICAMP**, pela orientação e pelos ensinamentos em escoamento bifásico, os quais ampliaram o interesse pelo tema.

Ao **Prof. Dr. Fernando de Almeida França** e aos **técnicos do laboratório do Departamento de Energia da UNICAMP**, pela colaboração na montagem da seção de testes.

Ao colega **Engº João Tadeu V. Sousa**, pelo empréstimo do programa computacional para aquisição de dados, de sua autoria, que foi muito útil para a maior rapidez no registro das medições.

Aos técnicos **Alfredo, Luís, Magé e Walter**, pela montagem do equipamento. A esse último, também pelo apoio nas operações.

À **Engª Maria das Graças Silva** e aos **técnicos do Laboratório de Simulações Físicas do CENPES / Sepef**, pela colaboração durante os experimentos.

Ao colega **Engº Antônio Lage**, pela motivação e colaboração.

À minha querida esposa **Noely Francisca Pereira de Andrade**, pelo precioso e constante apoio e incentivo.

Principalmente, aos meus pais, **Paulo Hora de Andrade** e **Laura Correia da Silva Andrade** e aos meus tios **Leonor Silva Amaral**, **Manoel Cândido Correia da Silva** e **Maria Hora de Andrade**, pela minha educação e formação, pelo amor e pela dedicação que sempre tiveram por mim.

R E S U M O

Foi pesquisado o escoamento ascendente, concorrente, padrão pistonado de ar com água e de ar com goma xantana, através de duto de seção anular concêntrica, nas posições horizontal, vertical e em cinco outras inclinações. O objetivo foram as medição das velocidades das bolhas de Taylor e a comparação com o modelo de Zuber & Findlay.

Um aparato foi projetado e construído. Consiste de um trecho de 4,5 m de dutos, limitado por duas válvulas esfera, formando a seção de testes. Esta faz parte de um duto anular concêntrico de 9 m de comprimento, formado por um tubo exterior ("casing") com diâmetro interno de 77,2 mm e por um tubo interior ("tubing") com 42,2 mm de diâmetro externo. O aparato pode ser inclinado e fixado em várias diferentes posições, de acordo com o ângulo desejado.

As velocidades superficiais das fases líquida e gasosa, assim como as frações de vazio, são medidas e plotadas no gráfico de Zuber & Findlay. Os coeficientes angulares C_0 , oriundos das retas de ajuste, são expostos em função da inclinação e tais curvas são comparadas com algumas publicações. É testada também a correlação de Hewitt, para o cálculo da fração de vazio a partir das velocidades superficiais e das propriedades das fases.

Foram usadas as mesmas faixas de velocidades superficiais, nos escoamentos ar-água e ar-xantana, em cada uma das inclinações, possibilitando assim, a comparação dos resultados e a observação da influência das propriedades reológicas. Os resultados obtidas na inclinação vertical são comparados com a correlação de Khatib & Richardson.

A B S T R A C T

Air-water and air-Xanthum Gum mixture in upward co-current slug flow through concentric annuli are experimentally studied in horizontal, vertical and five other inclinations. The goal is the determination of Taylor bubble velocity using electrical resistivity sensors for direct measurements and quick-closing ball valves for indirect measurements.

A flow system consisting of a 4.5 m long test section, limited by two ball valves was designed and built. It is part of a 9 m long concentric annulus with 77.2 mm inside diameter casing (external pipe) and 42.2 mm outside diameter tubing (internal pipe). The whole system can be fixed in several positions, according to the inclination angle desired.

The superficial velocities for air and liquid phases are controlled, the volumetric void fractions are measured and the slug velocities are calculated and plotted against the mixture superficial velocities and compared with Zuber & Findlay model. The slop coefficients C_0 , found by linear regressions, are studied as a function of the inclination and compared with other publications. Hewitt's correlation for the void fraction as a function of the superficial velocities and the fluid properties is tested.

For each inclination angle, tests were run both with air-water and air-Xanthum Gum solution using the same superficial velocity ranges, for comparison purposes and identification of the influence of rheological properties. For vertical flow, Khatib & Richardson correlation is compared with the results.

C O N T E Ú D O

Capítulo I - INTRODUÇÃO

I.1	Escopo	1
I.2	Padrões de Escoamento Bifásico	6
I.2.a	Padrões de escoamento vertical ascendente	7
I.2.b	Padrões de escoamento horizontal	10
I.3	Mapas de Padrões de Fluxo	14

Capítulo II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA **17**

II.1	Fluidos Newtonianos em Dutos Circulares	20
II.1.a	Conceitos básicos e principais modelos	20
II.1.b	Fluidos newtonianos em tubos verticais	39
II.1.c	Fluidos newtonianos em tubos horizontais	53
II.1.d	Fluidos newtonianos em tubos inclinados	59
II.2	Líquidos Não-Newtonianos em Dutos Circulares	64
II.2.a	Escoamento de ar com líquidos não-newtonianos em tubos horizontais	64
II.2.b	Escoamento de ar com líquidos não-newtonianos em tubos verticais	75
II.3	Fluidos Newtonianos em Dutos Anulares Concêntricos	78

Capítulo III - DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

III.1	Descrição do Aparato	83
III.1.a	Duto de teste	83
III.1.b	Circuito do líquido	91
III.1.c	Circuito do ar	92
III.1.d	Sistema de inclinação da seção de testes	95
III.1.e	Sistema de aquisição de dados	97
III.2	Características do Líquido Não-Newtoniano Utilizado	98
III.2.a	Dados de ensaio do líquido	99

Capítulo IV - RESULTADOS 101

IV.1	Resultados dos Escoamentos Ar-Água	104
IV.2	Resultados dos Escoamentos Ar-Xantana	136

Capítulo V - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES 169

V.1	Sugestões para Futuros Trabalhos	172
------------	---	-----

REFERÊNCIAS

176

Apêndice A	- Tabelas dos dados obtidos para escoamentos de ar com água	182
Apêndice B	- Tabelas dos dados obtidos para escoamentos de ar com goma xantana	199
Apêndice C	- Análise de Incertezas	221
Apêndice D	- Descrição dos Procedimentos Experimentais	225
Apêndice E	- Curva Reológica da Goma Xantana	228

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	-	Padrões de Escoamento Vertical Ascendente	8
Figura 2	-	Padrões de Escoamento Horizontal	11
Figura 3	-	Mapa de Padrões de Escoamentos Bifásicos Verticais, para ar-Água	15
Figura 4	-	Mapa de Padrões de Escoamentos Bifásicos Horizontais, para Ar-Água	16
Figura 5	-	Visão Geral do Aparato Experimental	84
Figura 6	-	Medidores de Vazão de Líquidos	84
Figura 7	-	Tanque de Despressurização	85
Figura 8	-	Sistema de Inclinação	85
Figura 9	-	Seção de Testes	86
Figura 10	-	Mangueira de Desvio e Válvula de Três Vias	86
Figura 11	-	Acionamento para Bloqueio da Seção de Testes ...	87
Figura 12	-	válvula de Três Vias	87

LISTA DE GRÁFICOS

Gráficos A	- Resultados dos Escoamentos Ar-Água:	
	- Posição horizontal	105 a 107
	- 13 graus de inclinação	108 a 110
	- 30 graus de inclinação	111 a 113
	- 45 graus de inclinação	114 a 116
	- 55 graus de inclinação	117 a 119
	- 75 graus de inclinação	120 a 122
	- Posição vertical	123 a 125
Gráficos X	- Resultados dos Escoamentos Ar-Xantana:	
	- Posição horizontal	137 a 139
	- 13 graus de inclinação	140 a 142
	- 30 graus de inclinação	143 a 145
	- 45 graus de inclinação	146 a 148
	- 55 graus de inclinação	149 a 151
	- 75 graus de inclinação	152 a 154
	- Posição vertical	155 a 157
Gráficos I	- Coeficientes C_o das Retas de Zuber & Findlay	163
Gráficos II	- V_{inf} das Retas de Zuber & Findlay	164
Gráficos III	- Coeficientes C_v das Retas das Velocidades Diretamente Medidas	165
Gráficos IV	- V_{inf} das Retas das Velocidades Diretamente Medidas	166
Gráfico V	- Comparações das V_{inf} com Modelos Publicados	167

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	-	Resumo dos Parâmetros Obtidos pelos Ajustes	168
Tabelas AGUA	-	Dados Obtidos nos Escoamentos Ar-Água:	
		AGUA-00 (na posição horizontal)	183 a 184
		AGUA-13 (a 13 graus de inclinação)	185 a 186
		AGUA-30 (a 30 graus de inclinação)	187 a 188
		AGUA-45 (a 45 graus de inclinação)	189 a 190
		AGUA-55 (a 55 graus de inclinação)	191 a 193
		AGUA-75 (a 75 graus de inclinação)	194 a 195
		AGUA-90 (na posição vertical)	196 a 198
Tabelas XANT	-	Dados Obtidos nos Escoamentos Ar-Xantana:	
		XANT-00 (na posição horizontal)	200 a 202
		XANT-13 (a 13 graus de inclinação)	203 a 205
		XANT-30 (a 30 graus de inclinação)	206 a 208
		XANT-45 (a 45 graus de inclinação)	209 a 211
		XANT-55 (a 55 graus de inclinação)	212 a 214
		XANT-75 (a 75 graus de inclinação)	215 a 217
		XANT-90 (na posição vertical)	218 a 220

NOMENCLATURA

Alfabeto Latino:

- A - Área da seção transversal.
- A_B - Área da seção transversal da Bolha de Taylor.
- A_1 - Parâmetro definido por Taitel & Dukler. Equação (128).
- A_2 - Parâmetro definido por Taitel & Dukler. Equação (129).
- alfa - Fração de vazio volumétrica (obtida pelo bloqueio da seção de testes), assim simbolizado nas tabelas dos apêndices.
- al H - Fração de vazio obtida pela correlação de Hewitt. Equação (69).
- BT - Comprimento das bolhas de Taylor.
- C_0 - Coeficiente de distribuição da fase líquida na gasosa. Equação (28).
- C_0' - Coeficiente de Moissis & Griffith. Equação (41).
- C_1 - Coeficiente de Moissis & Griffith. Equação (41).
- C_2 - Coeficiente definido por Dukler & Hubbard. Equação (116).
- C_2' - Coeficiente definido por Taitel & Dukler. Equação (127).
- C_A - Coeficiente definido por Beggs & Brill. Equação (133).
- C_H - Coeficiente de distribuição para escoamentos horizontais. Equação (105).
- d - Diâmetro externo do tubo interior que forma o anular.
- D - Diâmetro interno do tubo exterior que forma o anular. Em seções circulares, corresponde ao diâmetro interno do tubo.

- des - Distância entre os dois sensores elétricos do mesmo par, instalados na seção de testes.
- D_h - Diâmetro hidráulico. Equação (162).
- D_{hA} - Diâmetro hidráulico da seção anular. Equação (163).
- D_p - Diâmetro equiperiférico. Equação (164).
- Δp - Queda de pressão na placa de orifício, assim simbolizado nas tabelas dos apêndices.
- E_1 - Parâmetro definido por Hewitt. Equação (72).
- E_2 - Parâmetro definido por Hewitt. Equação (73).
- $E_{\ddot{o}}$ - Número de Eötvös. Equação (83).
- $E_{\ddot{o}}'$ - Número de Eötvös, como utilizado por Wallis. Equação (103).
- F - Número de Froude.
- f - Frequência de ocorrência das bolhas de Taylor.
- F_j - Quadrado do número de Froude da mistura.
- $\hat{F}_o$ - Número de Froude em tubo vertical. Equação (170).
- $\hat{F}_\beta$ - Número de Froude em tubo inclinado. Equação (170).
- f_s - Parâmetro definido por Orell & Rembrand. Equação (98).
- g - Aceleração da gravidade.
- G - Fluxo de massa. Equação (63).
- h_1 - Parâmetro definido por Taitel & Dukler. Equação (131).
- $\tilde{h}_1$ - Parâmetro definido por Taitel & Dukler. Equação (131).
- inc - Inclinação da seção de testes, em relação à horizontal, assim simbolizado nas tabelas dos apêndices.

- j - Velocidade superficial. Equações (2-a), (2-b) e (4). Nas tabelas dos apêndices, refere-se à velocidade superficial total, no início da seção de testes.
- j G - Velocidade superficial do ar, assim simbolizado nas tabelas dos apêndices.
- jG/al - Razão entre a velocidade superficial do ar e a fração de vazio volumétrica. Assim simbolizado nas tabelas dos apêndices.
- j L - Velocidade superficial do Líquido, assim simbolizado nas tabelas dos apêndices.
- k - Índice de consistência. Modelo de potência (reologia). Equação (155).
- k' - Índice de consistência, pelo reômetro tubular. Modelo de Potência (reologia). Equação (156).
- K - Parâmetro de Bankoff. Equações (20) e (22).
- K₁ - Parâmetro definido por Wallis. Equação (79)'.
'
- K₂ - Parâmetro definido por Wallis. Equação (80).
- K₃ - Parâmetro definido por Wallis. Equação (81).
- K_{HB} - Parâmetro de Herschel-Bulkley (reologia). Equação (172)
- K_i - Parâmetro definido por Wallis. Equação (79).
- L - Comprimento do pistão de líquido.
- m - Parâmetro definido por Wallis. Equação (85).
- m₁ - Parâmetro definido por Zuber & Findlay. Equação (58).
- m' - Parâmetro definido por Wallis. Equação (109).
- ṁ - Vazão mássica.
- n - Índice de comportamento do fluxo. Modelo de Potência (reologia). Equação (155).
- n_{HB} - Índice de comportamento do fluxo. Modelo de Herschel-Bulkley (reologia). Equação (172).
- n₁ - Parâmetro definido por Zuber & Findlay. Equação (59).

- n' - Índice de comportamento do fluxo, para reômetros tubulares. Modelo de Potência (reologia). Equação (156).
- N_1 - Número da velocidade do líquido. Equação (137).
- N_μ - Número inverso da viscosidade. Equação (82).
- p_G - Pressão Manométrica do ar (a montante das placas), assim. simbolizado nas tabelas dos apêndices
- PL - Comprimento dos pistões de líquido.
- P_m - Perímetro molhado. Equação (164).
- p_{ST} - Pressão manométrica no início da seção de testes.
- Q - Vazão volumétrica.
- r - Razão entre o diâmetro externo do tubo interior (d) e o diâmetro interno do tubo exterior (D).
- R - Raio do tubo.
- r_1 - Distância radial, a partir do centro do tubo. Equações (58) e (59).
- Re - Número de Reynolds. No caso específico das tabelas dos apêndices, foram obtidos pela correlação de Hewitt. Equação (74).
- Re_p - Número de Reynolds do pistão de líquido, levando-se em também a massa específica e a viscosidade do gás. Equação (119).
- Re_T - Número de Reynolds de uma mistura bifásica, desprezando-se a viscosidade do gás. equação (74).
- R'_{MR} - Número de Reynolds redefinido por Metzner & Reed, adaptado para o escoamento bifásico. Equação (160).
- S - Razão entre a velocidade do gás e a velocidade do líquido. Equação (68).
- T_G - Temperatura do ar.
- u_L - Velocidade do filme de líquido em relação ao topo (nariz) da bolha. Equação (76).

- u_s - Velocidade média do pistão de líquido a jusante da bolha de Taylor estudada. Equação (77).
- v - Velocidade. Nas tabelas dos apêndices, refere-se à velocidade das bolhas de Taylor, medida pelos sensores elétricos.
- v_{1j} - Velocidade de escorregamento da fase líquida (em relação à mistura). Equação (9-b).
- v_{2j} - Velocidade de escorregamento da fase gasosa (em relação à mistura). Equação (9-a).
- V_{inf} - Velocidade terminal, obtida por extrapolação das retas de ajuste do modelo de Zuber & Findlay. Símbolo utilizado nos gráficos.
- V_{infv} - Velocidade terminal, obtida por extrapolação das retas de ajuste das velocidades medidas. Símbolo utilizado nos gráficos.
- v_{∞} - Velocidade terminal de uma bolha. Símbolo utilizado na pesquisa bibliográfica.
- $\tilde{v}_2$ - Parâmetro definido por Taitel & Dukler. Equação (126).
- We - Número de Weber. No caso específico das tabelas dos apêndices, foram obtidos pela correlação de Hewitt. Equação (75).
- We_T - Número de Weber para uma mistura bifásica. Equação (75).
- x - Título. Equação (64).
- X - Parâmetro de Martinelli. Equação (115).
- X^* - Parâmetro de Martinelli. Equações (151) a (153).
- X' - Parâmetro definido por Mandhane et al. Equação (141).
- y - Distância radial, medida da parede para o centro do tubo. Equação (92).
- Y - Parâmetro definido por Taitel & Dukler. Equação (132).
- Y' - Parâmetro definido por Mandhane et al. Equação (142).
- z - Distância longitudinal, medida a partir do topo de um pistão de líquido, no sentido oposto ao do escoamento, até um ponto do seu interior. Equação (92).

Alfabeto Grego

- α - Fração de vazio.
- β - Concentração volumétrica.
- δ - Constante de Schlichting. Equação (92).
- Φ_1 - Parâmetro definido por Weisman et al. Equações (147) a (150).
- Φ_2 - Parâmetro definido por Weisman et al. Equações (147) a (150).
- $\dot{\gamma}$ - Taxa de deformação (reologia). equações (155), (156), (171) e (172).
- λ - Fração da vazão de líquido. Equação (135).
- λ_B - Parâmetro definido por Baker. Equação (122).
- μ - Viscosidade dinâmica.
- μ_p - Viscosidade plástica. Modelo de Bingham (reologia). Equação (171).
- ν - Viscosidade cinemática.
- θ - Ângulo de inclinação da Seção de Testes, medido em relação à horizontal.
- ρ - Massa específica.
- σ - Tensão superficial.
- Σ - Inverso do número de Eötvös.
- Ψ_B - Parâmetro definido por Baker. Equação (123).
- τ - Tensão de cisalhamento (reologia). Equações (155), (171) e (172).

- τ_o - Limite de escoamento, no modelo de Bingham (reologia). Equação (171).
- τ_{HB} - Limite de escoamento, no modelo de Herschel-Bulkley (reologia). Equação (172).

Subscritos

- 1 - Da fase líquida.
- 2 - Da fase gasosa.
- A - Tubulação aberta à atmosfera.
- ag - Da água, nas condições padrões.
- ar - Do ar, nas condições padrões.
- B - Do cilindro imaginário que contém a bolha de Taylor (o pistão de líquido não faz parte).
- c - No centro do tubo.
- h - Projeção horizontal.
- j - Da mistura.
- MR - Metzner & Reed.
- s - No pistão de líquido.
- v - Projeção vertical.
- V - Relativo à velocidade da bolha de Taylor, quando medida pela sonda de condutividade.
- w - Na parede do tubo.

Superscritos

- * Adimensional.
- .. Em dutos de seção anular concêntrica.
- ' Refere-se ao centro da seção de testes.

Operadores

- < > Média superficial.
- Δ Diferença.
- Média superficial ponderada pela fração de vazio (quando sobre o referido símbolo).

C A P Í T U L O I

I N T R O D U Ç Ã O

I.1 - E S C O P O

Nas operações de perfuração de poços de petróleo, terrestres ou marítimos, é utilizado um fluido que preenche o espaço anular formado entre o poço que está sendo perfurado e a coluna de tubos que aciona a broca. Este fluido é injetado pelo interior da coluna, passa por pequenos orifícios da broca, em forma de jatos, e retorna à superfície pelo espaço anular.

A injeção de tal fluido tem como objetivos básicos: retirar os cascalhos do fundo do poço, trazendo-os à superfície; lubrificar a broca, evitando a prisão desta; refrigerar a broca, a qual sofre sensíveis aquecimentos devido ao atrito com as rochas e manter uma pressão hidrostática no fundo do poço, evitando assim o influxo de fluidos da formação para o poço. Além disso, quando das paradas na perfuração, o fluido deve se comportar como um gel, tal que evite a precipitação dos cascalhos nele contidos, de volta para o fundo do poço, o que poderia provocar a prisão da broca.

Ao se perfurar zonas de hidrocarbonetos, estes confinados com pressões acima das respectivas hidrostáticas, tendem a migrar para dentro do poço, o que seria uma "produção" indesejável, quando não tiver havido preparativos para se colocar o poço em produção (exceto em condições especiais, onde já há preparativos para tal. Assim, torna-se indispensável se evitar o influxo de

óleo ou de gás, durante a perfuração. Até mesmo o influxo de água (comumente associada aos hidrocarbonetos) é indesejável, pois provoca reduções nas pressões do reservatório, com conseqüente queda na sua futura produtividade. Daí ser indispensável a utilização do "fluido de perfuração". A densidade e as propriedades reológicas desse fluido serão escolhidas conforme o gradiente de pressão da formação, as vazões pré-estabelecidas etc..

Embora indesejáveis, não são raras as ocasiões em que gases das formações que estão sendo perfuradas penetram no poço. Existem métodos de monitoramento que indicarão tal ocorrência e os operadores executarão procedimentos pré-estabelecidos para interromper o influxo e expulsar o gás invasor (quando este atingir a superfície). A expulsão do gás se dá através da circulação do fluido (que está sendo injetado pelo interior da coluna) com a perfuração interrompida, até que todo o gás seja separado, na superfície. Durante este processo de expulsão do gás, ocorre o escoamento bifásico, considerando-se o fluido adensado como a fase líquida e o gás invasor como a fase gasosa.

O escoamento bifásico gás-líquido pode se apresentar em diferentes configurações visuais (padrões de escoamento), dependendo das vazões de cada uma das fases, das suas propriedades físicas e da inclinação do duto. No caso em questão, o provável padrão de escoamento no início do "kick" é o padrão bolhas dispersas, devido à baixa vazão do gás, em relação à do fluido de perfuração. Com o crescente influxo do gás vindo da rocha, a massa específica da coluna de fluido a jusante da região do influxo diminui continuamente, provocando progressiva queda na pressão hidrostática naquela região. Isto faz com que o diferencial de pressão entre o reservatório

de gás e a região do influxo cresça continuamente, favorecendo assim, o aumento contínuo da vazão do influxo de gás. Com o aumento dessa vazão, o padrão de escoamento passa de bolhas dispersas para bolhas e, como a vazão do influxo continua crescente, atinge-se o padrão pistonado. É bem provável, pelas condições usuais da perfuração, que no momento em que o pessoal da plataforma percebe que está havendo um "kick", o padrão de escoamento próximo à superfície já seja o pistonado. Assim, há fortes indícios de que o padrão de escoamento mais comum, durante a circulação do "kick", é o pistonado. Trata-se de longas bolhas de gás que ocupam quase toda a seção transversal do duto, separadas deste por filmes de líquido que evitam o contato direto entre o gás e as paredes. Entre bolhas consecutivas observa-se pistões de líquido, que por sua vez apresentam pequenas bolhas de gás dispersas em seu interior. As grandes bolhas de gás são comumente referidas na literatura como bolhas de Taylor ou bolhas de Dumitrescu.

Em escoamentos pistonados verticais as bolhas são simétricas em relação à linha de centro da tubulação, envolvidas lateralmente por um filme de líquido de espessura constante. À medida em que se inclina o duto, as bolhas vão perdendo a simetria, enquanto o filme de líquido passa a ter espessura variável, tornando-se mais espesso na parte inferior da seção transversal, devido ao efeito gravitacional (provocado pela diferença de densidades entre o líquido e o gás). Na posição horizontal nota-se uma espessa camada de líquido na parte inferior do duto.

O escoamento pistonado pode ser visto como um fenômeno transiente, mesmo quando inteiramente estabelecido, pois a frequência de ocorrência de bolhas e os comprimentos destas não são constantes. Quando ainda não estabelecidos, as velocidades das bolhas são distintas, o que provoca

coalescências entre bolhas vizinhas. A velocidade das bolhas, ao longo do duto, é influenciada também pela expansão do gás, quando há considerável gradiente de pressão ao longo do duto. Este é o caso de escoamentos em dutos verticais abertos à atmosfera.

O objetivo do presente trabalho é medir velocidades e comprimentos de bolhas de Taylor e frações de vazio, em escoamentos bifásicos pistonados de ar com água e com goma Xantana, através de duto de seção transversal anular concêntrica, aberto à atmosfera, em diversas inclinações, desde a posição horizontal até a vertical, com fluxo ascendente. Essas variáveis serão relacionadas às vazões de líquido e de gás, pressões e temperaturas de injeção e propriedades físicas (densidades, viscosidades e tensões superficiais). Posteriormente, são feitas comparações entre os dados aqui obtidos com vários modelos disponíveis na literatura.

Como a grande ênfase no estudo do escoamento bifásico tem sido através de correlações empíricas e modelos, ainda em franco processo de evolução, torna-se indispensável um maior número de trabalhos experimentais nesta área, principalmente em escoamentos inclinados. O uso de um fluido não-newtoniano, a "goma Xantana", deve-se ao fato desta apresentar propriedades reológicas bem semelhantes às dos fluidos comumente utilizados em perfuração de poços de petróleo. Este tipo de fluido tem sido ainda pouco utilizado em experimentos de escoamentos gás-líquido.

Com o objetivo de simular a geometria típica de um poço vertical em perfuração, optou-se pelo duto de seção anular concêntrica. Os diâmetros dos tubos foram escolhidos de forma a guardarem proporções com uma configuração típica de campo. Nota-se na literatura internacional, uma

carência de publicações sobre escoamentos pistonados em dutos anulares, bem como o uso dessa geometria com fluidos não-newtonianos. Este trabalho busca, assim, contribuir para a disponibilidade de tais dados experimentais.

Com o desenvolvimento da perfuração em lâminas d'água mais profundas (aumenta-se o comprimento das tubulações, a partir da superfície do mar, até as jazidas) e com o implemento da perfuração de poços direcionais (inclinados) e horizontais, tornou-se crescente o interesse na ampliação de experimentos com dutos em diversas inclinações.

Acreditamos que, com a crescente publicação de dados experimentais em escoamentos pistonados, nas diversas inclinações, geometrias e com diferentes fluidos, tornar-se-á cada vez mais viável o aprimoramento dos programas computacionais para simulação de poços em situação de "kick" (influxo) de gás, contribuindo assim para o treinamento do pessoal de plataformas e para o refinamento dos procedimentos padronizados para o combate ao "kick".

O controle do influxo de gás e sua conseqüente expulsão é o passo fundamental para se evitar uma erupção na superfície. Tal fato caracteriza uma situação de descontrole, podendo evoluir, como já ocorreu em várias situações, para a perda da plataforma; para um grande prejuízo à jazida (não só pelo gás e/ou óleo desperdiçados, mas, principalmente, pelas quedas de pressão no reservatório); para grandes danos ambientais, e até mesmo para a perda de vidas humanas. Daí a necessidade crescente do desenvolvimento de novos programas computacionais, simuladores das condições reais de poço, os quais dependem de modelos de escoamento bifásico e de variados dados experimentais.

1.2 - PADRÕES DE ESCOAMENTO BIFÁSICO

Define-se como padrão, em escoamentos bifásicos de gás com líquido, ao aspecto visual da mistura heterogênea, tal como é facilmente percebida a olho nu, quando o duto e o líquido são transparentes. Mesmo nos casos em que um desses for opaco, impedindo assim a visualização do escoamento, sabe-se que este sempre apresentará uma das possíveis configurações já observadas visualmente nas condições de total transparência. Isto já foi comprovado através do uso de sensores elétricos, sensores capacitivos, e aplicação de modelos, utilizando medidas de pressões diferenciais ao longo do duto e vazões de cada uma das fases, conforme está descrito ao longo do capítulo II. Assim, em qualquer escoamento bifásico gás-líquido, sendo este newtoniano ou não, ocorrerá um aspecto visual, que corresponderá a uma das descrições abaixo, de padrão de escoamento, ou a uma situação de transição entre dois dos padrões adiante definidos. Tais situações de transição devem-se ao fato de que a mudança de um padrão para outro (causada pela modificação de uma das variáveis do escoamento: vazões, pressão, temperatura, viscosidade aparente, no caso de líquidos não-newtonianos, e inclinação do duto), ocorre de forma contínua, de tal modo que há situações em que a identificação visual torna-se imprecisa, por apresentar características simultâneas de dois padrões diferentes, até que, com o prosseguimento da modificação daquela variável que está sendo alterada, se possa observar, nitidamente, o novo padrão.

Craft et al [35] apresenta a classificação feita por Alves (1954), o qual se baseara nos mecanismos de fluxo definidos por Martinelli (1949). Essa classificação de Alves, teve aceitação internacional e ainda hoje é muito citada na literatura especializada. Hewitt [13] generalizou a classificação de Alves,

tornando-a mais abrangente e didática, para fluxos verticais e horizontais. Estão apresentadas nas Figuras 1 e 2, as configurações visuais conforme propostas por Hewitt [13]. Estão descritas abaixo as caracterizações de cada padrão exposto, de acordo com essa classificação.

1.2.a - PADRÕES DE ESCOAMENTO VERTICAL ASCENDENTE

1. **Bolhas** ("Bubble Flow") - O líquido constitui a fase contínua, no qual pequenas bolhas de ar, de formato grosseiramente esférico, espalham-se simetricamente, em relação à linha de centro do duto. Alguns autores consideram também o padrão "Bolhas Dispersas", sendo estas menores e quase esféricas, em pequena concentração, ocorrendo em baixas vazões de ar.
2. **Pistonado** ("Slug Flow") - Com o aumento da vazão do gás, as bolhas começam a se coalescerem, até que formam grandes bolhas, ocupando quase toda a seção transversal do duto. Estas longas bolhas, conhecidas na literatura como bolhas de Taylor, apresentam cabeça abaulada e podem apresentar comprimentos várias vezes maiores que o diâmetro do duto. São separadas por pistões de líquido (daí a denominação), os quais contêm pequenas bolhas, como no padrão anterior.

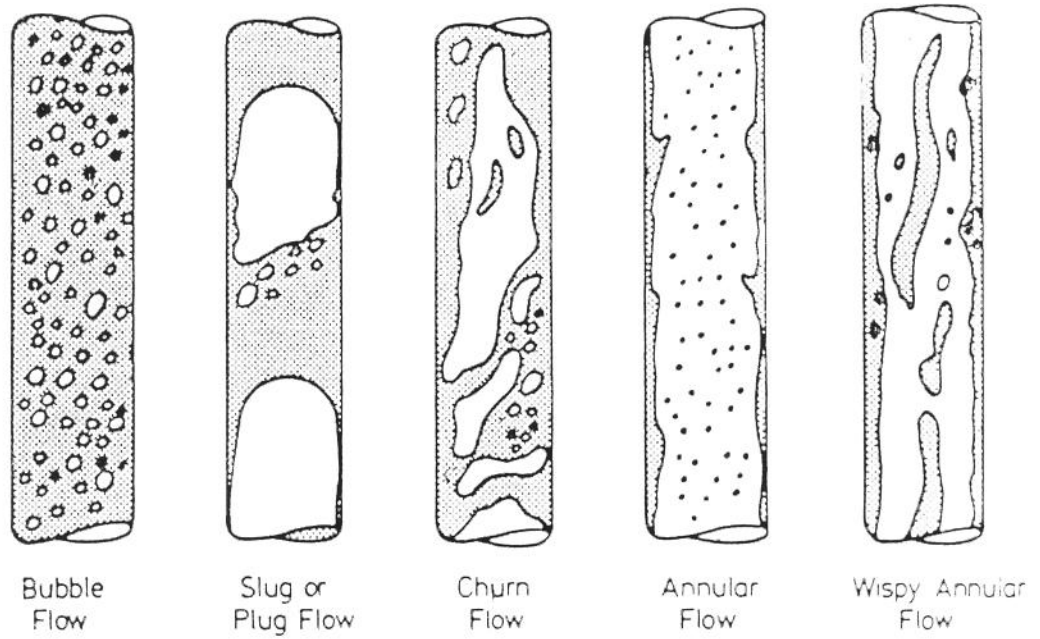


Figura 1 - Padrões de Escoamento Vertical Ascendente. Extraído da Ref [13].

3. **Agitante** ("Churn Flow") - Aumentando-se a velocidade do líquido, ocorre a quebra das bolhas de Taylor, surgindo um padrão instável com bolhas irregulares, de formato aleatório. Em dutos grandes, ocorre neste padrão um movimento oscilatório ascendente e descendente do líquido. O padrão agitante é uma transição entre o pistonado e o anular, descrito abaixo.
4. **Anular** ("Annular Flow") - A partir do padrão pistonado, aumentando-se a vazão de gás, as bolhas se coalescem a ponto de se unirem completamente ao longo do eixo do duto. Obtém-se assim uma coluna de gás envolvida por um filme de líquido, no caso de uma seção circular (tubo); ou por dois filmes de líquido, quando se tratar de seção anular. Normalmente pequenas gotas do líquido ficam dispersas dentro da corrente de gás e às vezes pequenas bolhas de gás são percebidas no filme de líquido.
5. **Anular Nebuloso** ("Wispy Annular Flow") - Com o incremento da vazão do líquido, a concentração de gotas deste, no interior da coluna de líquido, cresce até provocar coalescências entre elas. Este padrão é caracterizado por alta vazão mássica total.

1.2.b - PADRÕES DE ESCOAMENTO HORIZONTAL

1. **Bolhas** ("Bubble Flow") - Como descrito para o escoamento vertical, porém a distribuição das bolhas não é mais simétrica, concentrando-se estas, mais na parte superior do duto.
2. **Estratificado** ("Stratified Flow") - Devido ao efeito gravitacional, provocado pela diferença entre as massas específicas dos dois fluidos, o líquido flui pela parte inferior do duto, enquanto o gás escoia pela região superior.
3. **Estratificado Ondulado** ("Stratified Wavy") - Obtido do padrão anterior, quando se aumenta a vazão do gás. Caracterizado pela formação de ondas na interface.
4. **Bolhas Alongadas** ("Plug Flow") - É semelhante ao padrão pistonado, acima descrito para escoamento vertical. Porém, em fluxos horizontais as bolhas se deslocam junto à parede superior do duto, devido ao empuxo (efeito gravitacional provocado pela diferença entre as massas específicas do líquido e do gás). Outra diferença é que aqui não se observa as pequenas bolhas distribuídas na fase líquida, como ocorre nos pistões de líquido do padrão pistonado.
5. **Pistonado** ("Slug Flow") - Se, partindo-se do padrão estratificado ondulado, for aumentada a vazão do líquido, as ondas se tornarão tão altas que começarão a atingir a parte superior do duto. A partir

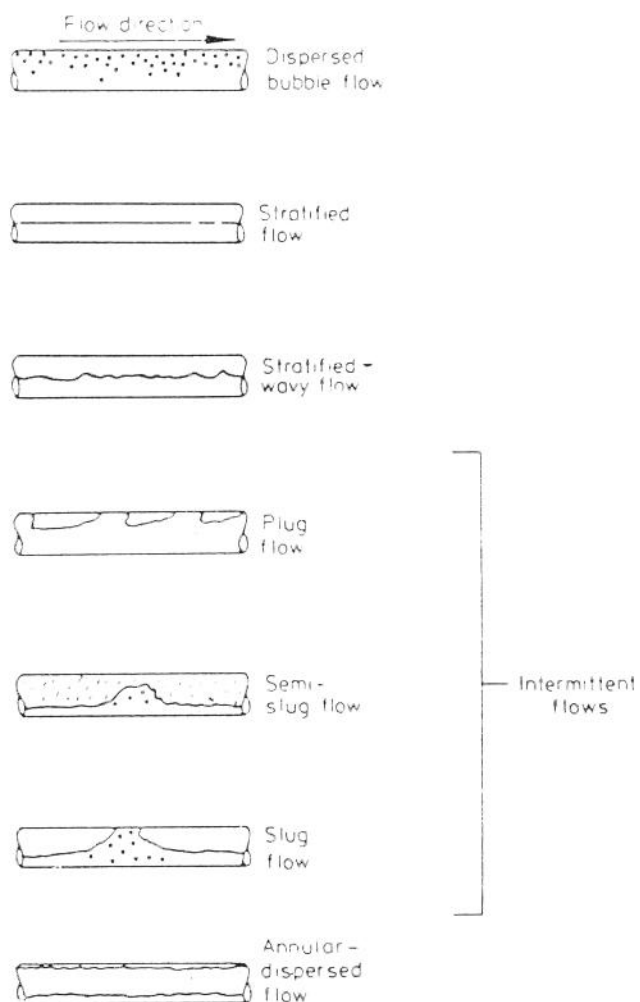


Figura 2 - Padrões de Escoamento Horizontal.
Extraído da Ref [13].

daí com o crescimento da vazão do líquido, todas as cristas das ondas farão contato permanente com a parede superior, caracterizando o escoamento pistonado na horizontal. Também aqui, assim como no escoamento vertical, haverá pequenas bolhas do gás nos pistões de líquido (ondas). A diferença em relação ao vertical, é que só haverá filme de líquido, envolvendo as grandes bolhas de gás, na parte superior do duto. Na parede inferior notar-se-á uma espessa camada de líquido, enquanto nas laterais haverá uma camada de espessura variável.

6. **Semi - Pistonado** ("Semi-Slug Flow") - A maioria dos autores não define este padrão, considerando-o apenas como uma transição entre o pistonado e o anular. Trata-se de ondas de grandes cristas separadas pelo gás, porém sem atingir constantemente a parede superior do duto. Há uma camada contínua de líquido na parte inferior do duto, contendo pequenas bolhas do gás. Na fase gasosa também se observa gotículas do líquido.
7. **Anular** ("Annular Flow") - Semelhante ao descrito para escoamentos verticais, porém a camada de líquido da parte inferior do duto apresenta espessura maior que a superior.
8. **Anular Disperso** ("Dispersed Annular Flow") - Também conhecido como "Spray". É o padrão anular com alta vazão do gás, onde as camadas do líquido diminuem, tornando-se um filme de espessura variável, bem fino na parte superior. A fase gasosa apresenta pequenas gotículas do líquido dispersas ao longo do duto.

Para escoamentos inclinados ascendentes, os padrões observados serão sempre um dos acima descritos para vertical ou horizontal. Em inclinações próximas a um desses dois casos, os mapas serão rigorosamente os mesmos da inclinação em referência, modificando-se apenas as fronteiras de ocorrência dos padrões. Em outras inclinações, além da modificação das fronteiras, observa-se, em alguns padrões, aspectos visuais intermediários entre aqueles da vertical e da horizontal.

I.3 - MAPAS DE PADRÕES DE FLUXO

Diversos autores (referidos ao longo do Capítulo II) elaboraram mapas bidimensionais para representar os muitos padrões apresentáveis por um escoamento bifásico ar-água em duto circular (tubo comum) nos vários diâmetros comerciais, nas condições padrões de pressão e temperatura. Estes mapas são muito úteis por facilitarem a pré-determinação do padrão ou transição entre dois padrões, partindo-se das velocidades superficiais. Isto é, conhecendo-se as vazões de cada uma das fases e o diâmetro do tubo, pode-se prever o padrão de escoamento para tal mistura, nessas condições. Em outras condições de pressão e/ou temperatura, há fatores de correção e equações para cálculos das novas propriedades físicas (massas específicas, tensões superficiais e viscosidades) que farão as devidas adaptações nos mapas originais, gerados para as condições ambientes. Mesmo para outros fluidos newtonianos tais modelos de correções das curvas das fronteiras continuam válidos, bastando o conhecimento das propriedades físicas de tais fluidos nas condições ambientes. Assim, os mapas podem ser aplicados para as várias combinações de fluidos newtonianos nos diversos diâmetros comerciais. No caso dos fluidos não newtonianos ou de dutos não circulares, há indícios de que a utilização dos mesmos mapas ar-água gerados em tubos, nas condições ambientes, também possam ser usados, valendo-se de adequados modelos de correção. Tais modelos são detalhados no final do Capítulo II. Porém, esses modelos são bem recentes e ainda carecem de confirmações e aperfeiçoamentos por outros autores, baseados em variadas condições experimentais. Para uma ilustração da utilidade dos mapas de padrões de fluxo, estão apresentados nas Figuras 3 e 4, na página seguinte, mapas de autores referidos no Capítulo II e que conseguiram grande aceitação internacional.

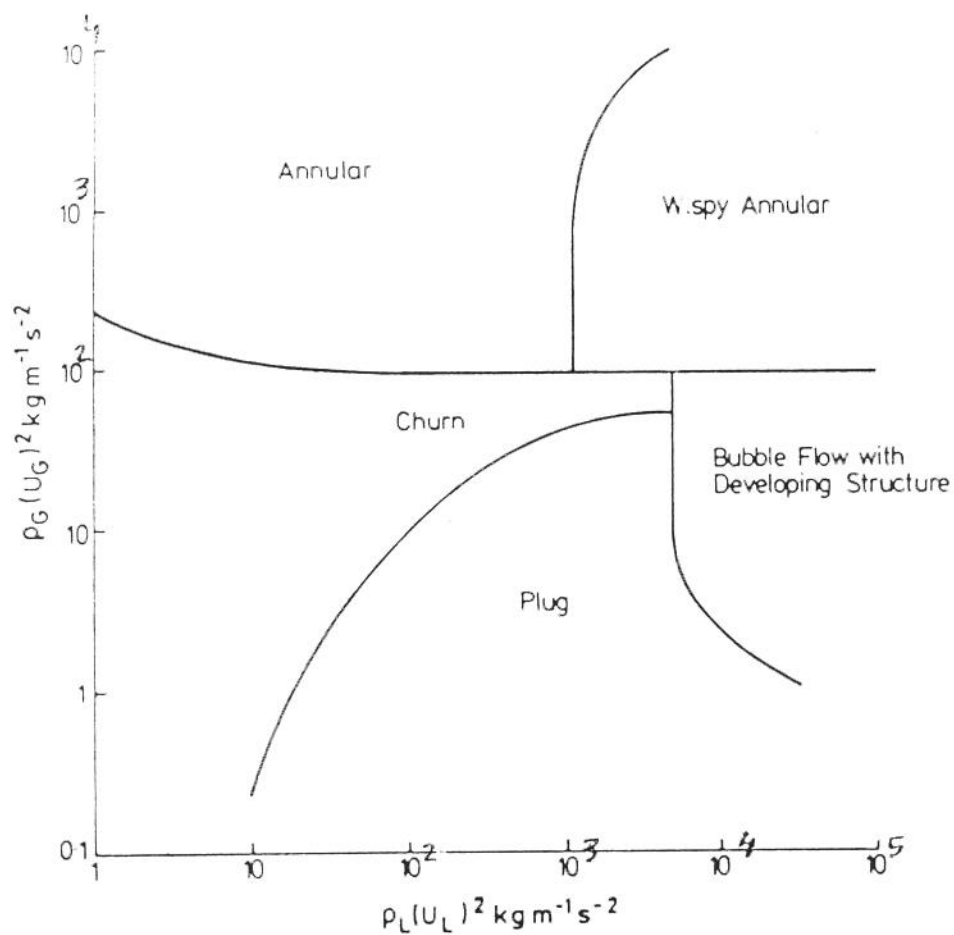


Figura 3 - Mapa de Padrões de Escoamentos Bifásicos Verticais, para Ar-Água, Conforme Hewitt & Roberts. Extraído da ref [13].

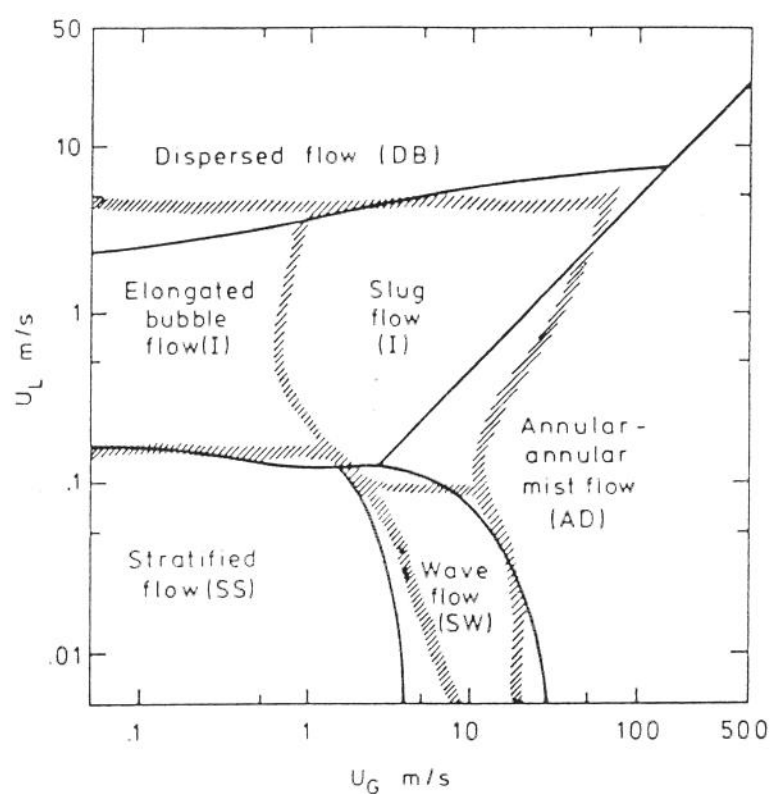


Figura 4 - Mapa de Padrões de Escoamentos Bifásicos Horizontais, para Ar-Água, Conforme Taitel & Dukler (linha cheia) e Mandhane (linha sombreada). Extraído da ref [13].

C A P Í T U L O I I

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

O estudo do escoamento bifásico é muito recente. Os trabalhos mais antigos, entre aqueles que são mais citados nas referências bibliográficas, são dos anos 30. Além disso, somente nas últimas décadas, as pesquisas nesta área tomaram um ritmo mais intenso, principalmente, devido aos interesses de diversas indústrias em suas aplicações na engenharia nuclear, na engenharia de petróleo e em várias modalidades de processos químicos.

Na indústria do petróleo, o interesse pelo estudo do escoamento bifásico começou no início dos anos 50. A grande maioria das pesquisas utilizavam dados obtidos em laboratórios, mas logo começou-se também a trabalhar com dados de campo. Estes dados eram, principalmente, vazões volumétricas de gás e de líquido, propriedades físicas de cada uma das fases (densidades, propriedades reológicas, tensões superficiais, etc.), diâmetros dos dutos, ângulos de inclinação e pressões de admissão e descarga. Na maioria dos casos, os padrões de escoamento eram observados visualmente, e as frações de vazio medidas através do uso de válvulas de fechamento rápido. Nas modelagens, os fluidos eram tratados, nos anos 50, na maioria das vezes, como misturas bifásicas homogêneas. Depois passou-se a admitir o escorregamento entre as fases, nas abordagens empíricas e semi-empíricas, usando-se correlações para determinação do "hold-up". No entanto, ainda aí

se supunha uma distribuição homogênea do gás no líquido (para o padrão bolhas), através de cada seção transversal.

Tornou-se comum a elaboração de mapas de padrões de escoamento, baseados nas velocidades superficiais, ou em grupos adimensionais (frequentemente com escalas logarítmicas), a partir das observações visuais. Na grande maioria das publicações, as variações das pressões têm sido equacionadas com base nos princípios da conservação da massa e do momentum, aplicados a misturas homogêneas bifásicas, supondo-se regime permanente. As quedas de pressão por fricção (perdas de carga), na maioria das vezes, têm sido calculadas por meio de equações do escoamento monofásico, valendo-se para tanto, de números de Reynolds estimados para a mistura. Algumas correlações empíricas para escoamento bifásico utilizam fatores experimentais para correções e adaptações das equações do escoamento monofásico.

Pelo acima exposto, pode-se concluir que o escoamento bifásico gás-líquido, além de ser um tema de pesquisa relativamente novo, é também um assunto complexo, que tem exigido várias hipóteses simplificadoras quando se quer chegar rapidamente a correlações (na sua maioria empíricas). A grande maioria das publicações disponíveis sobre escoamento bifásico gás-líquido, se referem a dutos horizontais ou verticais, ou com inclinações bem próximas a um destes casos. Mais recentemente, têm sido publicados artigos sobre escoamento em dutos inclinados, com ângulos variados. A quase totalidade dos trabalhos publicados tratam de escoamento em dutos cilíndricos (seção transversal circular). Relativamente poucos são os estudos desenvolvidos para dutos com seções transversais anulares. Quanto ao tipo de líquido, a maioria dos estudos teve como base a água, podendo as correlações serem

perfeitamente generalizadas para outros líquidos newtonianos. Para os líquidos não-newtonianos, algumas daquelas correlações deixam de ser universalmente aplicáveis, necessitando em alguns casos de adaptações ou de coeficientes de correção, principalmente quando se trabalha com baixas vazões de líquidos, sendo aí também de grande importância a viscosidade aparente. Seria interessante e mais produtivo, partir de trabalhos já publicados, combinando dutos anulares concêntricos, inclinações variáveis e líquido não-newtoniano. Em particular, não foi possível encontrar nenhuma publicação reunindo estas três características, simultaneamente. A tese de doutorado de Caetano [1] tratou de dutos anulares (concêntricos e com excentricidade variada), somente verticais, onde o líquido era água ou querosene. Nakagawa [2], em sua tese de doutorado, trabalhou com inclinações variáveis, ambos os tipos de fluido (newtoniano e não-newtoniano) em dutos de seção anular totalmente excêntrica. Entre os trabalhos publicados, os que mais se aproximam dos objetivos deste, são o de Nakagawa [2] e o de Johnson & Cooper [37]. Esse último trabalhou com variação da inclinação do duto, de 30 graus (em relação à horizontal), até a vertical. No entanto, eles trabalharam com dutos anulares excêntricos. É meta deste trabalho, medições com inclinações variando da horizontal, até a vertical, a cada 15 graus, somente em dutos concêntricos, com uma razão entre diâmetros típica de um poço durante a perfuração.

II. 1 - FLUIDOS NEWTONIANOS EM DUTOS CIRCULARES

II. 1. a - CONCEITOS BÁSICOS E PRINCIPAIS MODELOS

Behringer, em 1936, foi um dos primeiros a considerarem o escorregamento entre as fases. Ele investigou escoamentos bifásicos ascendentes em tubos verticais, regime permanente e condições isotérmicas. Usando o princípio da conservação da massa, e considerando os fluidos incompressíveis, ele concluiu que:

$$v_2 = \frac{Q_1}{A} + \frac{Q_2}{A} + v_{\infty} \quad (1)$$

onde v_2 é a velocidade da fase gasosa, "A" é a área da seção transversal do tubo, Q_1 e Q_2 são as respectivas vazões volumétricas de líquido e de gás, e v_{∞} é a velocidade terminal de ascensão de uma única bolha em meio suficientemente grande, tal que os efeitos de fronteira sejam desprezíveis (meio "infinito"), e não haja vazão de líquido.

As velocidades superficiais do líquido e do gás são definidas, respectivamente, por:

$$j_1 = \frac{Q_1}{A} \quad (2-a)$$

e

$$j_2 = \frac{Q_2}{A} \quad (2-b)$$

Substituindo as equações (2-a) e (2-b) na equação (1), tem-se:

$$v_2 = j_1 + j_2 + v_\infty \quad (3)$$

Define-se como densidade de fluxo volumétrico total:

$$j = \frac{Q}{A} \quad (4)$$

sendo

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (5)$$

A equação (4) pode ser escrita:

$$j = \frac{Q_1 + Q_2}{A} = \frac{Q_1}{A} + \frac{Q_2}{A} \quad (6)$$

Substituindo as equações (2-a) e (2-b) na equação (6),

$$j = j_1 + j_2 \quad (7)$$

Substituindo a equação (7) na equação (3),

$$v_2 = j + v_\infty \quad (8)$$

Define-se velocidade de escorregamento do gás, v_{2j} , como:

$$v_{2j} = v_2 - j \quad (9-a)$$

Analogamente, a velocidade de escorregamento do líquido, v_{1j} é:

$$v_{1j} = v_1 - j \quad (9-b)$$

Assim, comparando as equações (8) e (9-a), conclui-se que a velocidade de escorregamento da fase gasosa é igual, segundo a modelagem de Behringer, à própria velocidade terminal, v_{∞} .

A fração de vazio, ou fração de gás, α_2 (ou, por simplificação, α), é definida como sendo a razão, em uma determinada seção transversal, entre a área total efetivamente ocupada pelo gás e a área total daquela seção. Isto é,

$$\alpha_2 = \frac{A_2}{A} \quad \text{ou} \quad \alpha = \frac{A_2}{A} \quad (10-a)$$

Analogamente, o "hold-up" do líquido é definido como:

$$\alpha_1 = \frac{A_1}{A} \quad (10-b)$$

Da equação (10-a), pode-se escrever:

$$\alpha = \frac{v_2 A_2}{v_2 A} \quad (11)$$

Pela equação da continuidade, admitindo as hipóteses feitas por Behringer,

$$Q_2 = v_2 A_2 \quad (12)$$

Substituindo a equação (12) na equação (11),

$$\alpha = \frac{Q_2}{v_2 A} \quad (13)$$

Como Q_2 e " A " são facilmente medidos, pode-se substituir os valores de v_2 calculados pela equação (1) na equação (13) e determinar, facilmente, a fração de vazio do gás. Behringer (1936), obteve experimentalmente valores de α e os comparou com os valores calculados pelas equações (1) e (13), notando uma razoável concordância entre os resultados. Contudo, não considerou a distribuição não uniforme da fase gasosa na fase líquida. Isto é, Behringer (1936) admitiu uma mistura bifásica com distribuição homogênea das fases, apesar de considerar o deslizamento entre elas.

Bankoff [3] foi um dos primeiros que consideraram o efeito da distribuição das fases. Isto é, ele admitiu a não-uniformidade da concentração volumétrica do gás nas secções transversais do tubo. Até então, ao estudar escoamento gás-líquido com padrão bolhas, o comum era admitir mistura com distribuição homogênea das fases, como fizera Behringer.

Substituindo a equação (2-b) na equação (13), tem-se :

$$\alpha = \frac{j_2}{v_2} \quad (14-a)$$

De forma semelhante, para a fase líquida, pode-se concluir:

$$\alpha_1 = \frac{j_1}{v_1} \quad (14-b)$$

Como o escoamento é bifásico, partindo-se das equações (10-a) e (10-b), pode-se concluir que:

$$\alpha_1 + \alpha_2 = 1 \quad \Rightarrow \quad \alpha_1 = 1 - \alpha \quad (15)$$

Substituindo a equação (15) na equação (14-b),

$$v_1 = \frac{j_1}{1 - \alpha} \quad (16)$$

Bankoff [3] usou também a definição de média superficial:

$$\langle \phi \rangle = \frac{1}{A} \int_A \phi \, dA \quad (17)$$

onde ϕ é uma grandeza escalar ou vetorial, variável em cada ponto da seção transversal considerada, que é a superfície onde se aplica a integral de área acima. Assim, Bankoff [3] definiu as velocidades médias do gás e do líquido em uma dada seção transversal como:

$$v_2 = \frac{\langle j_2 \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (18-a)$$

e

$$v_1 = \frac{\langle j_1 \rangle}{\langle 1 - \alpha \rangle} \quad (18-b)$$

Assim, das equações (18-a) e (18-b), chegou a:

$$\frac{v_2}{v_1} = \frac{\langle j_2 \rangle / \langle \alpha \rangle}{\langle j_1 \rangle / \langle 1 - \alpha \rangle} \quad (19)$$

onde $\langle j_1 \rangle$ e $\langle j_2 \rangle$ são, respectivamente, as velocidades superficiais médias do líquido e do gás (na referida seção transversal) e $\langle \alpha \rangle$ e $\langle \alpha_1 \rangle$ são as médias superficiais das frações de gás e de líquido, respectivamente, na seção transversal considerada. Ele propôs:

$$\frac{v_2}{v_1} = \frac{1 - \langle \alpha \rangle}{K - \langle \alpha \rangle} \quad (20)$$

sendo que "K" é uma função do perfil de distribuição das velocidades, ao longo de uma seção transversal, sendo influenciado pela pressão, frações mássicas e vazões mássicas. Bankoff [3] mostrou que os valores de "K" ficam dentro de uma faixa limitada por, aproximadamente, 0,5 e 1,0.

Exatamente ao contrário de Beringer, Bankoff [3] considerou os efeitos da distribuição da fração de vazio e dos perfis das velocidades das fases. Porém, não levou em conta o escorregamento local entre as fases. Por isso a equação (20) não se aplicará a condições de considerável escorregamento.

Define-se a concentração volumétrica β , como:

$$\langle \beta \rangle = \frac{Q_2}{Q} \quad (21)$$

Como Q_2 e Q_1 são facilmente medidos, usando a equação (5), chega-se rapidamente ao valor de $\langle \beta \rangle$.

Zuber [4] mostrou que o parâmetro "K", definido por Bankoff [3], pode ser determinado, para cada seção transversal, a partir da média superficial da fração de vazio do gás, naquela seção, e do valor da concentração volumétrica do escoamento:

$$K = \frac{\langle \alpha \rangle}{\langle \beta \rangle} \quad (22)$$

Armand, em 1946, trabalhando com tubos horizontais, já encontrara, de forma empírica, o valor de "K" como sendo aproximadamente 0,83, para valores de β inferiores a 0,9.

Dumitrescu, em 1943, e Davies & Taylor [5], em tubos verticais fechados à atmosfera, chegaram, a partir de equações de perfis de velocidades, a conclusões semelhantes, quanto à velocidade terminal de uma grande bolha de gás, similar às bolhas do padrão pistonado ("slug flow"):

$$v_{\infty} \cong 0,35 \sqrt{gD} \quad (23)$$

onde "D" é o diâmetro do tubo e "g" é a aceleração da gravidade.

Griffith & Wallis [6], determinaram a velocidade terminal da bolha de Taylor (ou bolha de Dumitrescu) a partir do diâmetro do tubo e das massas específicas das fases:

$$v_{\infty} = 0,35 \left[\frac{g \Delta \rho D}{\rho_1} \right]^{1/2} \quad (24)$$

onde

$$\Delta \rho = \rho_1 - \rho_2 \quad (25)$$

sendo que ρ_1 e ρ_2 são as massas específicas do líquido e do gás, respectivamente. Note-se que, para pressões moderadas, a massa específica do gás é muito menor que a do líquido, o que faz com que a equação (24) seja quase equivalente à equação (23). Para o cálculo da velocidade do gás, v_2 , eles utilizaram uma expressão similar às equações (1), (3) ou (8), modificando apenas a expressão da velocidade terminal.

Nicklin et al. [7], considerando o perfil de velocidades numa seção transversal, modificaram a equação (1) através do uso de um fator, C_o . Contudo não consideraram a diferença entre as densidades das fases na expressão da v_∞ , como fizeram Griffith & Wallis [6], através da equação (24). A velocidade terminal, v_∞ , foi considerada como a encontrada por Dumitrescu. Para escoamentos verticais, ascendentes, Nicklin et al. [7], trabalhando com água, concluíram que para números de Reynolds maiores que 8.000, o valor do coeficiente C_o era 1,2. Assim, a equação (1) ficou:

$$v_2 = 1,2 \frac{Q_1 + Q_2}{A} + 0,35 \sqrt{gD} \quad (26)$$

Segundo Wallis [8], o número de Reynolds a ser considerado deve ser o da mistura, o qual é por ele definido como:

$$Re_j = \frac{jD\rho_1}{\mu_1} \quad (27)$$

Note-se que o valor encontrado para a velocidade do gás, v_2 , fica maior que o resultante da equação (1), como era de se esperar, já que a maior parte do gás se concentra próximo ao centro do tubo, onde sabe-se que as velocidades são maiores que nas proximidades das paredes do tubo.

Considerando a diferença entre as densidades, i.e., usando a velocidade terminal definida por Griffith & Wallis [6], de uma forma geral, a equação (1) fica:

$$v_2 = C_o \frac{Q_1 + Q_2}{A} + 0,35 \sqrt{\frac{g \Delta \rho D}{\rho_1}} \quad (28)$$

onde v_2 é a velocidade da bolha de Taylor.

Neal, em 1963, comparou o fator "K" de Bankoff [3] com o coeficiente C_0 de Nicklin et al. [7]. Como Bankoff [3] não considerara o escorregamento entre as fases, deve-se cancelar o segundo termo da equação (28), para fazer a comparação. Assim, a equação (28) fica:

$$v_2 = C_0 \frac{Q_1 + Q_2}{A} \quad (29)$$

Da equação (20), tira-se o valor de "K":

$$K = \frac{v_1 (1 - \langle \alpha \rangle) + \langle \alpha \rangle v_2}{v_2} \quad (30)$$

Substituindo as equações (18-a) e (18-b) na equação (30),

$$K = \frac{\langle j_1 \rangle + \langle j_2 \rangle}{v_2} \quad (31)$$

Multiplicando pela área da seção transversal do tubo,

$$K = \frac{\langle j_1 \rangle A + \langle j_2 \rangle A}{v_2 A} \quad (32)$$

Substituindo as equações (2-a) e (2-b) na equação (32),

$$K = \frac{Q_1 + Q_2}{v_2 A} \quad (33)$$

Comparando a equação (33) com a equação (29), chega-se à conclusão de Neal:

$$C_o = \frac{1}{K} \quad (34)$$

Substituindo a equação (22) na equação (34),

$$C_o = \frac{\langle \beta \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (35)$$

Substituindo a equação (21) na equação (35),

$$C_o = \frac{Q_2}{Q \langle \alpha \rangle} \quad (36)$$

Usando-se a definição de média superficial, equação (17), e a equação (4), pode-se escrever:

$$Q = \int_A j \, dA \quad (37-a)$$

onde "j" é a densidade de fluxo volumétrico local, variável em cada ponto da seção transversal onde se aplica a integral de área. Analogamente,

$$Q_2 = \int_A j_2 \, dA \quad (37-b)$$

Aplicando a definição de média superficial, equação (17), à fração de vazio, chega-se a:

$$\langle \alpha \rangle = \frac{1}{A} \int_A \alpha \, dA \quad (38)$$

Substituindo as equações (37-a), (37-b) e (38) na equação (36), chega-se à forma integral do coeficiente C_o , para a condição de não-deslizamento entre as fases:

$$C_o = \frac{\int_A j_2 dA}{\left(\int_A j dA \right) \cdot \frac{1}{A} \left(\int_A \alpha dA \right)} \quad (39)$$

De forma genérica, para escoamentos com ou sem deslizamento entre as fases, Neal encontrou:

$$C_o = \frac{\int_A (j\alpha) dA}{\left(\int_A j dA \right) \cdot \frac{1}{A} \left(\int_A \alpha dA \right)} \quad (40)$$

Moissis & Griffith [9] usaram dois coeficientes para exprimir a velocidade das bolhas de Taylor:

$$v_2 = C_o' j + C_1 v_\infty \quad (41)$$

onde C_o' tem o mesmo efeito que o coeficiente C_o até aqui estudado. C_1 traduz a tendência das bolhas coalescerem. Wallis [8], citando Moissis, expressou este coeficiente como:

$$C_1 = 1 + 8e^{-1,06(L/D)} \quad (42)$$

sendo que "L" é o comprimento do pistão de líquido. Note-se que o coeficiente C_1 só é significativo para pistões de líquido com comprimento poucas vezes superiores ao diâmetro do tubo. Moissis & Griffith [9] concluíram que para

comprimentos a partir de cinco vezes o diâmetro do tubo, o efeito da coalescência poderia ser desprezado, o que faz com que a equação (41) se reduza à equação (28).

Zuber & Findlay [10] usaram a definição de média superficial ponderada (pela fração de vazio) da grandeza "F", numa dada seção transversal:

$$\bar{F} = \frac{\langle \alpha F \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (43)$$

onde "F" é variável em cada ponto da seção transversal. Aplicando a definição de média superficial, equação (17), ao numerador e ao denominador do 2º membro da equação (43), chega-se a:

$$\bar{F} = \frac{\int_A \alpha F \, da}{\int_A \alpha \, dA} \quad (44)$$

Considerando as médias superficiais ponderadas, aplicadas a cada termo da equação (9-a), esta pode ser escrita:

$$\bar{v}_2 = \bar{j} + \bar{v}_{2j} \quad (45)$$

onde a velocidade média ponderada do gás, $\bar{v}_2$, pode ser expressa pela definição de média superficial ponderada, equação (43). Tendo em vista a equação (14-a), pode-se escrever:

$$\bar{v}_2 = \frac{\langle \alpha v_2 \rangle}{\langle \alpha \rangle} = \frac{\langle j_2 \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (46)$$

sendo que $\langle j_2 \rangle$ é a velocidade superficial média, do gás, na seção transversal considerada (quando não há expansão do gás, é constante ao longo do tubo), que é conhecida, ou estimada a partir das variações de pressão e temperatura.

Aplicando a definição de média superficial ponderada, equação (43), ao 2º membro da equação (45), tem-se:

$$\bar{v}_2 = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle} + \frac{\langle \alpha v_{2j} \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (47)$$

Note-se que, na hipótese de uma distribuição homogênea das fases em uma dada seção transversal, a média superficial ponderada se iguala à média superficial e as equações (47) e (45) se reduzem à equação (9-a).

Usando a definição de média superficial, equação (17), Zuber & Findlay [10] reescreveram a equação de Neal, equação (40):

$$C_o = \frac{\langle \alpha j \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \quad (48)$$

Assim como a equação (40), a equação (48) é válida para escoamentos com ou sem deslizamento entre as fases.

Substituindo as equações (46) e (48) na equação (47), Zuber & Findlay [10] chegaram, para qualquer padrão de escoamento, a :

$$\bar{v}_2 = \frac{\langle j_2 \rangle}{\langle \alpha \rangle} = C_o \langle j \rangle + \frac{\langle \alpha v_{2j} \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (49)$$

Ou, de forma adimensional, dividindo a equação (49) pela média superficial da densidade total de fluxo volumétrico, $\langle j \rangle$:

$$\frac{\langle j_2 \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} = C_o + \frac{\langle \alpha v_{2j} \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \quad (50)$$

Substituindo as equações (37-a) e (37-b) na equação (21) e usando a definição de média superficial dada pela equação (17), Zuber & Findlay [10] escreveram:

$$\langle \beta \rangle = \frac{\langle j_2 \rangle}{\langle j \rangle} \quad (51)$$

Que é a própria definição de β , similar àquela apresentada na equação (21), porém obtida a partir do conceito de média superficial. Substituindo a equação (51) na equação (50):

$$\frac{\langle \beta \rangle}{\langle \alpha \rangle} = C_o + \frac{\langle \alpha v_{2j} \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle} \quad (52)$$

Resolvendo para $\langle \alpha \rangle$:

$$\langle \alpha \rangle = \frac{\langle \beta \rangle}{C_o + \frac{\langle \alpha v_{2j} \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle}} \quad (53)$$

A equação (19), de Bankoff [3], pode ser rearranjada para:

$$\frac{\bar{v}_2}{\bar{v}_1} = \frac{\langle 1 - \alpha \rangle}{\frac{\langle j_1 \rangle}{\langle j_2 \rangle} \langle \alpha \rangle} \quad (54)$$

Mas, tendo em vista as equações (7) e (51), pode-se escrever:

$$\frac{\langle j_1 \rangle}{\langle j_2 \rangle} = \frac{\langle j \rangle - \langle j_2 \rangle}{\langle j_2 \rangle} = \frac{1}{\langle \beta \rangle} - 1 \quad (55)$$

Substituindo a equação (55) na equação (54):

$$\frac{\bar{v}_2}{\bar{v}_1} = \frac{\langle 1 - \alpha \rangle}{\frac{\langle \alpha \rangle}{\langle \beta \rangle} - \langle \alpha \rangle} \quad (56)$$

Substituindo o 1º termo do denominador do 2º membro da equação (56) pela equação (52), obtém-se a razão entre as velocidades médias ponderadas, da forma que Zuber & Findlay [10] publicaram:

$$\frac{\bar{v}_2}{\bar{v}_1} = \frac{\langle 1 - \alpha \rangle}{\frac{1}{C_0 + \frac{\langle \alpha v_{2j} \rangle}{\langle \alpha \rangle \langle j \rangle}} - \langle \alpha \rangle} \quad (57)$$

Note-se que quando a distribuição das fases numa dada seção transversal for homogênea, o valor de C_0 , por definição, será igual a um. Se, além disso, não houver deslizamento entre as fases, também por definição, v_{2j} será igual a zero

e a equação (57) mostrará que as velocidades médias ponderadas das fases se igualarão, o que está perfeitamente coerente com tais hipóteses.

Para regime permanente, pressões e temperaturas constantes, em uma determinada seção transversal, o coeficiente de distribuição das fases, C_0 , é constante com o tempo. Assim, Zuber & Findlay [10] plotaram o gráfico da

velocidade média ponderada do gás, versus a média superficial da densidade de fluxo volumétrico total, $\langle j \rangle$, obtendo uma reta, onde o coeficiente angular é Co e o coeficiente linear é a média ponderada da velocidade de deslizamento do gás, como está evidenciado na equação (49). Note-se que o último termo daquela equação equivale à definição de média superficial ponderada, aplicada à velocidade de deslizamento do gás, v_{2j} . De acordo com o modelo homogêneo, a reta passaria pela origem (não haveria deslizamento entre as fases) e a inclinação seria de 45° (distribuição homogênea das fases). Para escoamentos com Co maior que um, o ângulo de inclinação da reta será superior a 45° . A velocidade média ponderada de deslizamento será positiva, o que implica em que a reta corte o eixo das velocidades acima da origem.

Zuber & Findlay [10] determinaram, analiticamente, o valor do coeficiente de distribuição, Co , em função de parâmetros relativos ao perfil das velocidades. Definiram " m_1 " e " n_1 " como abaixo:

$$\frac{1}{j_c} = 1 - \left(\frac{r_1}{m_1} \right)^{m_1} \quad (58)$$

e

$$\frac{\alpha_c - \alpha_w}{\alpha_c - \alpha_w} = 1 - \left(\frac{r_1}{m_1} \right)^{n_1} \quad (59)$$

onde r_1 é a distância radial de um ponto qualquer ao centro do tubo, " R " é o raio do tubo e os subscritos " c " e " w " referem-se, respectivamente, ao centro e à parede do tubo.

Substituindo as equações (58) e (59) na equação (48), obtiveram, em função da fração de vazio na parede:

$$C_o = 1 + \frac{2}{m_1 + n_1 + 2} \left(1 - \frac{\alpha_w}{\langle \alpha \rangle} \right) \quad (60)$$

E em função da fração de vazio no centro do tubo :

$$C_o = \frac{m_1 + 2}{m_1 + n_1 + 2} \left(1 + \frac{n_1 \alpha_c}{m_1 \langle \alpha \rangle + 2} \right) \quad (61)$$

As equações (60) e (61) fornecem, para frações de vazio no centro iguais às frações de vazio nas paredes, coeficientes de distribuição iguais a um, o que está coerente com o modelo homogêneo. Para frações de vazio no centro superiores às das paredes, as equações acima fornecem um coeficiente de distribuição maior que um, que é o caso até aqui estudado.

Para frações de vazio superiores a 10% ($\alpha > 0,1$), o que abrange os padrões bolhas e pistonado, Hewitt [13], citando Rouhani, expressa o coeficiente de dispersão C_o em função do título e do fluxo total de massa:

$$C_o = 1 + 0,2 (1 - x) \cdot \left(\frac{gD \rho_l^2}{G^2} \right)^{0,25} \quad (62)$$

onde "x" é o título e "G" é o fluxo total de massa, definidos como abaixo:

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{\dot{m}_1 + \dot{m}_2}{A} = G_1 + G_2 = \rho_1 j_1 + \rho_2 j_2 \quad (63)$$

e

$$x = \frac{\dot{m}_2}{\dot{m}} = \frac{\dot{m}_2}{\dot{m}_1 + \dot{m}_2} = \frac{G_2}{G_1 + G_2} \quad (64)$$

sendo que $\dot{m}$ é a vazão mássica, tal que:

$$\dot{m}_1 = \rho_1 Q_1 \quad \text{e} \quad \dot{m}_2 = \rho_2 Q_2 \quad (65)$$

Das equações acima, pode-se chegar a:

$$\frac{G_2}{G_1} = \frac{\rho_2 j_2}{\rho_1 j_1} = \frac{x}{1-x} \quad \Rightarrow \quad x = \frac{1}{\frac{\rho_1 j_1}{\rho_2 j_2} + 1} \quad (66)$$

Substituindo as equações (63) e (66) na equação de Rouhani (equação(62)), chega-se a uma expressão para C_o , em função de parâmetros mais comumente usados:

$$C_o = 1 + 0,2 \cdot \left(1 - \frac{1}{\frac{\rho_1 j_1}{\rho_2 j_2} + 1} \right) \cdot \left[\frac{gD \rho_1^2}{(\rho_1 j_1 + \rho_2 j_2)^2} \right]^{0,25} \quad (67)$$

Note-se que, como a massa específica do gás é desprezível (em relação à do líquido), para velocidades superficiais do líquido da ordem de grandeza da raiz quadrada de gD , obtém-se, pela expressão acima, valores de C_o mais ou menos próximos de 1,2, que foi o valor sugerido por Nicklin et al. [7], já acima exposto na equação (26).

Hewitt [13] chamou a razão entre as velocidades das fases de "S", tal que:

$$S = \frac{v_2}{v_1} = \frac{\frac{Q_2}{A \alpha}}{A(1-\alpha)} \quad (68)$$

Assim:

$$\frac{S Q_1}{(1 - \alpha)} = \frac{Q_2}{\alpha} \Rightarrow \alpha = \frac{Q_2}{S Q_1 + Q_2} \quad (69)$$

Ele apresenta a correção (empírica) de Premoli et al. para a razão entre as velocidades, "S", a qual é útil na determinação da fração de vazio, pela equação (69). Esta correlação tem a virtude de prever a fração de vazio, a partir de parâmetros comuns do escoamento:

$$S = 1 + E_1 \cdot \left(\frac{\beta_1}{1 + \beta_1 E_2} - \beta_1 E_2 \right)^{1/2} \quad (70)$$

onde β_1 é definido como:

$$\beta_1 = \frac{\beta}{1 - \beta} \quad (71)$$

Os parâmetros E_1 e E_2 são funções do número de Reynolds e do número de Weber:

$$E_1 = 1,578 \text{ Re}_T^{-0,19} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right)^{0,22} \quad (72)$$

e

$$E_2 = 0,0273 \text{ We}_T \text{ Re}_T^{-0,51} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right)^{-0,08} \quad (73)$$

Sendo que Re_T e We_T são, respectivamente, os números de Reynolds e de Weber, ambos relativos à mistura bifásica, tal que:

$$\text{Re}_T = \frac{G D}{\mu_1} = \frac{(G_1 + G_2) D}{\mu_1} = \frac{(\rho_1 j_1 + \rho_2 j_2) D}{\mu_1} \quad (74)$$

e

$$\text{We}_T = \frac{G^2 D}{\sigma \rho_1} = \frac{(\rho_1 j_1 + \rho_2 j_2)^2 D}{\sigma \rho_1} \quad (75)$$

II.1.a - FLUIDOS NEWTONIANOS EM TUBOS VERTICAIS

Para tubos abertos à atmosfera, Nicklin et al. [7], obtiveram, experimentalmente, valores para a velocidade terminal da bolha de Taylor dependentes do seu comprimento (Isto é contrário às situações em que os tubos eram fechados à atmosfera, onde as velocidades de ascensão dependiam apenas das frações de vazio e dos diâmetros dos tubos, conforme estabelecido por Dumitrescu e por Davies & Taylor [5], mostrado na equação (23)). Determinaram a velocidade do filme de líquido em relação ao topo (nariz) da bolha, u_L , supondo escoamento potencial:

$$u_L = \sqrt{2gl} \quad (76)$$

onde " l " é a distância longitudinal da seção considerada, até o topo (nariz) da bolha de Taylor. Como o gás está continuamente expandindo ao longo do tubo, o comprimento da bolha de Taylor é crescente e a velocidade do filme de líquido variará ao longo da bolha (e, em um ponto fixo, em função do tempo, de forma cíclica).

A velocidade terminal da bolha de Taylor (quando não há vazão de líquido), em tubos abertos à atmosfera, $v_{\infty A}$, foi por eles obtida:

$$v_{\infty A} = 0,35\sqrt{gD} + 1,48 u_s \quad (77)$$

onde u_s é a velocidade média do pistão de líquido a jusante da bolha em estudo. Note-se que o primeiro termo do lado direito da igualdade é a própria velocidade terminal da bolha, tal como encontrada por Dumitrescu e por Davies & Taylor [5]. Para fluxos simultâneos de gás e líquido com número de

Reynolds (da mistura, segundo Wallis [8]) superiores a 8.000, Nicklin et al. [7] obtiveram:

$$v_2 = 1,2 u_s + 0,35 \sqrt{gD} \quad (78)$$

Griffith & Wallis [6] já haviam mostrado analiticamente, pela equação da continuidade, que a velocidade média do líquido entre as bolhas de Taylor, era aproximadamente igual ao fluxo volumétrico total "J". Assim, a equação (78) se reduz à equação (26), onde o coeficiente 1,2 é o próprio Co da equação (28). Para pequenos valores do número de Reynolds, Nicklin et al. [7] encontraram valores maiores para o coeficiente Co . Por exemplo, para o número de Reynolds igual a 100, encontraram Co aproximadamente 1,9.

Nicklin et al. [7], trabalhando com tubo de uma polegada, confirmaram as previsões feitas por Moissis & Griffith [9], de que bolhas de Taylor separadas por distâncias equivalentes a cinco ou mais diâmetros tendem a não coalescerem, mantendo essa distância praticamente constante, ao longo do percurso do tubo.

Wallis [8] generalizou o estudo da velocidade terminal de uma bolha de Taylor em meio estagnante (sem vazão de líquido), considerando os casos em que as forças dominantes são: de inércia, viscosas, ou devidas à tensão superficial. Escolheu três números adimensionais que representam o equilíbrio de cada uma das situações acima com o efeito do empuxo:

Para situações onde predomina a inércia, Wallis [8] considerou

$$K_i = \frac{\rho_l v_\infty^2}{Dg(\rho_l - \rho_2)} \quad (79)$$

Note-se que o número adimensional acima equivale ao quadrado do número de Froude. A velocidade terminal pode ser calculada:

$$v_{\infty} = K_1 \sqrt{\frac{gD(\rho_1 - \rho_2)}{\rho_1}} \quad (79)'$$

onde K_1 corresponde ao próprio número de Froude. A equação (79)' equivale à equação (24), se o valor de K_1 for igual a 0,35.

Para os casos em que as forças viscosas são as principais, Wallis [8] estabeleceu:

$$K_2 = \frac{v_{\infty} \mu_1}{D^2 g (\rho_1 - \rho_2)} \quad (80)$$

onde μ_1 é a viscosidade do líquido. Assim, a velocidade terminal é calculada :

$$v_{\infty} = K_2 \frac{gD^2 (\rho_1 - \rho_2)}{\mu_1} \quad (80)'$$

Para tubos verticais, Wallis [8] encontrou, experimentalmente, valores de K_2 em torno de 0,01.

Finalmente, para cenários onde predomina a tensão superficial, Wallis [8], utilizou:

$$K_3 = \frac{\sigma}{D^2 g (\rho_1 - \rho_2)} \quad (81)$$

onde σ é a tensão superficial. Note-se que este último adimensional é igual a um quarto do inverso do número de Eötvös. Mas o predomínio da tensão superficial só ocorre quando a bolha não consegue se mover. Isto acontece,

segundo Wallis [8], baseado em análises de Bretherton e de Hattori, quando o número de Eötvös for inferior a 0,84.

Para equacionar os dois primeiros casos em uma única expressão e para estabelecer os limites entre eles, Wallis [8] definiu o número inverso da viscosidade, N_μ , como a razão entre o número de Froude e o número adimensional da viscosidade exposto na equação (80):

$$N_\mu = \frac{\sqrt{D^3 g (\rho_1 - \rho_2) \rho_1}}{\mu_1} \quad (82)$$

Assim, os limites foram definidos:

- | | | | |
|--------------------------------------|---------------|---|-------------|
| a) Predomínio da inércia: | $N_\mu > 300$ | e | $Eö > 25$ |
| b) Predomínio da viscosidade: | $N_\mu < 2$ | e | $Eö > 25$ |
| c) Predomínio da tensão superficial: | | | $Eö < 0,84$ |

onde $Eö$ é o número de Eötvös:

$$Eö = \frac{g \Delta \rho R^2}{\sigma} \quad \text{ou} \quad Eö = \frac{g (\rho_1 - \rho_2) D^2}{4 \sigma} \quad (83)$$

sendo "R" o raio do tubo e $\Delta \rho$ a diferença entre as massas específicas do líquido e do gás.

Quando não há predomínio da tensão superficial (casos "a" e "b"):

$$K_1 = 0,345 \left[1 - e^{-0,01 N_\mu / 0,345} \right] \quad (84)$$

Note-se que, para viscosidades desprezíveis, a equação (84) resulta em K_1 igual a 0,345, que é, aproximadamente, o valor usado na equação (23). A equação (84) é válida somente para situações onde a tensão superficial é desprezível. Para os casos em que é considerável, Wallis [8] sugere uma expressão mais completa:

$$K_1 = 0,345 \left(1 - e^{-\frac{0,01 N_\mu}{0,345}} \right) \left(1 - e^{-\frac{3,37 - 4 E\sigma}{m}} \right) \quad (85)$$

onde "m" é função de N_μ , tal que:

$$\text{para } N_\mu > 250 \quad m = 10 \quad (86-a)$$

$$\text{para } 18 < N_\mu < 250 \quad m = 69 N_\mu^{0,35} \quad (86-b)$$

$$\text{para } N_\mu < 18 \quad m = 25 \quad (86-c)$$

Observação: Alguns autores, inclusive Wallis [8], usam a definição de número de Eötvös como sendo aquela originalmente usada por Harmathy, que na realidade é quatro vezes o valor do $E\sigma$ aqui utilizado. Wallis [8] chama de número de Bond, o que aqui é chamado de número de Eötvös. Suas equações foram adaptadas à nomenclatura deste texto, para que a definição do número de Eötvös aqui utilizada (conforme equação (83)), não seja contraditória.

As equações (85) e (86) se reduzem à equação (84) para os casos em que $E\sigma$ é muito grande (a tensão superficial é desprezível). Quando a viscosidade assumir valores muito pequenos (i.e., quando N_μ for muito grande), e a tensão superficial não for desprezível, a equação (85) se reduz a:

$$K_1 = 0,345 \left(1 - e^{\frac{3,37 - 4 E_o}{10}} \right) \quad (87)$$

Wallis [8] observou que para líquidos extremamente viscosos, com $N_{\mu} < 2$, a cauda da bolha assume um formato abaulado, semelhante ao do nariz, e o regime de escoamento do pistão de líquido logo abaixo da bolha é laminar. Em contrapartida, quando a viscosidade do líquido é muito pequena, $N_{\mu} > 300$, a cauda apresenta um final plano, e o regime de escoamento do pistão de líquido logo abaixo da bolha, é turbulento.

Bendiksen [11] propôs uma expressão para a velocidade terminal adimensional, em função do número de Eötvös:

$$v_{\infty}^* = 0,486 \sqrt{1 + 5 (1 - 1,72 \Sigma) \cdot \Sigma} \cdot \frac{1 - 0,96 e^{-0,066 / \Sigma}}{1 - 0,52 e^{-0,066 / \Sigma}} \quad (88)$$

onde Σ é o inverso do número de Eötvös e v_{∞}^* é a velocidade terminal adimensional. OBSERVAÇÃO: Vide parágrafo logo após a equação (104)', na pg 53. Dimensionalizando a velocidade terminal:

$$v_{\infty} = v_{\infty}^* \sqrt{gR} \quad (89)$$

Note-se que quando Σ for muito pequeno (e também a tensão superficial), a velocidade terminal adimensional tenderá a 0,486, conforme a equação (88). Utilizando o diâmetro em lugar do raio, a equação (89) tenderá à equação (23) e a velocidade terminal se aproximará daquela encontrada por Dumitrescu e por Taylor.

Para valores de Σ inferiores a 0,1 (i.e., valores do número de Eötvös superiores a 10), Bendiksen [11], supondo viscosidade desprezível, sugeriu expressões para o coeficiente C_o em função de Σ e do número de Reynolds. Para regime laminar:

$$C_o = 2,29 \left[1 - 5\Sigma \left(1 - e^{-0,05 / \Sigma} \right) \right] \quad (90)$$

Para regime turbulento:

$$C_o = \frac{\log Re_j + 0,309}{\log Re_j - 0,743} \cdot \left[1 - \frac{\left(3 - \log (Re_j) e^{-0,1 / \Sigma} \right) \cdot \Sigma}{2} \right] \quad (91)$$

Taitel et al. [12], baseados em experimentos de Govier & Aziz e de Akagawa & Sakaguchi, concluíram que, para escoamentos pistonados estáveis (longos pistões de líquido), os comprimentos destes pistões de líquido deixam de ser dependentes das vazões de gás e de líquido. Os autores acima, citados por Taitel et al., foram mais exigentes, quanto à estabilidade do escoamento pistonado (padrão "slug"), do que Moissis & Griffith [9] e que Nicklin et al. [7]. Estes últimos, como anteriormente citado, consideraram o padrão pistonado estável, quando o comprimento do pistão de líquido fosse, no mínimo, cinco vezes o diâmetro do tubo. Os experimentos referidos por Taitel et al. [12], acima citados, sugeriram oito vezes o diâmetro do tubo, como comprimento mínimo dos pistões de líquido, para a condição de estabilidade. Taitel et al., trabalhando com tubos de 2,5 e de 5,0 cm, com comprimentos muito longos para que tivessem condições de observar melhor os comprimentos do pistões, sugeriram o valor 16 como a razão mínima entre o comprimento do pistão de líquido e o diâmetro do tubo, ampliando ainda mais a exigência para a estabilidade. Sugerem também, que esta conclusão, baseada em experimentos

ar-água pode ser estendida para quaisquer fluidos, independentemente do diâmetro. Eles utilizaram uma expressão equivalente à abaixo exposta, para representar os experimentos:

$$\frac{u}{u_{\text{máx}}} = \left[\operatorname{tgh} \left(\gamma \cdot \frac{y}{z} \right) \right]^2 \quad (92)$$

onde "u" é a velocidade do pistão de líquido; $u_{\text{máx}}$ é esta velocidade junto à cauda da bolha a jusante; γ é uma constante universal, determinada por Schlichting como, aproximadamente, 7,67; "y" é a distância radial a partir da parede do tubo e "z" é a distância longitudinal a partir do topo do pistão de líquido (ou do extremo da cauda da bolha de Taylor), crescendo para baixo (sentido oposto ao escoamento ascendente). Assim, considerando a linha de centro do tubo, onde $y = D / 2$, pode-se calcular "z" (em função de "D") para uma determinada "u" (em função de $u_{\text{máx}}$). Eles consideraram como limite da condição de estabilidade, um comprimento do pistão de líquido, tal que a razão entre a velocidade no fundo (topo da bolha a montante) e a velocidade do topo (ponta da cauda da bolha a jusante) seja 0,05. Isto é, o escoamento seria estável quando:

$$\frac{u}{u_{\text{máx}}} \leq 0,05 \quad (92)'$$

Substituindo a inequação (92)' na equação (92), para a condição de $y = D / 2$ encontra-se $x / D \geq 16,9$, o que é, realmente, bem maior que a razão mínima proposta por Moissis & Griffith [9] e por Nicklin et al. [7], como sendo 5. Para $x = 16 D$, a razão entre as velocidades, segundo a modelagem de Taitel et al. [12], é, aproximadamente, 5,53%. Ainda de acordo com esta abordagem, para $x = 5 D$, como proposto por [9] e por [7], encontra-se uma

razão entre as velocidades (como definida acima), de aproximadamente, 42%, o que não seria desprezível. Isso significa que para tubos longos, de acordo com a modelagem de Taitel et al. [12], os modelos de Moissis & Griffith [9] e de Nicklin et al. [7] seriam por demais otimistas, quanto à estabilidade do padrão "slug".

Taitel et al. [12] modelaram as transições entre os vários padrões de escoamento (bolhas dispersas, bolhas, pistonado, agitante e anular), sugerindo algumas equações para as curvas das fronteiras. Para a condição mínima da ocorrência do padrão "slug", segundo os mapas de padrões (j_1 X j_2), estando na região de ocorrência de bolhas bastaria um aumento da velocidade superficial do gás, j_2 . Porém, se se estiver na região de ocorrência de bolhas dispersas, mesmo aumentando a velocidade superficial do gás, não se pode ter certeza da obtenção do padrão pistonado (com um grande aumento de j_2 , quando o α ultrapassasse 0,52 teria-se, talvez, um padrão pistonado, mas com grandes chances de ser agitante, próximo à fronteira do anular). Assim, uma condição de ocorrência do padrão pistonado, partindo do aumento da velocidade superficial do gás, (mantendo a velocidade superficial do líquido constante), seria a certeza de partir da região de bolhas e não da região de bolhas dispersas. Taitel et al. [12] equacionaram a fronteira entre estes dois tipos de padrão bolhas:

$$j_1 + j_2 = 4 \cdot \left\{ \frac{D^{0,429} \left(\frac{\sigma}{\rho_l} \right)^{0,089}}{\nu_l^{0,072}} \cdot \left[\frac{g(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} \right]^{0,446} \right\} \quad (93)$$

onde ν_l é a viscosidade cinemática do líquido.

Taitel et al. [12] observaram, nos escoamentos com padrão "slug", que devido aos efeitos de entrada, logo após a mistura dos fluidos o padrão é agitante ("churn"), mantendo-se assim por um determinado comprimento de tubo, que eles chamaram de L_E , após o qual começa a se caracterizar o padrão pistonado. Chegaram a uma expressão aproximada para esta distância inicial de instabilidade da entrada:

$$L_E = 40,6 \left(\frac{j}{\sqrt{gD}} + 0,22 \right) \cdot D \quad (94)$$

Wallis [8] estabeleceu uma condição de fronteira, a partir da qual não se pode obter padrão pistonado. Esta é a fronteira entre o padrão agitante (transição) e o padrão anular. Para a ocorrência de bolhas de Taylor (ou padrão agitante, para as vazões de gás mais altas) a velocidade superficial do gás deve ser tal que:

$$j^2 < 0,9 \left(gD \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2} \right)^{1/2} \quad (95)$$

Orell & Rembrand [14] modelaram a fração de vazio do pistão de líquido, α_s , em função da espessura do filme de líquido δ , da sua velocidade em relação à bolha de Taylor, u_L e do número de Reynolds do pistão de líquido Re_L :

$$\alpha_s = 1 - \frac{4 \delta u_L}{0,6 C_w D \cdot \left\{ u_L^2 - 2g \left[(0,6 C_w R^2 - D\delta)^{1/2} + D \right]^{1/2} \right\}} \quad (96)$$

onde C_w é um adimensional que pode ser determinado a partir do número de Reynolds do pistão de líquido:

$$C_w = 1 - \left[1 - \frac{e^{[0,38(\sqrt{2/f_s} - 5,75)]}}{(Re_s / 2) \sqrt{f_s / 2}} \right]^2 \quad (97)$$

sendo que o fator f_s é função apenas do número de Reynolds no pistão de líquido:

$$\frac{1}{\sqrt{f_s / 2}} = 1,75 + 5,76 \cdot \log \left[\frac{Re_s}{2} \sqrt{\frac{f_s}{2}} \right] \quad (98)$$

Note-se que, é necessário o emprego de um método numérico para determinação do fator f_s , com posterior substituição na equação (97) para determinação de C_w , que por sua vez será substituído na equação (96). Contudo, uma simples subrotina, por exemplo, usando o método das secantes, resolverá facilmente a equação (98), até mesmo em calculadoras. Quanto à velocidade do filme de líquido (em relação à bolha de Taylor), pode-se utilizar, por exemplo, a equação (76), se não houver condições de medida direta. O número de Reynolds do pistão de líquido é obtido por:

$$Re_s = \frac{\rho_l u_s D}{\mu_l} \quad (99)$$

onde u_s é a velocidade média em uma seção transversal do pistão de líquido. I.e., a velocidade do pistão de líquido, supondo que ele apresente distribuição homogênea. Para regimes turbulentos, em situações onde a viscosidade não é predominante, essa velocidade é bem próxima da velocidade do centro do pistão de líquido. De qualquer forma, essa velocidade deve ser medida no experimento. Se não houver condições dessa medição, pode-se supor um α_s , calcular u_s pela equação da continuidade a partir das vazões, substituir nas

equações (99), (98) e (97), e encontrar outro valor de α_s pela equação (96). Este último seria então, novamente, utilizado no cálculo do valor de u_S e assim por diante. Iterativamente, continuar-se-ia até a convergência do valor de α_s . Pode-se também, supondo escoamento estável, aproximar a velocidade do pistão de líquido u_S , como sendo igual ao fluxo volumétrico total " J ". Assim, $Re_S = Re_j$, onde Re_j é como definido pela equação (27). Logo, substituindo a equação (27) na equação (99) acha-se, iterativamente, o valor de f_S .

Se se puder medir, além da espessura do filme, os comprimentos da bolha de Taylor e do pistão de líquido, pode-se facilmente calcular, com boa aproximação (se as bolhas de Taylor não forem pequenas), a fração de vazio na célula cilíndrica da bolha de Taylor e, a partir desta e da fração de vazio do pistão de líquido, calcular a fração de vazio total do escoamento, α , num determinado trecho do tubo. Orell & Rembrand [14], apresentam, a partir deste raciocínio, uma correlação direta, para α a partir de α_s obtido pela equação (96). Primeiro, com as aproximações acima citadas:

$$\alpha = \alpha_B \frac{L_B}{L} + \alpha_s \left(1 - \frac{L_B}{L} \right) \quad (100)$$

onde α_B é a fração de vazio no cilindro imaginário que contém aquela bolha de Taylor, L_B é o comprimento dessa bolha e " L " é o comprimento total da célula (soma dos comprimentos da bolha e do pistão de líquido).

A fração de vazio na célula da bolha de Taylor pode ser facilmente calculada, pela simplificação de bolha cilíndrica:

$$\alpha_B = \frac{\frac{\pi (D - 2\delta)^2}{4}}{\frac{\pi D^2}{4}} = 1 - \frac{4\delta}{D} + 4\left(\frac{\delta}{D}\right)^2 \quad (101)$$

Orell & Rembrand [14], desprezando o último termo da equação (101) (de fato, este termo é, em geral, bem inferior a um centésimo), e a substituindo na equação (100), chegaram a:

$$\alpha = \left(1 - \frac{4\delta}{D}\right) \frac{L_B}{L} + \alpha_s \left(1 - \frac{L_B}{L}\right) \quad (102)$$

Fabre & Liné [15], citando Bendiksen [11], apresentam uma expressão de $V_{\infty*}$ em função do número de Eötvös, semelhante à equação (89). Porém, como já foi observado acima, não há uma padronização internacional quanto à definição do número de Eötvös, de forma que alguns autores o consideram como quatro vezes o que outros o definem. Fabre & Liné [15], assim como Wallis [8], utilizam o número de Eötvös quatro vezes maior que o usado por Bendiksen [11], e por outros. Esse último, em seu artigo [11], trabalha com Σ que é definido como o inverso do número de Eötvös. Para evitar contradições aqui, será mantida a definição utilizada por Bendiksen [11] (que é chamada por Wallis [8] como número de Bond) e será chamado de Eo' aquele definido por Wallis[8] e por Fabre & Liné [15]. Assim:

$$Eo' = 4 Eo = \frac{4}{\Sigma} = \frac{g \Delta \rho D^2}{\sigma} \quad (103)$$

Então, a equação apresentada por Fabre & Liné [15], fica:

$$C_i = 0,344 \cdot \frac{1 - 0,96 e^{-0,0165 Eo'}}{(1 - 0,52 e^{-0,0165 Eo'})^{3/2}} \cdot \sqrt{1 + \frac{20}{Eo'} \left(1 - \frac{6,8}{Eo'}\right)} \quad (104)$$

onde C_1 é como definido por Moissis & Griffith [9], conforme equação (41). Note-se que, quando E_o' for muito grande, C_1 tenderá a 0,344 ou a 0,35, que é o valor até aqui utilizado, proposto pelos diversos autores. Esta condição corresponde a uma tensão superficial (e também a um Σ da equação (88), de Bendiksen [11]) desprezível. Comparando as equação (88) e (104), e lembrando que o coeficiente 0,486 da equação (88) deve-se ao fato de Bendiksen [11] trabalhar com o raio, e não com o diâmetro, na adimensionalização da velocidade terminal:

$$v_{\infty}^* = \sqrt{2} \cdot C_1 \quad \therefore \quad C_1 = 0,35 \Rightarrow v_{\infty}^* \cong 0,486 \quad (104)'$$

Assim, substituindo as equações (103) e (104)' na equação (88), deveria-se obter a equação (104). Porém, resta ainda uma diferença: o expoente 3/2 no denominador da primeira fração à direita da igualdade. Provavelmente, deve ter havido um erro de imprensa no artigo de Bendiksen [11], já que Fabre & Liné [15] citam aquele como fonte. Assim, a equação (88) estaria incorreta, por falta daquele expoente.

II.1.b - FLUIDOS NEWTONIANOS EM TUBOS HORIZONTAIS

Wallis [8] considerou como nula a velocidade terminal da bolha de Taylor (quando não houver vazão de líquido). Definindo um fator, aqui chamado de CH , como:

$$C_H = \frac{v_2}{j} \quad (105)$$

Desprezando qualquer expansão do gás devida a perdas de carga no trecho estudado, o princípio da conservação da massa permite concluir que:

$$v_2 A_B = j A \quad \Rightarrow \quad \frac{v_2}{j} = \frac{A}{A_B} \quad (106)$$

onde A_B é a área da seção transversal da bolha de Taylor. Das duas equações acima, pode-se concluir que:

$$C_H = \frac{1}{\alpha_B} \quad (107)$$

sendo que α_B é a fração de vazio na célula imaginária que contém a bolha de Taylor (excluindo o pistão de líquido).

Ainda segundo Wallis [8], para números de Reynolds superiores a 3.000, o inverso do coeficiente CH (i.e. α_B) tende a, aproximadamente, 0,84. Logo, o fator CH tende a cerca de 1,2, o que coincide com o valor de Co para altos valores do número de Reynolds, conforme já visto acima. Assim, uma equação semelhante à equação (26) de Nicklin et al. [7] (porém sem o último termo, o qual se refere à velocidade terminal em escoamentos verticais), pode ser escrita para o escoamento horizontal:

$$v_2 = C_H \frac{Q_1 + Q_2}{A} \quad (108)$$

onde C_H é, aproximadamente 1,2.

Wallis [8] definiu, para conveniência do equacionamento, um parâmetro, aqui chamado de m' , tal que:

$$m' = 1 - \frac{A_B}{A} = 1 - \frac{j}{v_2} \quad (109)$$

Usando dados experimentais de Taylor, ele chegou a uma expressão empírica para determinação do valor desse parâmetro:

$$m' = 0,56 \cdot \left[1 - e^{-2,64 \left(\frac{\mu_1 v_2}{\sigma} \right)^{0,567}} \right] \quad (110)$$

Note-se que m' dependerá da velocidade da bolha de Taylor. Porém, substituindo a equação (107) na equação (109), conclui-se que:

$$m' = 1 - \alpha_B \quad (111)$$

Se se puder medir o comprimento da bolha de Taylor e a espessura média do filme de líquido, chegar-se-á facilmente a um valor aproximado de α_B como discutido acima, para escoamento vertical. Substituindo este na equação (111), chega-se ao valor de m' , que por sua vez, através da equação (110) fornecerá o valor de v_2 . Inversamente, se for conhecida v_2 , pode-se calcular m' e α_B . A velocidade da bolha de Taylor, v_2 , pode ser determinada pela equação (108), bastando para tanto, o conhecimento do valor do coeficiente

CH. Wallis [8] sugere uma expressão para o cálculo deste fator, com uma precisão de, segundo ele, 2%:

$$C_H = 1 + 1,27 \left[1 - e^{-3,8 \left(\frac{\mu_1 j}{\sigma} \right)^{0,8}} \right] \quad (112)$$

Para o cálculo da fração de vazio, α , substituindo a equação (14-a) na equação (108) e levando-se em conta a equação (4), chega-se a:

$$\alpha = 0,84 \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2} \quad (113)$$

Wallis [8] apresenta também a correlação de Martinelli, a qual se baseia, para pressões moderadas, nas perdas de carga dos fluidos, para cálculo da fração de vazio α :

$$\alpha = \left(1 + X^{0,8} \right)^{-0,378} \quad (114)$$

onde X é um parâmetro adimensional, definido a partir das perdas de carga do líquido e do gás, quando cada uma dessas fases escoasse sozinha no tubo considerado. Ou seja:

$$X = \sqrt{\frac{(dp/dz)_1}{(dp/dz)_2}} \quad (115)$$

Dukler & Hubbard [16] modelaram o escoamento pistonado horizontal, analiticamente, partindo do balanço de massa, considerando também o filme de líquido. Definiu um outro fator, aqui chamado de C_2 , tal que:

$$v_2 = (1 + C_2) u_s \quad (116)$$

onde u_S é a velocidade do líquido no pistão. Para escoamentos estáveis, já foi visto que esta velocidade equivale ao fluxo volumétrico total " j ", o que faz com que a equação (116) se assemelhe à equação (26) de Nicklin et al. [7], porém com velocidade terminal nula ($v_\infty = 0$). Esta comparação leva a:

$$C_H = 1 + C_2 \quad (117)$$

Dukler & Hubbard [16], calcularam o coeficiente C_2 para uma faixa de número de Reynolds do pistão de líquido (abaixo definido pela equação(120)) entre 30.000 e 400.000 e concluíram que a modelagem apresentava valores próximos aos experimentais. Recomendaram uma expressão obtida pelo ajuste de valores de ensaios:

$$C_2 = 0,021 \cdot \ln (Re_p) + 0,022 \quad (118)$$

onde Re_p é o número de Reynolds do pistão de líquido, levando-se em conta a massa específica e a viscosidade do gás (pequenas bolhas dispersas) nele contido:

$$Re_p = D_{us} \frac{\rho_1 (1 - \alpha_s) + \rho_2 \alpha_2}{\mu_1 (1 - \alpha_s) + \mu_2 \alpha_2} \quad (119)$$

Assim, para pressões moderadas, Re_p terá valores um pouco diferentes dos de Re_j e dos de Re_S definidos, respectivamente, pelas equações (27) e (99). Porém, para pressões consideráveis, os valores obtidos pela equação (119) se distanciam mais daqueles. O valor de α_s pode ser calculado, por exemplo, pelas equações (96) a (98).

Apesar da faixa de valores do número de Reynolds acima mencionada, a equação (118) produz resultados que substituídos na equação (117) resulta em valores de CH próximos aos considerados por outros autores, para regime turbulento, mesmo para número de Reynolds moderados. Por exemplo, Wallis [8] recomenda CH = 1,19 , para números de Reynolds superiores a 3.000. Considerando Rep igual a 3.000, a equação (118) fornece C2 = 0,19, que substituído na equação (117) resulta em CH = 1,19, coincidindo com o valor adotado para o escoamento vertical.

Wallis [8], citando Suo, expõe uma expressão para a condição mínima de estabilidade do padrão pistonado, a partir da qual ainda é observado um padrão pistonado, mas com grande concentração de bolhas de gás no pistão de líquido. Tal condição é:

$$\frac{v_2^3 \rho_1^2 D^2}{\mu_1 \sigma} > 1,1 \times 10^6 \quad (120)$$

Substituindo a equação (105) na inequação (120), obtém-se o fluxo volumétrico total máximo, tal que se evite essa situação.

$$j < \frac{103}{C_H} \sqrt[3]{\frac{\mu_1 \sigma}{\rho_1^2 D^2}} \quad (121)$$

Hewitt [13], apresenta o critério de Baker para elaboração do mapa de padrões. Para facilitar a comparação e previsão dos padrões para diferentes combinações de vários fluidos, Baker definira dois números adimensionais:

$$\lambda_B = \left(\frac{\rho_2}{\rho_{ar}} \frac{\rho_1}{\rho_{ag}} \right)^{0,5} \quad (122)$$

e

$$\Psi_B = \frac{\sigma_{ag}}{\sigma_1} \left[\frac{\mu_1}{\mu_{ag}} \left(\frac{\rho_{ag}}{\rho_1} \right)^2 \right]^{1/3} \tag{123}$$

onde os subscritos "ag" e "ar" referem, respectivamente, às propriedades da água e do ar nas condições ambientes (20°C e pressão atmosférica). Hewitt [13] apresenta a modificação feita por Scott, para a elaboração do mapa bidimensional dos padrões de fluxo. Scott acrescentou as faixas de transição entre os padrões, e usou como coordenadas $\dot{m}_2/\lambda_B$ e $(\dot{m}_1/\dot{m}_2)\lambda_B\Psi_B$.

II . 1 . c - FLUIDOS NEWTONIANOS EM TUBOS INCLINADOS

Taitel & Dukler [17], baseados em análise e experimentos, chegaram a expressões para as transições entre os padrões, nos escoamentos horizontais e de moderadas inclinações em relação à horizontal. Partindo-se do padrão estratificado, para se chegar ao intermitente pode-se, por exemplo, aumentar a vazão de gás, para que sejam formadas ondas (estratificado ondulado) e, aumentar a vazão de líquido, chegando assim às bolhas de Taylor. A condição mínima para se sair da região do padrão estratificado, segundo a modelagem de Taitel & Dukler, é:

$$F^2 \cdot \frac{1}{C_2'} \cdot \frac{\tilde{v}_2 (d\tilde{A}_1 / d\tilde{h}_1)}{\tilde{A}_2} \geq 1 \quad (124)$$

onde "F" é o número de Froude modificado pela razão das densidades, definido como:

$$F = \sqrt{\frac{\rho_2}{(\rho_1 - \rho_2)}} \cdot \frac{j^2}{\sqrt{Dg \cos\theta}} \quad (125)$$

sendo que θ é o ângulo de inclinação em relação à horizontal, positivo para escoamentos ascendentes. Os superscritos " ~ " na equação (124) denotam que as respectivas grandezas são adimensionais. Os demais parâmetros daquela equação são funções apenas da altura da camada de líquido h_1 do padrão estratificado, tais que:

$$\tilde{v}_2 = \frac{\tilde{A}_2 + \tilde{A}_1}{\tilde{A}_2} \quad (126)$$

$$C_2' = 1 - \frac{\tilde{h}_1}{D} \quad (127)$$

$$\tilde{A}_1 = 0,25 \left[\pi - \arccos(2\tilde{h}_1 - 1) + (2\tilde{h}_1 - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_1 - 1)^2} \right] \quad (128)$$

$$\tilde{A}_2 = 0,25 \left[\arccos(2\tilde{h}_1 - 1) - (2\tilde{h}_1 - 1) \sqrt{1 - (2\tilde{h}_1 - 1)^2} \right] \quad (129)$$

$$\left(d\tilde{A}_1 / d\tilde{h}_1 \right) = \sqrt{1 - (2\tilde{h}_1 - 1)^2} \quad (130)$$

onde:

$$\tilde{h}_1 = \frac{h_1}{D} \quad (131)$$

O valor de h_1 / D é obtido graficamente a partir do parâmetro X de Martinelli, definido na equação (115), e de um outro adimensional definido como:

$$Y = - \frac{(\rho_1 - \rho_2) g \sin\theta}{|(dp / dz)_2|} \quad (132)$$

O denominador da equação (132) representa a perda de carga que a fase gasosa sofreria, caso estivesse escoando sozinha naquela tubulação, sob as mesmas condições.

Note-se que, a mesma modelagem pode ser aplicada tanto para escoamentos horizontais, como para escoamentos com pequenos ângulos em relação à horizontal, considerados, nas equações (125) e (132), pelo ângulo θ .

Beggs & Brill [18] expressaram a fração volumétrica do líquido, para escoamentos inclinados, $\alpha_1(\theta)$, em função da fração volumétrica do líquido, na horizontal α_{1H} :

$$\alpha_{1(\theta)} = \alpha_{1H} \cdot \left\{ 1 + C_a \left[\sin(1,8 \theta) - \frac{\sin^3(1,8 \theta)}{3} \right] \right\} \quad (133)$$

onde C_a é um coeficiente para escoamento ascendente, padrão intermitente (há também outros coeficientes para escoamentos descendentes e para outros padrões), tal que:

$$C_a = (1 - \lambda) \cdot \ln \left(\frac{2,96 \lambda^{0,305} F_j^{0,0978}}{N_1^{0,4473}} \right) \quad (134)$$

O parâmetro λ é definido como a fração da vazão de líquido. Tendo em vista a equação (21), pode-se escrever:

$$\lambda = \frac{Q_1}{Q_1 + Q_2} = 1 - \beta \quad (135)$$

F_j é o quadrado do número de Froude da mistura:

$$F_j = \frac{j^2}{g D} \quad (136)$$

O adimensional N_1 da equação (134), chamado de número da velocidade do líquido, é definido como:

$$N_1 = j_1 \left(\frac{\rho_1}{g \sigma} \right)^{0,25} \quad (137)$$

Assim, o coeficiente G_a da equação (134) pode ser calculado, a partir das vazões das fases e das propriedades do líquido. Beggs & Brill [18] sugerem, para cálculo da fração volumétrica do líquido, na horizontal:

$$\alpha_{1H} = \frac{0,845 \lambda^{0,5361}}{F_j^{0,0173}} \quad (138)$$

Bendiksen [19] apresentou uma modelagem que leva em conta os efeitos do empuxo (devidos à projeção vertical) e os efeitos da descentralização da bolha, no tubo (devidos à projeção horizontal):

$$v_{\alpha} = v_h \cdot \cos\theta + v_v \cdot \sin\theta \quad (139)$$

onde v_v é a velocidade terminal do escoamento vertical, conforme equação (23) ou equação (24). Malnes, segundo Bendiksen [19], levando em conta os efeitos da tensão superficial, já havia proposto, para cálculo dessa velocidade:

$$v_v = \sqrt{(0,35)^2 - \frac{1 - \alpha_B}{1 + \alpha_B} \cdot \Sigma \cdot \left(2,66 - \frac{1 - \alpha_B}{\sqrt{\alpha_B}}\right)} \cdot \sqrt{gD} \quad (140)$$

Note-se que, para pequenos valores de Σ (tensão superficial desprezível), a equação (140) se reduz à equação (23). Para o cálculo de v_h , Malnes propusera uma expressão baseada na posição radial da bolha em relação à seção transversal do tubo, do seu formato e das diferenças de pressão através das seções da bolha, devidas às tensões superficiais. Para $\theta = 90^\circ$ (escoamento vertical), a velocidade terminal (equação (139)), será a própria v_v dada pela equação (140). Por outro lado, para $\theta = 0^\circ$ (escoamento horizontal), a velocidade terminal será igual v_h , calculada pela modelagem de Malnes. Nos

modelos anteriores, independentemente da tensão superficial, tal velocidade era considerada como nula.

Couët et al. [20], baseados em trabalhos de Zukoski, Maneri, Garabedian, e Benjamin, apresentam vários gráficos de dependência do número de Froude com o número de Eötvös, para fluidos de baixas viscosidades, em escoamentos horizontais, verticais e inclinados. Este estudo pode ser muito útil quando se trabalha com tensões superficiais não desprezíveis.

II. 2 - LÍQUIDOS NÃO - NEWTONIANOS EM DUTOS CIRCULARES

II. 2. a - ESCOAMENTO DE AR COM LÍQUIDOS NÃO-NEWTONIANOS EM TUBOS HORIZONTAIS

Mandhane et al. [21] trabalharam com escoamentos horizontais de ar com líquidos newtonianos, para a previsão dos padrões de escoamento. Elaboraram um mapa de padrões para escoamentos horizontais de ar e água. Propuseram também um modelo de correções das equações das fronteiras do mapa, para se trabalhar com outros fluidos, em função das propriedades desses. Definiram dois adimensionais, para tais correções:

$$X' = \left(\frac{\rho_2}{1,21} \right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\rho_1}{1000} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{0,0728}{\sigma} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\mu_2}{1,8 \times 10^{-5}} \right)^{0,2} \quad (141)$$

e

$$Y' = \left(\frac{\mu_1}{0,001} \right)^{0,2} \cdot \left(\frac{\rho_1}{1000} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{0,0728}{\sigma} \right)^{0,25} \quad (142)$$

Note-se que, para escoamentos ar-água em condições próximas às ambientes, os parâmetros X' e Y' acima tendem à unidade, o que faz com que a função "f" abaixo, não sofra alterações. Assim, o mapa dos padrões será exatamente aquele ilustrado no artigo de Mandhane et al. [21]. Para cada trecho de curva de cada uma das fronteiras do mapa, tem-se uma equação do tipo $j_1 = f(j_2)$, para escoamentos ar-água. Quando o líquido for outro, eles propuseram as seguintes adaptações:

Fronteira estratificado / bolhas

$$j_1 = \frac{f(j_2)}{Y'} \quad (143)$$

Fronteiras ondulado / pistonado
 bolhas / bolhas dispersas
 pistonado / bolhas dispersas

$$j_1 = Y' \cdot f(j_2) \quad (144)$$

Fronteiras estratificado / ondulado
 estratificado / pistonado
 bolhas / ondulado
 bolhas / pistonado
 ondulado / anular
 pistonado / anular
 bolhas / anular

$$j_1 = X' \cdot f(j_2) \quad (145)$$

onde X' e Y' são calculados, respectivamente, pelas equações (141) e (142). Assim, para líquidos não-newtonianos, um mapa aproximado poderia ser inicialmente assumido, usando em cada vazão (e em cada valor de j_1) as correções acima com a respectiva viscosidade aparente, já que esta é função de j_1 . Note-se que, como o diâmetro do tubo não faz parte das correções (equações (141) e (142)), Mandhane et al. julgaram não ter este, significativa influência nos padrões, naquela faixa de diâmetros que realizaram seus experimentos: 12 a 165 mm. Estes mapas estão, aproximadamente, de acordo com aqueles levantados por Taitel & Dukler [17]. No entanto, Chhabra & Richardson [22] chamam a atenção para o fato de que, em diâmetros acima de 50 mm, crescem, progressivamente, as diferenças entre os mapas elaborados a partir dos dois conjuntos de experimentos.

Weisman et al. [23] fizeram experimentos com tubos de 12, 25 e 50 mm e elaboraram mapas de padrões de fluxo para escoamentos horizontais de gases com diversos líquidos newtonianos. O mapa para ar-água ficou semelhante ao de Mandhane et al. [21], acima descrito, exceto a fronteira entre pistonado e anular. O mapa de Weisman et al. [23] é mais conservativo em relação à ocorrência de bolhas de Taylor, quando se compara as fronteiras com o padrão anular. Eles não distinguiram, no mapa, os padrões bolhas e pistonado, reunindo os dois sob o título de intermitente. Assim como Mandhane et al. [21], Weisman et al. [23] sugeriram correlações para se traçar os mapas dos escoamentos de outros fluidos. Considerando a equação de cada fronteira do escoamento horizontal ar-água como uma função do tipo $j_1 = f(j_2)$, eles propuseram dois parâmetros adimensionais para as correções, tais que as equações das fronteiras passam a ser funções do tipo:

$$j_1 = \phi_2 \cdot f\left(\frac{j_2}{\phi_1}\right) \quad (146)$$

onde ϕ_1 e ϕ_2 são os parâmetros, definidos para cada uma das fronteiras. Para a fronteira entre o padrão intermitente, ou o padrão anular, com o padrão bolhas dispersas, tais parâmetros foram definidos como:

$$\phi_1 = 1 \quad \text{e} \quad \phi_2 = \left(\frac{\rho_1}{1.000}\right)^{-0,33} \cdot \left(\frac{D}{25,4}\right)^{0,16} \cdot \left(\frac{10^{-3}}{\mu_1}\right)^{0,09} \cdot \left(\frac{\sigma}{0,07}\right)^{0,24} \quad (147)$$

Na fronteira entre o padrão intermitente, ou o padrão estratificado ondulado, com o padrão anular:

$$\phi_1 = \left(\frac{1,3}{\rho_2}\right)^{0,23} \cdot \left(\frac{\Delta p}{998,7}\right)^{0,11} \cdot \left(\frac{\sigma}{0,07}\right)^{0,11} \cdot \left(\frac{D}{25,4}\right)^{0,415} \quad \text{e} \quad \phi_2 = 1 \quad (148)$$

Para a fronteira entre os padrões estratificado e estratificado ondulado:

$$\phi_1 = \left(\frac{25,4}{D}\right)^{0,17} \cdot \left(\frac{\mu_2}{1,8 \times 10^{-5}}\right)^{1,55} \cdot \left(\frac{1,3}{\rho_2}\right)^{1,55} \cdot \left(\frac{\Delta\rho}{998,7}\right)^{0,69} \quad \text{e} \quad \phi_2 = 1 \quad (149)$$

E, para a fronteira entre o padrão intermitente com o padrão estratificado, ou com o padrão estratificado ondulado:

$$\phi_1 = 1 \quad \text{e} \quad \phi_2 = \left(\frac{D}{25,4}\right)^{0,45} \quad (150)$$

Nas equações (147) a (150) todas as unidades devem estar no "Sistema Internacional", sendo que o diâmetro deve ser em "mm". Note-se que para escoamentos ar-água, nas condições ambientes, as equações (147) a (150) fornecem ambos os parâmetros iguais a um, o que não modifica o mapa apresentado no artigo de Weisman et al. [23], sugerido para estes fluidos. Também aqui, assim como na modelagem de Mandhane et al. [21], poderia-se, para escoamentos de ar com líquidos não-newtonianos, a princípio, utilizar o mapa de padrões para escoamentos ar-água, modificando as fronteiras conforme as equações (146) a (150). Porém, como para tais líquidos a viscosidade é função da vazão, teria-se que dispor, a priori, da curva reológica completa do líquido. Para cada vazão, e conseqüentemente para cada valor de j_1 , teria-se uma viscosidade aparente do líquido. Esta seria substituída na equação (147) e afetaria as fronteiras com o padrão bolhas dispersas. As demais fronteiras, segundo a modelagem de Weisman et al. [23], não seriam afetadas pela variação da viscosidade do líquido. Seriam alteradas somente pelas suas outras propriedades, as quais são constantes em relação às vazões, dependendo apenas, para uma determinada concentração, das pressões e temperaturas, como qualquer líquido, newtoniano ou não.

Farooqi et al. [24], pesquisando perdas de carga em tubulações horizontais, com escoamentos bifásicos de ar e líquidos não-newtonianos, investigaram também a adaptabilidade da modelagem de Zuber & Findlay [10] a esses líquidos. Citaram também os experimentos realizados por Rosehart, semelhantes aos seus, e concluíram que apesar da possibilidade de se utilizar, com razoável coerência, o modelo de Zuber & Findlay [10] em escoamentos com líquidos não-newtonianos, tal tratamento ficaria inadequado, devido à impossibilidade da determinação das constantes Co e v_{∞} , de forma independente. Isto é, para escoamentos horizontais de ar com líquidos não newtonianos, esses dois parâmetros estariam interrelacionados, o que sugeriria um outro equacionamento para a velocidade das bolhas de Taylor.

Farooqi & Richardson [25] fizeram vários experimentos para estudo da fração de vazio em escoamentos horizontais de ar com líquidos newtonianos e também com líquidos não newtonianos em tubos de paredes lisas. Observaram que, em ambos os casos, os dados experimentais mantinham uma razoável coerência com a correlação de Lockhart & Martinelli, independentemente das respectivas classificações reológicas. Notando que a equação (114) superestimava o "hold-up" do líquido, propuseram, para quaisquer escoamentos de ar com líquidos, newtonianos ou não, em regimes laminares ou turbulentos, um modelo de correção para ser aplicada ao parâmetro X de Martinelli, apresentado na equação (115). Eles trabalharam com velocidades superficiais dos líquidos entre 0,25 e 2 m/s e com velocidades superficiais do ar entre 0,1 e 7 m/s. As viscosidades e as viscosidades aparentes foram de 1 a 33 cp ou eq-cp (mPa.s ou mPa.sⁿ). Conseguiram prever as frações volumétricas dos líquidos com erros inferiores a 15% (relativos aos dados experimentais), utilizando as seguintes correlações:

$$\text{Para } 1 < X^* < 5 \quad \alpha_1 = 0,186 + 0,019 \cdot X^* \quad (151)$$

$$\text{Para } 5 < X^* < 50 \quad \alpha_1 = 0,143 \cdot (X^*)^{0,42} \quad (152)$$

$$\text{Para } 50 < X^* < 500 \quad \alpha_1 = \frac{1}{0,97 + \frac{19}{X^*}} \quad (153)$$

A variável X^* foi definida, para fluxos de ar com líquidos newtonianos em qualquer regime de escoamento, e para fluxos de ar com líquidos não-newtonianos em regime turbulento, como sendo igual ao próprio parâmetro X de Martinelli, definido na equação (115). O critério de turbulência adotado foi o do regime de escoamento somente do líquido, antes da injeção do ar, tomando como limite o valor 2.000 para o número de Reynolds definido por Metzner & Reed [26], abaixo denominado como RMR, tal que:

$$R_{MR} = \frac{\rho_l j^{(2-n')} \cdot D^{n'}}{8^{(n'-1)} \cdot k'} \quad (154)$$

onde " j " equivale à própria velocidade do líquido, v_1 e os parâmetros reológicos n' e k' são os obtidos em reômetros tubulares, correspondendo aos parâmetros " n " e " k " do modelo de potência, em reômetros rotacionais. Mesmo para líquidos com comportamento binghamiano, há uma conversão para uso dos parâmetros n' e k' .

O modelo reológico de potência ("power-law") é equacionado:

$$\tau = k \cdot \dot{\gamma}^n \quad (155)$$

para reômetros rotacionais, ou

$$\tau = k' \cdot \dot{\gamma}^{n'} \quad (156)$$

quando os parâmetros forem originados de reômetros tubulares.

Para fluxos de ar com líquidos não-newtonianos, escoando em regime laminar, conforme o critério acima exposto, Farooqi & Richardson [25] propuseram uma correção para o parâmetro X de Martinelli, tal que:

$$X^* = X \cdot \left(\frac{j_1}{j_{1c}} \right)^{(1-n)} \quad (157)$$

onde j_{1c} é a velocidade superficial crítica, do líquido, correspondente a um valor do número de Reynolds definido por Metzner & Reed [26] igual a 2.000, quando calculado pela equação (154).

Chen & Spedding [27] fizeram experimentos semelhantes aos de Farooqi & Richardson [25], também com tubos horizontais, porém só com fluidos newtonianos, e encontraram resultados semelhantes àqueles de Farooqi & Richardson [25]. Contudo, como atuaram em faixas de velocidades diferentes, as equações acima não são adequadas, para as vazões que eles utilizaram. Definiram uma correlação para valores de X inferiores a 0,5, e uma outra equação para a faixa correspondente à equação (151), provocando pequenas diferenças no "hold-up" do líquido calculado:

$$\text{Para } 0,01 < X < 0,5 \quad \alpha_1 = 0,24 \cdot X^{0,80} \quad (158)$$

$$\text{Para } 0,5 < X < 5,0 \quad \alpha = 0,175 \cdot X \quad (159)$$

A equação (158) produz valores de α que substituídos na equação (15), resultam em valores de α bem próximos daqueles fornecidos pela equação (114), de Lockhart & Martinelli, também proposta para líquidos newtonianos, ficando as diferenças sempre inferiores a 2,5 %. No entanto, a equação (151) e a equação (159) proporcionam valores da fração de vazio, cada vez mais distantes daqueles obtidos pela equação (114), com diferenças progredindo de 2 a 26 %, para X variando de 0,5 a 5,0. Assim, fica claro que a modelagem de Lockhart & Martinelli é mais consistente para valores de X não superiores a 0,5, assim como a equação (158). Caso contrário, deve-se preferir as equações (151) e (159), ou ainda, dependendo do valor de X^* , a equação (152) ou a equação (153).

Chhabra et al. [28] trabalharam com escoamentos horizontais de ar com soluções aquosas de polímeros em várias diferentes concentrações, em tubos de paredes lisas. Tentaram correlacionar os coeficientes C_o e α com os parâmetros reológicos n' e k' (reômetro tubular). Contudo, segundo eles próprios, não foi possível obter uma correlação satisfatória, para uma faixa razoável de valores dos parâmetros reológicos.

Chhabra & Richardson [22], citando trabalhos experimentais de Farooqi & Richardson [25], Raghavan et al., Prud'homme & Long, Paul & Abdel-Khalik e de Deshpande & Bishop concluem que, via de regra, as propriedades dos fluidos não-newtonianos dilatantes ("shear-thinning") mais comumente usados, pouco influenciam nas fronteiras do mapa de padrões de fluxo horizontal ar-água, nas condições próximas às ambientes. Isso se deve porque:

a) Suas massas específicas, geralmente, são só um pouco maiores que a da água, dificilmente ultrapassando $1500 \text{ Kg} / \text{m}^3$. Note-se que nas modelagens de Mandhane et al. [21] e de Weisman et al. [23], acima expostas, há ainda expoentes inferiores a um, fazendo com que os coeficientes de correção, devidos às massas específicas, sejam, quase sempre, bem inferiores a 1,15, geralmente entre 1,05 e 1,1.

b) Os fatores de correção para as tensões superficiais nunca excedem 1,19 (já corrigidos pelos respectivos expoentes). Considerando os efeitos simultâneos da massa específica e da tensão superficial, o fator de correção nas equações das fronteiras dos mapas é, para os líquidos não-newtonianos mais comuns (nas concentrações mais usuais), cerca de 1,2. Como a imprecisão das medidas das variáveis do escoamento são, em geral, dessa ordem de grandeza, conclui-se que, realmente, em escoamentos horizontais, a massa específica e a tensão superficial não representam dificuldades para adaptação do mapa de padrões de fluxo ar-água em escoamentos de ar com fluidos não-newtonianos, conforme as modelagens de Mahdhane et al. [21] e de Weisman et al. [23].

Tal conclusão, corroborada pelos experimentos dos pesquisadores acima citados, já era, de certa forma, esperada, para massas específicas e tensões superficiais da ordem de grandeza das da água, em condições próximas das ambientes. A grande questão é a influência da viscosidade e da variação desta com a velocidade superficial, nas curvas das fronteiras, quando se trabalhar com líquidos não-newtonianos. Conforme Chhabra & Richardson [22], Rosehart, tendo em vista o problema da variação da viscosidade do líquido com a sua velocidade superficial, sugeriu a utilização da viscosidade aparente na condição de não-deslizamento. Este concluíra, baseado em seus

experimentos que a viscosidade tem um efeito muito pequeno nas fronteiras do mapa de padrões de fluxo. Note-se que, na modelagem de Mandhane et al. [21], equação (142), a razão de correção da viscosidade do líquido, está elevada a um expoente 0,2 e na modelagem de Weisman et al. [23], equação (147), a um expoente 0,09, o que reduz extremamente as correções a serem feitas no mapa de padrões de fluxo ar-água. Só para ilustrar, um líquido com uma viscosidade vinte vezes a da água, pela modelagem de Weisman et al. [23] provocaria um fator de correção, para o mapa de padrões de fluxo ar-água, de 1,31. Em vazões relativamente altas, se este líquido for um não-newtoniano comum, esse fator será bem menor. Quando sua viscosidade aparente for 5 cp ou eq-cp (5 mPa.s ou mPa.s), o fator de correção será de, pela mesma modelagem, 1,16. Por outro lado, para vazões de líquido muito baixas, a viscosidade aparente pode assumir valores da ordem de 100 cp ou eq-cp, o que provocaria um fator de cerca de 1,5. Todavia, para tais condições, como pode ser visto nos mapas publicados, não há fronteiras a serem corrigidas. Note-se que, pela modelagem de Weisman et al. [23], a viscosidade só influencia as fronteiras com o padrão bolhas dispersas. Esta fronteira ocorre, em escoamentos ar-água, somente para velocidades superficiais do líquido na faixa de 5 m/s (vide mapas de padrões de fluxo para escoamentos horizontais, de Weisman et al. [23], Mandhane et al. [21], e Taitel & Dukler [17]), o que corresponderá a taxas de deformação, relativamente altas, implicando em moderadas viscosidades aparentes e, conseqüentemente, pequenos fatores de correção para as equações das fronteiras com o padrão bolhas dispersas. Assim, conclui-se que os mapas dos padrões de fluxo, para escoamentos horizontais de ar com os líquidos não-newtonianos comumente utilizados são bem semelhantes ao mapa para ar-água, nas mesmas condições. Chhabra & Richardson [22] chamam a atenção para o padrão pistonado, onde há o movimento em baixas velocidades, do

filme de líquido, o qual apresenta uma alta viscosidade aparente, o que para estudos de perdas de carga será de grande importância. Esta alta viscosidade aparente do filme de líquido, não interferirá, contudo, no mapa dos padrões de escoamento.

Chhabra & Richardson [22], utilizaram o mapa dos padrões de fluxo, elaborado por Weisman et al. [23] com escoamentos horizontais ar-água, para nele plotarem os dados experimentais de ar com líquidos não-newtonianos obtidos por diversos pesquisadores, com variados diâmetros, em escoamentos horizontais, onde cada um utilizou um líquido diferente, ou com concentrações diferentes. Citando os experimentos de Rosehart, Eisenberg & Weinberger, Chhabra et al. [28], Oliver & Young-Hoon, Mahalingam & Valle, Raghavan et al., Farooqi & Richardson [25], Farooqi et al. [24] e de Heywood, plotaram os dados obtidos por esses pesquisadores no mapa de Weisman et al.. [23] e observaram que, para escoamentos horizontais, os diversos líquidos não-newtonianos se enquadraram muito bem no referido mapa, podendo este, com relativa precisão, ser quase universalmente adotado.

II.2.b - ESCOAMENTO DE AR COM LÍQUIDOS NÃO-NEWTONIANOS EM TUBOS VERTICAIS

Khatib & Richardson [29] trabalharam com escoamentos ar-kaolin em tubos verticais. O kaolin é um fluido não-newtoniano afinante (portanto, pseudo-plástico), que se enquadra razoavelmente bem no modelo de potência ("power-law"). Perceberam que, de uma maneira geral, os modelos anteriormente propostos para fluidos newtonianos, em escoamentos verticais, poderiam ser razoavelmente adaptados para os fluidos não-newtonianos. Para o cálculo do número de Reynolds do pistão de líquido, utilizaram a definição de Metzner & Reed [26], equação (154), adaptando-a ao escoamento bifásico:

$$R'_{MR} = \frac{D^n j^{(2-n)} \rho_l (1 - \alpha_s)}{k \cdot 8^{(n-1)} \cdot \left(\frac{1 + 3n}{4n} \right)^n} \quad (160)$$

onde R'_{MR} é o número de Reynolds definido por Metzner & Reed [26], adaptado para o escoamento bifásico, " k " é o índice de consistência e " n " é o índice de comportamento, relativos ao modelo de potência. O valor calculado pela equação (160) pode ser substituído nas expressões desenvolvidas para escoamentos bifásicos verticais com líquidos newtonianos, apresentadas nas seções anteriores, adaptando-as ao escoamento bifásico de ar com líquidos não-newtonianos.

Quanto ao mapa dos padrões de fluxo, para escoamentos verticais de ar com fluidos não-newtonianos, Khatib & Richardson [29] testaram aquele proposto por Taitel et al. [12], conseguindo boa coerência com dados

experimentais por eles obtidos. Em relação à fronteira pistonado-agitante, o mapa de Taitel et al. [12] foi conservativo, para velocidades superficiais do líquido da ordem de 1 m/s. As demais fronteiras ficaram quase totalmente mantidas.

Para o cálculo da velocidade da bolha de Taylor em escoamentos verticais, Khatib & Richardson [29] confirmaram a equação (28), onde, para regimes laminares, o coeficiente de dispersão, CO , pode ser calculado, para líquidos adequados ao modelo de potência, por:

$$C_o = \frac{1 + 3n}{1 + n} \quad (161)$$

Em regimes turbulentos, o valor padrão de $CO = 1,2$, sugerido por Nicklin et al. [7] e vários outros autores, para líquidos newtonianos, foi confirmado por Khatib & Richardson [29], também para líquidos não-newtonianos, desde que as propriedades reológicas do líquido não sejam críticas. Também para a velocidade terminal, v_{∞} , confirmaram a mesma expressão usada para líquidos newtonianos, decorrente dos experimentos de Dumitrescu e de Taylor, representada na equação (23).

Para o cálculo do "hold-up" do líquido, Khatib & Richardson [29], testaram as modificações da correlação de Lockhart & Martinelli propostas por Farooqi & Richardson [25], para escoamentos horizontais de ar com líquidos não-newtonianos e perceberam que aquelas poderiam, com razoável precisão, ser utilizadas também para escoamentos verticais.

Chhabra & Richardson publicaram outro artigo sobre escoamento bifásico de ar com líquidos não-newtonianos [30]. Dessa vez foram mais abrangentes e

estenderam os estudos também para escoamentos verticais. Escreveram uma espécie de estado da arte em escoamentos de ar com líquidos não-newtonianos. Contudo não apresentaram nem fizeram qualquer referência a escoamentos em tubos inclinados.

II.3 - FLUIDOS NEWTONIANOS EM DUTOS ANULARES CONCÊNTRICOS

Um dos primeiros trabalhos em escoamento pistonado gás-líquido através de dutos não circulares foi realizado por Griffith [31], ainda na década de 60. Naquela época, já haviam tentativas de se chegar a uma expressão para a velocidade terminal das bolhas de Taylor em dutos anulares verticais, a partir da equação para dutos circulares verticais (equação (23)), substituindo o diâmetro do tubo por um parâmetro, tal que o coeficiente 0,35 fosse mantido. Esse parâmetro seria então o "Diâmetro Equivalente" do ânulo, na determinação da velocidade terminal. Griffith [31] percebera que o "diâmetro hidráulico" não seria conveniente, já que seus dados experimentais apontavam para um "diâmetro equivalente" nunca inferior ao diâmetro interno do tubo exterior. Isto é, as velocidades terminais nos dutos anulares, nunca eram inferiores às velocidades terminais em tubos com diâmetros iguais aos diâmetros dos tubos exteriores dos respectivos dutos anulares. Isso significa que o fato de se inserir um cilindro no eixo de simetria de um tubo, não faz com que as bolhas de Taylor passem a apresentar velocidades terminais menores, ao contrário do que inicialmente se esperaria. O "diâmetro hidráulico" de um duto é definido como:

$$D_h = \sqrt{\frac{4 A_D}{\pi}} \quad (162)$$

onde A_D é a área da seção transversal do duto. No caso de seção anular,

$$A_D = \frac{\pi}{4} (D - d)^2 \quad \Rightarrow \quad D_{hA} = D - d \quad (163)$$

onde D_hA é o diâmetro hidráulico da seção anular, "D" é o diâmetro interno do tubo exterior e "d" é o diâmetro externo do tubo interior. Como visto, o diâmetro hidráulico de um duto anular concêntrico é inferior ao do seu tubo exterior, o que contradizia os dados de Griffith [31], quando se tentava adaptar a equação (23). Ele sugeriu então a adoção da maior dimensão do canal como diâmetro equivalente. Esta hipótese equivaleria à de que a velocidade terminal no duto anular seria igual à própria do tubo, quando retirado o cilindro interno, independentemente do seu diâmetro (ou da razão entre os diâmetros).

Na década de 80, Sadatomi et al. [32] trabalharam com ar e água em dutos verticais de várias geometrias e perceberam que as velocidades terminais em dutos anulares eram sempre superiores às medidas nos respectivos tubos exteriores, sem os cilindros interiores. Sugeriram então para diâmetro equivalente, o "diâmetro equiperiférico". Este é definido como a razão entre o perímetro molhado e a constante π , sendo que o perímetro molhado é a soma de todos os comprimentos em contato com os fluidos. Assim, para seção anular concêntrica, tem-se:

$$P_m = \pi D + \pi d \quad \Rightarrow \quad D_p = D + d \quad (164)$$

onde P_m é o perímetro molhado e D_p é o diâmetro equiperiférico da seção anular. A equação (23) ficou:

$$\ddot{v}_\infty = 0,35 \sqrt{g D_{eq}} \quad (165)$$

onde o superscrito na velocidade terminal significa que a grandeza está sendo considerada em dutos de seção anular concêntrica e D_{eq} é o diâmetro equivalente, neste caso igual ao diâmetro equiperiférico D_p . Note-se que, no

caso extremo do diâmetro interior tender ao diâmetro exterior (isto é, quando a espessura radial do escoamento for muito pequena), o diâmetro equiperiférico ficaria quase o dobro do diâmetro exterior, fazendo com que o número de Froude, nos escoamentos verticais, aumentasse de 0,35 (em tubos) para, aproximadamente, 0,49 (em ânnulos).

Barnea & Shemer [33], também para fluxo vertical ascendente, consideraram que a bolha de Taylor não preenchia toda a circunferência do anular, deixando uma fenda (coluna) de líquido na direção do escoamento. Assim, a aproximação das fronteiras do anular como placas paralelas pareceu mais adequada. Eles propuseram então, que o diâmetro equivalente fosse a média das duas dimensões da seção transversal do ânnulo. Isto é, a circunferência média (que passa pelos pontos equidistantes das paredes) e a espessura (distância radial entre as paredes). Eles desprezaram as espessuras dos dois filmes de líquido (um em cada parede) e a abertura da fenda (coluna de líquido), na definição do diâmetro equivalente. Desta forma:

$$D_{eq} = \frac{1}{2} \left[\frac{\pi(D + d)}{2} + \frac{(D - d)}{2} \right] \quad (166)$$

Chamando de "r" a razão entre o diâmetro interior (externo do tubo interno) e o diâmetro exterior (interno do tubo externo), tal que:

$$r = \frac{d}{D} \quad (167)$$

pode-se reescrever a equação (166):

$$D_{eq} = \frac{D}{4} \left[(\pi + 1) + (\pi - 1) \cdot r \right] \quad (168)$$

Note-se que, quando as fronteiras do duto estiverem muito próximas (os tubos tiverem quase o mesmo diâmetro), "r" tenderá à unidade e o diâmetro equivalente tenderá a $\pi D / 2$, que proporcionará o máximo valor para o número de Froude. Barnea & Shemer [33] compararam os dados experimentais de Griffith [31] e de Sadatomi et al. [32] com a correlação acima, obtendo uma boa concordância.

Couët et al.. [20] observaram, a partir de seus dados experimentais, que para diferentes valores da razão de diâmetros, "r", as curvas de variação do número de Froude com a inclinação apresentavam o mesmo perfil, inclusive coincidindo o ângulo que provoca o máximo valor do número de Froude, independentemente da razão de diâmetros. Segundo estes dados, o número de Froude diminui com "r" em inclinações inferiores à de Froude máximo. Para ângulos superiores àquele de máximo número de Froude (no qual este independe de "r"), nota-se exatamente o oposto, passando o número de Froude a crescer com o aumento da razão de diâmetros. As maiores diferenças entre os números de Froude, medidos no ânulo e no tubo, ocorreram na vertical e na horizontal. Na vertical o menor valor foi para o tubo e na horizontal o oposto. Couët et al.. [20] sugeriram a seguinte expressão:

$$F(r, \beta) = \hat{F}_\beta \left[\frac{1 + \frac{r}{\pi}}{1 + \sqrt{2} \sin\left(\frac{\pi}{2} - \theta\right) \cdot \frac{r}{\pi}} \right] \quad (169)$$

onde θ é o ângulo de inclinação, medido em radianos, em relação à horizontal, sendo que $\pi / 2$ corresponde à posição vertical. $F(r, \beta)$ é o número de Froude em um duto de seção anular concêntrica (variando com a inclinação

e a razão entre os diâmetros), enquanto que $\hat{F}_\beta$ é um "número de Froude modificado" (para aquela inclinação), sendo função apenas da inclinação, tal que:

$$\hat{F}_\beta = \hat{F}_0 \left[1 + \frac{\sqrt{2} - 1}{\pi} \times 2\left(\frac{\pi}{2} - \theta\right) + \frac{\sin\left[2\left(\frac{\pi}{2} - \theta\right)\right]}{2} \right] \quad (170)$$

Onde F_0 é o valor do número de Froude em um tubo vertical, por eles utilizado como sendo 0,34. O valor de F_β calculado pela equação (170), pode ser substituído na equação (169), formando uma única expressão para o número de Froude, em função da inclinação e da razão entre os diâmetros.

Note-se que, segundo essa modelagem, a relação entre os os números de Froude no ânulo e no tubo (e, conseqüentemente, a relação entre o diâmetro equivalente e o diâmetro do tubo exterior) dependerá não só da razão entre os diâmetros do ânulo, mas também da inclinação do duto.

C A P Í T U L O III

DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

III . 1 - D E S C R I Ç Ã O D O A P A R A T O

III . 1 . a - D U T O D E T E S T E S

As figuras 5 A 12, nas páginas seguintes mostram o equipamento utilizado. Trata-se de tubulação de acrílico transparente, diâmetro externo de 94 mm e diâmetro interno de 77,2 mm, na qual foi inserida, em seu eixo de simetria, uma outra tubulação. Esta última é de PVC opaco, branco, com diâmetro externo de 42,2 mm. Para garantir uma boa concentricidade, com flexões mínimas do tubo interno (devido ao próprio peso do tubo), já que o PVC é bem flexível, foram instalados parafusos espaçadores em várias seções transversais, entre as duas tubulações. Em cada seção de aparafusamento, três parafusos foram montados, separados por ângulos de 120°. A distância longitudinal entre duas seções consecutivas, de aparafusamento, é cerca de 0,5 m. O comprimento radial de cada parafuso que, indesejável mas inevitavelmente interfere, um pouco, no escoamento, é de aproximadamente 17,5 mm. O diâmetro desses parafusos (que deve ser o mínimo possível) é de 5 mm. A tubulação de acrílico transparente foi adquirida em seções (tubos) de 1,5 m cada. Para evitar outras interferências no escoamento, essas seções



Figura 5 - **Visão geral do aparato experimental**



Figura 6 - **Medidores de Vazão do Líquido**

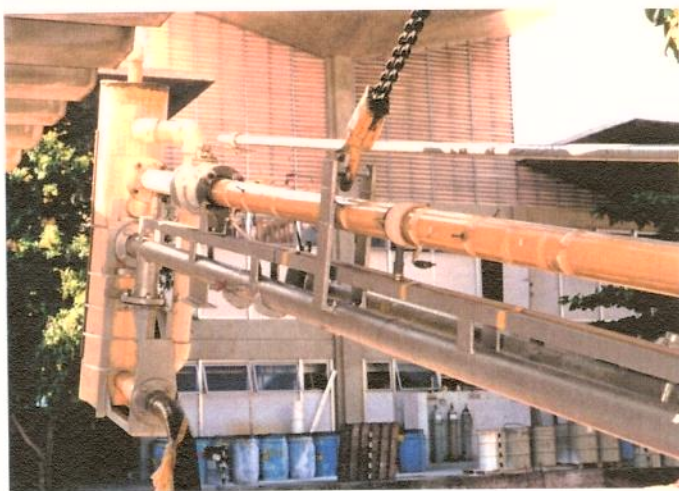


Figura 7 - Tanque de Despressurização



Figura 8 - Sistema de Inclinação

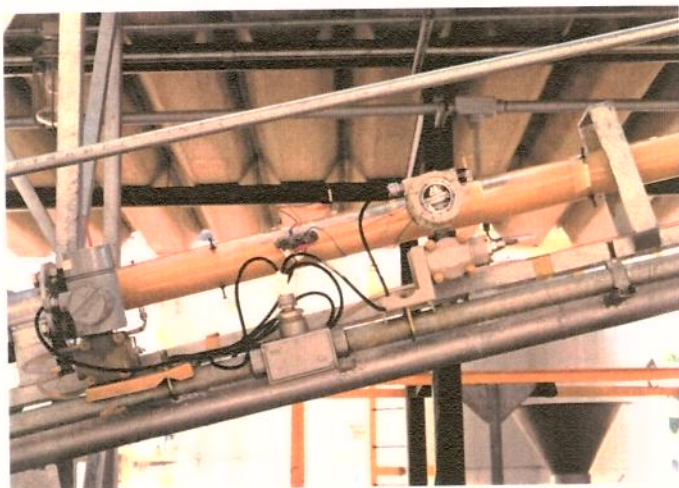


Figura 9 - Seção de Testes



Figura 10 - Mangueira de Desvio e Válvula de Três Vias



Figura 11 - **Acionamento para Bloqueio**
da Seção de Testes

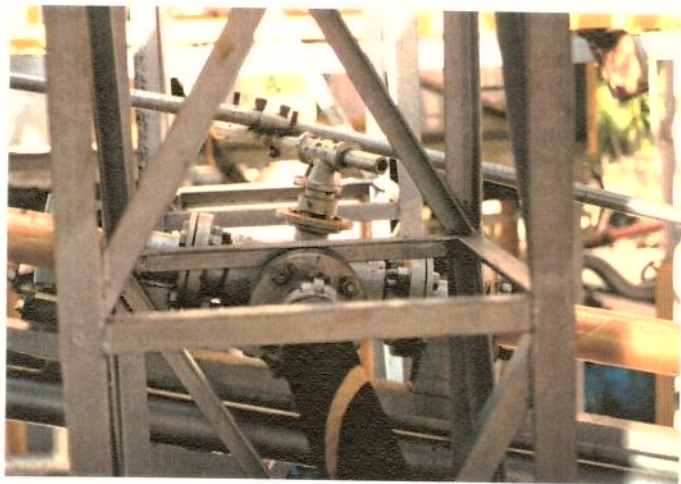


Figura 12 - **Válvula de Três Vias**

foram montadas com uso de flanges tipo sobreposto (norma ANSI B.16.5), do mesmo material, colados nas paredes externas dos tubos, ou com juntas do tipo união, de PVC, rosqueadas externamente, de tal forma que as extremidades de duas seções consecutivas se ajustam sem nenhuma interferência nos seus diâmetros internos, tornando desprezíveis os efeitos no escoamento.

A seção de testes propriamente dita mede 4,5 m de comprimento e é limitada por duas válvulas de bloqueio fecho rápido, tipo esfera, com passagens integrais e diâmetros internos (sob encomenda) próximos ao da tubulação de acrílico transparente - 76 mm. Estas duas válvulas são conectadas externamente por um sistema de acionamento sincronizado, de modo a manterem giro simultâneo nas aberturas e fechamentos. Este sistema de intertravamento é totalmente mecânico, consistindo de um tubo de aço carbono, que foi pinado nas duas alavancas de acionamento das válvulas. Na extremidade anterior deste tubo de aço foi montada a alavanca de acionamento manual, que comanda, simultaneamente, o giro de ambas as válvulas.

A primeira das duas válvulas tipo esfera acima citadas (a referência é sempre seguindo o sentido do escoamento), a jusante da qual começa a seção de testes, é do tipo três vias, enquanto que a segunda válvula, a montante da qual termina a seção de testes, é do tipo esfera simples, de duas vias. O uso da válvula de três vias tornou-se obrigatório, para evitar a instalação de uma terceira válvula, que desviaria o fluxo quando a seção fosse bloqueada nas suas extremidades, evitando assim picos de pressão nos instrumentos das duas linhas de abastecimento (líquido e ar). Assim, partindo-se da situação de quando ambas as válvulas instaladas estejam totalmente abertas (com o

escoamento bifásico pistonado fluindo normalmente pela seção de testes), ao se acionar bruscamente a alavanca de comando, as duas válvulas fecham o sentido normal do fluxo, trapeando entre elas uma coluna de 4,5 m de mistura heterogênea de ar com líquido, a qual serve para a determinação das frações de vazio ("hold-up"). No instante do fechamento simultâneo das duas válvulas, a primeira delas, que é de três vias, fecha apenas o orifício a jusante, mantendo aberto o de montante e abrindo a terceira via, a qual desvia o fluxo em um ângulo de 90 graus, conduzindo-o para o tanque de retorno, sem causar maiores perturbações no circuito, nem sobrecarregar a bomba.

A montante da primeira válvula, há um trecho de 3 m, semelhante à seção de testes, com os mesmos tubos, espaçadores, juntas, etc.. Este trecho tem como objetivo estabilizar o escoamento, minimizando os efeitos de entrada, gerados no bocal da mistura dos dois fluidos. Sabe-se que, mesmo nas faixas de vazão do escoamento pistonado, este não se forma logo após a mistura do ar com o líquido. Ao contrário, em geometrias circulares (que é a do misturador), tem-se de imediato um escoamento anular (quando a injeção do gás for realizada de forma paralela e concorrente com o líquido, surgindo no centro da coluna deste último, como é o caso aqui). Nos fluxos verticais ou de consideráveis inclinações (aqui sempre a horizontal é a referência), logo após o pequeno trecho de escoamento anular, forma-se um comprimento de escoamento de padrão agitante ("churn flow"). Após um trecho de instabilidade caracterizada por esse padrão, é que se iniciará o nosso padrão pistonado. Daí a necessidade de se reservar esse trecho inicial, para que, nas proximidades da primeira válvula (a de três vias), se possa obter um padrão pistonado quase estável. A montante desse trecho reservado para a estabilização, há o bocal de mistura. Nele não penetra a tubulação interna de

PVC, ficando portanto com a geometria interna em forma de tubo cilíndrico de seção circular.

A jusante da segunda válvula (a de duas vias), foi instalado um trecho de tubo de PVC opaco, de cerca de 1m, com diâmetro interno de aproximadamente 76 mm, contendo em seu eixo de simetria, da mesma forma que a tubulação de acrílico transparente, o tubo de PVC de 42,2 mm, também com os mesmos espaçadores e parafusos. Este cuidado foi para evitar possíveis efeitos de saída, para se obter o escoamento pistonado quase estável até o final da seção de testes, a qual termina nessa segunda válvula.

Ao final do trecho de 1 m de PVC, acima descrito, a mistura ar-líquido é descarregada no interior de um tanque de PVC opaco, de forma cilíndrica, com diâmetro de 300 mm e altura de 1,4 m. Este é o tanque de despressurização do sistema, tendo na sua extremidade superior um suspiro (tubo de PVC de 42,2 mm de diâmetro interno e 300 mm de comprimento), cuja finalidade é garantir uma pressão manométrica nula no interior do tanque. Há um visor de acrílico transparente para a inspeção do nível de líquido, o qual não pode se aproximar do suspiro. Esse tanque não é suportado pelo tubo de PVC. Há um berço e um suporte de aço que o ancoram no tubo de aço que sustenta toda a tubulação de acrílico e as válvulas de esfera, conforme descrito no item III.1.d.

III.1.b - CIRCUITO DO LÍQUIDO

O líquido é armazenado em um tanque cilíndrico de $0,5 \text{ m}^3$, o qual alimenta a bomba. É então bombeado através de uma tubulação de aço carbono, passa por um filtro tipo tela e segue por um dos dois medidores de vazão tipo engrenagens (pré-selecionado através de válvulas de fecho rápido, de acordo com a faixa de vazão que estiver sendo usada). Estes são da Metroval, modelo AG19E e têm saída de sinal eletrônico para o sistema de aquisição de dados.

A montante desses medidores, há uma derivação para a linha de retorno ao tanque de armazenamento. Logo após a derivação, há uma válvula globo de 3 pol de diâmetro nominal, para regular a vazão que se pretende retornar. Dessa forma, pode-se retornar para o tanque de armazenamento, grande parte da vazão da bomba, permitindo-se a passagem pelo medidor, de apenas a vazão selecionada por válvulas de controle a jusante dos medidores. O controle para a divisão das duas vazões de líquido (a medida e utilizada no experimento e a desviada para retorno ao tanque), é feito através das regulagens interdependentes do sistema de controle a jusante dos medidores e da válvula globo da linha de desvio.

O sistema de controle a jusante dos medidores de vazão de líquido consiste de duas válvulas globo, ambas com diâmetro nominal de 3 pol, sendo uma de alto CV (coeficiente de vazão), para controle rápido e outra de baixo CV, para ajustes finos. A combinação das aberturas mútuas dessas duas válvulas e da válvula da linha de retorno acima citada, dará, para uma determinada regulação da rotação da bomba, a vazão desejada na seção de testes, com sua conseqüente pressão na descarga da bomba, já que no final da seção de testes o tanque de despressurização garante pressão manométrica nula.

Após passar por uma das duas válvulas globo acima mencionadas, o líquido segue para o bocal de mistura onde concorrerá com o ar fornecido pelo outro sistema. A partir daí o líquido flui misturado ao ar, apresentando, na seção de testes, o padrão pistonado, objeto deste trabalho. O padrão pistonado é obtido através da variação da vazão do líquido (e também da do ar, descrito na próxima seção), conseguida com a regulação da bomba e das três válvulas globo como descrito acima. Após passar por toda a seção de testes o líquido penetra no tanque de despressurização, onde será separado do ar. O líquido, livre do ar, deixa esse tanque, escoando por efeito gravitacional por uma mangueira de borracha flexível, 75 mm de diâmetro, até atingir o tanque de armazenamento. Daí repete-se o ciclo.

III.1.c - CIRCUITO DO AR

O ar é obtido da rede central de utilidades do CENPES, cuja pressão tem variação máxima entre 300 e 800 KPa. Passa por um trecho ("manifold") onde estão instalados os instrumentos de medição e controle. O primeiro (seguindo o sentido do fluxo), é uma válvula agulha de diâmetro nominal 1 pol, que serve para auxiliar no controle manual da vazão e para provocar quedas de pressão, viabilizando o controle simultâneo da vazão e pressão feito pelas válvulas controladoras de pressão (PCV) auto-operadas, que estão instaladas a jusante, após um filtro tela e um separador de óleo. Estas são duas, montadas independentemente, cada uma em paralelo com um desvio ("by-pass"), permitindo assim a utilização individual de cada uma, das duas em série, ou de

nenhuma, de acordo com a necessidade de cada situação. São da INAVE, modelo VA10, diâmetro nominal 1 pol, sendo uma de CV igual a 2, para as maiores vazões, e outra de CV igual a 0,7, para as vazões menores.

Após a passagem por uma das válvulas PCV (ou pelas duas), o ar segue por um trecho de tubo, a partir do qual foram instaladas duas válvulas agulha para ajuste fino de vazão, com descarga livre para a atmosfera. A maior dessas válvulas tem diâmetro nominal de 1/2 pol, para ajustes mais rápidos, enquanto a menor é de 1/4 pol, para ajustes finos. A função dessas válvulas é auxiliar no controle simultâneo de vazão e pressão, tendo papel semelhante ao da válvula globo da linha de desvio de líquido, a montante dos medidores, descrita na seção anterior. O ajuste da vazão é feito de acordo com a necessidade do teste, para varrer a faixa de vazões do escoamento pistonado. Ainda nesse trecho de tubo, há um manômetro Engistrel, modelo DS-0276/93 e um termômetro Aselco, modelo ATT-2F, ambos com saída de sinal eletrônico para o sistema de aquisição de dados.

O ar então chega a um pente de três linhas (tubos), em cada uma das quais está montada uma placa de orifício para a medição de vazão. Cada linha tem comprimento total de 1,5 m. Este arranjo físico permite a seleção individual de cada uma das três placas, mantendo as outras duas isoladas, através do uso de válvulas de bloqueio de fecho rápido, tipo esfera, diâmetro nominal 1 pol. O cálculo da vazão é feito a partir da medição da queda de pressão sofrida pelo ar, ao passar por uma das placas de orifício. Tendo como parâmetros esse diferencial de pressão, a pressão pontual a montante da linha, a temperatura, as propriedades do ar, o diâmetro interno do tubo, o diâmetro do orifício da placa e um coeficiente obtido em ensaios, pode-se facilmente calcular a vazão do ar, com razoável precisão. Porém, como esse coeficiente não é constante,

dependendo de algumas variáveis entre as citadas, não se teria boa precisão para uma larga faixa de vazões, como é o caso. Para contornar esta limitação, a opção foi a não utilização de tal coeficiente. As placas de orifício foram calibradas no laboratório do Departamento de Energia da UNICAMP, utilizando um Laminador de Fluxo, de resposta linear, fabricado pela Merian Instrument, modelo 50MW20-2, série 717.331-A3. Para cada placa foi obtida uma curva de vazão versus pressão diferencial. Foi ajustado um polinômio de terceiro grau para cada placa, a partir dos dados da sua calibração (obtidos com o uso do laminador de fluxo).

Após a passagem pelo pente de placas de orifício acima descrito, o ar atravessa uma válvula agulha de regulação fina, com escala graduada, também com a finalidade de auxiliar o ajuste da vazão. O posicionamento a jusante das placas de orifício, visa evitar baixas pressões na saída destas, principalmente quando se trabalha em inclinações próximas da horizontal (já que as perdas de carga a partir deste local, principalmente em baixas vazões, são irrisórias e a pressão manométrica no final do circuito é quase nula).

Após passar por essa última válvula, o ar segue para o bocal de mistura, através de um injetor em formato de "L", para que encontre o líquido de forma paralela e concorrente, sendo injetado no eixo de simetria do leito cilíndrico do líquido. Misturado ao líquido, o ar flui por toda o duto da seção de testes e atinge o tanque separador. Neste, através do suspiro ele é expulso para a atmosfera, para que o escoamento bifásico não ocorra na mangueira de líquido que liga o tanque separador ao de armazenamento. Se isso ocorresse, como o escoamento pistonado não é homogêneo, o volume de ar ao longo do trecho vertical da mangueira de retorno de líquido variaria, quase que ciclicamente, com o tempo, provocando indesejáveis oscilações de pressão na seção de

testes, decorrentes da flutuação da sucção provocada pelo efeito gravitacional na massa interna total da mangueira. Efeito este, mais agravado nas inclinações próximas à vertical.

Quando a seção de testes é bloqueada para medição das frações de vazio, o ar flui junto com o líquido pelo desvio da válvula de três vias, até o tanque de armazenamento, onde é separado do líquido e liberado para a atmosfera.

III . 1 . d - SISTEMA DE INCLINAÇÃO DA SEÇÃO DE TESTES

Como este trabalho tem por objetivo medições em diversas inclinações, desde a posição horizontal até a vertical, fez-se necessária a utilização de um equipamento que pudesse girar a seção de testes, em torno de um eixo perpendicular ao seu eixo de simetria, interceptando-o num ponto próximo ao bocal de mistura. Dessa forma, ao ser acionado o sistema de giro, toda a seção de testes faz um movimento de rotação em torno desse eixo imaginário, sendo que o bocal de mistura sofre os menores deslocamentos, enquanto que o tanque de despressurização sofre os maiores. As duas mangueiras que ligam os dois sistemas de fluidos ao bocal de mistura, quase não se movimentam.

A tubulação de acrílico é muito frágil e não resistiria aos esforços decorrentes do acionamento. Por isso foi montada com uso de braçadeiras e espaçadores a um perfil tipo "U", de aço carbono, o qual fora soldado a uma tubulação também de aço carbono, medindo 10 m de comprimento total. As

duas válvulas esferas que delimitam a seção de testes propriamente dita são suportadas pelos parafusos das suas flanges, ligadas a carretéis de aço carbono fabricados sob medida (para se manter o mesmo diâmetro interno, de 76 mm). Estes carretéis, flangeados nas duas extremidades, separam as válvulas dos tubos de acrílico, e são soldados ao mesmo perfil "U" de aço carbono. Garantiu-se assim, a não transmissão de esforços mecânicos ao acrílico. A tubulação de aço carbono é pinada numa estrutura também de aço carbono, tendo liberdade apenas de giro em torno do eixo dos dois pinos. Para a variação da inclinação da seção de testes, essa tubulação de aço é suspensa por uma corrente, através de uma argola posicionada próximo ao tanque de despressurização, o qual é suportado na extremidade dessa tubulação de aço. A corrente é tracionada por um motor elétrico situado no alto de uma torre de aço de 9 m de altura, fixada na direção da tubulação de aço.

Como o aço e o acrílico possuem coeficientes de dilatação térmica bem distintos, os trechos da tubulação transparente têm liberdade de movimento axial, em relação às flanges dos trechos vizinhos. Isto foi possível com a utilização de anéis "O" de borracha, entre as flanges de acrílico e arruelas de borracha nos parafusos de aço que unem essas flanges entre si. Evitou-se assim, o rompimento da tubulação de acrílico, por esforços de compressão e tração, já que há uma grande amplitude térmica no Rio de Janeiro.

III.1.e - SISTEMA DE AQUISIÇÃO DE DADOS

Trata-se de um microcomputador Macintosh, modelo IIfx, equipado com uma placa de aquisição de dados National, modelo NB-MIO-16XH-18, operando com o programa Labview, versão 2.2. Optou-se em trabalhar com sinais de tensão de 1 a 5 V. Como a maioria dos instrumentos utilizados possuía sinal de saída de 4 a 20 mA, foi conectado um resistor de 250 Ohms em série com cada um destes instrumentos, ligando então os terminais dos canais da placa de aquisição de dados às extremidades desses resistores. A rede era alimentada por uma fonte de corrente contínua, regulada em 24 V, com exceção dos sensores de condutividade e dos medidores de vazão, os quais eram alimentados com 127 VCA.

III . 2 - CARACTERÍSTICAS DO LÍQUIDO NÃO-NEWTONIANO UTILIZADO

Foram utilizadas misturas bifásicas de ar com água e de ar com um fluido não-newtoniano. Tal fluido escolhido foi o "XC" (goma xantana). A escolha deve-se ao fato desta ser um componente básico de um dos tipos reais de fluido de perfuração base água. A curva reológica desta solução polimérica, dependerá, em cada temperatura, da concentração do soluto. Foi escolhida uma concentração que apresentasse propriedades físicas similares às de um fluido real de campo, utilizado em perfuração de poços de petróleo, e que ao mesmo tempo apresentasse boa transparência. Contudo, não foram utilizados os aditivos normalmente aplicados aos fluidos de campo, pois tais sólidos prejudicariam a transparência aqui desejada. Isto, no entanto, não prejudica a simulação, pois a curva reológica do fluido utilizado é típica de um fluido de campo. Apenas a massa específica e as propriedades de gelificação ficaram distintas, por falta de tais aditivos, o que em nada compromete esses experimentos. Quanto à massa específica, sua influência já foi bastante pesquisada e os modelos disponíveis na literatura apresentam fórmulas para sua correção. As propriedades de gel não são, neste trabalho, importantes, já que todo estudo é feito para o fluido em movimento. No caso de baixas vazões, o efeito da característica não-newtoniana do fluido pode ser levado em conta pelo uso da viscosidade aparente, obtida da curva reológica.

III. 2. a - DADOS DE ENSAIO DO LÍQUIDO

Denominação	-	Goma Xantana. Dispersão polimérica.
Componentes	-	Pó básico para a formação do polímero e água da rede (contendo cloro, flúor e diversos minerais).
Concentração	-	4,28 Kg / m ³ (massa do pó básico, por volume de água)
Massa específica	-	Aproximadamente 1000 Kg / m ³ (após diluição)
Aparência	-	Líquido viscoso, de cor parda, translúcido, permitindo boa visibilidade das bolhas de ar, através dos filmes do líquido.

Viscosidade Aparente

Trata-se de um líquido não-newtoniano, do tipo afinante. Sua viscosidade aparente cai com a taxa de deformação (diminui com o aumento da velocidade). A curva reológica da goma Xantana utilizada, decorrente das medições efetuadas com reômetro rotacional, está apresentada no apêndice E. Estão expostos na página seguinte, os parâmetros decorrentes dos ajustes por três diferentes modelos reológicos. O modelo de potência ("power-law") é bem aplicável a essa solução polimérica (exceto em taxas de deformação muito pequenas, que não é o caso deste trabalho), conforme já divulgado em publicações. O modelo de Herschel-Bulkley se adapta muito bem e foi utilizado neste trabalho, para os cálculos das viscosidades aparentes. Resume-se a seguir os parâmetros dos três modelos reológicos ajustados.

a) Modelo de Bingham

$$\tau = \mu_p \dot{\gamma} + \tau_0 \quad (171)$$

onde μ_p é a viscosidade plástica e τ_0 é o limite de escoamento. A goma xantana utilizada neste trabalho, quando teve a sua curva reológica média ajustada por esse modelo, resultou em um limite de escoamento de 3,81 Pa e uma viscosidade plástica de 0,01 Pa.s .

b) Modelo de Potência

Como já apresentada na página 69, a equação (155) expressa o modelo de potência:

$$\tau = K \dot{\gamma}^n \quad (155)$$

onde “K” é o índice de consistência e “n” é o índice de comportamento. Aqui neste trabalho os valores desses parâmetros foram, em média, 0,96 Pa.sⁿ e 0,34 , respectivamente.

c) Modelo de Herschel-Bulkley

$$\tau = K_{HB} \dot{\gamma}^n + \tau_{HB} \quad (172)$$

A goma xantana aqui utilizada apresentou, em média $K_{HB} = 0,16 \text{ Pa.s}^n$, $n=0,55$ e $\tau_{HB} = 2,78 \text{ Pa}$.

C A P Í T U L O I V

R E S U L T A D O S

Estão apresentadas nos apêndices "A" e "B" as tabelas com os dados obtidos nos experimentos com água e com goma xantana, respectivamente. Quais sejam, nesta ordem:

- p G - Pressão manométrica do ar (a montante das placas);
- D p - Queda de pressão na placa de orifício;
- T G - Temperatura do ar;
- p ST - Pressão manométrica no início da seção de testes;
- j L - Velocidade superficial do líquido;
- j G - Velocidade superficial do ar, no início da seção de testes;
- alfa - Fração de vazio volumétrica (obtida pelo bloqueio da seção de testes);
- v - Velocidade das bolhas de Taylor (medida pelos sensores elétricos);
- f - Frequência de ocorrência das bolhas de Taylor;
- PL - Comprimento dos pistões de líquido;
- BT - Comprimento das bolhas de Taylor;

des		Distância entre os sensores elétricos (por apresentarem, no início e no final da seção de testes, valores ligeiramente distintos, são aqui expostos, unicamente com a finalidade de distinguir os pontos onde foram realizadas as leituras);
inc	-	Inclinação da seção de testes;
j	-	Velocidade superficial total, no início da seção de testes;
jG/al	-	Razão entre a velocidade superficial do gás e a fração de vazio volumétrica, no início da seção de testes;
pST'		Pressão manométrica no meio da seção de testes. Note-se que, para a posição horizontal (0 grau), repetem-se, nessa coluna, os valores mostrados na coluna p ST.
jG'	-	Velocidade superficial do gás, no meio da seção de testes;
We	-	Número de Weber da mistura, calculado conforme Hewitt. Equação (75)
gama	-	Taxa de deformação imposta à goma xantana.
visc	-	Viscosidade efetiva nas correspondentes vazões.
Re	-	Número de Reynolds da mistura, calculado conforme Hewitt. Equação (74)
al H	-	Fração de vazio, calculada pela correlação de Hewitt. Equação (69)

A partir desses dados, foram gerados os gráficos de Zuber & Findlay com a velocidade superficial do gás calculada tanto no início, quanto no meio da seção de testes. A tomada de pressão do transdutor manométrico da seção de testes foi instalada próximo ao início desta. Conseqüentemente, os valores da velocidade superficial do ar (e também de "j") ficaram relativos a esta posição. Como não foi medida a fração de vazio na seção transversal (mas sim, volumetricamente, considerando todo o trecho da seção de testes), estaria-se, daquela forma, desprezando os efeitos da expansão do gás, ao longo da seção de testes (em posições não horizontais), no que diz respeito à fração de

vazio. A expansão da bolha ao longo da seção de testes é devida ao gradiente de pressão provocado pelo efeito gravitacional, tanto maior quanto maior for a inclinação (a referência é sempre a horizontal). Desprezou-se aqui, as quedas de pressão por fricção (trabalhou-se com tubos de paredes muito lisas e com velocidades moderadas) e aquelas devidas à própria aceleração das bolhas, ambas irrisórias em relação ao gradiente gravitacional. Como dito acima, na posição horizontal, considerou-se a pressão constante, ao longo do tubo, desprezando a fricção.

Pelo exposto no parágrafo anterior, calculou-se a pressão manométrica no meio da seção de testes. Foi utilizada a massa específica da mistura, calculada a partir da fração de vazio, medida volumetricamente. Apesar deste sistema ser aberto à atmosfera (favorecendo a expansão do gás), encontrou-se uma queda de pressão muito pequena entre o início e o meio da seção de testes. Isto porque a distância longitudinal entre estes dois pontos é de apenas 1,304 m. A rigor não foram feitas medições exatamente no início da seção de testes. Onde assim está acima referido, foi, na realidade, em um ponto (tomada de pressão do manômetro) localizado a apenas 1,304 m a montante do centro da seção de testes. Devido ao acima citado baixo diferencial de pressão do início para o centro da seção de testes, as velocidades superficiais do gás e da mistura pouco alteraram, em inclinações moderadas, entre estas duas posições.

IV . 1 - RESULTADOS DOS ESCOAMENTOS AR-ÁGUA

Estão expostos, nas páginas 105 a 125, os gráficos gerados a partir dos dados obtidos dos escoamentos ar-água, separados por ordem crescente da inclinação. A numeração desses gráficos começa com um "A", significando que o líquido foi água; seguido de dois algarismos, mostrando a inclinação, e uma letra minúscula, que classifica as variáveis envolvidas. Todos os gráficos cujo código termina com a letra "a" (a partir da página 105, sempre no topo da respectiva página, um a cada três páginas - 105, 108, 111, etc.), representam a modelagem de Zuber & Findlay [10]. Também são mostradas, junto aos respectivos gráficos, as equações das retas dos ajustes dos dados expostos.

Os parâmetros resultantes dos ajustes lineares para a equação

$$\frac{j_G}{\alpha} = C_o j + v_{\infty} \quad (173)$$

estão resumidos na Tabela 2, página 168, colunas intituladas "Co" e "Vinf", seguidas por uma coluna que apresenta o coeficiente de determinação do ajuste ("R") e, entre parênteses, a quantidade de leituras ("nl").

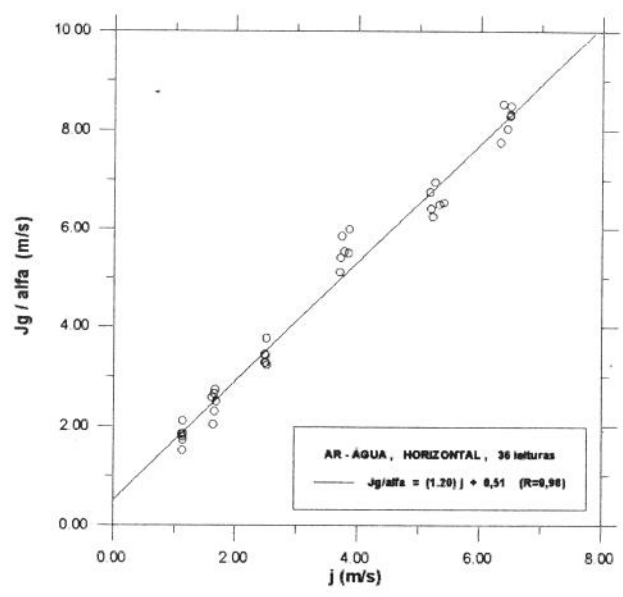


GRÁFICO A-00-a

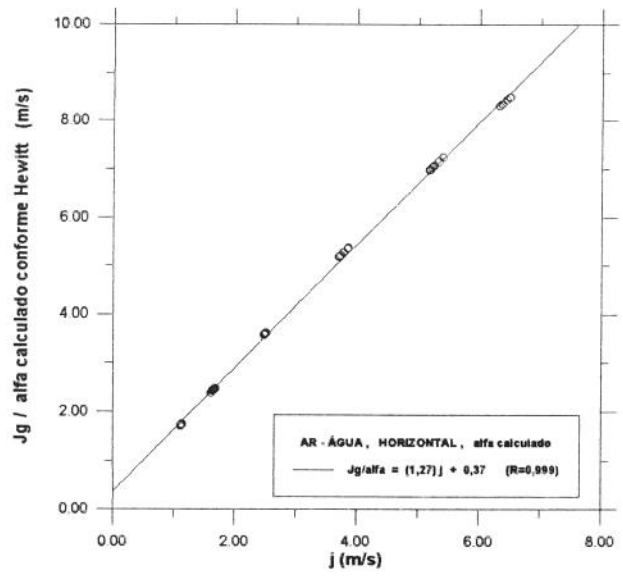


GRÁFICO A-00-b

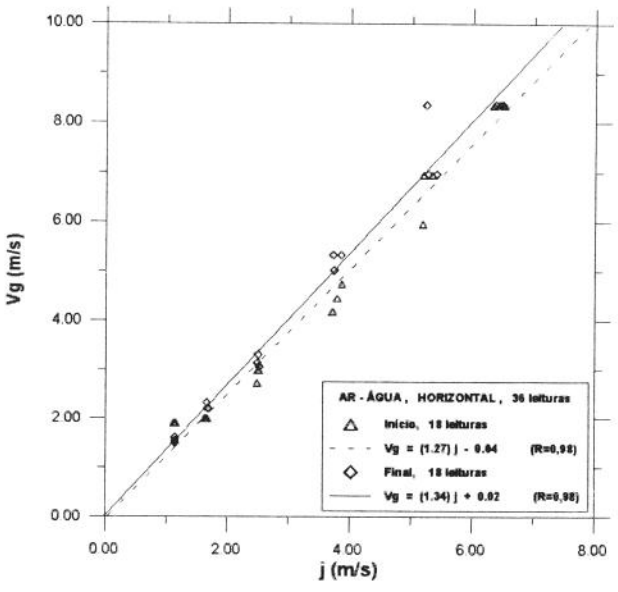


GRÁFICO A-00-c

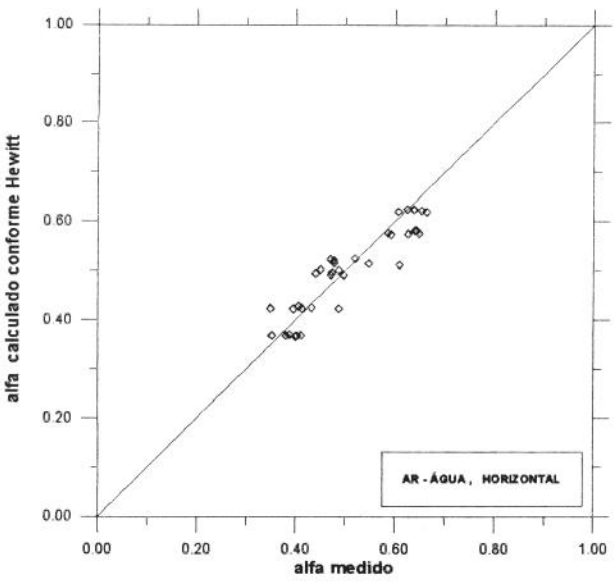


GRÁFICO A-00-d

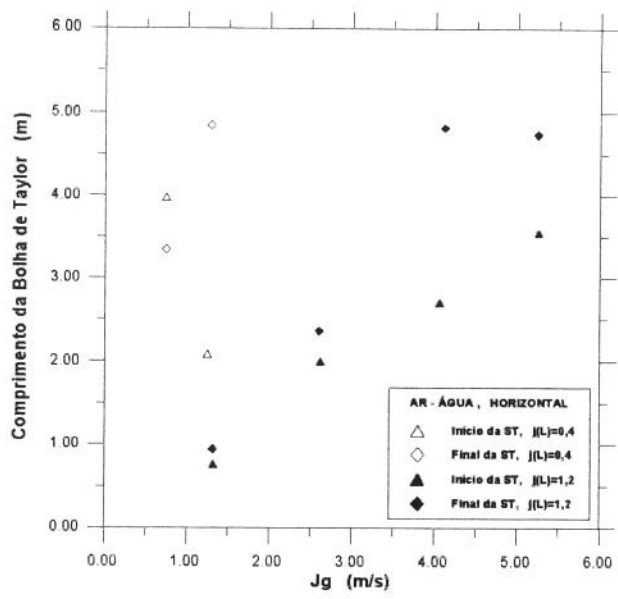


GRÁFICO A-00-e

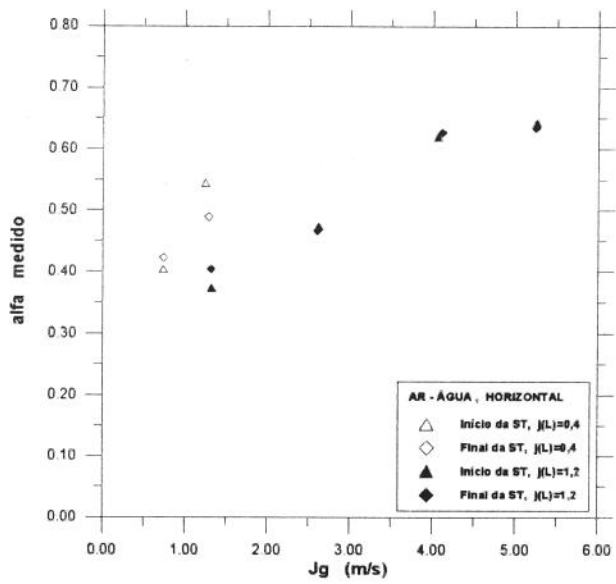


GRÁFICO A-00-f

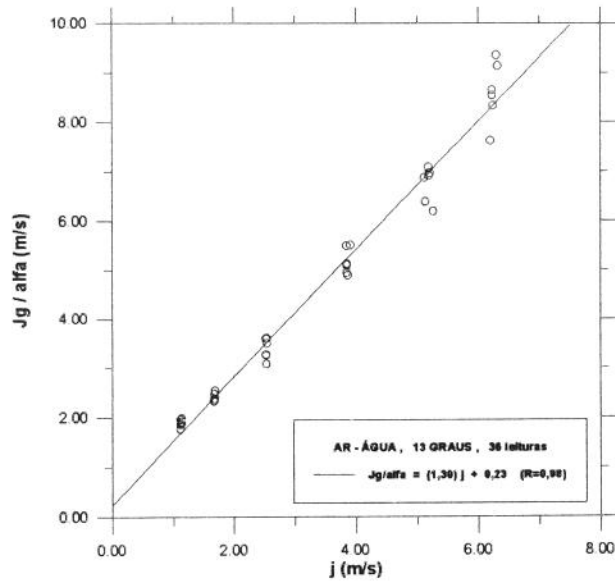


GRÁFICO A-13-a

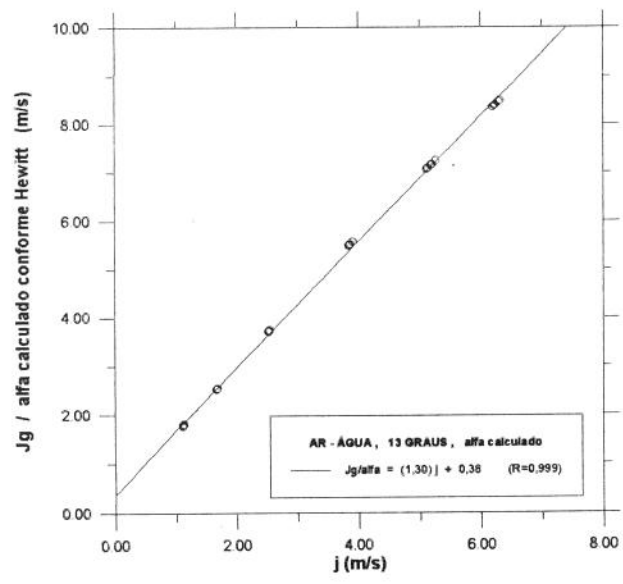


GRÁFICO A-13-b

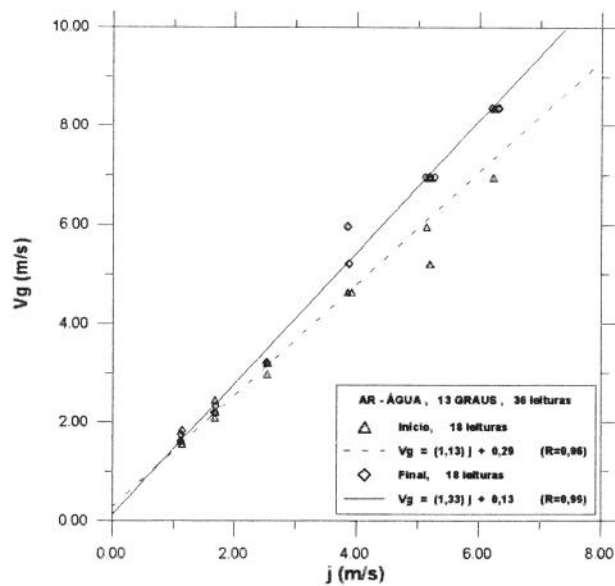


GRÁFICO A-13-c

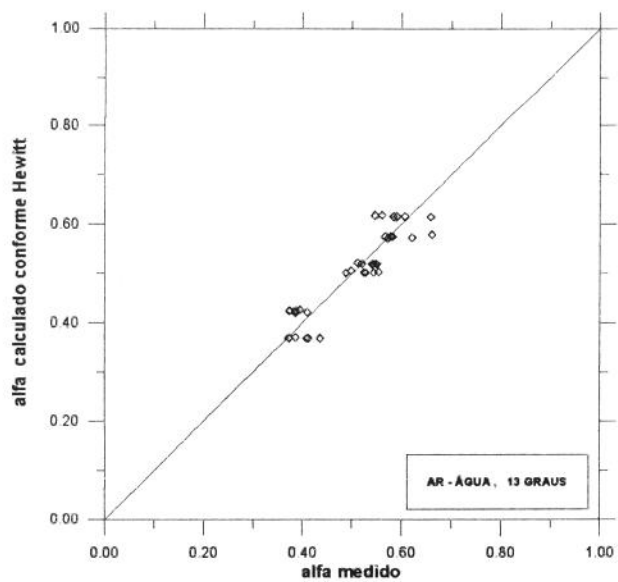


GRÁFICO A-13-d

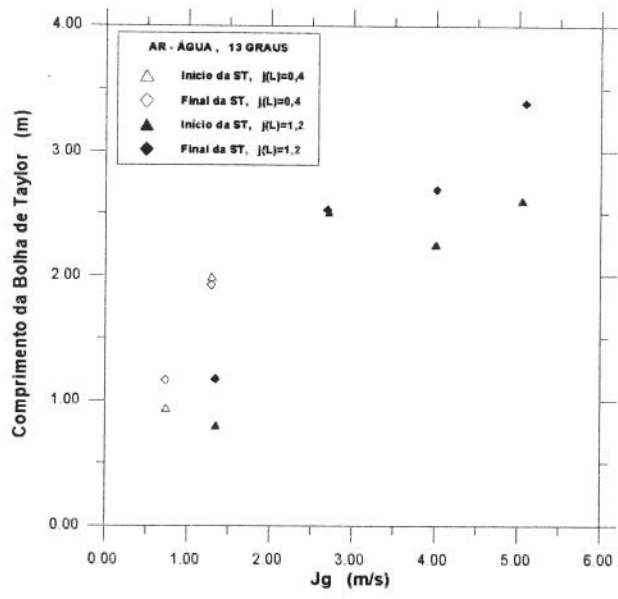


GRÁFICO A-13-e

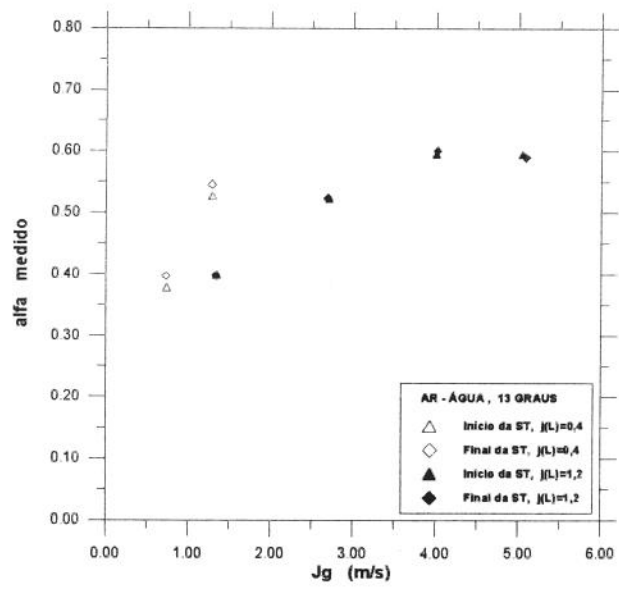


GRÁFICO A-13-f

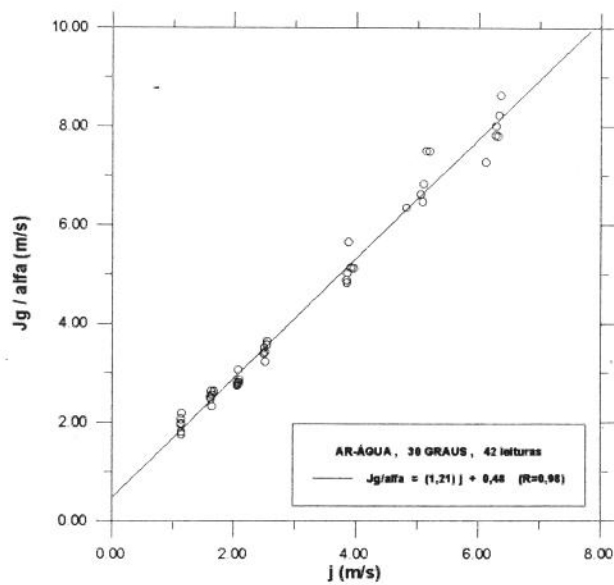


GRÁFICO A-30-a

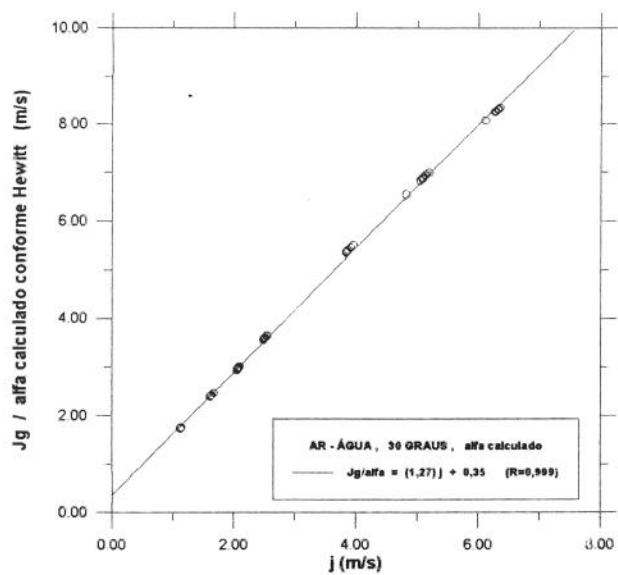


GRÁFICO A-30-b

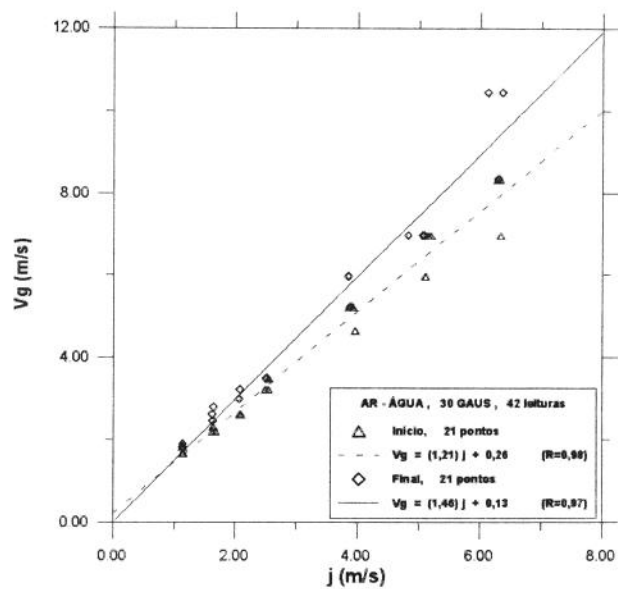


GRÁFICO A-30-c

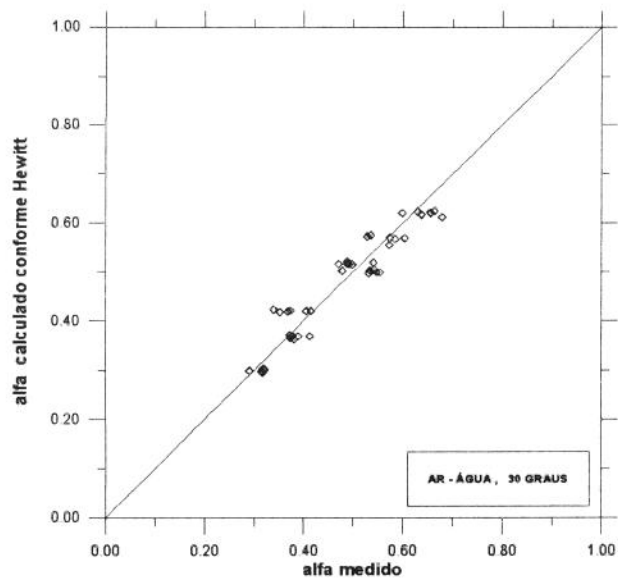


GRÁFICO A-30-d

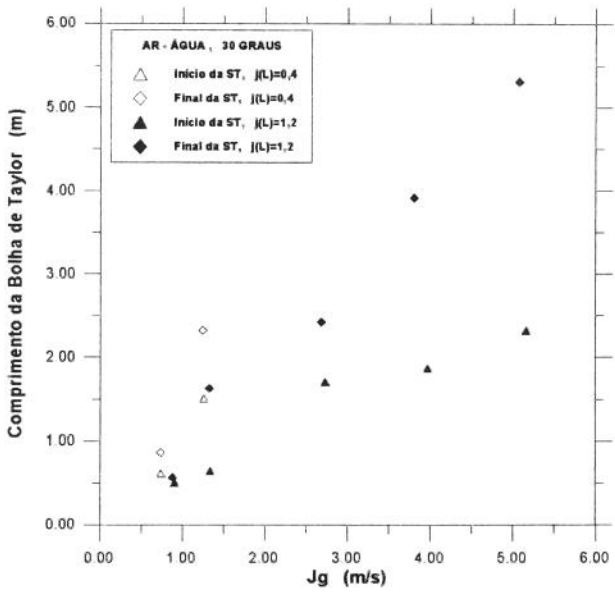


GRÁFICO A-30-e

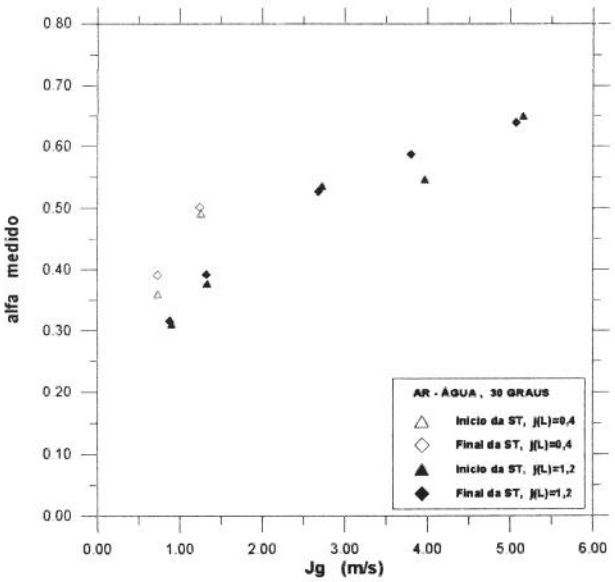


GRÁFICO A-30-f

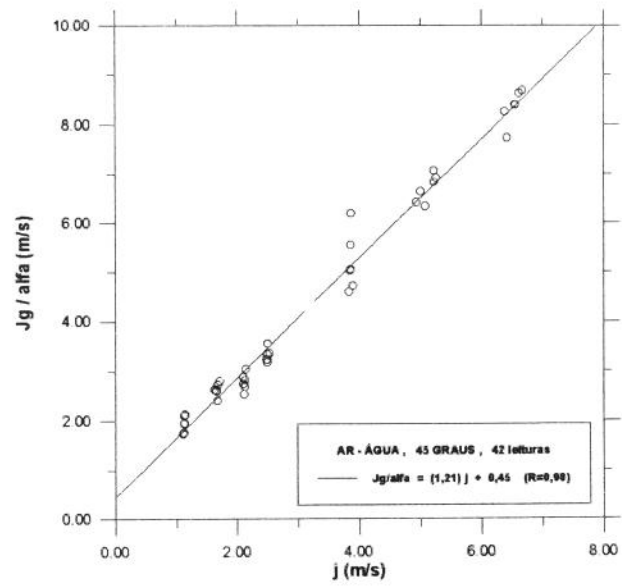


GRÁFICO A-45-a

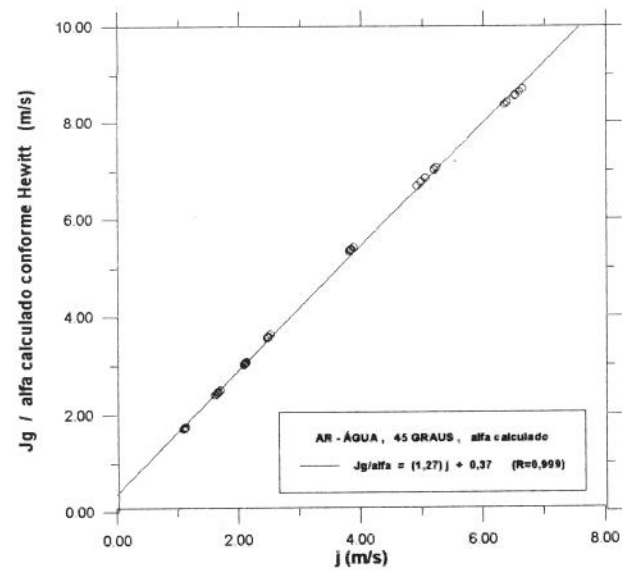


GRÁFICO A-45-b

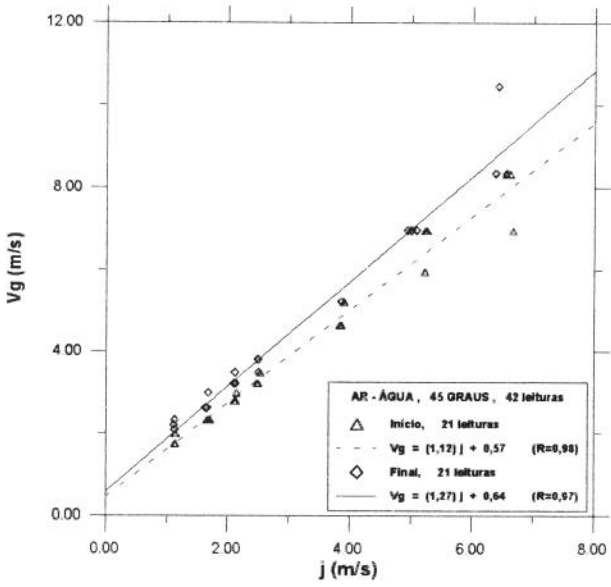


GRÁFICO A-45-c

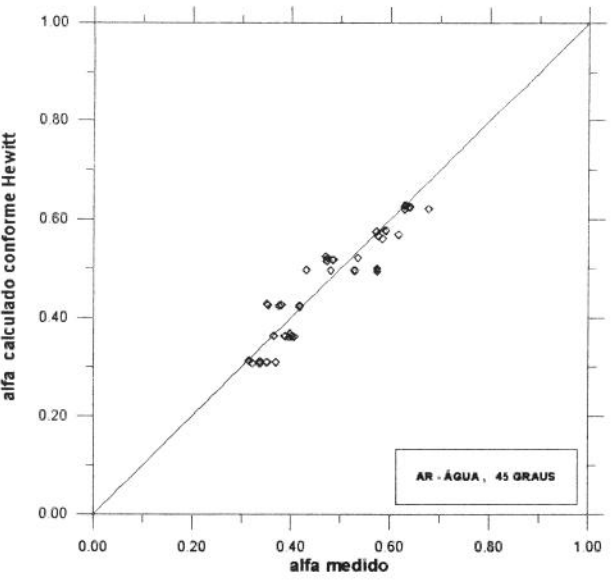


GRÁFICO A-45-d

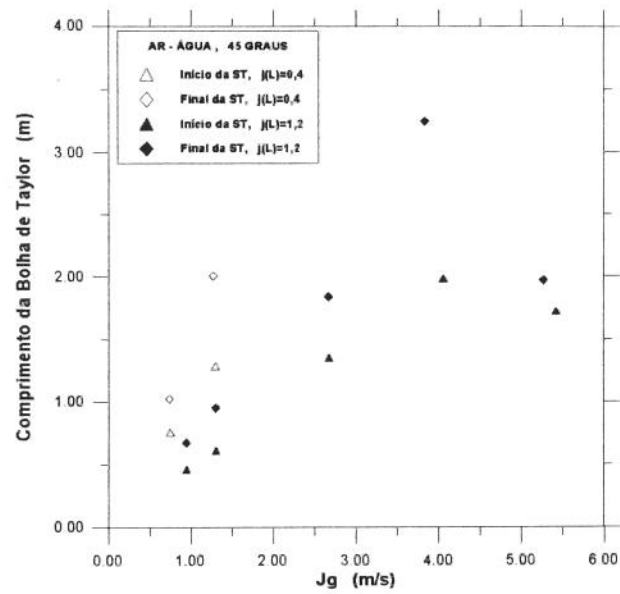


GRÁFICO A-45-e

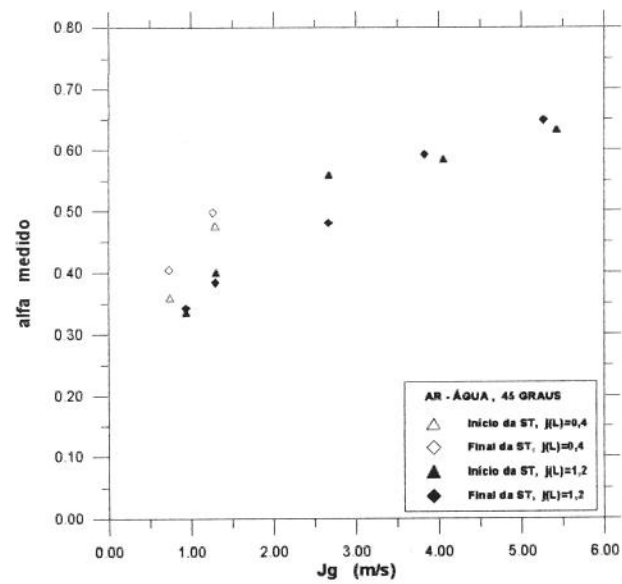


GRÁFICO A-45-f

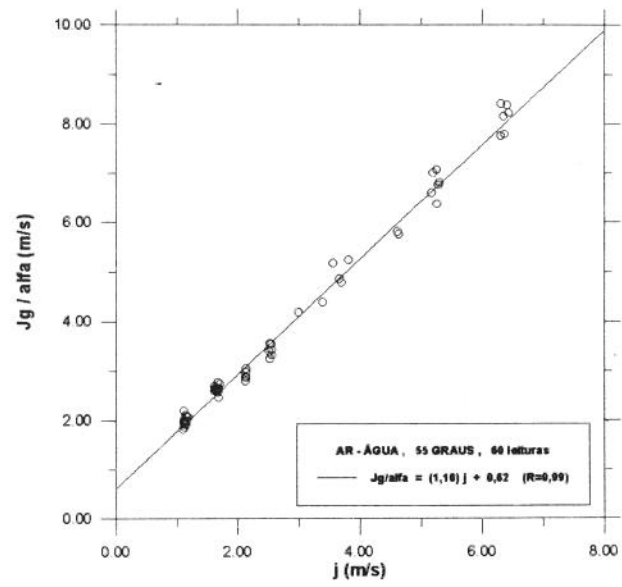


GRÁFICO A-55-a

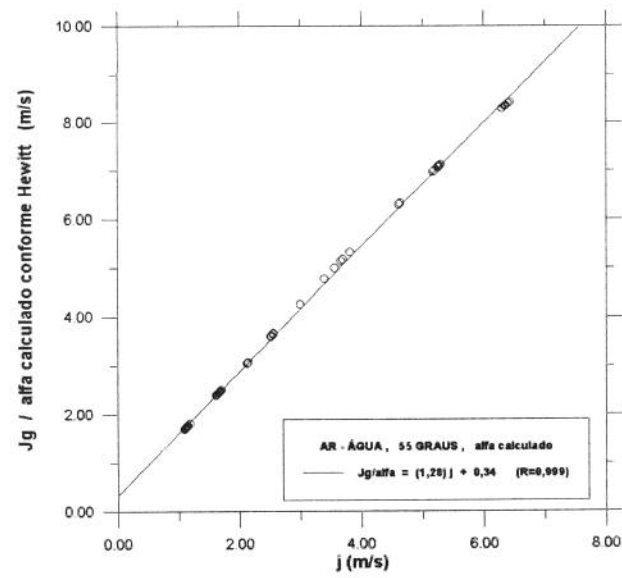


GRÁFICO A-55-b

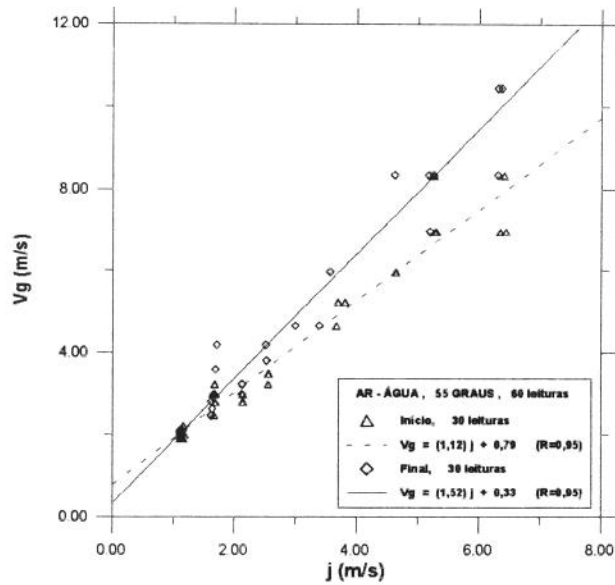


GRÁFICO A-55-c

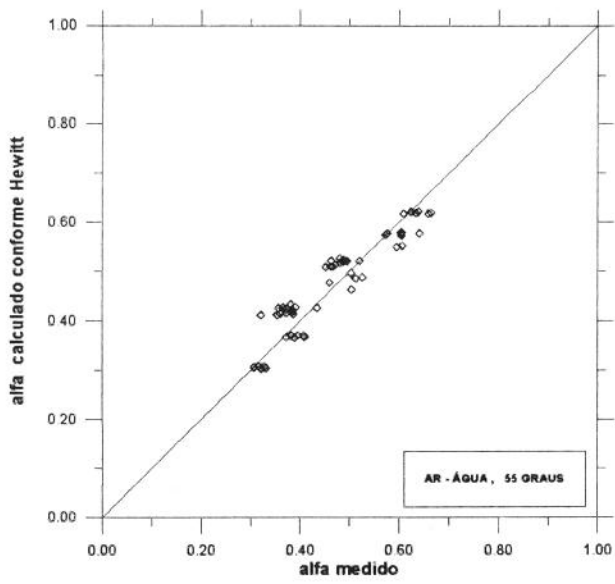


GRÁFICO A-55-d

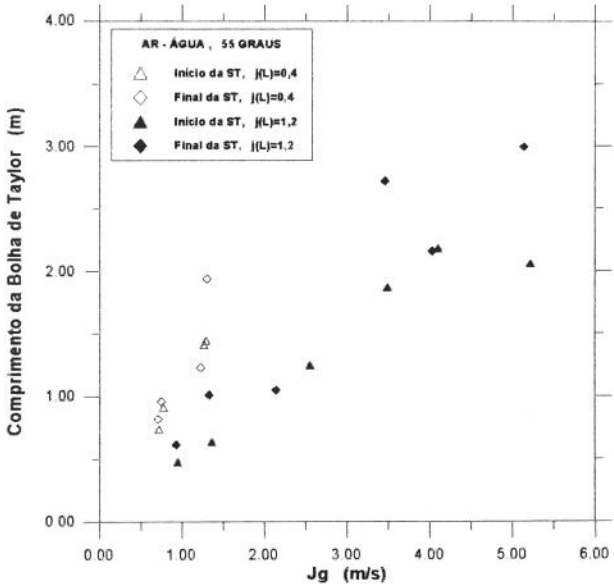


GRÁFICO A-55-e

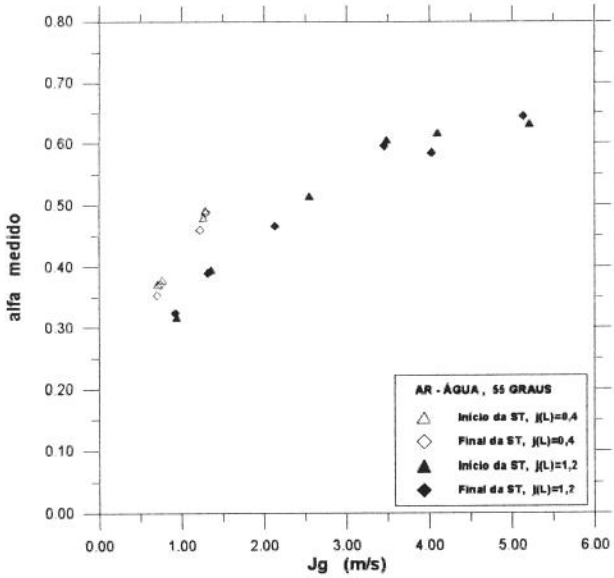


GRÁFICO A-55-f

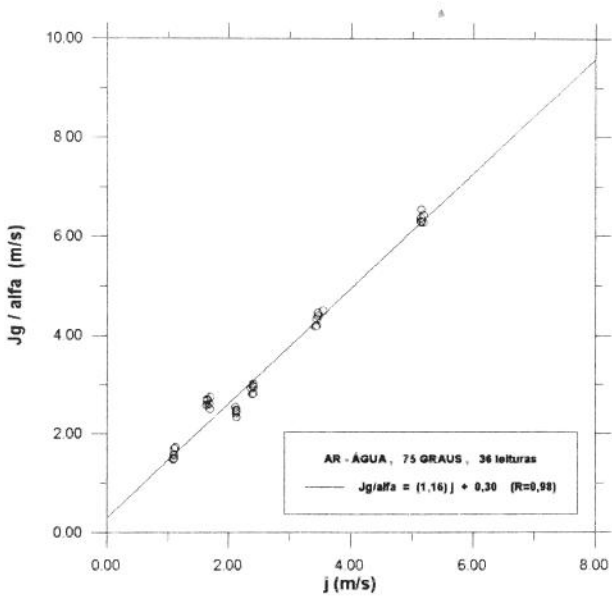


GRÁFICO A-75-a

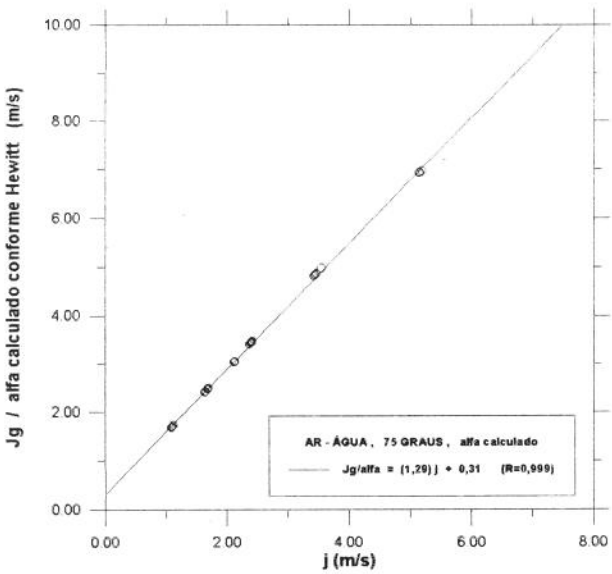


GRÁFICO A-75-b

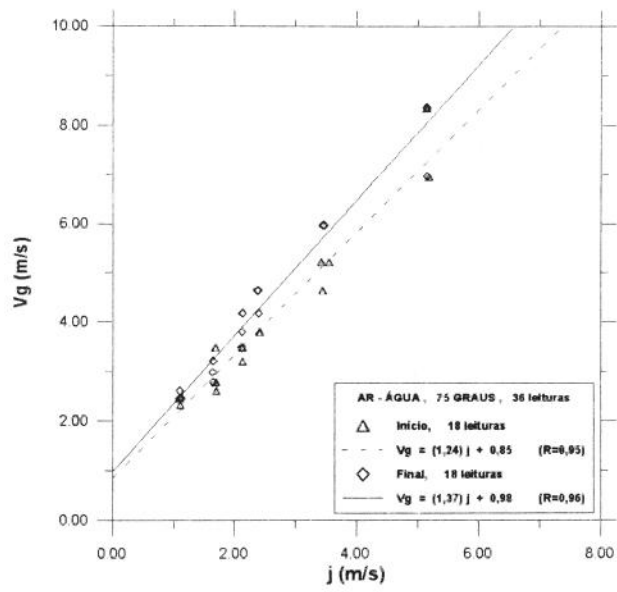


GRÁFICO A-75-c

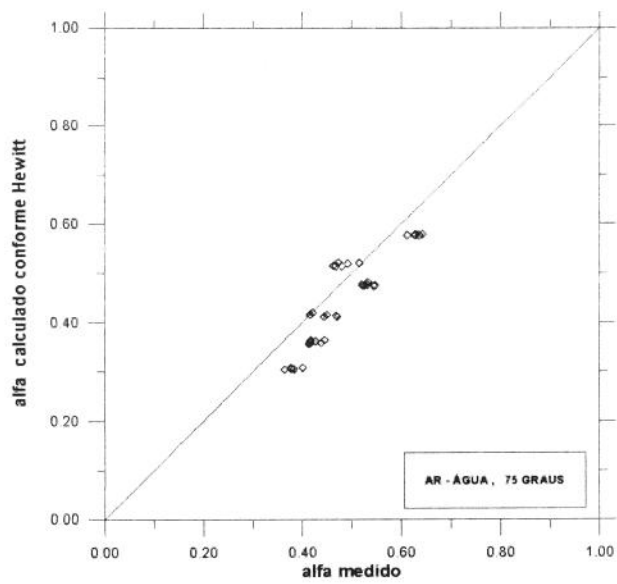


GRÁFICO A-75-d

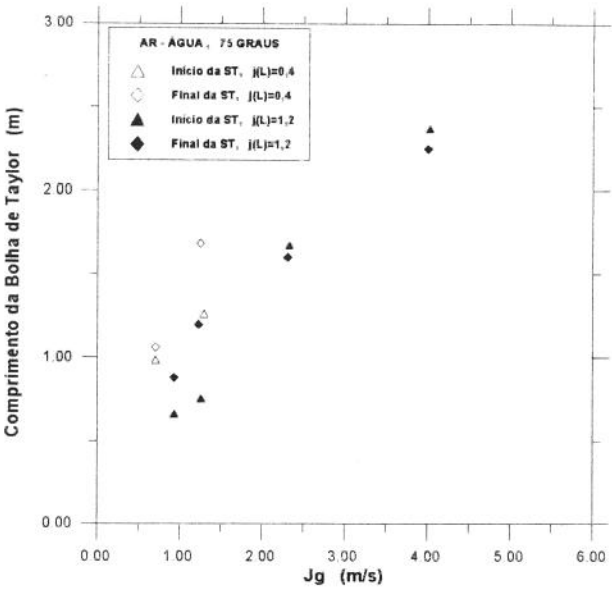


GRÁFICO A-75-e

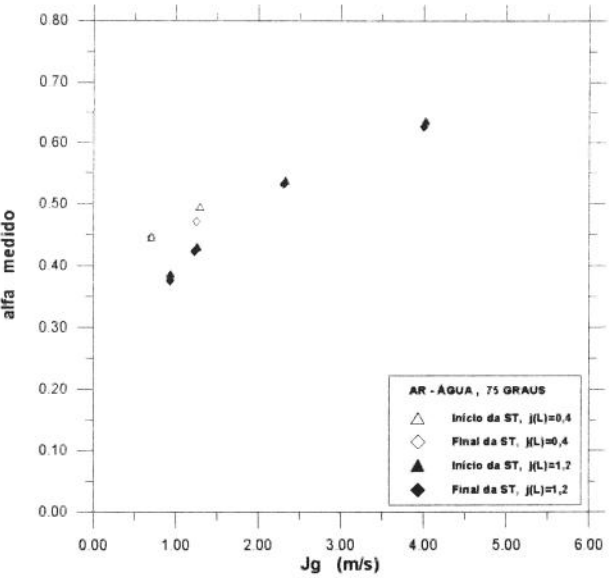


GRÁFICO A-75-f

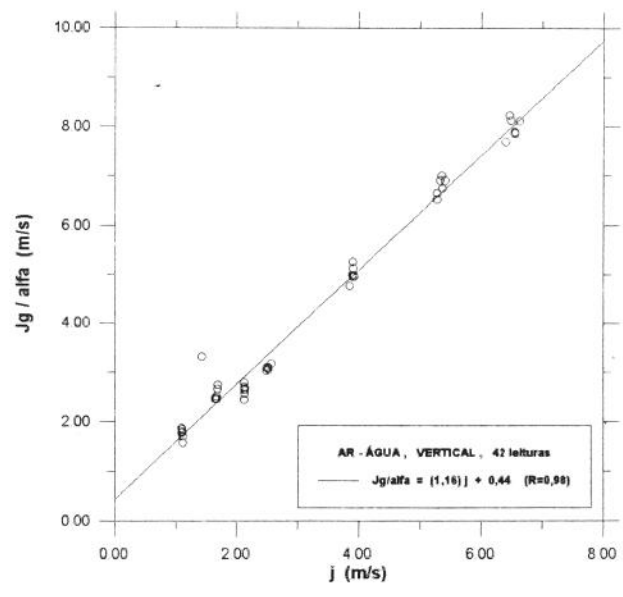


GRÁFICO A-90-a

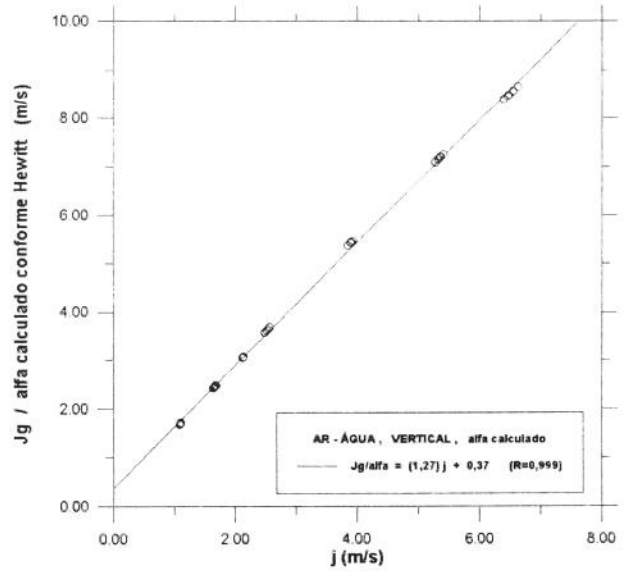


GRÁFICO A-90-b

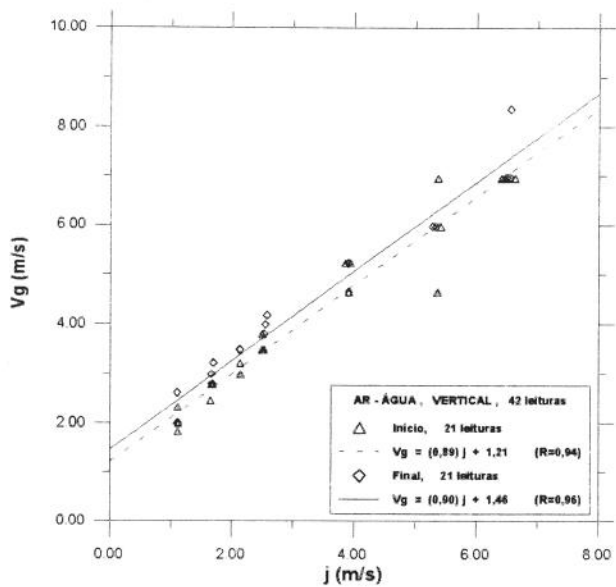


GRÁFICO A-90-c

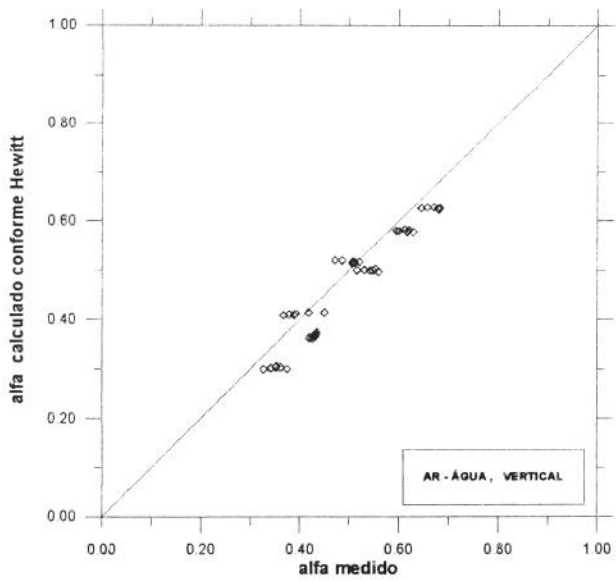


GRÁFICO A-90-d

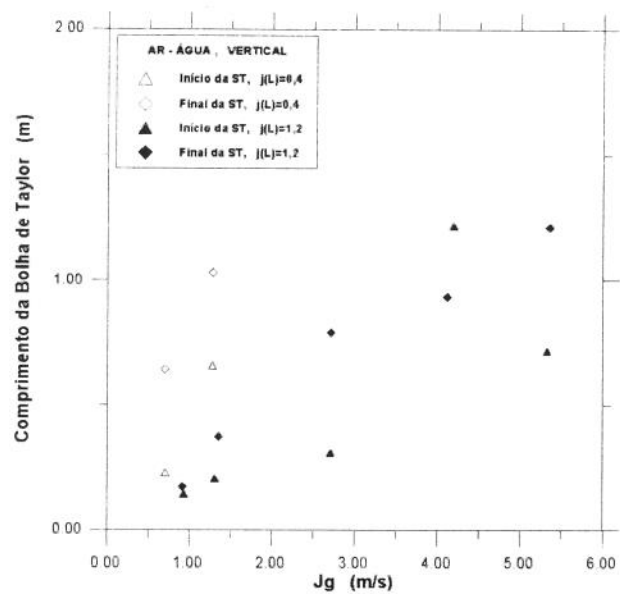


GRÁFICO A-90-e

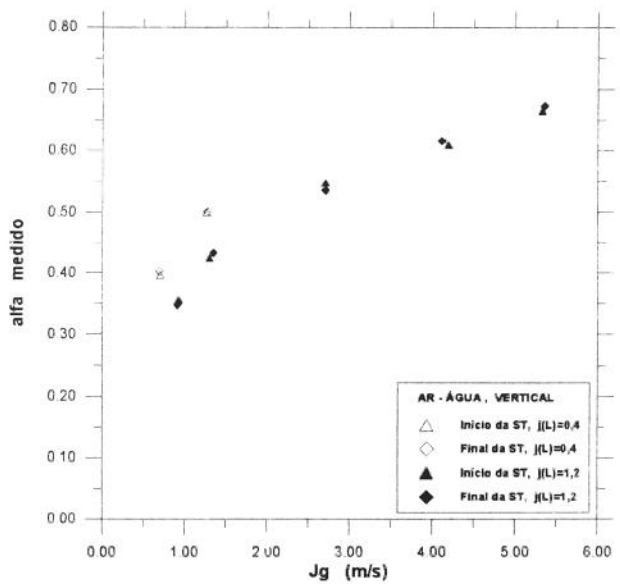


GRÁFICO A-90-f

São apresentados, nos finais das mesmas páginas (códigos terminados em "b"), gráficos semelhantes a esses acima citados, cuja diferença está na fração de vazio. Nos primeiros (códigos terminados em "a"), a fração de vazio utilizada, foi medida volumetricamente, com o uso das válvulas de fechamento rápido, bloqueando a seção de testes. Já nesses últimos (códigos encerrados em "b"), a fração de vazio utilizada na ordenada, foi calculada com o uso da correlação de Hewitt, equações (68) a (75). O objetivo foi de testar a correlação de Hewitt, já que nesses escoamentos ar-água, os gráficos (com final "a") baseados apenas nas medições aqui realizadas, ficaram ótimos. Também nesses últimos, são apresentadas as equações de ajustes das retas, nas próprias figuras.

Foram também plotados gráficos da velocidade do gás, medida pelas sondas de condutividade, em função da velocidade superficial da mistura. Como foram utilizados pares de sondas de condutividade, tanto no início, como no final da seção de testes, os dois conjuntos de dados foram separados, gerando assim dois gráficos em cada figura. Estão expostos a partir da página 106, a cada três páginas (106, 109, 112, etc.), sempre no topo da respectiva página, com código de final "c". Também junto a estes, estão apresentadas as respectivas equações das retas de ajuste (duas em cada figura, uma para os pontos medidos no início e outra para os medidos no final da seção de testes).

Os gráficos cujos códigos terminam em "d" (apresentados nas mesmas páginas que os últimos citados), comparam os valores da fração de vazio, medidos, com aqueles calculados pelo modelo de Hewitt, ambos já acima mencionados. O objetivo foi de comparar diretamente, de forma visual e

simples, as distribuições dos valores da fração de vazio, α . Esses valores foram utilizados, separadamente, nos gráficos de finais "a" e "b".

Sousa [34] trabalhou com o mesmo equipamento e os mesmos fluidos que os utilizados neste trabalho, inclusive velocidades superficiais dentro das faixas aqui utilizadas. A diferença (fundamental) entre os dois trabalhos, foi que ele utilizou duto de seção circular, que foi o próprio tubo de acrílico (de 77,2 mm de diâmetro interno), que serviu como o tubo externo da seção anular aqui utilizada. Isto é, a seção anular aqui utilizada, foi formada a partir da introdução do tubo de PVC (de 42,2 mm), concêntrico ao mesmo tubo de acrílico utilizado por Sousa [34]. Por isso, serão comparados os resultados aqui obtidos, com aqueles por ele encontrados, tentando estabelecer alguma relação entre as duas geometrias, como já fizeram alguns autores (esses porém, só em escoamentos de ar com líquidos newtonianos, geralmente água) [20], [31], [32], [33], [35] e [36]. Infelizmente, não foi encontrada na literatura internacional, nenhuma publicação sobre escoamento bifásico com líquido não-newtoniano em duto de seção anular concêntrica, com variação da inclinação. O artigo de Johnson & Cooper [37], trata do assunto, assim como o trabalho de Nakagawa [2], em dutos de seção anular excêntrica. Os outros poucos encontrados, realizados com líquidos não-newtonianos, foram desenvolvidos apenas em dutos tubulares e somente na horizontal ou vertical [22], [24], [25], [28], [29] e [30], todos esses editados pela equipe do Prof. Dr. Richardson, do Departamento de Engenharia Química da "University College of Swansea", Reino Unido.

Serão comparados os coeficientes correspondentes à modelagem de Zuber & Findlay [10], resultantes das medições aqui realizadas, com a equação (173), apresentada na página 104, a qual representa tal modelo. Observou-se

que essa modelagem é muito bem aplicável ao escoamento anular. No caso da mistura ar-água, o coeficiente C_o oscila em torno de 1,2 (que é o valor já comprovado para escoamentos em tubos). Vide gráfico I-A, na página 163. São valores maiores que os encontrados por SOUSA [34], conforme mostrado na tabela 2, página 168. Isto é, com os mesmos fluidos, em condições exatamente iguais, medindo com os mesmos instrumentos, os coeficientes C_o (em todas as inclinações) foram maiores no duto de seção anular, do que no tubo utilizado como externo do mesmo duto anular (só que sem o tubo interior).

Note-se que os valores de C_o acima comentados resultam de excelentes ajustes dos dados medidos, como pode ser visto nos gráficos com códigos iniciados em "A" e encerrados com "a", mostrados nas páginas 105, 108, 111, etc., até 123. Os valores dos "parâmetros de determinação", "R" para essas retas, ficaram em torno de 0,98 (excelente ajuste. O valor 1 seria para uma distribuição linear perfeita - teórica), como pode ser visto nos gráficos citados, também na quarta coluna da Tabela 2, página 168, e também no gráfico I-A, página 163.

As velocidades terminais (v_{∞} no texto e V_{inf} nos gráficos) oscilaram entre 0,23 e 0,62 m/s, conforme Tabela 2 (página 168) e gráfico II-A (página 164). O valor máximo (0,62 m/s) foi encontrado em 55 graus de inclinação. Sousa [34] encontrou valores bem menores, como pode ser visto Tabela 2. Conclui-se que as velocidades calculadas pelo modelo de Zuber & Findlay [10], em escoamentos ar-água são sempre maiores no ânulo que em seu tubo exterior (pelo menos nesses diâmetros), independentemente da inclinação.

As equações (23) e (24) fornecem a velocidade terminal para um escoamento vertical de ar com água em duto de seção circular (tubo). Embora

as velocidades terminais encontradas aqui neste trabalho tenham sido obtidas por extrapolação e não fazem parte do objetivo deste trabalho, fez-se abaixo uma comparação dos valores aqui encontrados, nos escoamentos ar-água, com as correlações de Griffith [31], de Sadatomi et al. [32] e de Barnea & Shemer [33], as quais usam o conceito de diâmetro equivalente.

Assim, a equação (165) fornecerá os valores da velocidade terminal, a partir dos diâmetros equivalentes, conforme o autor entre os acima citados. A proposição de Griffith [31], de usar o próprio diâmetro interno do tubo exterior, leva a uma velocidade terminal de 0,30 m/s. Já a sugestão de Sadatomi et al. [32], de utilizar o diâmetro equiperiférico como diâmetro equivalente, conduz ao valor 0,38 m/s para a velocidade terminal. Pela modelagem de Barnea & Shemer [33], seria 0,35 m/s. Aqui foi encontrada, na posição vertical, a partir da extrapolação das retas de Zuber & Findlay, uma velocidade terminal de 0,44 m/s no escoamento ar-água e 0,26 m/s no teste de ar com goma xantana, como pode ser visto na coluna "3" da Tabela 2.

É importante ter em mente a faixa de valores medidos. Os valores de C_o são de grande confiabilidade, já que foram obtidos nas mesmas faixas de valores das medições. Porém, deve-se enfatizar que os valores acima comentados das velocidades terminais, não são confiáveis e não devem ser admitidos como relacionados aos "R" de 98%, acima referidos. O motivo é que esses coeficientes são gerados a partir das extrapolações das retas, até o ponto de intercepção com os eixos das ordenadas. Assim, estão fora das faixas dos dados experimentais. Se se quisesse comparar as velocidades terminais com publicações de outros autores, teriam essas que ser obtidas por medições diretas em líquido estagnante, e não por extrapolação, como aqui representado. Não é objeto deste trabalho tal medição. A meta aqui são os

coeficientes angulares das retas, C_0 , acima citados, bem como as medições diretas das velocidades e frações de vazio.

A medição volumétrica da fração de vazio aqui efetuada é estatística, sendo realizadas três leituras consecutivas. Os gráficos do modelo de Zuber & Findlay acima comentados mostram que essas leituras são bem representativas, já que os três valores pouco diferem entre si. Optou-se por não tirar a média aritmética dessas três leituras, para que fique graficamente representada a variação entre elas. Essa variação é prevista, já que as frações de vazio foram medidas volumetricamente (pelo fechamento das válvulas tipo esfera, bloqueando os extremos da seção de testes, de 4,5 m de comprimento), quando o ideal seria a medição da fração de vazio local, nas mesmas seções transversais onde foram medidas as velocidades (com as sondas de condutividade) e onde também seriam medidas as pressões utilizadas nos cálculos das velocidades superficiais do ar, " j_G " (Isso para comparar os coeficientes de Zuber & Findlay, acima discutidos, com aqueles decorrentes das medições das velocidades, abaixo descritos). A fração de vazio local é diferente da volumétrica, devido à expansão provocada pelo gradiente de pressão ao longo da seção de testes. Esse gradiente é mínimo na posição horizontal (somente devido às perdas de carga por fricção e à aceleração das bolhas) e é máximo na vertical (devido ao máximo gradiente hidrostático).

Os coeficientes aqui chamados de C_v , correspondem aos C_0 acima discutidos, só que resultantes das retas obtidas pelos ajustes dos dados das velocidades medidas. Tais retas (gráficos com códigos iniciados em "A" e finalizados com "c", nas páginas 106,109,112, etc., até 124), têm seus parâmetros resumidos no gráfico III-A (página 165), em função da inclinação e

nas oitava (medições das velocidades no início da seção de testes) e décima primeira (medições das velocidades no final da seção de testes) colunas da Tabela 2, página 168. A razão de haver dois locais de medição (início e final da seção de testes) é a investigação dos efeitos da expansão das bolhas.

Para o grupo de dados obtidos no início da seção de testes, os valores variam entre 1,12 e 1,27, ficando um pouco acima dos valores de C_0 (de Nicklin et al. [7], usado por Zuber & Findlay [10]) na horizontal e em 75 graus de inclinação. Na inclinação de 13 graus os dois coeficientes se igualaram e nas demais inclinações, o C_v ficou um pouco abaixo do C_0 . No geral, pode-se dizer que os valores dos dois coeficientes ficaram próximos. Esses valores de C_v aqui encontrados, são bem menores que seus correspondentes, achados por Sousa [34], como pode ser visto na Tabela 2.

Já no grupo de medições efetuadas no final da seção de testes, os valores de C_v ficaram sempre maiores que aqueles do início da seção de testes, variando de 0,9 (na posição horizontal) a 1,52. Em todas as inclinações, como era de se esperar, o valor de C_v medido no final é notoriamente maior que o equivalente medido no início da seção de testes. Isso se deve ao forte efeito da expansão das bolhas de Taylor, o que faz com que suas velocidades cresçam ao longo da seção de testes. Note-se também que a menor diferença entre os coeficientes se dá na horizontal, com variação de 0,89 para 0,90. Justamente nesta inclinação tem-se os menores gradientes de pressão e, em consequência, as menores expansões das bolhas de Taylor. Também para as medições no final da seção de testes, os valores de C_v aqui encontrados, são bem menores que aqueles medidos por Sousa [34], nas mesmas condições.

Note-se então que quanto aos valores dos coeficientes angulares, para os escoamentos ar-água, os dois tipos de reta estão satisfatoriamente semelhantes, se se utilizar, na comparação, as medições efetuadas no início da seção de testes. Por outro lado os valores de C_v decorrentes das leituras do final da seção de testes são bem maiores que os C_o de Nicklin et al. [7]. O motivo, como já visto acima, é a expansão das bolhas de Taylor. Tudo isso, está de acordo com o que era esperado. Ou seja, com as previsões da teoria.

Os valores dos coeficientes lineares das retas resultantes dos ajustes das velocidades medidas estão listados na nona coluna da Tabela 2, página 168, para as medições realizadas no início da seção de testes, e na décima segunda coluna da mesma tabela, para as leituras do final da seção de testes. Essas retas são as mesmas logo acima referidas, representadas nos sete gráficos com códigos terminados em "c", nas páginas 106 a 124 (um a cada três páginas). Uma idéia visual da variação desses coeficientes (do início e do final da seção de testes) é fornecida pelo gráfico IV-A, na página 166. Os valores de V_{infv} (velocidade terminal, no texto representada por v_{∞} sendo que o subscrito "v" significa que é decorrente das medições diretas) crescem, com a inclinação, de aproximadamente 0,0 a 1,21 m/s, nas medições efetuadas no início da seção de testes. Já nas leituras do final da seção de testes, V_{infv} variou de aproximadamente 0,0 a 1,46 m/s, atingindo o valor máximo, em ambos os casos, na posição vertical. O interessante é que V_{infv} é crescente com a inclinação, até a vertical, quando o esperado (de acordo com outras publicações, para experimentos em tubos) seria um crescimento até atingir um máximo próximo a 50 graus (entre 45 e 55 graus), voltando a decair com o aumento da inclinação, até a vertical. Sousa [34], em tubo de 77,2 mm de diâmetro interno, encontrou resultados bem diferentes dos aqui apresentados,

em ambas as situações (início e final da seção de testes), observando um máximo valor de V_{infv} em 55 graus de inclinação.

Para uma melhor visualização das variações das velocidades terminais extrapoladas, acima discutidas, plotou-se em uma mesma figura (gráfico V na página 167), os gráficos II-A e IV-A já acima comentados, juntamente com as curvas das correlações de Couët et al. [20], equações (169) e (170), e de Hasan & Kabir [35],

$$v_{\infty} = \left(0.345 + \frac{r}{10}\right) \cdot \left[(1 + \cos\theta)^{1.2} \cdot \sqrt{\sin\theta}\right] \cdot \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1} g D} \quad (174)$$

onde "r" é a razão entre o diâmetro externo do tubo interior e o diâmetro interno do tubo exterior, ρ_1 e ρ_2 são, respectivamente, a massa específica do líquido e do gás e θ é o ângulo de inclinação em relação à horizontal. Note-se que quando "r" é nulo (não há ânulo, mas sim tubo) e θ é 90 graus (vertical), a equação (174) se reduz à equação (24) proposta por Griffith & Wallis [6], como modificação da equação (23), sugerida, separadamente, por Dumitrescu e por Davies & Taylor, equações essas já conhecidas para tubos verticais. Essa correlação de Hasan & Kabir [35], apresentada na equação (174), foi conseqüente de experimentos realizados apenas para ângulos a partir de 58 graus em relação à horizontal. Não se aplica portanto, para a horizontal, onde forneceria o valor zero.

Está exposto o gráfico dessa correlação para toda a faixa de inclinações somente para comparar a sua extrapolação com os resultados deste trabalho e com a correlação de Couët et al.. Note-se, pelo gráfico V, que as V_{inf} do modelo de Zuber & Findlay resultantes deste trabalho, ficaram relativamente

próximas dos gráficos das duas correlações acima referidas, o que leva a confirmar tais correlações para as condições e características deste trabalho. Por outro lado, as V_{infv} (resultantes dos gráficos das velocidades diretamente medidas com as sondas de condutividade), conseqüentes deste trabalho são totalmente diferentes das curvas das duas correlações citadas e também das V_{inf} das retas de Zuber & Findlay (não só os resultados das leituras do final da seção de testes, mas também aqueles do início). Deve-se lembrar que os valores decorrentes deste trabalho são obtidos por extrapolação, enquanto as correlações dos autores acima foram geradas a partir de medições diretas das velocidades de uma única bolha em um líquido estagnante. Porém, as V_{inf} do modelo de Zuber & Findlay também foram aqui obtidas por extrapolação e estão próximas às equações das correlações citadas. É provável que a significativa expansão das bolhas, aliada ao fato da velocidade medida ser sempre a do topo da bolha (justamente onde ocorre maior aceleração devido à expansão), faça com que as V_{infv} tenham essa característica de crescimento com o aumento da inclinação.

Foram comparadas as frações de vazio aqui obtidas com aquelas calculadas pela correlação de Hewitt [13], equações (68) a (75). Os gráficos com códigos terminados em "d", nas páginas 106, 109, etc., a cada três páginas, até a 124, mostram que os valores são bem próximos, pois a maioria dos pontos estão quase sobre as primeiras bisettrizes dos gráficos. Assim, apesar de Hewitt [13] ter desenvolvido sua correlação para tubos e não ter trabalhado com variação da inclinação da seção de testes, observou-se aqui que sua correlação se aplica muito bem ao duto de seção anular e em todas as inclinações. Note-se que aquela correlação leva em conta as propriedades físicas dos fluidos e o diâmetro do duto. Neste trabalho, adaptou-se a correlação ao duto de seção anular, substituindo o diâmetro do tubo pelo

diâmetro equivalente. Foram testados algumas definições de diâmetro equivalente, sendo que a mais simples delas, foi a que melhor se ajustou: o diâmetro hidráulico do ânulo, conforme equação (163). Assim, a simples substituição do diâmetro do tubo, nas equações (74) e (75), pelo diâmetro hidráulico do ânulo, adapta muito bem a correlação de Hewitt [13] ao duto anular.

Como a correlação de Hewitt [13] mostrou ser aplicável ao duto de seção anular, obteve-se os valores das frações de vazio por essa correlação, usando-os nos gráficos de Zuber & Findlay. Foram então gerados outros gráficos de Zuber & Findlay, não mais usando as frações de vazio medidas neste trabalho. Estão expostos com códigos de final "b", nas páginas 105, 108, etc., a cada três páginas, até a 123. Como não há mais aqui o problema da variação do α nas três medições, não mais ocorre aquela dispersão vertical observada nos gráficos de final "a", já discutida. As retas ficaram quase perfeitas, com o coeficiente de determinação acima de 0,99. Deve-se ter em mente que foram levadas em conta as propriedades do líquido e foi utilizado um diâmetro equivalente nos cálculos.

Tem apenas uma finalidade ilustrativa, a apresentação das medições do comprimento da bolha de Taylor e da fração de vazio, ambos em função da velocidade superficial do gás. Tais resultados estão apresentados nos gráficos com códigos finalizados por "e" e "f", nas páginas 107, 110, 113, etc., até 125.

IV.2 - RESULTADOS DOS ESCOAMENTOS AR-XANTANA

Exatamente como nos escoamentos ar-água, seção IV.1, foram gerados gráficos para os escoamentos ar-xantana, nas mesmas inclinações e com os mesmos objetivos. Estes gráficos estão expostos nas páginas 137 a 157. Foram usados os mesmos códigos e a mesma ordem de apresentação dos gráficos da seção anterior. A letra "X" no início de cada código, significa que o líquido é a goma Xantana, permanecendo idênticos os demais símbolos. Isto é, os dois algarismos do meio representam a inclinação, medida em relação à horizontal e a letra minúscula no final, classifica o tipo de gráfico. Para facilitar a visualização, se se quiser comparar um mesmo fenômeno, na mesma inclinação, entre ar-água e ar-xantana, procura-se gráficos com exatamente os mesmos códigos, variando apenas o primeiro dígito, que é a letra maiúscula, "A" ou "X".

Foram realizados testes nos escoamentos ar-água e ar-xantana, utilizando o mesmo equipamento, os mesmos instrumentos e faixas de vazões semelhantes, com o intuito de comparar a influência da viscosidade e das propriedades reológicas do líquido não-newtoniano, quando submetido ao escoamento bifásico, com os resultados do escoamento de ar com água, já melhor conhecido. Já existe um razoável número de correlações desenvolvidas para escoamentos ar-água, conforme descrito no capítulo II, algumas comentadas acima. Pela necessidade de se pesquisar o escoamento com líquido não-newtoniano de propriedades semelhantes ao utilizado em perfuração de poços para produção de hidrocarbonetos, optou-se aqui em fazer medições nos dois tipos de escoamento, para investigar se teriam comportamentos semelhantes.

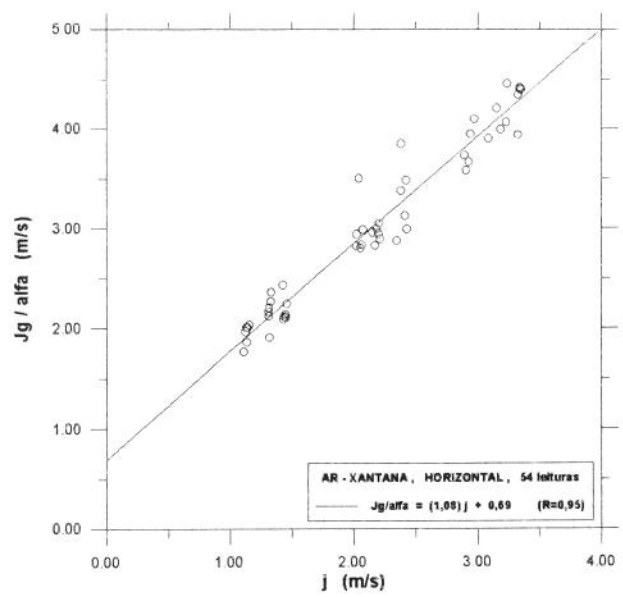


GRÁFICO X-00-a

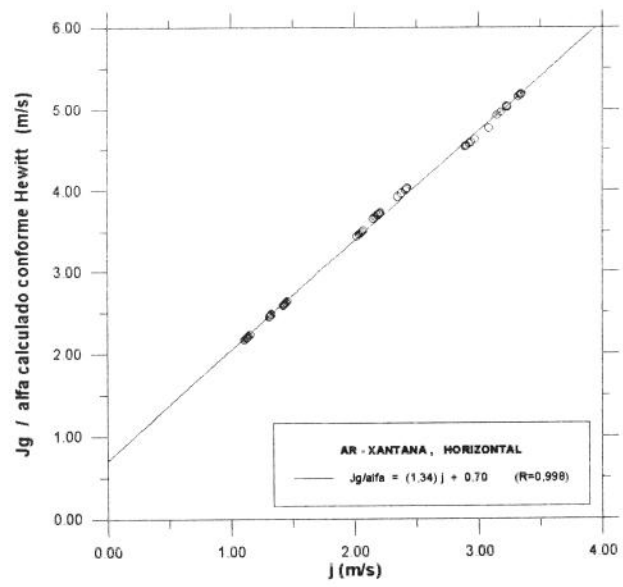


GRÁFICO X-00-b

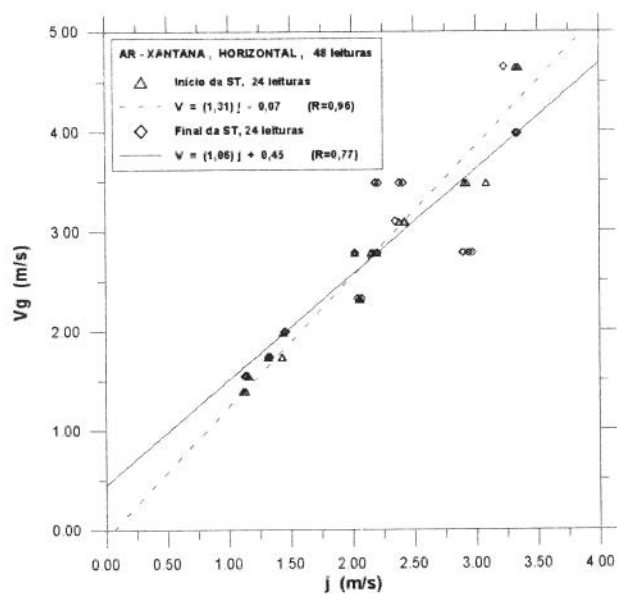


GRÁFICO X-00-c

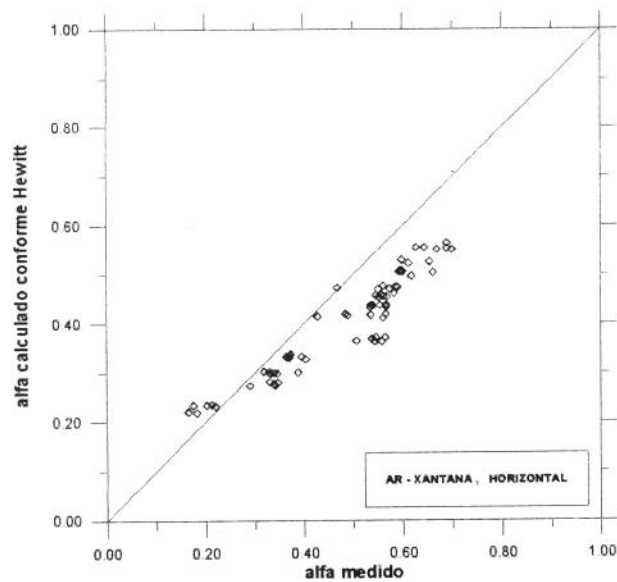


GRÁFICO X-00-d

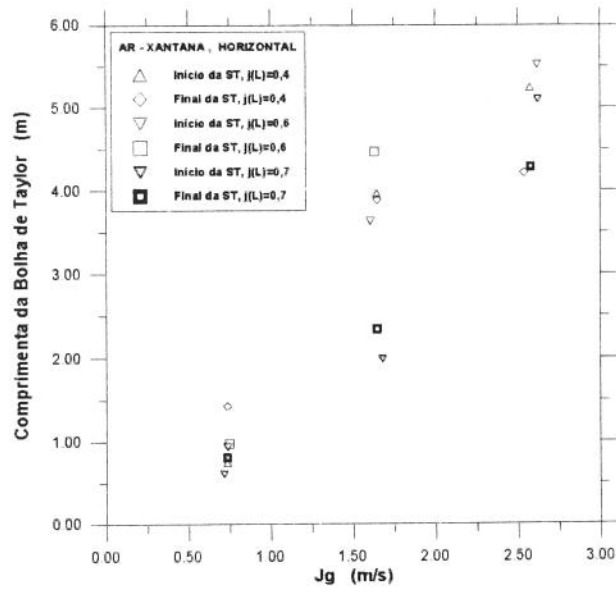


GRÁFICO X-00-e

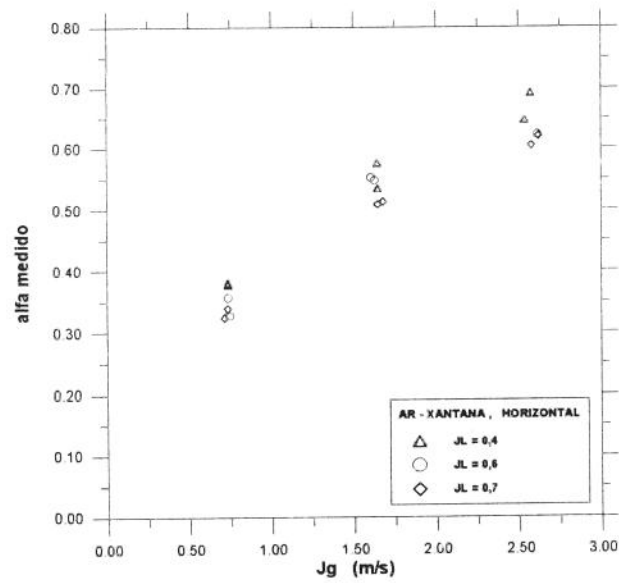


GRÁFICO X-00-f

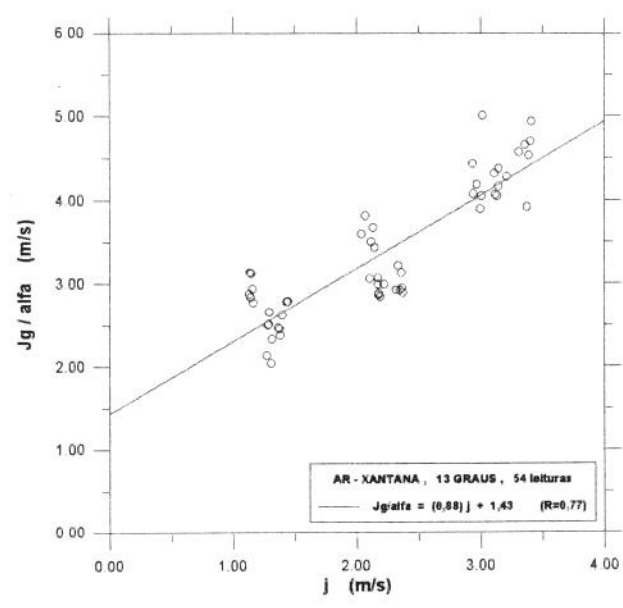


GRÁFICO X-13-a

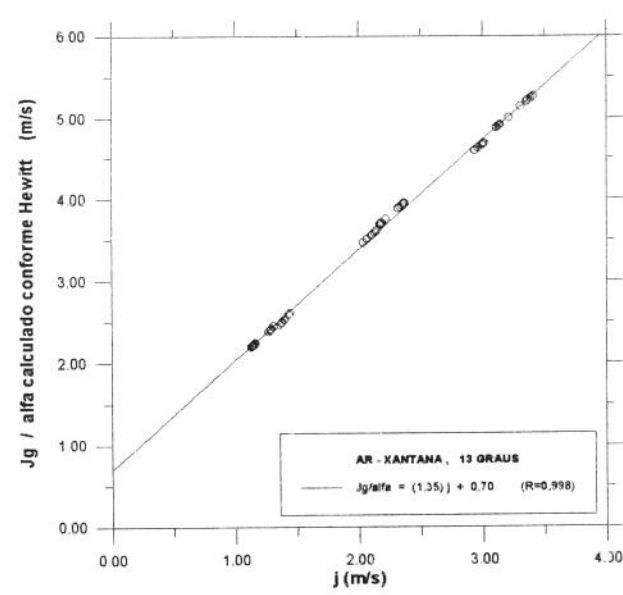


GRÁFICO X-13-b

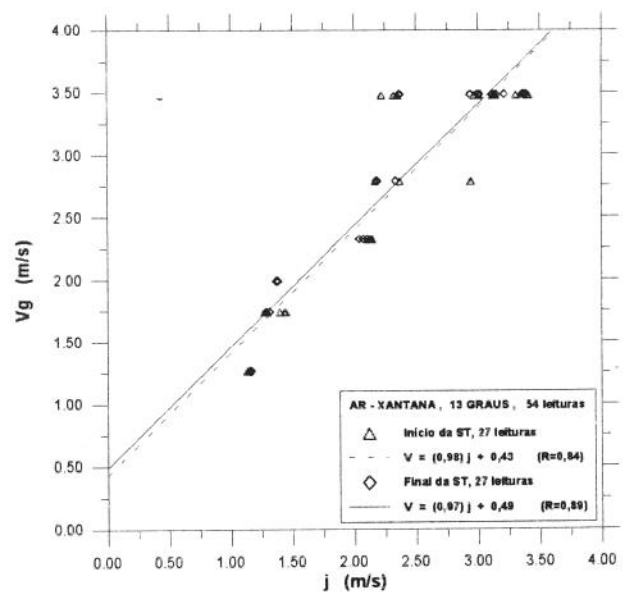


GRÁFICO X-13-c

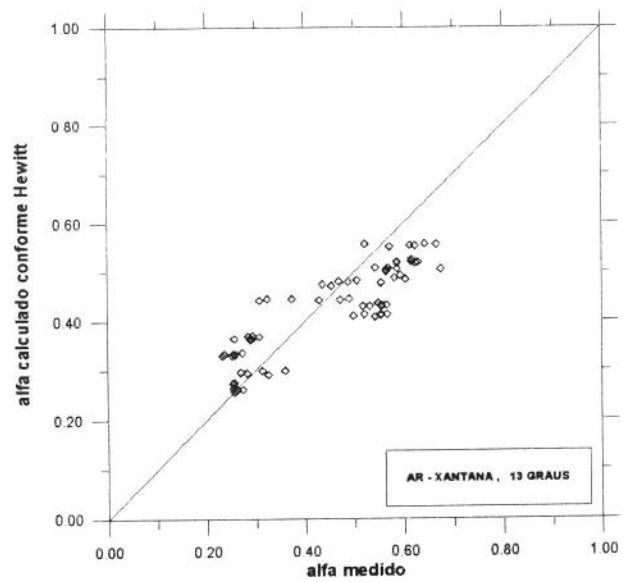


GRÁFICO X-13-d

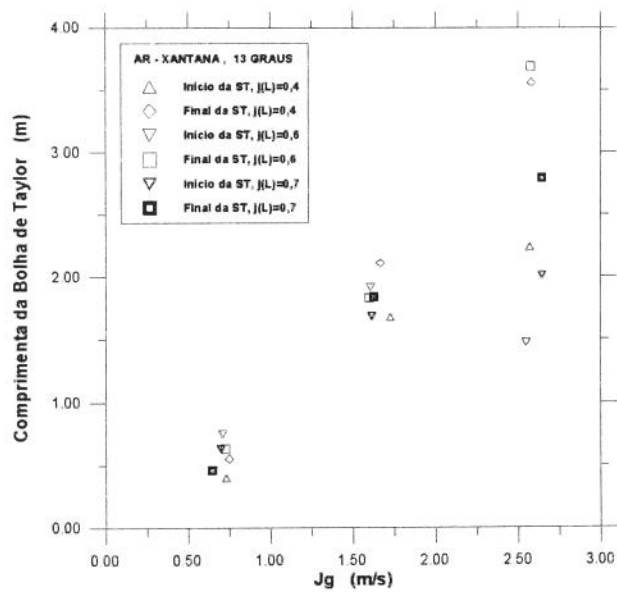


GRÁFICO X-13-e

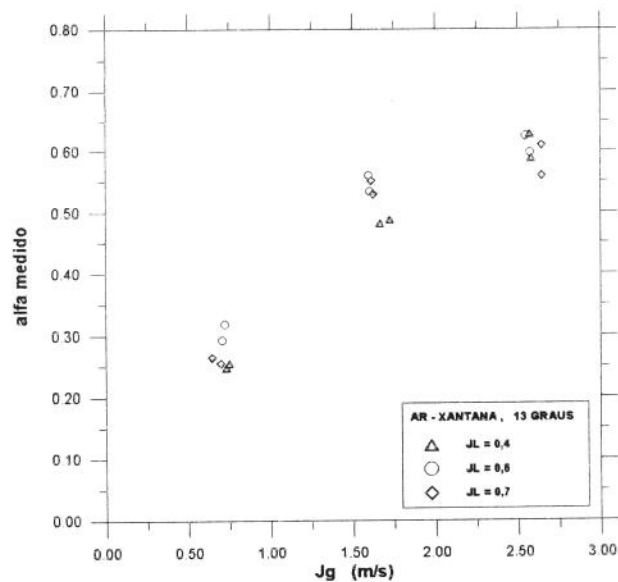


GRÁFICO X-13-f

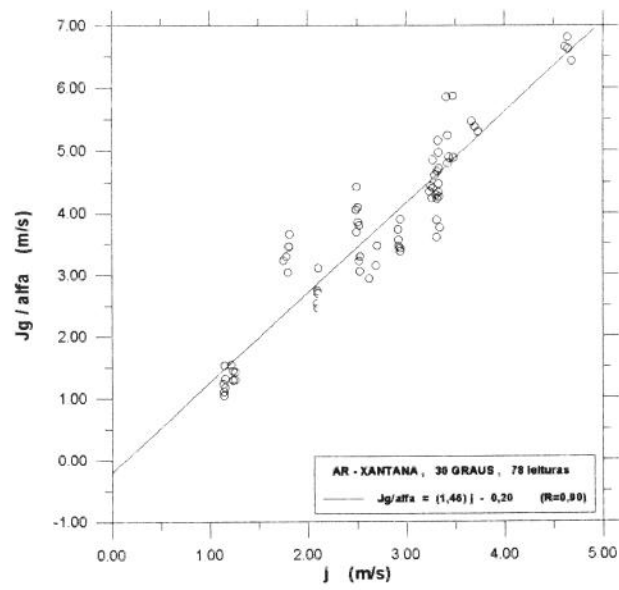


GRÁFICO X-30-a

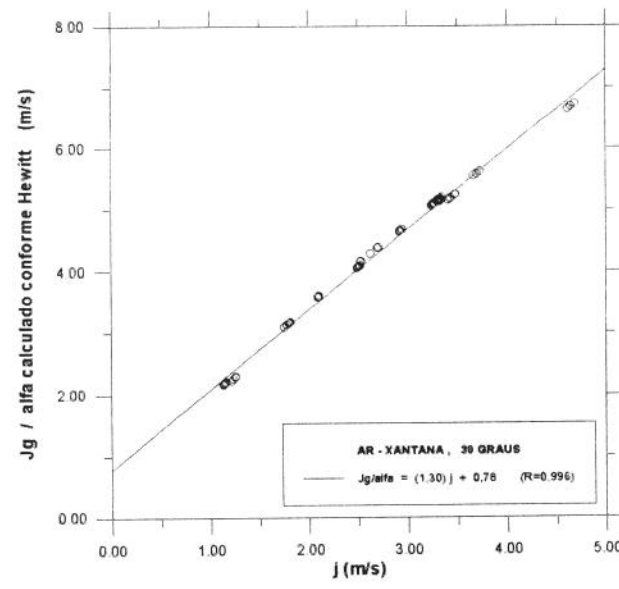


GRÁFICO X-30-b

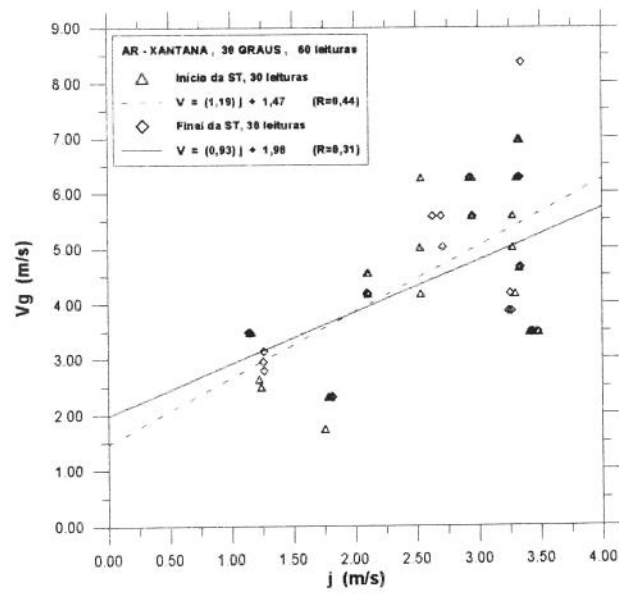


GRÁFICO X-30-c

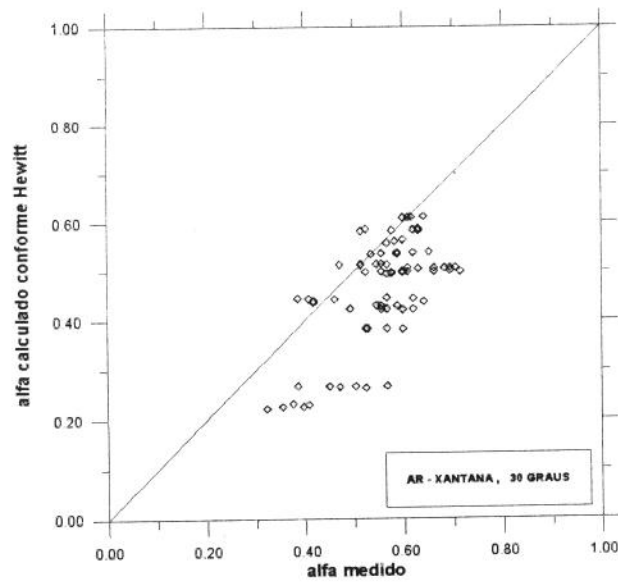


GRÁFICO X-30-d

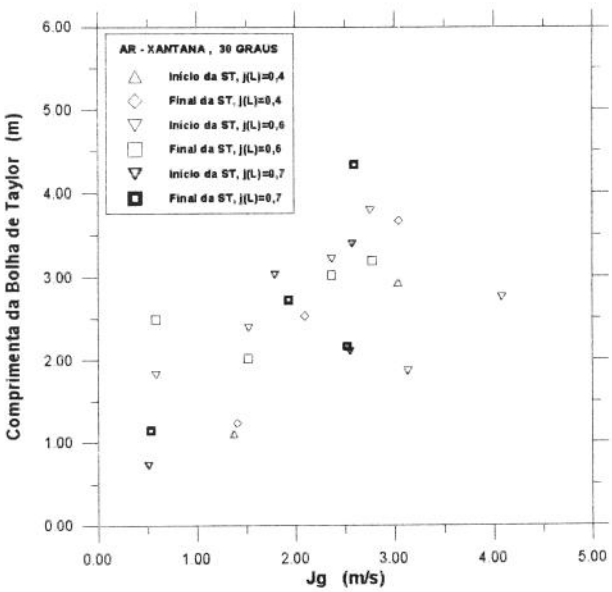


GRÁFICO X-30-e

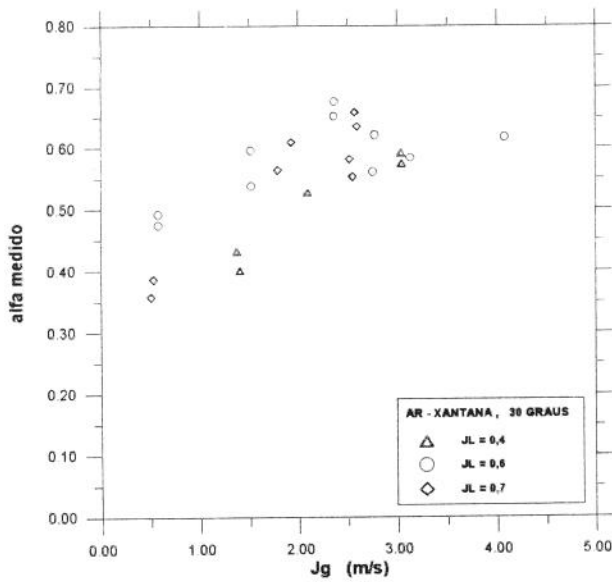


GRÁFICO X-30-f

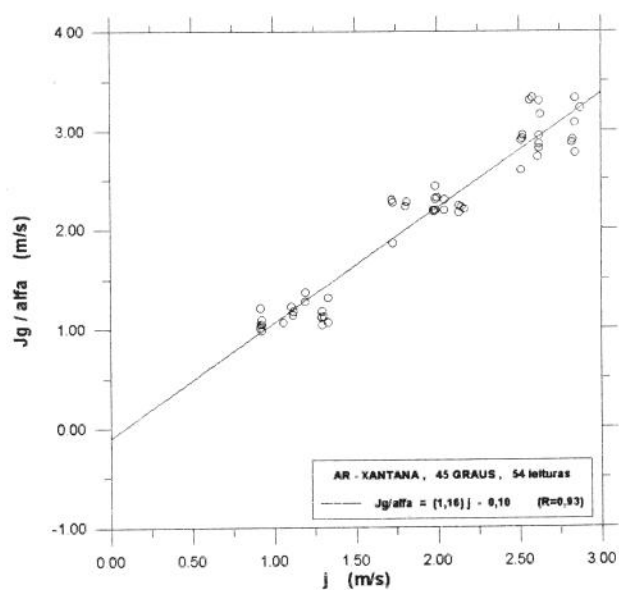


GRÁFICO X-45-a

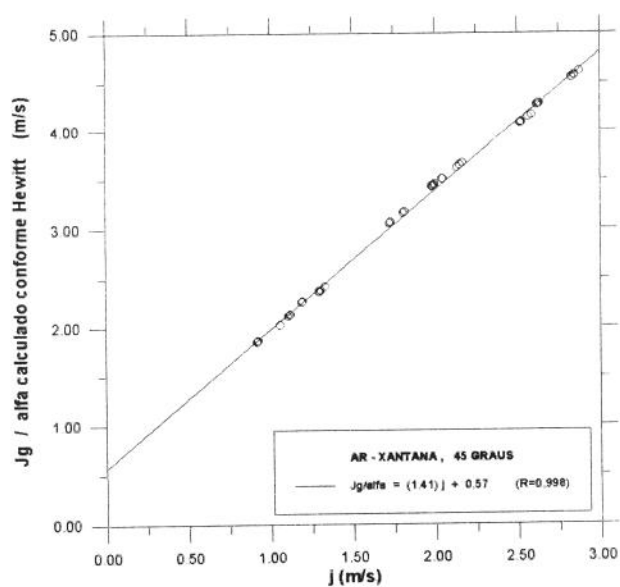


GRÁFICO X-45-b

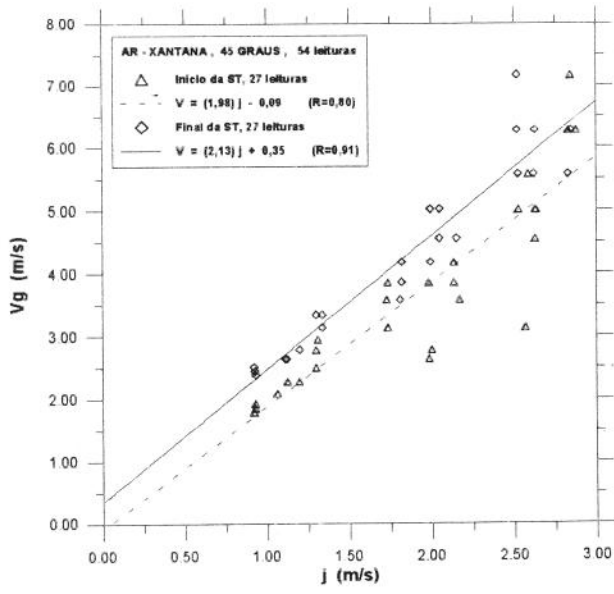


GRÁFICO X-45-c

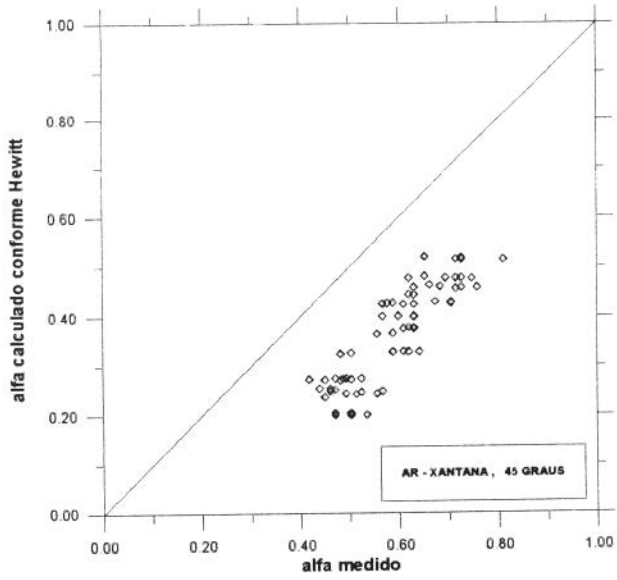


GRÁFICO X-45-d

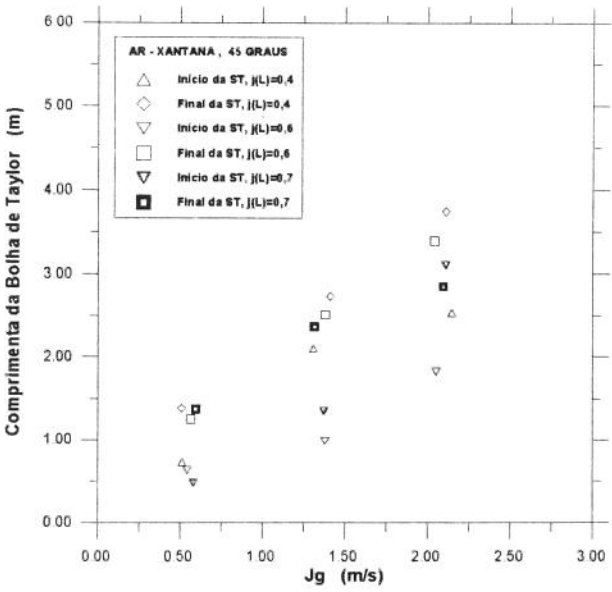


GRÁFICO X-45-e

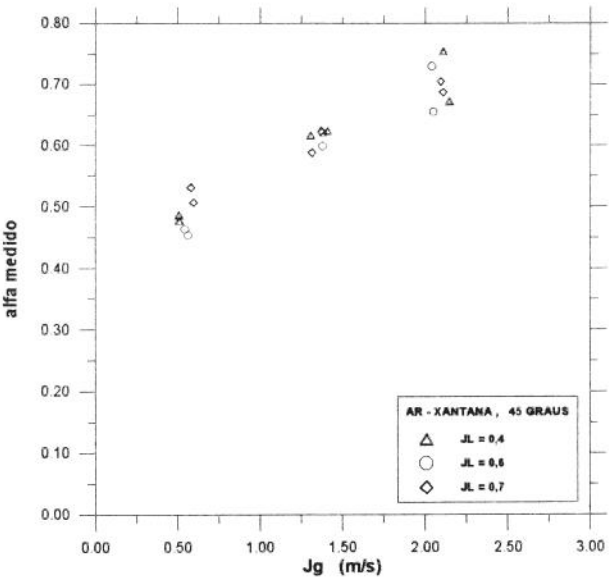


GRÁFICO X-45-f

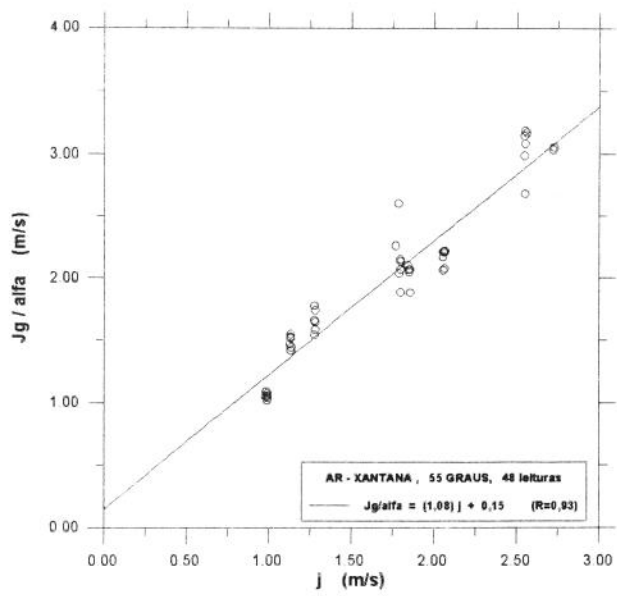


GRÁFICO X-55-a

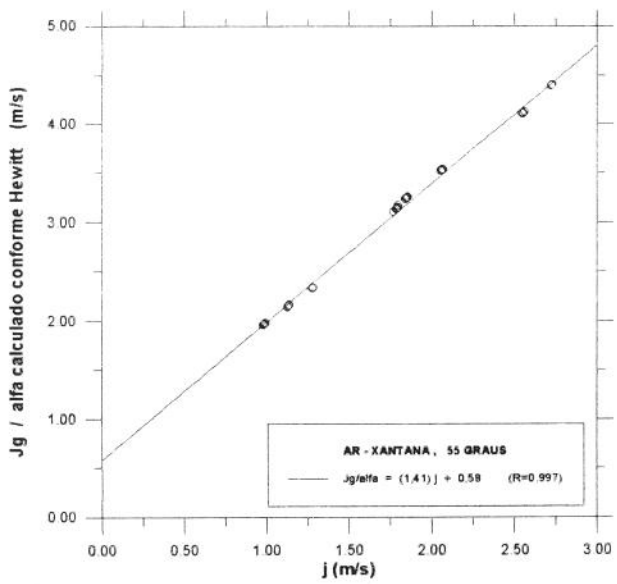


GRÁFICO X-55-b

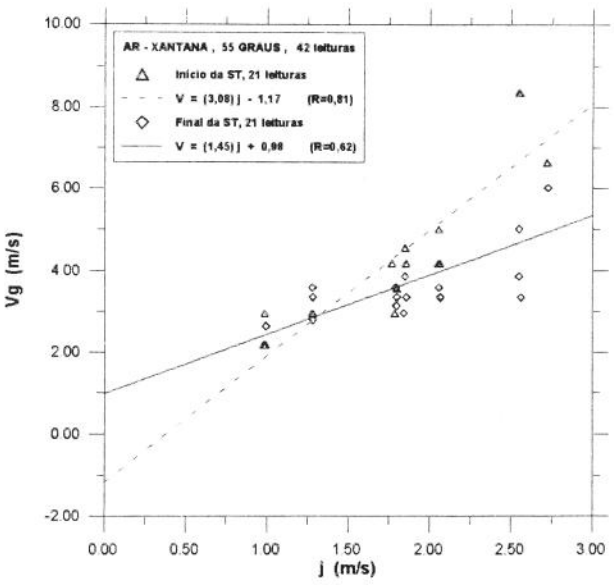


GRÁFICO X-55-c

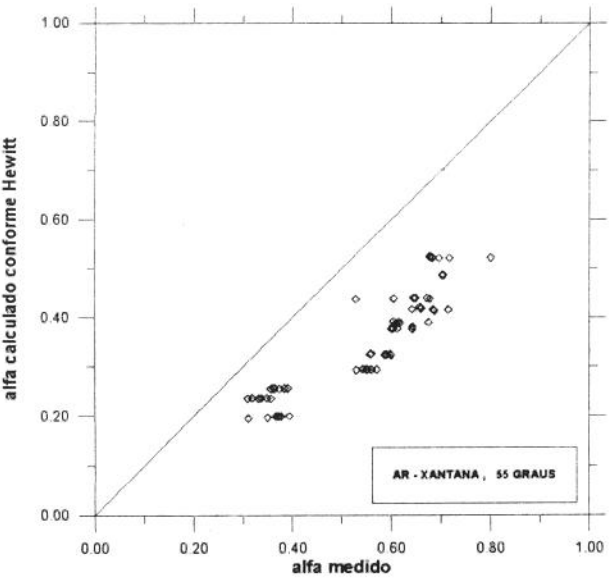


GRÁFICO X-55-d

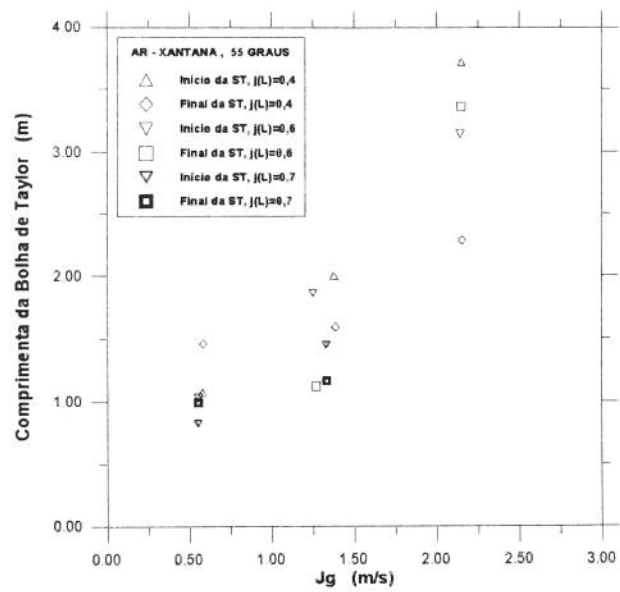


GRÁFICO X-55-e

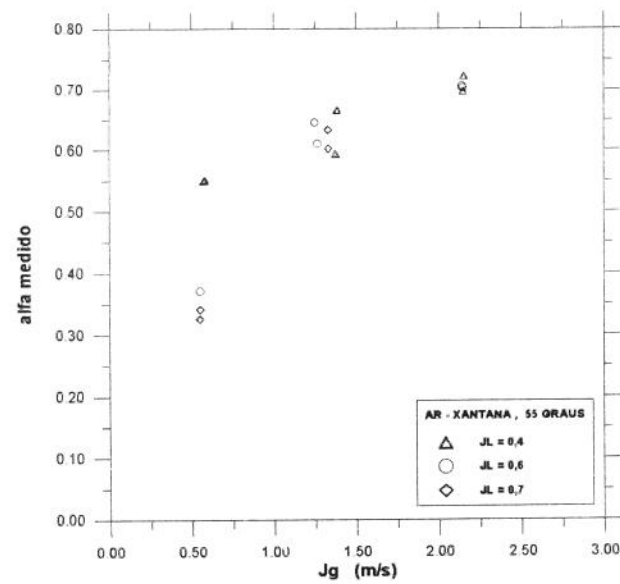


GRÁFICO X-55-f

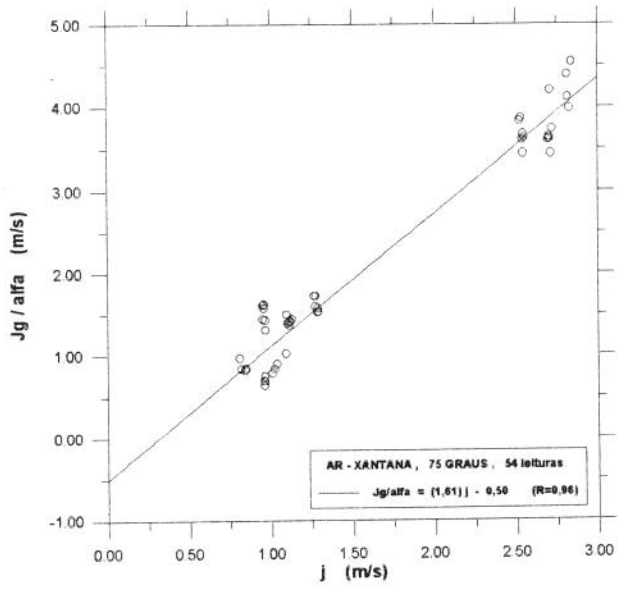


GRÁFICO X-75-a

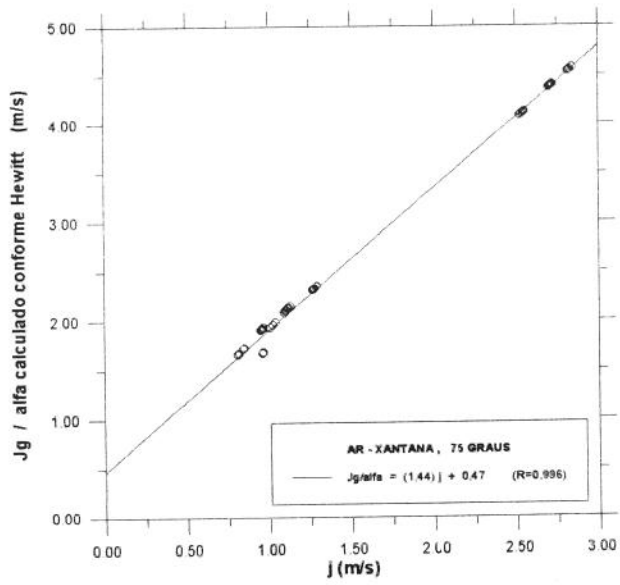


GRÁFICO X-75-b

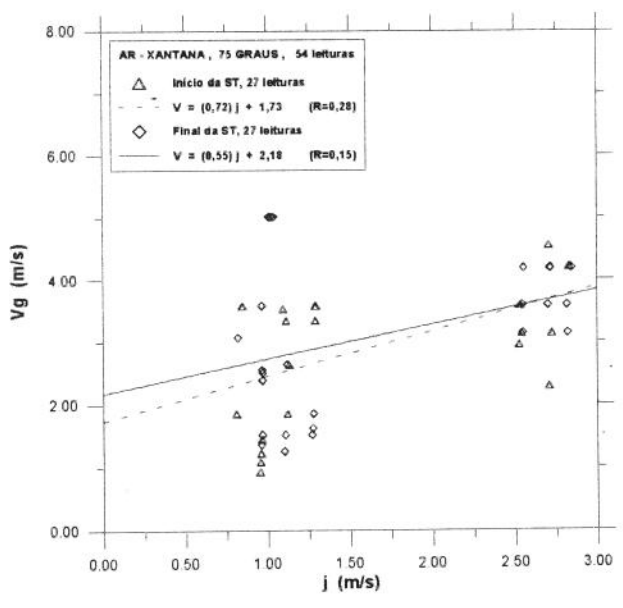


GRÁFICO X-75-c

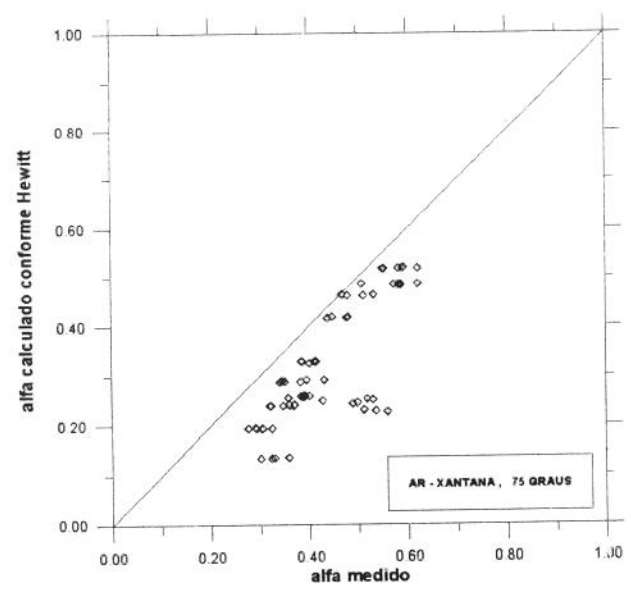


GRÁFICO X-75-d

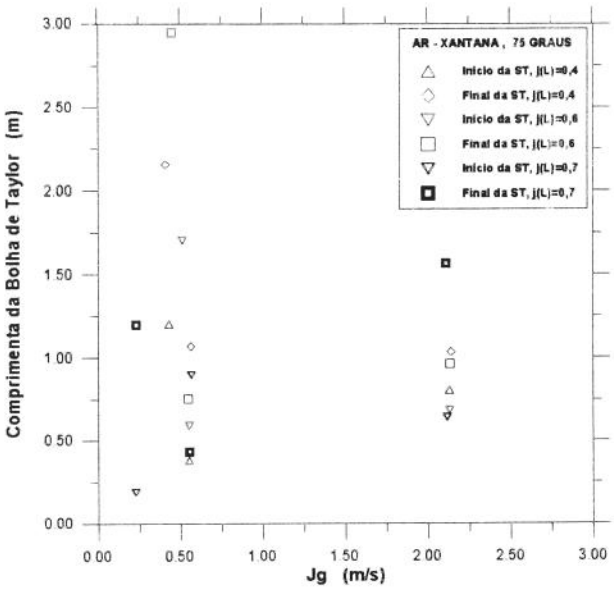


GRÁFICO X-75-e

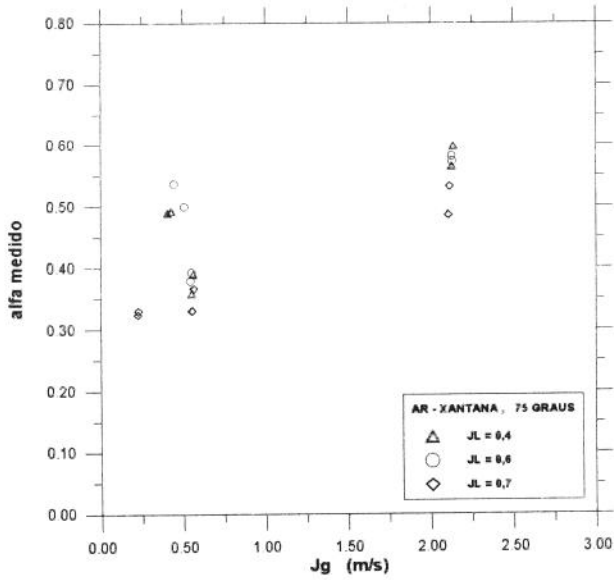


GRÁFICO X-75-f

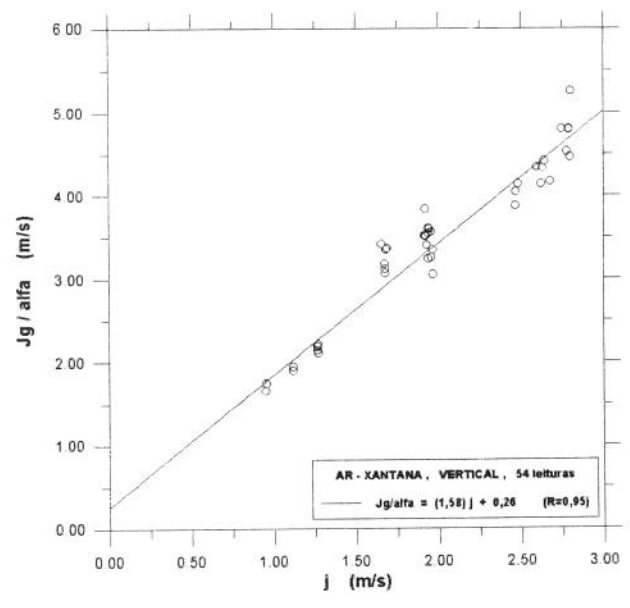


GRÁFICO X-90-a

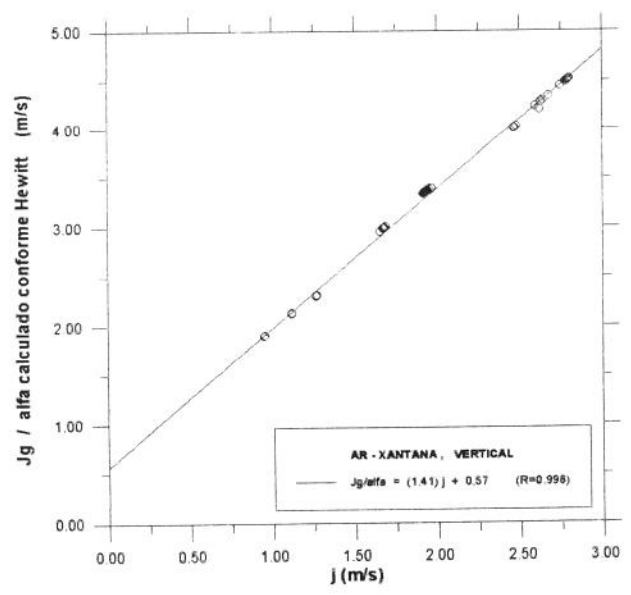


GRÁFICO X-90-b

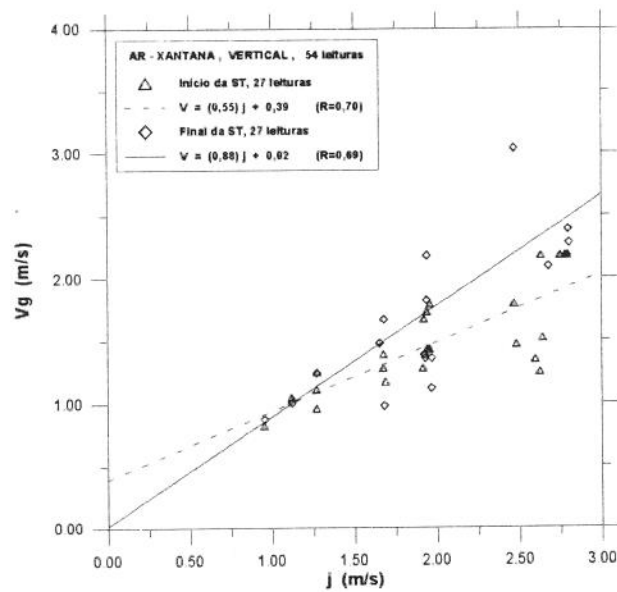


GRÁFICO X-90-c

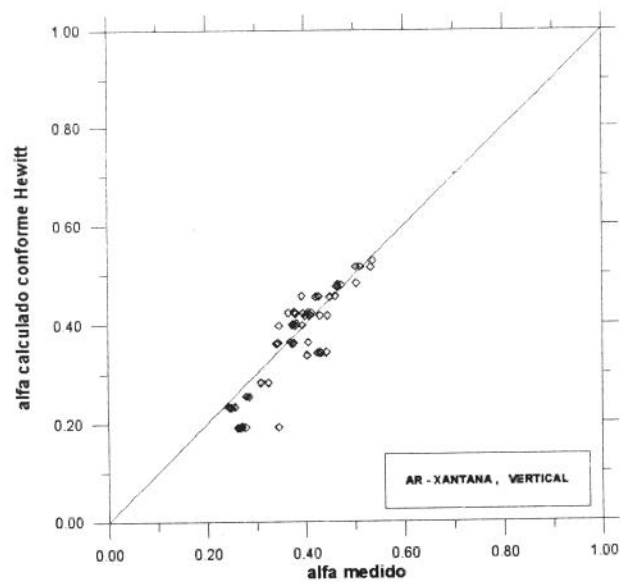


GRÁFICO X-90-d

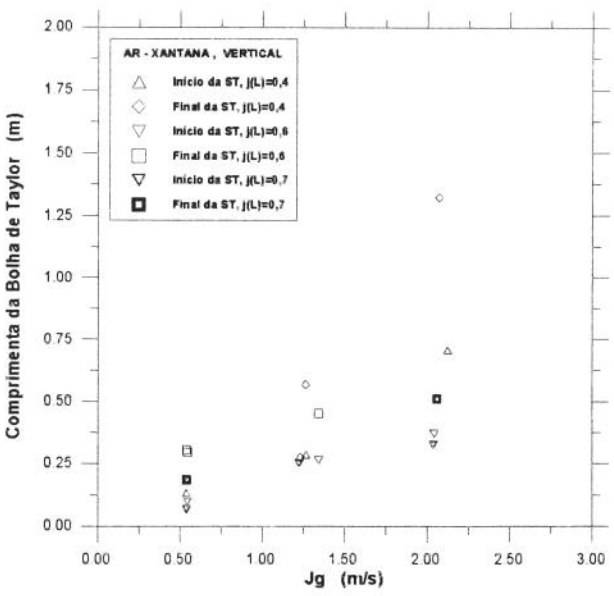


GRÁFICO X-90-e

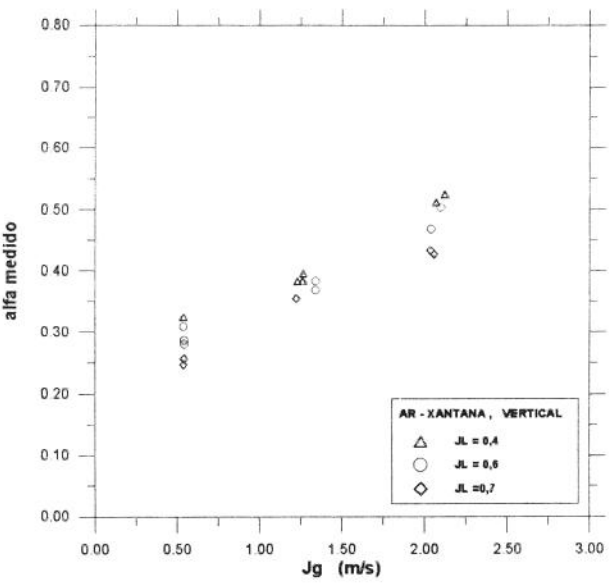


GRÁFICO X-90-f

Todos os gráficos de códigos iniciados com "X", nas páginas 137 a 157 expõem resultados das medições realizadas nos escoamentos de ar com goma xantana. Os resultados mais importantes, isto é, aqueles que fazem parte do objetivo deste trabalho, que são a variação dos coeficientes da equação (173), referentes ao modelo de Zuber & Findlay [10] e os correspondentes coeficientes das retas resultantes das medições diretas das velocidades (no início e no final da seção de testes), estão resumidos, em função da inclinação, nos gráficos codificados com o último dígito "X", nas páginas 163 a 166.

Infelizmente houve vários problemas operacionais na obtenção dos dados dos escoamentos ar-xantana, comprometendo os resultados das medições realizadas com as sondas de condutividade. Isto é, as velocidades medidas no início e no final da seção de testes (que fazem parte do objetivo deste trabalho) e os comprimentos das bolhas de Taylor (aqui apresentados apenas como ilustração, aproveitando que a instrumentação permitia tais leituras), não poderão oferecer resultados que permitam comparações com aqueles obtidos para ar-água ou com os medidos por Sousa [34]. Os gráficos com códigos de final "c" (representando as velocidades medidas) e aqueles terminados em "e" (mostrando os comprimentos das bolhas de Taylor), demonstram a existência de problemas com as leituras das sondas de condutividade. A causa principal foi a grande ocorrência de espuma durante os experimentos. Mesmo assim, em algumas inclinações conseguiu-se resultados razoáveis, como pode ser visto pelos gráficos com códigos centrais "00", "13", "45", "55" e "90", onde os algarismos representam as inclinações (códigos finais já acima citados). Também na Tabela 2, pode-se observar os valores do coeficiente de determinação "R" das retas das velocidades medidas. Os maiores problemas ocorreram em 30 e em 75 graus de inclinação.

A espuma além de dificultar a medição da fração de vazio, provoca problemas nos sensores elétricos. Houve constante oxidação nas extremidades dos condutores, ao contrário dos testes com água. Como a espuma possui condutividade elétrica diferente da solução polimérica da goma xantana, causava erros de leitura, geralmente não perceptíveis durante o experimento. Tais erros comprometem a qualidade dos resultados das velocidades lidas (também dos comprimentos das bolhas, embora esses não fossem importantes). Durante os testes, os parâmetros da equação de Zuber & Findlay eram monitorados, permitindo a percepção de erros nas medições da fração de vazio e das velocidades superficiais, possibilitando o cancelamento e repetição do teste. Já para as leituras das sondas de condutividade, podia-se ler os valores numéricos, mas não houve o monitoramento pela visualização do gráfico, como no caso do modelo de Zuber & Findlay.

Tentou-se evitar a formação de espuma, com o uso de alguns aditivos anti-espumantes já conhecidos. No entanto, ficou demonstrado que tais aditivos têm efeito contrário, quando usados com goma xantana. Houve enorme formação de espumas, dificultando e atrasando os trabalhos, até chegar a um ponto de se decidir a não mais usar nenhum anti-espumante. O problema da formação de espuma foi aumentando com o crescimento da inclinação, devido ao acréscimo na energia cinética do líquido ao retornar ao tanque, já que o final da seção de testes ia ficando em alturas cada vez maiores. Na vertical a situação ficou tão crítica que nem foi possível iniciar os experimentos. Tentou-se então usar a goma xantana totalmente pura, abandonando também o uso do bactericida. Para compensar a falta desse aditivo que evitava a degradação do produto, mantendo sua reologia constante por vários dias, adotou-se a prática de adicionar 0,1 Kg de XC (concentrado em pó) por dia. Com isso ficou

solucionado o problema da formação de espuma e os resultados na vertical ficaram melhores que nas duas inclinações anteriores.

Como as medições das frações de vazio não ficaram ruins (vide gráficos cujos códigos terminam com "d", nas páginas 138, 141, etc., a cada três páginas, até a 156) e as velocidades superficiais também não apresentaram maiores problemas, pôde-se obter bons gráficos do modelo de Zuber & Findlay [10], equação (173), página 104. São aqueles com códigos iniciados por "X" e terminados com "a" (tendo no meio os dois dígitos que representam a inclinação), nas páginas 137, 140, etc., a cada três páginas, até a 155. Note-se que as distribuições dos dados experimentais são bem próximas a retas, como naquele modelo. Deve-se lembrar que as dispersões verticais dos conjuntos de pontos em cada uma das sete retas, são decorrentes das variações naturais nas medições das frações de vazio volumétricas. Qualquer variação só na vertical (pontos paralelos ao eixo das ordenadas) mostra que ambas as velocidades superficiais ficaram constantes, o que implica em que o valor da fração de vazio tenha variado.

A oscilação nos valores da fração de vazio não são unicamente devida ao erro natural das três medições. O padrão pistonado (que é o aqui estudado) apresenta uma certa instabilidade, onde os comprimentos dos pistões de líquido e das bolhas de Taylor variam de forma não cíclica, o que também ficou registrado nesse trabalho, embora não seja o seu objetivo. Os gráficos cujos códigos tem o final "e", tanto para ar-água (páginas 107, 110, etc., a cada três páginas, até 125) como para ar-xantana (páginas 139, 142, etc., a cada três páginas, até 157) apresentam já a média das três medidas dos comprimentos das bolhas de Taylor, não permitindo assim observar a variação. De qualquer forma, com somente três leituras não seria possível compreender tal variação.

Contudo, o filme gravado em fita cassete, que faz parte deste trabalho, registra detalhadamente o movimento das bolhas em cada inclinação. O filme permite inclusive, uma idéia visual da freqüência de ocorrência das bolhas e das suas velocidades, além da noção dos comprimentos das bolhas e dos pistões de líquido.

As células 19 a 25 da segunda coluna da Tabela 2, página 168, e o gráfico I-X na página 163 resumem a variação do coeficiente angular C_0 com a inclinação, tal como foi feito para ar-água nas primeiras linhas da mesma coluna da mesma tabela e no outro gráfico da mesma página. Essa apresentação conjunta facilita a comparação entre os resultados dos escoamentos com os dois líquidos diferentes. Note-se que em média os valores são aproximadamente os mesmos. No entanto, há uma considerável variação dos coeficientes resultante ; do escoamento de ar com xantana, com uma certa tendência de alta, nas inclinações próximas à vertical, sendo de aproximadamente 1,26, a média dos sete valores. Sabe-se que o coeficiente C_0 é influenciado, ainda que não fortemente, pela viscosidade do líquido. No caso da goma xantana, por ser um líquido de comportamento não-newtoniano, do tipo afinante, a viscosidade cai com o aumento da taxa de deformação que aqui é comandada pela velocidade superficial do líquido). O número de Reynolds cresce com o aumento das velocidades superficiais, não só devido a elas próprias, mas também em consequência da queda da viscosidade, que também está sendo provocada pelo aumento das velocidades superficiais. Neste trabalho, há grandes variações do número de Reynolds, porém o regime é sempre laminar, nos escoamentos ar-xantana, como pode ser visto nas tabelas do Apêndice B.

A correlação de Khatib & Richardson [29], apresentada na equação (161), prevê, para o fluido usado neste trabalho, em regime laminar, na posição vertical, caso o escoamento fosse em tubos, C_o igual a 1,5 (o "n" do modelo de potência do fluido aqui utilizado ficou em torno de 0,34, como mostrado na Tabela 1, página 100). Nessa inclinação, o C_o aqui encontrado foi 1,58, não muito diferente daquele.

Comparando com os resultados de Sousa [34], os valores de C_o aqui encontrados, foram geralmente maiores que aqueles resultantes das medições por ele efetuadas no tubo de 77,2 mm de diâmetro interno.

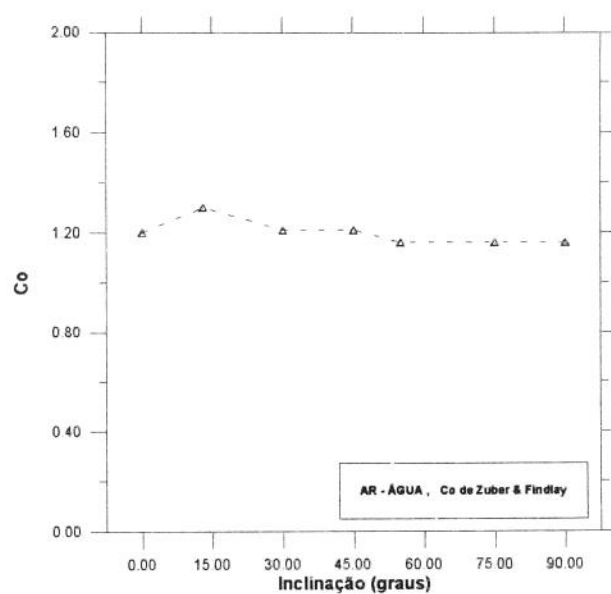


GRÁFICO I-A

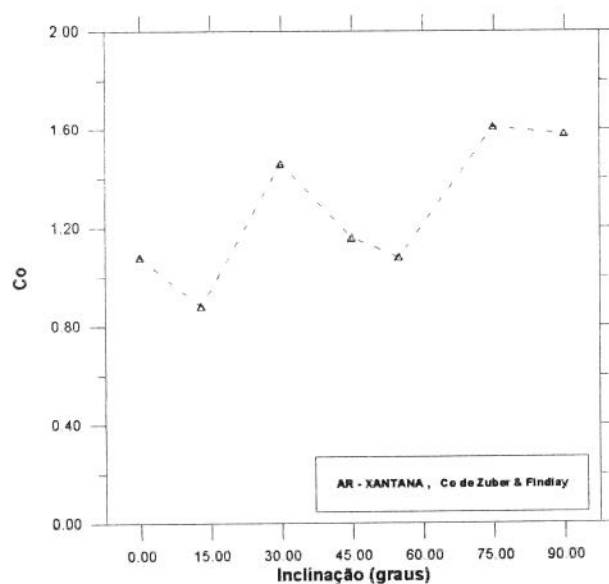


GRÁFICO I-X

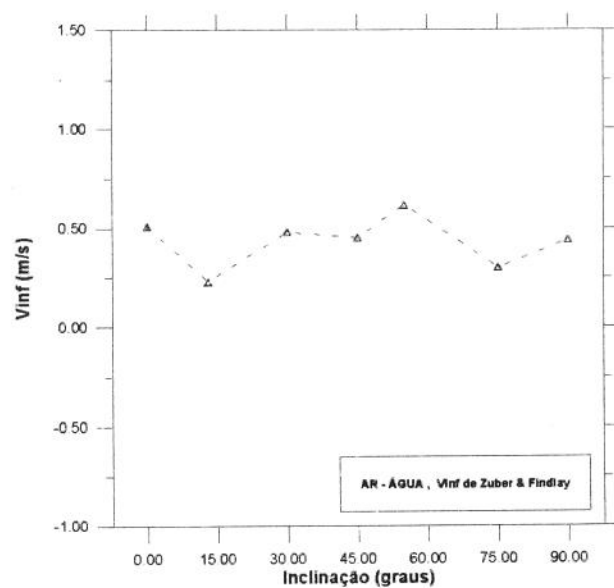


GRÁFICO II-A

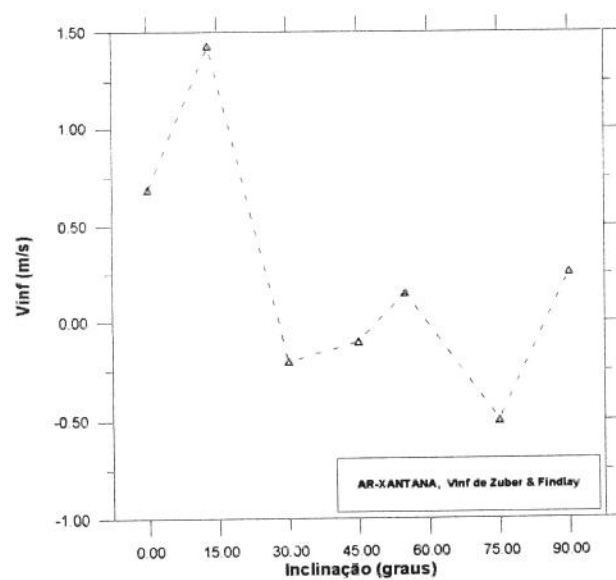


GRÁFICO II-X

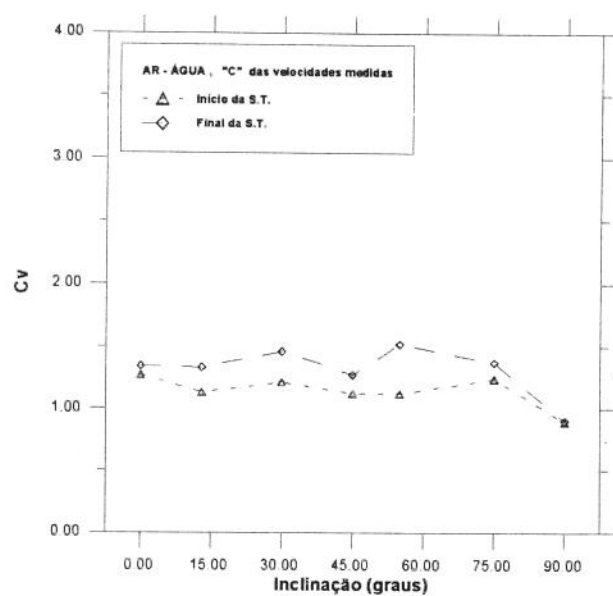


GRÁFICO III-A

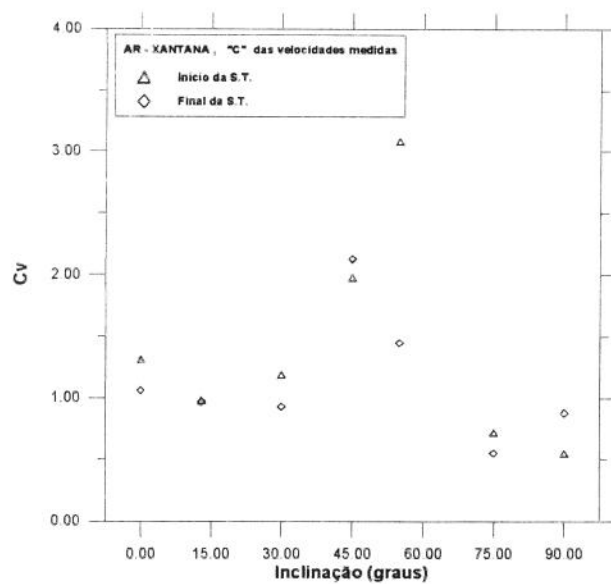


GRÁFICO III-X

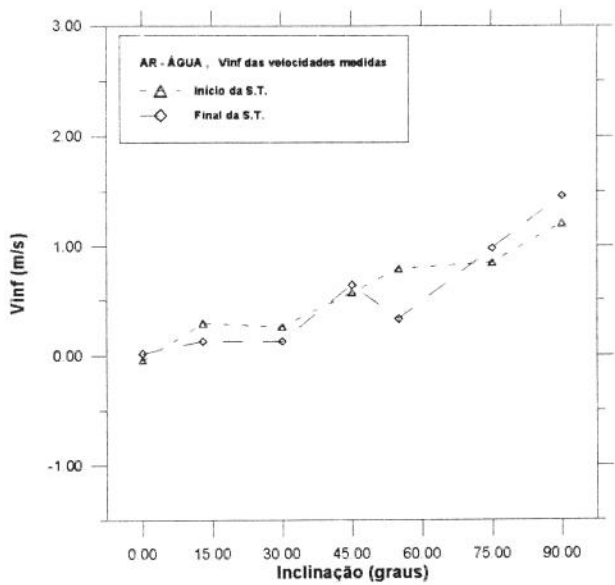


GRÁFICO IV-A

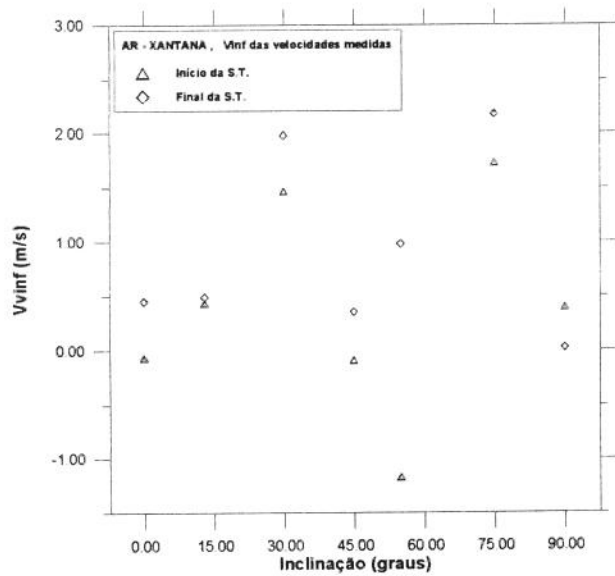


GRÁFICO IV-X

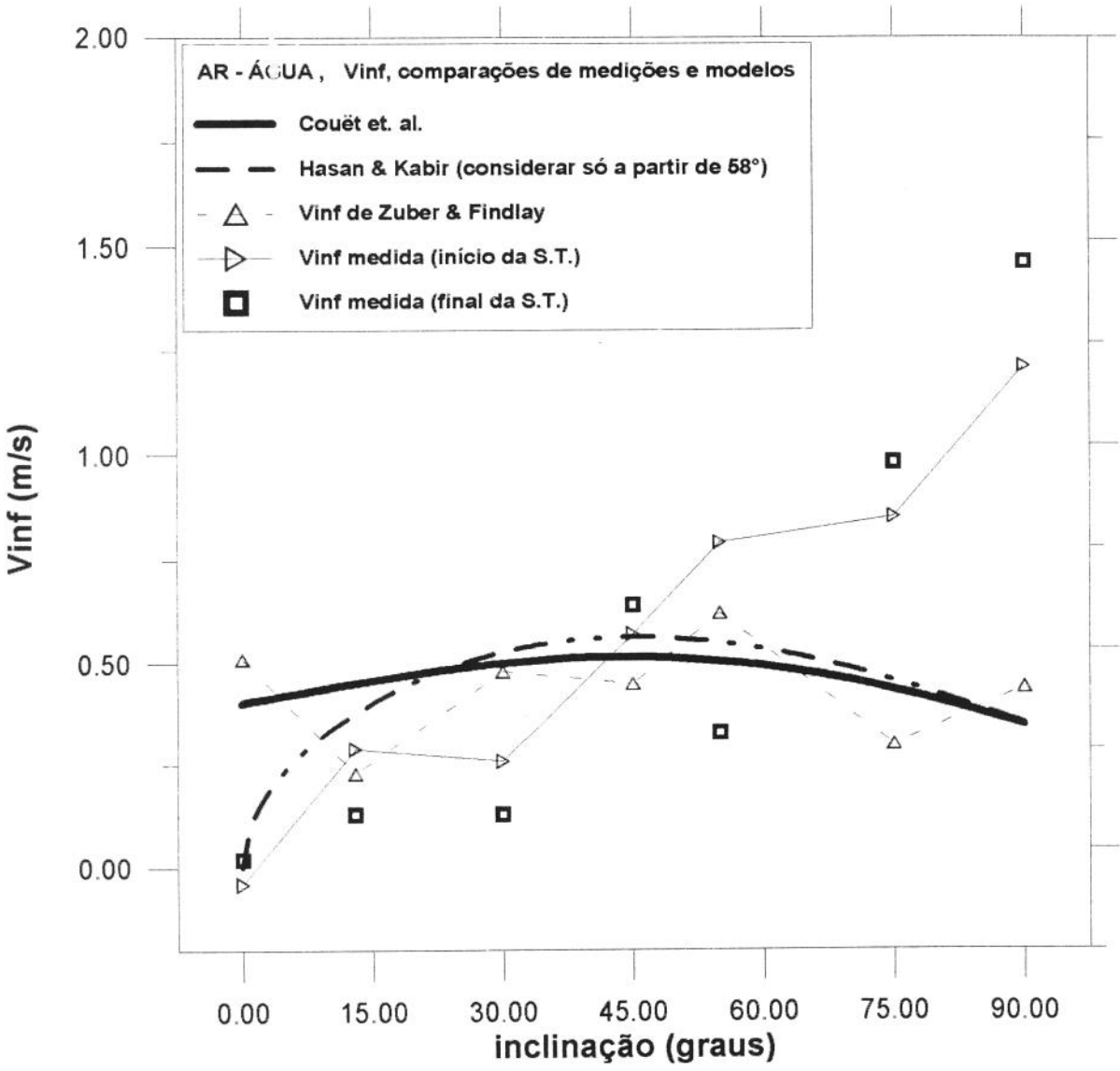


GRÁFICO V

CAPÍTULO V

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O modelo de Zuber & Findlay [10], desenvolvido para escoamentos bifásicos de ar com água em dutos de seção circular (tubos), mostrou excelente adaptabilidade nos dutos de seção anular, com tais fluidos, em todas as inclinações, com pequenas variações do coeficiente Co . Também foi possível concluir que os escoamentos pistonados de ar com goma xantana, nas concentrações aqui utilizadas, também podem ser modelados por esse equacionamento, em todas as inclinações.

Na condição de seção de testes aberta à atmosfera, há forte expansão das bolhas de Taylor, comprovada pela grande diferença entre as velocidades, medidas com as sondas de condutividade, no início e no final da seção de testes, principalmente nas inclinações intermediárias (30, 45 e 55 graus).

A ampla faixa de velocidades superficiais aqui utilizadas, proporciona o mesmo padrão pistonado em todas as inclinações, tanto nos escoamentos de ar com água como naqueles de ar com goma xantana, mostrando que a utilização desse fluido não-newtoniano, não causa grandes modificações nas fronteiras do padrão.

A correlação de Hewitt [13], para cálculo da fração de vazio a partir das velocidades superficiais das fases e de suas propriedades físicas, desenvolvida para tubos verticais, mostrou excelentes resultados em todas as inclinações, nos escoamentos ar-água e também ar-xantana. Essa correlação foi aqui adaptada, pelo uso do diâmetro hidráulico como sendo o diâmetro equivalente do ânulo, substituindo o diâmetro do tubo no equacionamento. Essa constatação pode ser muito útil em situações de difícil medição da fração de vazio, ou quando os métodos disponíveis não oferecerem a rapidez desejada. Note-se que as propriedades dos fluidos já são normalmente conhecidas a priori e as velocidades superficiais são facilmente medidas.

A correlação de Khatib & Richardson [29], para cálculo do coeficiente C_o em escoamentos laminares de ar com líquido não-newtoniano, ajustável ao modelo de potência, desenvolvida para tubos verticais, mostrou boa coerência com o fluido aqui utilizado, nas mesmas condições citadas, porém em duto de seção anular.

É importante também registrar que não foram observados efeitos de entrada nos escoamentos. Os três metros de duto, posicionados a montante da válvula de três vias foram suficientes para o desenvolvimento do padrão pistonado. Os resultados das medições quando comparados à modelagem de Zuber & Findlay [10], foram otimamente compatíveis, como detalhado ao longo do capítulo IV. Também os dados das velocidades medidas, resultam em retas bem ajustadas, no caso do escoamento ar-água. Tais retas são razoavelmente semelhantes àsquelas do modelo de Zuber & Findlay, quando relativas aos dados do início da seção de testes, o que prova não ter havido efeitos de

entrada. A grande diferença entre as retas das velocidades medidas no início e no final da seção de testes, deveu-se à forte expansão das bolhas de Taylor.

V.1 - SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

1.

Instalar acionadores pneumáticos ou elétricos, para as válvulas de fechamento rápido, dinamizando o experimento e aumentando a confiabilidade das medições das frações de vazio, pelo método volumétrico.

2.

Realizar testes semelhantes, em escoamentos de ar com goma xantana, utilizando sempre sondas de condutividade novas, substituindo-as, se necessário, durante os experimentos. Também deve ser totalmente resolvido o problema da espuma. Isto mantendo a variação do ângulo de inclinação. Há um tipo de anti-espumante, não utilizado neste trabalho, à base de silicone, que é tido como eficaz em goma xantana. Também a prática aqui adotada na posição vertical, de não utilizar o bactericida, mostrou ser eficiente, porém exige mais trabalho de acréscimo diário de pó básico e monitoramento constante para se manter as propriedades reológicas.

3.

Utilizar algumas concentrações diferentes da goma xantana, também em várias inclinações. Neste trabalho foi testada uma concentração tal que

suas propriedades reológicas fossem próximas àquelas de um fluido de perfuração típico de campo, porém de mínima curva reológica entre aqueles comumente usados. A preocupação era garantir a boa translucidez do líquido, para que se pudesse visualizar muito bem as bolhas de ar, através dos filmes de líquido. Seria de grande interesse, experimentos com fluido de curva reológica máxima, entre as utilizadas no campo e também, um bem típico, com curva reológica média.

4.

Diversificação dos diâmetros aqui utilizados, na formação do anulo. Confirmar se a razão entre os diâmetros, " r ", é realmente o único parâmetro geométrico a ser considerado, nas faixas de diâmetros usuais. Isto é, repetir a mesma razão, utilizando diâmetros diferentes, em várias inclinações

5.

Variação da razão de diâmetros, mantendo o mesmo tubo exterior, para testar as correlações aqui utilizadas, com variação da inclinação.

6.

Utilização de sensores para medição das frações de vazio instantâneas, em determinada seção transversal. Inicialmente se manteria o método volumétrico aqui utilizado, para comparações.

7.

Medição da pressão manométrica em alguns diferentes pontos da seção de testes, prevendo assim o efeito da inclinação e da abertura de uma válvula de controle a jusante ("choke") na expansão das bolhas. Comparar com as medições diretas dos comprimentos dos pistões de líquido e das bolhas de Taylor, como aqui efetuadas.

8.

Diversificar as medições diretas das velocidades terminais de bolhas de Taylor em líquido estagnante, utilizando as variações de geometria e de propriedades físicas do fluido, acima descritas.

9.

Utilizar o método volumétrico, porém instantâneo, do cálculo da fração de vazio, pela medição direta da pressão diferencial ao longo da seção de testes, como realizada por Nakagawa [2] e também por outros. Comparar os resultados com os do método aqui utilizado, ou com o método citado no parágrafo 6, acima.

10.

Estudar o efeito da direção e da distribuição da injeção do ar no local da mistura com o líquido. Simular uma situação bem típica de poço, com injeção radial através de um meio poroso e compara com a injeção

concêntrica, concorrente e de fluxo único aqui utilizada. Observar o efeito do método de injeção na estabilização do escoamento.

REFERÊNCIAS

1. **Caetano** Fo., Elísio: "Upward Vertical Two-Phase Flow Through an Annulus". Ph.D. Dissertation. The University of Tulsa, 1985.
2. **Nakagawa**, Edson Y. : "Gas Kick Behavior During Well Control Operations in Vertical and Slanted Wells". Ph.D. Dissertation. Louisiana State University, 1990.
3. **Bankoff**, S. G. : "A Variable Density Single-Fluid Model for Two -Phase Flow With Particular Reference to Steam-Water Flow". Journal of Heat Transfer, November 1960, pp. 265-272. Transactions of the ASME.
4. **Zuber**, N. : "On the Variable-Density Single-Fluid Model for Two-Phase Flow". Journal of Heat Transfer, August 1960, pp. 255-258. Transactions of the ASME.
5. **Davies**, R. M. and **Taylor**, F.R.S. : "The Mechanics of Large Bubbles Rising Through Extended Liquids and Through Liquids in Tubes". Proceedings of Royal Society of London, 1950, / 200, pp. 375-390.
6. **Griffith**, P. and **Wallis**, G. B. : "Two Phase Slug Flow". Journal of Heat Transfer, August 1961, pp. 307-320. Transactions of the ASME.
7. **Nicklin**, D. J. , **Wilkes**, J. O. and **Davidson** M. A. : "Two Phase Flow in Vertical Tubes". Transactions of the Institute of Chemical Engineers, Vol. 40, pp. 61-68, 1962.
8. **Wallis**, G. B. : "One Dimensional Two Phase Flow". McGraw-Hill Book Company, 1969.
9. **Moissis**, R. and **Griffith**, P. : "Entrance Effects in a Two-Phase Slug Flow". Journal of Heat Transfer, February 1962, pp. 29-39. Transactions of the ASME.
10. **Zuber**, N. and **Findlay**, J. A. : "Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems". Journal of Heat Transfer, November 1965, pp. 453-468. Transactions of the ASME.
11. **Bendiksen**, K. H. : "On the Motion of Long Bubbles in Vertical Tubes". International Journal of Multiphase Flow, Vol. II, No. 6, pp. 797-812, 1985.

12. **Taitel, Y., Barnea, D. and Dukler, A. E. :** "Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes". *AIChE Journal*, Vol. 26, No. 3, pp. 345-354. May 1980.
13. **Hewitt, G. F. :** "Handbook of Multiphase Systems, edited by **G. Hetsroni**". McGraw-Hill Book Company, 1982. Section 2.3, pp. 2.76 - 2.94.
14. **Orell, A. and Rembrand, R. :** "A Model for Gas-Liquid Slug Flow in a Vertical Tube". *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 1986, Vol. 25, pp. 196-206.
15. **Fabre, J. and Liné A. :** "Modeling of Two Phase Slug Flow". *Annual Review of Fluid Mechanics*, 1992, Vol. 24, pp. 21-46, 1992.
16. **Dukler, A. E. and Hubbard, M. G. :** "A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes". *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, Vol. 14, No. 4, pp. 337-346, 1975.
17. **Taitel, Y. and Dukler, A. E. :** "A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow". *AIChE Journal*, Vol. 22, No. 1, pp. 47-54, January 1976.
18. **Beggs, H. D. and Brill, J. P. :** "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes". *Journal of Petroleum Technology*, May 1973, pp. 607-617.
19. **Bendiksen, K. :** "An Experimental Investigation of the Motion of Long Bubbles in Inclined Tubes". *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 10, No. 4, pp. 487-463, 1984.
20. **Couët, B., Strumolo, G. S., and Ziel, W. :** "The Effects of Fluid Properties, Inclination and Tube Geometry on Rising Bubbles". 3rd International Conference on Multi-Phase Flow, The Hague, Netherlands, 18-20 May 1987. BHRA, The Fluid Engineering Centre, Cranfield, England, 1987.
21. **Mandhane, J. M., Gregory, G. A. and Aziz, K. :** "A Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes". *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 1, pp. 537-553. Pergamon Press, 1974.

22. **Chhabra, R. P., and Richardson, J. F. :** "Prediction of Flow Pattern for the Co-Current Flow of Gas and Non-Newtonian Liquid in Horizontal Pipes". *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 62, pp. 449-454, August 1984.
23. **Weisman, J. and Kang, S. Y. :** "Flow Pattern Transitions in Vertical and Upwardly Inclined Lines". *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 7, pp. 271-291, 1981.
24. **Farooqi, S. I., Heywood, N., and Richardson, J. F. :** Reduction by Air Injection for Suspension Flow in a Horizontal Pipeline". *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, Vol. 58, pp. 16-27, 1980.
25. **Farooqi, S. I., and Richardson, J. F. :** "Horizontal Flow of Air and Liquid (Newtonian and Non-Newtonian) in a Smooth Pipe. Part I: A Correlation for Average Liquid Hold-up". *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, Vol. 60, pp. 292-304, 1982.
26. **Metzner, A. B., and Reed, J. C. :** "Flow of Non-Newtonian Fluids - Correlation of the Laminar, Transition and Turbulent Flow Regions". *AIChE Journal*, Vol. 1, No. 4, pp. 434-440, December 1955.
27. **Chen, J. J. J. and Spedding, P. L. :** "An Analysis of Holdup in Horizontal Two Phase Gas-Liquid Flow". *International Journal of Multiphase Flow*, Vol. 9, No 2, pp. 147-159, 1983.
28. **Chhabra, R. P., Farooqi, S. I., and Richardson J. F. :** "Isothermal Two-Phase Flow of Air and Aqueous Polymer Solutions in a Smooth Horizontal Pipe". *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 62, pp. 22-32, January 1984.
29. **Khatib, Z. and Richardson, J. F. :** "Vertical Co-Current Flow of Air and Shear Thinning Suspensions of Kaolin". *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 62, pp. 139-154, May 1984.
30. **Chhabra, R. P. and Richardson, J. F. :** "Co-Current Horizontal and Vertical Upward Flow of Gas and Non-Newtonian Liquid". *Flow Regimes, Hold-up and Pressure Drop*.
31. **Griffith, P. :** "The Prediction of Low-Quality Boiling Voids". *Journal of Heat Transfer*, August 1964, pp. 327-333.

32. **Sadatomi, M., Sato, Y., and Saruwatari S.** : "Two Phase Flow in Vertical Noncircular Channels". International Journal of Multiphase Flow, Vol. 8, No. 6, pp. 641-655, 1982.
33. **Barnea, D. and Shemer, L.** : "Rise Velocity of Large Bubbles in Stagnant Liquid in Non-circular Ducts". International Journal of Multiphase Flow, Vol. 12, No. 6, pp. 1025-1027, 1986.
34. **de Sousa, J. T. V.** : "Movimento Relativo de Bolhas Alongadas Através de Fluido Não-Newtoniano, em Tubo Inclinado". Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas, 1995. A ser publicada.
35. **Hasan, A. R. and Kabir, C. S.** : "Predicting Multiphase Flow Behavior in a Deviated Well". SPE Production Engineering, November 1988, pp. 474-482.
36. **Kelessidis, V. C. and Dukler, A. E.** : "Motion of Large Gas Bubbles Through Liquids in Vertical Concentric and Eccentric Annuli". International Journal of Multiphase Flow, Vol. 16, No. 3, pp. 375-390, 1990.
37. **Johnson, A. B. and Cooper, S.** : "Gas Migration Velocities During Gas Kicks in Deviated Wells". 68th Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers. Houston, Texas, 3-6 October, 1993.

Publicações citadas no texto, referidas nos trabalhos consultados :

Behringer (1936). Citado por [7].

Dumitrescu (1943). Citado por [7].

Armand (1946). Citado por [10].

Neal (1963). Citado por [10].

Bretherton (1961). Citado por [8].

Hattori (1935). Citado por [8].

Govier & Aziz (1972). Citado por [12].

Akagawa & Sakagushi (1966). Citado por [12].

Baker (1954). Citado por [13].

Scott (1963). Citado por [13].

Malnes (1982). Citado por [19].

Zukoski (1966). Citado por [20].

Maneri (1970). Citado por [20].

Garabedian (1957). Citado por [20].

Benjamin (1968). Citado por [20].

Lockhart & Martinelli (1949). Citado por [25].

Raghavan et. al. (1983). Citado por [22].

Prud'homme & Long (1983). Citado por [22].

- Paul & Abdel-Khalik (1983). Citado por [22].
- Deshpande & Bishop (1983). Citado por [22].
- Hosehart (1970). Citado por [22].
- Eisenberg & Weinberg (1979). Citado por [22].
- Oliver & Young-Hoon (1968). Citado por [22].
- Mahalingam & Valle (1972). Citado por [22].
- Raghavan et. al. (1983). Citado por [22].
- Heywood (1976). Citado por [22].

A P Ê N D I C E A

**Tabelas dos Dados Obtidos para
Escoamentos de Ar com Água**

pG	Dp	TG	pST	IL	IG	alla	v	f	PL	BT	des	inc	j	gal	pST	IG	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	l/s	Pas	-----	-----
337.36	23.01	29.05	9.24	1.17	2.69	0.45	4.75	1.74	0.51	2.22	0.421	0	3.86	5.99	9.24	2.69	720 x	x		41100	0.5
318.87	22.78	28.72	9.95	1.17	2.54	0.5	4.18	1.9	0.42	1.78	0.421	0	3.71	5.12	9.95	2.54	720 x	x		41100	0.49
328.12	22.9	28.89	9.6	1.17	2.62	0.47	4.46	1.82	0.46	2	0.421	0	3.79	5.53	9.6	2.62	720 x	x		41100	0.5
336.3	22.99	28.44	9.6	1.17	2.68	0.49	5.34	1.63	0.64	2.64	0.423	0	3.85	5.5	9.6	2.68	724 x	x		41200	0.5
321.89	22.86	28.23	9.69	1.17	2.58	0.44	5.03	1.9	0.51	2.13	0.423	0	3.74	5.85	9.69	2.58	713 x	x		40900	0.49
319.49	22.89	27.86	#####	1.18	2.55	0.47	5.34	1.84	0.54	2.36	0.423	0	3.72	5.41	10.45	2.55	726 x	x		41300	0.49
313.4	11.71	30.01	7.71	1.19	1.33	0.35	2.98	1.97	0.51	1.01	0.3	0	2.51	3.76	7.71	1.33	738 x	x		41600	0.37
312.26	11.58	29.8	7.63	1.17	1.31	0.38	2.72	1.76	0.55	1	0.3	0	2.48	3.45	7.63	1.31	722 x	x		41100	0.37
315.89	11.61	29.74	7.4	1.17	1.33	0.39	2.98	2.54	0.41	0.76	0.3	0	2.5	3.42	7.4	1.33	721 x	x		41100	0.37
312.25	11.53	29.59	7.51	1.18	1.31	0.4	3.14	2.04	0.52	1.03	0.301	0	2.49	3.27	7.51	1.31	730 x	x		41400	0.37
314.99	11.56	29.48	7.73	1.18	1.32	0.4	3.3	2.1	0.52	1.05	0.301	0	2.5	3.27	7.73	1.32	734 x	x		41500	0.37
317.58	11.56	29.47	7.65	1.19	1.33	0.41	3.06	2.15	0.49	0.94	0.301	0	2.51	3.23	7.65	1.33	740 x	x		41700	0.37
231.68	13.67	29.34	2.72	0.39	1.3	0.52	2.2	0.29	1.02	6.49	0.301	0	1.69	2.5	2.72	1.3	80 x	x		13700	0.52
231.57	13.56	29.29	3.07	0.39	1.29	0.47	2.2	0.23	1.46	8.2	0.301	0	1.68	2.74	3.07	1.29	80 x	x		13700	0.52
229.84	13.44	29.17	3.07	0.39	1.27	0.48	2.32	0.41	0.86	4.85	0.301	0	1.66	2.65	3.07	1.27	80 x	x		13700	0.52
222.39	13.36	29.08	3.28	0.39	1.23	0.48	1.99	0.46	0.47	3.89	0.3	0	1.62	2.58	3.28	1.23	80 x	x		13700	0.51
230.21	13.41	29.03	3.46	0.4	1.26	0.55	1.99	0.78	0.31	2.23	0.3	0	1.67	2.3	3.46	1.26	86 x	x		14200	0.51
224.86	13.34	28.91	3.17	0.4	1.24	0.61	1.99	0.85	0.26	2.09	0.3	0	1.64	2.04	3.17	1.24	86 x	x		14200	0.51
219.75	7.7	25.53	2.75	0.4	0.72	0.39	1.9	0.29	1.39	5.09	0.3	0	1.12	1.84	2.75	0.72	83 x	x		13900	0.42
223.62	7.92	27.47	2.83	0.4	0.75	0.41	1.9	0.36	1.1	4.2	0.3	0	1.15	1.85	2.83	0.75	83 x	x		14000	0.43
220.3	7.87	28.04	2.8	0.4	0.74	0.41	1.55	0.31	1.03	3.97	0.3	0	1.14	1.79	2.8	0.74	85 x	x		14100	0.42
224.17	7.87	28.4	3.08	0.4	0.74	0.43	1.55	0.31	1.43	3.58	0.301	0	1.14	1.72	3.08	0.74	84 x	x		14000	0.42
223.11	7.8	28.79	2.86	0.4	0.74	0.49	1.61	0.44	1.02	2.64	0.301	0	1.14	1.51	2.86	0.74	85 x	x		14100	0.42
223.4	7.82	28.83	2.83	0.4	0.74	0.35	1.49	0.33	1.24	3.34	0.301	0	1.14	2.11	2.83	0.74	85 x	x		14100	0.42
152.99	62.2	30.81	#####	1.18	4.05	0.65	8.36	1.27	0.87	5.72	0.301	0	5.24	6.25	12.34	4.05	738 x	x		41600	0.58
155.26	62.18	31.01	#####	1.19	4.08	0.59	6.97	1.42	0.82	4.28	0.301	0	5.26	6.96	12.54	4.08	742 x	x		41700	0.58
160.64	62.81	31.44	#####	1.2	4.2	0.64	6.97	1.25	0.74	4.82	0.301	0	5.4	6.54	12.45	4.2	759 x	x		42200	0.58
153.65	61.29	31.68	#####	1.18	4	0.59	5.96	1.6	0.35	3.39	0.3	0	5.18	6.75	12.14	4	739 x	x		41600	0.57
152.8	61.57	31.34	#####	1.18	4.02	0.63	6.96	1.97	0.41	3.12	~3	0	5.2	6.42	11.9	4.02	734 x	x		41500	0.58
158.72	62.46	31.21	#####	1.18	4.16	0.64	6.96	2.28	0.34	2.71	0.3	0	5.34	6.5	12.32	4.16	733 x	x		41500	0.58

149.29	61.51	30.84	#####	1.18	5.15	0.66	8.35	3.78	0.16	2.05	0.3	0	6.33	7.76	14.05	5.15	740	x	x	41600	0.62
154.2	82.22	30.5	#####	1.19	5.31	0.63	8.35	3.39	0.21	2.25	0.3	0	6.5	8.5	13.82	5.31	742	x	x	41700	0.62
154.3	82.09	30.13	#####	1.19	5.31	0.64	8.35	2.13	0.37	3.55	0.3	0	6.5	8.32	13.83	5.31	745	x	x	41800	0.62
152.59	81.86	29.75	#####	1.19	5.25	0.65	8.36	1.47	0.6	5.09	0.301	0	6.44	8.03	14.12	5.25	748	x	x	41900	0.62
153.08	81.97	29.13	#####	1.19	5.3	0.64	8.36	1.34	0.64	5.61	0.301	0	6.49	8.29	13.62	5.3	747	x	x	41900	0.62
150.78	81.23	28.77	#####	1.19	5.18	0.61	8.36	1.58	0.57	4.74	0.301	0	6.37	8.53	14.22	5.18	748	x	x	41900	0.62

p G	D p	T G	p ST	l L	l G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	j	l Gal	p ST	l G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
149.8	82.78	27.504	19.209	1.187	5.056	0.607	8.347	2.496	0.338	3.006	0.3	13	6.243	8.33	18.076	5.136	744 x		x	41800	0.6158
149.69	82.75	27.526	19.374	1.184	5.045	0.591	6.956	2.441	0.319	2.53	0.3	13	6.229	8.535	18.195	5.125	740 x	x		41700	0.6157
149.43	83.21	27.661	19.897	1.186	5.044	0.584	6.956	2.387	0.312	2.602	0.3	13	6.23	8.641	18.697	5.126	742 x	x		41700	0.6154
149.5	83.46	27.827	20.921	1.185	5.016	0.659	8.361	2.184	0.541	3.288	0.301	13	6.201	7.612	19.937	5.088	741 x	x	x	41700	0.6146
151.64	83.97	28.065	20.277	1.188	5.114	0.547	8.361	2.252	0.528	3.185	0.301	13	6.301	9.356	18.971	5.201	745 x	x	x	41800	0.6177
153.09	84.33	28.452	20.895	1.187	5.133	0.561	8.361	2.116	0.562	3.39	0.301	13	6.32	9.143	19.631	5.218	744 x	x	x	41800	0.6184
																		x	x		
215.74	16.79	29.739	15.946	1.187	1.341	0.373	3.216	1.98	0.641	0.983	0.301	13	2.528	3.6	14.14	1.37	738 x	x	x	41600	0.3701
215.31	16.84	29.764	16.225	1.19	1.341	0.412	3.216	2.17	0.591	0.891	0.301	13	2.531	3.256	14.532	1.369	742 x	x	x	41700	0.3698
214.52	16.81	29.756	16.046	1.193	1.337	0.409	3.216	1.682	0.742	1.17	0.301	13	2.529	3.27	14.343	1.364	745 x	x	x	41800	0.3689
																		x	x		
212	16.87	29.835	14.894	1.193	1.344	0.373	3.21	1.899	0.627	1.064	0.3	13	2.537	3.607	13.088	1.373	745 x	x	x	41800	0.3698
213.74	16.89	29.614	14.855	1.193	1.354	0.386	3.21	2.306	0.522	0.87	0.3	13	2.546	3.503	13.088	1.382	746 x	x	x	41800	0.3711
211.58	16.87	29.548	15.066	1.195	1.341	0.436	2.981	2.333	0.48	0.798	0.3	13	2.536	3.074	13.443	1.368	748 x	x	x	41900	0.3691
																		x	x		
168.28	39.73	29.117	15.495	1.168	2.688	0.544	4.637	2.279	0.431	1.604	0.3	13	3.856	4.938	14.182	2.734	717 x	x	x	41000	0.5019
172.76	39.93	29.019	15.617	1.169	2.745	0.499	4.637	2.007	0.454	1.856	0.3	13	3.914	5.503	14.173	2.795	718 x	x	x	41000	0.5057
169.13	39.85	28.881	16.114	1.166	2.691	0.525	4.637	1.465	0.658	2.508	0.3	13	3.857	5.123	14.746	2.739	714 x	x	x	40900	0.5023
																		x	x		
171.48	39.98	28.795	16.905	1.166	2.707	0.554	5.226	1.845	0.623	2.21	0.301	13	3.873	4.885	15.62	2.753	714 x	x	x	40900	0.5034
169.22	39.93	28.785	16.925	1.169	2.68	0.488	5.972	2.089	0.622	2.237	0.301	13	3.849	5.489	15.451	2.729	718 x	x	x	41000	0.5012
169.8	39.93	28.658	17.027	1.169	2.685	0.528	5.972	1.845	0.711	2.527	0.301	13	3.854	5.091	15.666	2.732	718 x	x	x	41000	0.5015
																		x	x		
161.56	63.96	28.108	19.112	1.179	4.091	0.661	6.968	2.387	0.442	2.477	0.301	13	5.27	6.188	18.134	4.149	732 x	x	x	41400	0.5785
157.88	63.55	27.794	19.122	1.18	4.011	0.567	6.968	1.736	0.651	3.362	0.301	13	5.19	7.077	17.873	4.077	733 x	x	x	41500	0.5748
155.25	63.09	27.661	19.192	1.18	3.942	0.573	6.968	2.197	0.479	2.692	0.301	13	5.121	6.878	17.962	4.006	733 x	x	x	41500	0.5716
																		x	x		
156.33	63.32	27.48	17.834	1.182	4.019	0.582	5.217	2.984	0.257	1.491	0.3	13	5.201	6.912	16.628	4.084	736 x	x	x	41500	0.5749
154.6	63.09	27.331	18.298	1.18	3.963	0.621	5.962	2.604	0.325	1.965	0.3	13	5.143	6.383	17.205	4.024	733 x	x	x	41500	0.5726
156.88	63.32	27.061	17.988	1.181	4.027	0.578	6.956	2.658	0.367	2.25	0.3	13	5.208	6.962	16.773	4.093	735 x	x	x	41500	0.5754
																		x	x		
																		x	x		
210.08	15.32	25.065	8.753	0.393	1.298	0.512	2.197	1.194	0.407	1.433	0.3	13	1.691	2.538	7.346	1.322	81 x	x	x	13800	0.5228
208.42	15.29	25.303	8.997	0.395	1.286	0.52	2.455	0.814	0.662	2.355	0.3	13	1.68	2.473	7.614	1.31	82 x	x	x	13900	0.5206
207.43	15.29	25.488	8.463	0.395	1.287	0.549	2.087	0.814	0.578	1.986	0.3	13	1.681	2.345	7.163	1.31	82 x	x	x	13900	0.5207
																		x	x		
207.98	15.29	25.872	9.192	0.396	1.281	0.551	2.2	0.814	0.665	2.039	0.301	13	1.677	2.326	7.898	1.303	83 x	x	x	13900	0.5196
209.01	15.32	25.812	9.321	0.397	1.284	0.541	2.2	0.814	0.583	2.121	0.301	13	1.68	2.372	8	1.307	83 x	x	x	13900	0.5196
211.23	15.32	25.857	9.421	0.398	1.292	0.543	2.323	0.922	0.592	1.926	0.301	13	1.689	2.377	8.106	1.315	83 x	x	x	14000	0.5204

[illegible]

p G	D p	T G	p ST	l L	l G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	l	G/al	p ST	l G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pa.s	-----	-----
242.63	1.8	28.155	23.573	0.0434	0.1673	0.1033	0.642	0.922	0.524	0.172	0.3	30	0.2107	1.6196	17.839	0.1769	0.993	x		1526	0.468
243.54	1.83	28.062	23.664	0.0444	0.1702	0.099	0.588	0.977	0.46	0.142	0.3	30	0.2146	1.7192	17.902	0.1791	1.039	x		1561	0.468
242.68	1.85	27.762	23.542	0.0434	0.1711	0.0937	0.58	0.814	0.549	0.163	0.3	30	0.2145	1.826	17.746	0.181	0.993	x		1526	0.472
242.4	1.83	27.622	25.604	0.0434	0.1683	0.099	0.721	0.922	0.573	0.209	0.301	30	0.2117	1.7	19.842	0.1776	0.993	x		1526	0.469
242.09	1.85	27.518	25.534	0.0444	0.1702	0.0863	0.606	0.814	0.554	0.19	0.301	30	0.2146	1.9722	19.691	0.1797	1.039	x		1561	0.468
242.95	1.88	27.364	25.577	0.0434	0.1721	0.116	0.674	1.085	0.458	0.164	0.301	30	0.2155	1.4836	19.924	0.1811	0.993	x		1526	0.473
																		x			
																		x			
																		x			
210.09	9.35	24.82	19.179	0.4035	0.7313	0.3737	1.669	1.139	0.632	0.834	0.3	30	1.1348	1.9569	15.171	0.7616	85.42	x		14153	0.421
212.8	9.37	24.72	19.009	0.4044	0.7419	0.3398	1.669	1.085	0.672	0.867	0.3	30	1.1463	2.1833	14.785	0.774	85.81	x		14185	0.423
210.09	9.3	24.836	19.016	0.4064	0.7294	0.3684	1.815	1.628	0.505	0.61	0.3	30	1.1358	1.9799	14.974	0.7592	86.65	x		14255	0.419
																		x			
215.01	9.32	25.005	20.556	0.4074	0.7323	0.4055	1.9	1.23	0.639	0.906	0.301	30	1.137	1.8059	16.753	0.7606	87.08	x		14290	0.42
216.14	9.3	25.339	20.845	0.4074	0.7323	0.4151	1.818	1.194	0.635	0.888	0.301	30	1.1397	1.7642	17.102	0.7597	87.08	x		14290	0.42
213.86	9.27	25.457	20.443	0.4084	0.7275	0.3525	1.818	1.248	0.594	0.862	0.301	30	1.1359	2.0638	16.3	0.7579	87.5	x		14325	0.418
																		x			
																		x			
216.74	15.65	25.759	17.813	0.3877	1.2562	0.5413	2.787	0.651	1.008	3.272	0.301	30	1.6439	2.3207	14.875	1.2963	79.13	x		13622	0.519
216.71	15.42	26.07	17.334	0.3887	1.2333	0.4914	2.613	0.977	0.634	2.041	0.301	30	1.622	2.5098	14.078	1.2762	79.53	x		13656	0.516
217.52	15.39	26.203	16.738	0.3896	1.2409	0.4713	2.459	0.814	0.699	2.323	0.301	30	1.6305	2.6329	13.354	1.2856	79.9	x		13688	0.516
																		x			
211.8	15.98	23.946	15.404	0.3926	1.2858	0.4882	2.197	1.139	0.569	1.359	0.3	30	1.6784	2.6338	12.127	1.3312	81.15	x		13795	0.521
207.12	15.57	24.476	15.144	0.3926	1.2352	0.4988	2.197	1.356	0.449	1.171	0.3	30	1.6278	2.4763	11.935	1.2782	81.13	x		13793	0.515
209.06	15.54	24.653	14.543	0.3926	1.2485	0.4882	2.319	1.085	0.626	1.511	0.3	30	1.6411	2.5574	11.267	1.2922	81.13	x		13793	0.516
																		x			
																		x			
203.01	18.29	24.554	23.583	1.1877	1.3317	0.3896	3.484	2.55	0.015	1.351	0.301	30	2.5194	3.4181	19.677	1.3835	738.9	x		41625	0.369
202.23	18.42	24.516	24.367	1.1877	1.3298	0.4129	3.484	2.441	0.222	1.204	0.301	30	2.5175	3.2206	20.609	1.3797	738.9	x		41625	0.369
199.51	18.29	24.745	24.102	1.1906	1.3097	0.3737	3.484	1.872	0.232	1.629	0.301	30	2.5003	3.5047	20.094	1.3619	742.5	x		41726	0.365
																		x			
206.99	18.39	24.723	23.65	1.1936	1.3556	0.3726	3.478	2.577	0	1.351	0.3	30	2.5492	3.6382	19.635	1.4093	746.3	x		41833	0.371
205.23	18.44	24.804	23.912	1.1965	1.348	0.3779	3.21	2.116	0.019	1.499	0.3	30	2.5445	3.5671	19.931	1.4008	749.9	x		41934	0.37
200	18.08	24.821	24.372	1.1965	1.2944	0.3811	3.21	2.984	0.432	0.644	0.3	30	2.4909	3.3965	20.411	1.3451	749.8	x		41932	0.363
																		x			
																		x			
212.85	12.29	25.658	26.001	1.1837	0.9101	0.3186	2.609	2.17	0.656	0.546	0.3	30	2.0938	2.8566	21.641	0.949	733.3	x		41468	0.303
212.36	12.19	25.827	25.778	1.1857	0.9034	0.3228	2.609	2.333	0.623	0.495	0.3	30	2.0891	2.7986	21.445	0.9413	735.8	x		41537	0.302
209.5	12.17	25.839	26.2	1.1867	0.89	0.291	2.609	2.224	0.671	0.502	0.3	30	2.0767	3.0584	21.664	0.9294	737	x		41572	0.299
																		x			
207.41	12.17	26.008	28.046	1.1877	0.8709	0.3175	2.986	2.469	0.62	0.589	0.301	30	2.0586	2.743	23.679	0.9078	738.2	x		41606	0.295

211.73	12.17	26.091	27.517	1.1896	0.8862	0.3154	3.216	2.279	0.744	0.667	0.301	30	2.0758	2.8098	23.137	0.924	740.6	x	x	41673	0.298
210.28	12.14	26.2	27.97	1.1877	0.8786	0.3164	2.986	2.604	0.582	0.564	0.301	30	2.0663	2.7769	23.596	0.9153	738.2	x	x	41606	0.297
																		x	x		
160.84	45.14	28.076	27.085	1.1778	2.7045	0.4787	5.226	2.55	0.367	1.683	0.301	30	3.8823	5.6497	23.747	2.7943	728.7	x	x	41337	0.502
160.4	44.88	28.374	27.851	1.1798	2.6673	0.5476	5.972	1.356	0.777	3.626	0.301	30	3.8471	4.8709	24.953	2.746	731.1	x	x	41405	0.499
159.69	45.06	28.837	27.64	1.1847	2.6701	0.554	5.972	2.062	0.477	2.42	0.301	30	3.8548	4.8197	24.783	2.7486	737.2	x	x	41577	0.499
163.05	45.16	28.044	26.322	1.1847	2.738	0.5338	5.217	2.333	0.237	1.999	0.3	30	3.9227	5.1293	23.336	2.8214	737.3	x	x	41579	0.503
163.9	45.44	29.254	25.845	1.1806	2.7724	0.5423	4.637	2.658	0.34	1.404	0.3	30	3.963	5.1123	22.914	2.856	744.6	x	x	41787	0.505
160.16	44.27	29.218	25.624	1.1936	2.6692	0.5317	5.217	2.387	0.484	1.702	0.3	30	3.8628	5.0201	22.625	2.7506	748.2	x	x	41888	0.497
																		x	x		
156.16	68.4	29.084	26.821	1.1837	4.0152	0.5359	6.956	3.581	0.246	1.697	0.3	30	5.1989	7.4924	23.849	4.1364	737.9	x	x	41598	0.575
154.53	68	29.183	26.829	1.1867	3.9636	0.5285	6.956	2.116	0.509	2.778	0.3	30	5.1503	7.4997	23.809	4.0855	741.6	x	x	41701	0.572
152.1	67.59	29.174	26.303	1.1887	3.9196	0.5741	5.962	2.713	0.33	1.868	0.3	30	5.1083	6.8274	23.575	4.0305	744	x	x	41769	0.57
152.23	67.61	29.09	28.11	1.1896	3.869	0.5847	6.968	2.387	0.096	2.823	0.301	30	5.0566	6.6171	25.449	3.9761	745	x	x	41798	0.567
153.78	67.77	29.024	28.153	1.1877	3.9015	0.6038	6.968	2.496	0.056	2.736	0.301	30	5.0892	6.4616	25.614	4.005	742.7	x	x	41733	0.569
154.01	63.27	28.811	28.695	1.1936	3.6338	0.5731	6.968	1.736	0.096	3.917	0.301	30	4.8274	6.3406	25.96	3.7357	749.7	x	x	41929	0.555
																		x	x		
158.68	89.03	27.691	29.729	1.1867	5.172	0.5996	10.451	2.984	0.026	3.477	0.301	30	6.3587	8.6258	27.163	5.3107	743.4	x	x	41752	0.62
153.39	86.77	27.466	29.871	1.1847	4.9349	0.6791	10.451	2.93	0.016	3.552	0.301	30	6.1196	7.2668	27.813	5.047	740.5	x	x	41672	0.612
156.74	88.42	27.194	29.732	1.1867	5.1032	0.6378	8.361	1.573	0.003	5.312	0.301	30	6.2899	8.0013	27.41	5.2304	743.3	x	x	41749	0.617
155.4	88.49	27.045	27.361	1.1551	5.1787	0.6303	6.956	2.007	0.347	3.118	0.3	30	6.3336	8.2163	24.991	5.3106	704.5	x	x	40646	0.623
153.91	87.78	26.946	27.072	1.1551	5.1204	0.6558	8.347	2.821	0.328	2.63	0.3	30	6.2755	7.8079	24.865	5.244	704.4	x	x	40644	0.621
158.53	87.81	26.851	28.141	1.1502	5.172	0.6632	8.347	3.309	0.203	2.319	0.3	30	6.3222	7.7986	25.981	5.2947	698.6	x	x	40474	0.624

p G	D p	T G	p ST	i L	j G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	j	G al	p ST	j G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
234.5	2.67	34.078	25.622	0.1134	0.2237	0.3005	1.07	1.074	0.619	0.377	0.3	45	0.3371	0.7444	19.293	0.2371	6.75	x	x	3978	0.396
225.86	2.69	34.049	26.731	0.1134	0.2189	0.3186	1.265	1.025	0.717	0.516	0.3	45	0.3323	0.6871	20.566	0.2314	6.749	x	x	3978	0.392
226.23	2.87	34.009	26.768	0.1134	0.2314	0.2995	1.07	1.221	0.477	0.399	0.3	45	0.3418	0.7726	20.43	0.245	6.751	x	x	3979	0.401
235.38	3.1	33.902	28.261	0.1134	0.2533	0.2804	1.267	1.11	0.632	0.51	0.301	45	0.3667	0.9034	21.751	0.2686	6.754	x	x	3980	0.416
234.81	3.23	33.761	28.367	0.1134	0.2619	0.3186	1.267	0.71	0.959	0.825	0.301	45	0.3753	0.822	22.202	0.277	6.755	x	x	3980	0.421
231.97	3.76	32.799	28.721	0.1115	0.2992	0.3186	1.194	1.107	0.589	0.491	0.301	45	0.4107	0.9391	22.556	0.3158	6.536	x	x	3915	0.445
224.22	9.6	31.826	27.346	0.3926	0.7218	0.4172	2.2	1.27	0.736	0.997	0.301	45	1.1144	1.7301	22.071	0.7578	80.87	x	x	13771	0.422
225.7	9.73	31.662	27.694	0.3926	0.7333	0.4172	2.09	1.27	0.701	0.946	0.301	45	1.1259	1.7577	22.419	0.7698	80.88	x	x	13772	0.425
225.6	9.78	31.537	27.486	0.3926	0.739	0.3801	2.323	1.335	0.719	1.021	0.301	45	1.1316	1.9442	21.876	0.7774	80.88	x	x	13772	0.426
223.13	9.7	24.319	26.132	0.3946	0.7486	0.3514	1.987	1.4	0.65	0.77	0.3	45	1.1432	2.1303	20.263	0.7899	81.71	x	x	13842	0.428
223.87	9.63	24.647	26.678	0.3965	0.7419	0.3535	1.739	1.4	0.596	0.646	0.3	45	1.1384	2.0987	20.828	0.7825	82.5	x	x	13909	0.426
221.95	9.6	24.656	26.578	0.3965	0.7361	0.3758	1.739	1.237	0.651	0.755	0.3	45	1.1326	1.9588	20.929	0.7748	82.49	x	x	13908	0.424
226.51	16.61	25.453	22.138	0.3946	1.3183	0.4702	2.319	1.351	0.525	1.191	0.3	45	1.7129	2.8037	17.342	1.3802	81.99	x	x	13866	0.525
222.76	16.41	25.573	21.685	0.3946	1.2906	0.4734	2.319	1.563	0.461	1.023	0.3	45	1.6852	2.7262	16.917	1.3515	81.98	x	x	13865	0.521
219.65	16.33	25.718	22.348	0.3956	1.2648	0.484	2.319	1.204	0.64	1.285	0.3	45	1.6604	2.6132	17.676	1.3231	82.38	x	x	13899	0.518
224.22	16.33	25.975	24.064	0.3956	1.2648	0.4861	2.613	1.27	0.645	1.413	0.301	45	1.6604	2.6019	19.411	1.3223	82.38	x	x	13899	0.518
208.67	17.3	30.684	25.986	0.3926	1.2399	0.4723	2.613	1.107	0.764	1.597	0.301	45	1.6325	2.6252	21.208	1.2968	81.3	x	x	13793	0.515
216.56	17.32	30.386	24.661	0.3926	1.2887	0.5349	2.986	1.042	0.862	2.005	0.301	45	1.6813	2.4092	20.449	1.3419	81.15	x	x	13795	0.522
212.59	13.64	29.18	35.855	1.1739	0.9264	0.3217	3.216	2.507	0.669	0.614	0.301	45	2.1003	2.8797	29.717	0.977	721.2	x	x	41125	0.307
218.42	13.64	29.101	36.58	1.1798	0.9388	0.3695	3.484	2.311	0.728	0.779	0.301	45	2.1186	2.5407	30.874	0.9658	728.5	x	x	41332	0.309
219.63	13.74	29.015	36.257	1.1818	0.9522	0.3376	3.216	2.409	0.664	0.671	0.301	45	2.134	2.8255	30.263	1.0025	731	x	x	41403	0.311
210.62	13.49	28.88	33.557	1.1818	0.9264	0.3376	2.782	2.669	0.548	0.495	0.3	45	2.1082	2.7441	27.563	0.976	731	x	x	41402	0.306
214.72	13.77	28.768	33.564	1.1847	0.9589	0.3154	2.981	3.158	0.525	0.419	0.3	45	2.1436	3.0403	27.369	1.0121	734.6	x	x	41505	0.312
210.65	13.77	28.632	33.432	1.1857	0.9474	0.3514	2.782	2.865	0.514	0.458	0.3	45	2.1331	2.6961	27.562	0.9977	735.8	x	x	41539	0.309
221.24	18.52	23.991	32.228	1.1975	1.3384	0.3981	3.478	2.051	0.778	0.918	0.3	45	2.5359	3.362	26.78	1.4049	751.1	x	x	41969	0.368
212.13	18.39	24.045	32.085	1.2035	1.2916	0.4066	3.21	2.832	0.523	0.611	0.3	45	2.4951	3.1766	26.714	1.3553	758.6	x	x	42177	0.361
211.88	18.31	24.118	32.438	1.2015	1.282	0.396	3.21	2.832	0.523	0.611	0.3	45	2.4835	3.2374	26.971	1.3466	756.1	x	x	42106	0.36
219.68	18.42	24.16	35.084	1.1995	1.2944	0.3875	3.801	2.376	0.67	0.929	0.301	45	2.4939	3.3404	29.54	1.3593	753.6	x	x	42037	0.362

AGUA.45.

220.56	18.42	24.488	34.955	1.2025	1.2992	0.3652	3.484	2.214	0.675	0.899	0.301	45	2.5017	3.5575	29.21	1.366	757.3	x	x	42142	0.363
219.72	18.39	24.523	34.867	1.2044	1.2944	0.4002	3.801	2.246	0.742	0.95	0.301	45	2.4968	3.2344	29.438	1.3579	759.7	x	x	42208	0.362
																		x			
																		x			
168.96	45.59	24.922	35.141	1.2005	2.6692	0.431	5.226	2.148	0.647	1.786	0.301	45	3.8697	6.193	29.99	2.7941	756.9	x	x	42130	0.497
166.42	45.54	24.822	34.118	1.2005	2.6615	0.5296	5.226	2.051	0.66	1.888	0.301	45	3.862	5.0255	29.857	2.7678	756.9	x	x	42129	0.496
167.69	45.565	24.872	34.63	1.2005	2.6654	0.4803	5.226	2.0995	0.6535	1.837	0.301	45	3.8659	5.5493	29.924	2.7809	756.9	x	x	42129	0.496
																		x			
167.41	45.59	24.864	32.469	1.1965	2.7084	0.5741	5.217	2.355	0.543	1.673	0.3	45	3.9049	4.7177	28.61	2.8065	751.9	x	x	41991	0.5
161.97	45.11	24.834	31.817	1.2005	2.6376	0.5741	4.637	2.327	0.522	1.47	0.3	45	3.8381	4.5943	27.958	2.7356	756.8	x	x	42128	0.494
164.27	45.03	24.977	31.485	1.2044	2.6615	0.5275	4.637	2.539	0.473	1.353	0.3	45	3.8659	5.0455	27.205	2.7695	761.8	x	x	42266	0.496
																		x			
																		x			
159.69	70.84	25.756	32.052	1.1837	4.0802	0.59	6.956	2.734	0.457	2.087	0.3	45	5.2639	6.9156	28.347	4.2265	738	x	x	41601	0.577
159.06	70.49	25.773	32.426	1.1877	4.0401	0.572	5.962	3.092	0.343	1.585	0.3	45	5.2278	7.0631	28.548	4.1898	742.9	x	x	41739	0.575
159.87	70.61	25.824	32.994	1.1837	4.042	0.5922	6.956	2.848	0.457	1.985	0.3	45	5.2257	6.8254	29.298	4.1857	738	x	x	41599	0.576
																		x			
156.94	69.82	26.034	34.655	1.1847	3.9015	0.6165	6.968	1.855	0.675	3.08	0.301	45	5.0862	6.3285	31.179	4.0325	739	x	x	41628	0.569
159.69	68.73	25.084	36.607	1.1847	3.825	0.5762	6.968	2.708	0.497	2.076	0.301	45	5.0097	6.6383	32.767	3.9631	738.9	x	x	41625	0.566
158.03	68.1	26.233	37.093	1.1916	3.7514	0.5847	6.968	1.731	0.777	3.248	0.301	45	4.943	6.4159	33.329	3.8836	747.4	x	x	41864	0.561
																		x			
																		x			
178.52	88.85	26.403	38.15	1.1867	5.2341	0.677	10.451	2.453	0.606	3.655	0.301	45	6.4208	7.7313	35.22	5.3847	743.5	x	x	41754	0.622
179.57	87.93	26.521	38.292	1.1867	5.194	0.6293	8.361	1.42	0.932	4.954	0.301	45	6.3807	8.2536	34.931	5.3601	743.4	x	x	41753	0.621
179.13	89.89	26.616	36.44	1.1877	5.3709	0.6399	8.361	3.551	0.386	1.969	0.301	45	6.5586	8.3933	33.175	5.5408	744.9	x	x	41795	0.626
																		x			
178.93	89.46	26.805	34.209	1.1906	5.4282	0.6293	8.347	3.018	0.296	2.469	0.3	45	6.6188	8.6258	30.848	5.6046	748.6	x	x	41899	0.628
183.14	88.62	26.776	36.759	1.1916	5.3565	0.6378	8.347	3.329	0.276	2.232	0.3	45	6.5481	8.3984	33.475	5.5263	749.8	x	x	41931	0.626
182.2	90.02	26.802	35.296	1.1936	5.4798	0.6314	6.956	3.551	0.236	1.722	0.3	45	6.6734	8.6788	31.954	5.6568	752.5	x	x	42006	0.629

p G	D p	T G	p ST	l L	j G	alta	v	f	PL	BT	des	inc	i	Gal	p ST	j G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	l/s	Pas	-----	-----
283.1	1.73	29.412	33.687	0.0434	0.1663	0.2369	0.907	0.781	0.787	0.374	0.3	55	0.2097	0.702	25.69	0.1778	0.993	x	x	1526	0.4674
273.66	1.75	29.439	34.215	0.0404	0.1635	0.2167	0.907	0.944	0.646	0.315	0.3	55	0.2039	0.7545	26.006	0.1749	0.8609	x	x	1420.9	0.4731
277.38	1.37	29.392	33.861	0.0345	0.1358	0.2072	0.907	1.172	0.516	0.258	0.3	55	0.1703	0.6554	25.553	0.1451	0.6277	x	x	1213.2	0.463
273.47	1.83	29.372	36.681	0.0335	0.1673	0.222	0.889	0.749	0.748	0.44	0.301	55	0.2008	0.7536	28.528	0.1792	0.5933	x	x	1179.5	0.4979
279.9	1.98	29.382	36.311	0.0335	0.1826	0.2019	0.789	0.814	0.622	0.347	0.301	55	0.2161	0.9044	27.948	0.1955	0.5939	x	x	1180.2	0.511
273.97	1.85	29.394	36.771	0.0345	0.1702	0.2178	0.909	0.944	0.616	0.346	0.301	55	0.2047	0.7815	28.574	0.1818	0.6292	x	x	1214.6	0.4972
258.62	9.19	28.764	31.431	0.4005	0.7486	0.3567	1.991	1.237	0.694	0.916	0.301	55	1.1491	2.0987	24.687	0.7936	84.167	x	x	1404.9	0.4258
258.01	9.17	28.649	31.787	0.4005	0.7428	0.3726	2.09	0.911	1.026	1.288	0.301	55	1.1433	1.9936	25.209	0.7867	84.165	x	x	1404.9	0.4245
254.19	9.17	28.563	31.646	0.4015	0.7371	0.3843	1.991	1.172	0.741	0.958	0.301	55	1.1386	1.918	25.191	0.7801	84.582	x	x	1408.3	0.4228
264.61	9.27	28.332	28.503	0.4025	0.7849	0.3811	1.987	1.497	0.547	0.78	0.3	55	1.1874	2.0596	22.014	0.8312	85.027	x	x	1412.0	0.4333
254.87	9.22	28.179	29.161	0.4025	0.7562	0.3652	1.897	1.139	0.757	0.908	0.3	55	1.1587	2.0706	22.506	0.8023	85.012	x	x	1411.9	0.4268
255.86	9.25	28.026	29.808	0.4025	0.7572	0.3907	2.197	1.302	0.781	0.906	0.3	55	1.1597	1.9381	23.42	0.801	85.013	x	x	1411.9	0.4271
255.54	15.24	27.536	24.931	0.3995	1.282	0.4872	2.981	1.611	0.602	1.248	0.3	55	1.6815	2.6314	19.552	1.3481	84.017	x	x	1403.6	0.5186
254.58	15.06	27.461	24.669	0.3965	1.2658	0.4808	2.455	1.4	0.591	1.163	0.3	55	1.6643	2.6327	19.223	1.3319	83.59	x	x	1400.1	0.5167
248.87	15.06	27.338	25.205	0.4005	1.2419	0.4713	2.981	1.4	0.72	1.409	0.3	55	1.6424	2.6351	19.66	1.3071	84.416	x	x	1407.0	0.5128
247.39	15.11	27.273	27.645	0.4005	1.217	0.466	2.459	1.367	0.542	1.257	0.301	55	1.6175	2.6116	22.044	1.2803	84.403	x	x	1406.9	0.5094
246.83	15.09	27.127	27.274	0.4044	1.218	0.4522	2.787	1.074	0.799	1.796	0.301	55	1.6224	2.6935	21.529	1.283	86.05	x	x	1420.5	0.5082
250.22	15.14	27.005	27.682	0.4054	1.2294	0.4617	2.613	1.465	0.557	1.227	0.301	55	1.6348	2.6628	22.036	1.2938	86.48	x	x	1424.1	0.5095
250.88	12.42	25.555	38.156	1.1936	0.9426	0.3164	2.782	3.19	0.489	0.383	0.3	55	2.1362	2.9791	30.99	1.0005	745.65	x	x	4181.6	0.3077
251.28	12.34	25.572	38.008	1.1975	0.9378	0.3069	2.981	2.523	0.646	0.535	0.3	55	2.1353	3.0557	30.743	0.9967	750.52	x	x	4195.2	0.3063
252.3	12.42	25.791	38.306	1.1995	0.9436	0.3281	2.782	2.539	0.622	0.474	0.3	55	2.1431	2.876	31.262	1.001	753.03	x	x	4202.2	0.3071
252.89	12.42	25.934	41.033	1.1995	0.9273	0.3313	3.216	2.311	0.719	0.673	0.301	55	2.1268	2.799	34.023	0.9827	753.01	x	x	4202.1	0.3042
253.4	12.4	25.967	41.123	1.2025	0.9264	0.3207	3.216	2.36	0.726	0.637	0.301	55	2.1289	2.8887	34.002	0.9822	756.77	x	x	4212.6	0.3037
253.67	12.42	26.166	41.434	1.2015	0.9264	0.3207	2.986	2.344	0.661	0.613	0.301	55	2.1279	2.8887	34.313	0.9821	755.52	x	x	4209.1	0.3038
236.4	18.44	26.214	39.245	1.1995	1.3174	0.3885	4.181	2.311	0.792	1.017	0.301	55	2.5169	3.391	32.833	1.3903	753.59	x	x	4203.8	0.3654
236.52	18.54	26.272	39.313	1.2005	1.325	0.3726	3.801	2.637	0.642	0.8	0.301	55	2.5255	3.5561	32.735	1.3998	754.86	x	x	4207.3	0.3663
236.61	18.57	26.353	39.325	1.2015	1.325	0.4087	3.801	2.116	0.787	1.009	0.301	55	2.5265	3.242	33.124	1.3966	756.12	x	x	4210.8	0.3662
236.64	18.57	26.56	36.413	1.2015	1.3547	0.3822	3.21	2.93	0.494	0.601	0.3	55	2.5562	3.5445	29.935	1.4312	756.16	x	x	4210.9	0.3702

236.72	18.57	26.674	36.075	1.2044	1.3575	0.396	3.478	2.995	0.522	0.639	0.3	55	2.5619	3.428	29.742	1.4328	759.82	x	x	42211	0.3702
237.13	18.62	26.777	36.896	1.2044	1.3537	0.4076	3.478	3.027	0.512	0.637	0.3	55	2.5561	3.3211	30.684	1.4272	759.81	x	x	42211	0.3697
																		x	x		
206.03	39.37	26.737	33.936	1.1788	2.6367	0.5031	5.217	2.995	0.443	1.299	0.3	55	3.8155	5.2409	28.723	2.7611	729.8	x	x	41369	0.4969
196.07	38.86	26.737	34.032	1.1827	2.5162	0.5264	5.217	2.376	0.478	1.718	0.3	55	3.6989	4.78	29.063	2.6306	734.44	x	x	41500	0.4877
195	38.76	26.898	34.57	1.1837	2.4894	0.5126	4.637	2.832	0.391	1.246	0.3	55	3.6731	4.8564	29.456	2.6052	735.64	x	x	41534	0.4855
189.06	38.46	27.065	36.812	1.1847	2.3795	0.4596	5.972	2.767	0.647	1.512	0.301	55	3.5642	5.1773	31.144	2.499	736.72	x	x	41564	0.4769
175.33	37.39	27.149	36.595	1.1847	2.2084	0.5041	4.645	2.083	0.692	1.538	0.301	55	3.3931	4.3809	31.392	2.3111	736.46	x	x	41557	0.4629
150.44	34.16	27.402	38.117	1.1837	1.8155	0.4341	4.645	2.832	0.593	1.047	0.301	55	2.9992	4.1822	32.182	1.9101	734.64	x	x	41506	0.4263
																		x	x		
191.55	66.09	28.21	37.744	1.1857	4.0726	0.5762	8.361	2.376	0.693	2.825	0.301	55	5.2583	7.068	33.285	4.237	740.48	x	x	41671	0.5769
190.7	65.25	28.088	38.452	1.1857	3.9913	0.6049	8.361	2.327	0.697	2.895	0.301	55	5.177	6.5983	34.303	4.1421	740.36	x	x	41667	0.5733
191.14	65.46	28.122	38.306	1.1847	4.0143	0.5731	6.968	2.539	0.581	2.163	0.301	55	5.199	7.0045	33.825	4.1764	739.15	x	x	41633	0.5744
191.88	65.53	28.173	36.001	1.1867	4.0955	0.6059	6.956	2.669	0	2.609	0.3	55	5.2822	6.7594	31.863	4.2524	741.76	x	x	41707	0.5779
191.55	65.41	28.207	36.168	1.1867	4.0783	0.6409	8.347	2.539	0.117	3.17	0.3	55	5.265	6.3634	32.396	4.2227	741.74	x	x	41706	0.5771
191.31	65.68	28.366	35.36	1.1887	4.1147	0.6038	6.956	3.027	0.113	2.184	0.3	55	5.3034	6.8147	31.2	4.2733	744.28	x	x	41777	0.5785
																		x	x		
182.84	87.63	28.23	37.986	1.1857	5.2255	0.624	8.347	3.516	0.314	2.06	0.3	55	6.4112	8.3742	34.037	5.4155	742.21	x	x	41719	0.6217
182.21	86.87	28.316	38.105	1.1877	5.1634	0.6335	6.956	3.874	0.192	1.803	0.3	55	6.3511	8.1506	34.255	5.3474	744.61	x	x	41786	0.6194
183	87.83	28.415	37.706	1.1877	5.2485	0.6388	6.956	2.995	0.26	2.063	0.3	55	6.4362	8.2162	33.912	5.4333	744.73	x	x	41790	0.6223
182.04	88.27	28.684	39.734	1.1896	5.1758	0.6643	10.451	2.669	0.626	3.29	0.301	55	6.3654	7.7914	36.206	5.3467	747	x	x	41853	0.6196
183.69	87.63	28.752	41.2	1.1887	5.1146	0.659	8.361	2.285	0.611	3.033	0.301	55	6.3033	7.7612	37.617	5.2841	745.78	x	x	41819	0.6176
183.05	87.45	28.807	40.443	1.1887	5.1194	0.6091	10.451	2.962	0.535	2.994	0.301	55	6.3081	8.4049	36.338	5.3094	745.79	x	x	41820	0.6178
																		x	x		
280.05	2.67	29.661	36.634	0.1144	0.2371	0.2083	0.972	1.139	0.531	0.323	0.301	55	0.3515	1.1383	28.338	0.254	6.8707	x	x	4014	0.4041
282.69	2.74	29.677	36.634	0.1144	0.2447	0.2295	1.045	1.53	0.426	0.257	0.301	55	0.3591	1.0662	28.559	0.2615	6.8718	x	x	4014.3	0.4091
282.35	2.72	29.734	36.594	0.1144	0.2419	0.2093	1.02	1.4	0.47	0.259	0.301	55	0.3563	1.1558	28.308	0.2596	6.8714	x	x	4014.2	0.4073
279.37	2.57	29.772	34.012	0.1144	0.2323	0.1881	0.949	1.204	0.497	0.291	0.3	55	0.3467	1.235	25.504	0.2497	6.87	x	x	4013.8	0.4008
278.34	2.49	29.792	34.07	0.1144	0.2266	0.2433	0.971	1.172	0.54	0.288	0.3	55	0.341	0.9314	26.14	0.2422	6.8692	x	x	4013.5	0.3968
277.91	2.51	29.783	34.088	0.1154	0.2275	0.2061	0.994	1.335	0.486	0.258	0.3	55	0.3429	1.1038	25.769	0.2436	6.8897	x	x	4048.6	0.3963
																		x	x		
273.29	1.85	29.901	35.406	0.0414	0.1702	0.1637	0.787	1.204	0.46	0.194	0.3	55	0.2116	1.0397	26.643	0.1831	0.9042	x	x	1456.1	0.4764
269.01	1.78	29.918	35.666	0.0414	0.1625	0.1658	0.787	0.977	0.593	0.213	0.3	55	0.2049	0.9801	26.925	0.1751	0.9478	x	x	1490.8	0.4666
271.15	1.815	29.91	35.536	0.0419	0.1664	0.1648	0.787	1.0905	0.5265	0.2035	0.3	55	0.2083	1.0097	26.784	0.1791	0.9259	x	x	1473.5	0.4716
271.59	1.83	29.941	38.735	0.0424	0.1635	0.1637	0.82	1.009	0.548	0.264	0.301	55	0.2059	0.9968	29.972	0.1752	0.9478	x	x	1490.9	0.4675
272.24	1.83	29.975	39.032	0.0434	0.1625	0.1595	0.853	1.074	0.536	0.259	0.301	55	0.2059	1.0188	30.225	0.1746	0.9928	x	x	1525.8	0.4639
271.92	1.83	29.958	38.884	0.0429	0.163	0.1616	0.8365	1.0415	0.542	0.2615	0.301	55	0.2059	1.0087	30.099	0.1749	0.9702	x	x	1508.3	0.4657

252.75	8.86	29.909	29.865	0.4044	0.717	0.3843	1.987	1.595	0.561	0.685	0.3	55	1.1214	1.8657	23.41	0.7592	85.795	x	x	14184	0.417
251.3	8.84	29.874	30.212	0.4044	0.7094	0.3599	1.897	1.27	0.707	0.787	0.3	55	1.1138	1.9711	23.501	0.7527	86.791	x	x	14184	0.4152
252.03	8.85	29.892	30.039	0.4044	0.7132	0.3721	1.942	1.4325	0.634	0.736	0.3	55	1.1176	1.9167	23.456	0.756	85.793	x	x	14184	0.4161
251.22	8.86	29.84	32.381	0.4044	0.7017	0.3864	2.09	1.487	0.601	0.805	0.301	55	1.1061	1.816	25.947	0.7417	85.787	x	x	14183	0.4133
252.86	8.86	29.782	32.85	0.4084	0.7027	0.3207	1.991	1.335	0.666	0.826	0.301	55	1.1111	2.1911	25.729	0.7466	87.49	x	x	14324	0.4121
252.04	8.86	29.811	32.616	0.4064	0.7022	0.3536	2.0405	1.411	0.6335	0.8155	0.301	55	1.1086	1.9861	25.838	0.7441	86.636	x	x	14253	0.4127
																		x	x		
																		x	x		
248.44	16.33	29.612	26.67	0.3926	1.3193	0.4808	4.181	1.253	0.924	2.411	0.301	55	1.7119	2.744	21.224	1.3869	81.169	x	x	13796	0.5257
241.35	16.1	29.533	26.526	0.3916	1.2772	0.4956	2.986	1.432	0.616	1.468	0.301	55	1.6686	2.5771	21.235	1.3407	80.737	x	x	13760	0.5206
244.9	16.215	29.573	26.598	0.3921	1.2983	0.4882	3.5835	1.3425	0.77	1.9395	0.301	55	1.6904	2.6593	21.23	1.3638	80.953	x	x	13778	0.5232
240.76	16.05	29.39	24.952	0.3936	1.2877	0.4628	3.21	1.465	0.674	1.518	0.3	55	1.6813	2.7824	19.318	1.3563	81.566	x	x	13830	0.5213
241.1	16	29.327	24.594	0.3946	1.2877	0.52	2.782	1.432	0.574	1.368	0.3	55	1.6823	2.4763	19.556	1.3502	81.979	x	x	13865	0.5209
240.93	16.025	29.359	24.773	0.3941	1.2877	0.4914	2.996	1.4485	0.624	1.443	0.3	55	1.6818	2.6205	19.438	1.3532	81.772	x	x	13848	0.5211
																		x	x		
																		x	x		
187.54	57.3	29.112	37.408	1.1551	3.4866	0.6059	5.962	2.637	0.395	1.867	0.3	55	4.6417	5.7544	33.27	3.6188	702.06	x	x	40575	0.5519
187.54	57.3	29.112	37.408	1.1551	3.4866	0.6059	5.962	2.637	0.395	1.867	0.3	55	4.6417	5.7544	33.27	3.6188	702.06	x	x	40575	0.5519
187.54	57.3	29.112	37.408	1.1551	3.4866	0.6059	5.962	2.637	0.395	1.867	0.3	55	4.6417	5.7544	33.27	3.6188	702.06	x	x	40575	0.5519
190.72	57.2	28.713	39.977	1.164	3.4569	0.5953	8.361	2.441	0.705	2.72	0.301	55	4.6209	5.807	35.728	3.5696	712.84	x	x	40885	0.5493
190.72	57.2	28.713	39.977	1.164	3.4569	0.5953	8.361	2.441	0.705	2.72	0.301	55	4.6209	5.807	35.728	3.5696	712.84	x	x	40885	0.5493
190.72	57.2	28.713	39.977	1.164	3.4569	0.5953	8.361	2.441	0.705	2.72	0.301	55	4.6209	5.807	35.728	3.5696	712.84	x	x	40885	0.5493

p G	D p	T G	p ST	j L	j G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	i	j/Gal	p ST'	j G'	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
289.03	1.75	28.146	36.661	0.0444	0.1683	0.239	0.927	1.855	0.316	0.184	0.3	75	0.2127	0.7042	27.277	0.1822	1.0392	x	x	1561.1	0.4666
284.69	1.96	28.117	37.106	0.0444	0.1826	0.2305	1.265	1.595	0.497	0.296	0.3	75	0.227	0.7922	27.597	0.1974	1.04	x	x	1561.7	0.4791
286.01	2.03	28.147	36.954	0.0454	0.1693	0.2539	1.391	1.855	0.476	0.273	0.3	75	0.2347	0.7456	27.733	0.2048	1.0875	x	x	1597	0.482
278.15	1.55	28.377	42.124	0.0444	0.1415	0.2136	0.995	1.172	0.562	0.287	0.301	75	0.1859	0.6625	32.406	0.1534	1.0377	x	x	1559.9	0.4399
279.47	1.55	28.456	42.326	0.0444	0.1415	0.2125	0.909	1.432	0.423	0.212	0.301	75	0.1859	0.6659	32.595	0.1532	1.0377	x	x	1559.9	0.4399
278.81	1.55	28.417	42.225	0.0444	0.1415	0.2131	0.952	1.302	0.4925	0.2495	0.301	75	0.1859	0.6642	32.5	0.1533	1.0377	x	x	1559.9	0.4399
273.47	2.92	30.15	43.67	0.1174	0.24	0.1722	1.1	1.302	0.57	0.275	0.301	75	0.3574	1.3937	33.442	0.2596	7.2353	x	x	4119.1	0.4027
283.1	2.84	30.406	43.73	0.1184	0.2409	0.1892	1.13	1.815	0.439	0.183	0.301	75	0.3593	1.2733	33.711	0.2605	7.3589	x	x	4154.1	0.4022
279.99	2.87	30.661	43.915	0.1184	0.239	0.1892	1.13	1.302	0.613	0.254	0.301	75	0.3574	1.2632	33.896	0.259	7.3586	x	x	4154	0.4009
275.64	2.77	30.688	40.454	0.1194	0.2352	0.1998	0.907	1.628	0.376	0.182	0.3	75	0.3546	1.1772	30.566	0.2542	7.4826	x	x	4188.9	0.3972
273.54	2.79	30.99	40.647	0.1203	0.2352	0.1828	0.994	1.074	0.64	0.285	0.3	75	0.3555	1.2867	30.549	0.2553	7.5956	x	x	4220.4	0.3963
281.53	2.69	31.02	40.306	0.1203	0.2333	0.1934	0.971	1.758	0.368	0.184	0.3	75	0.3536	1.2063	30.339	0.2524	7.5953	x	x	4220.3	0.395
276.24	0.58	31.108	44.921	0.0286	0.066	0.0927	0.927	2.865	0.276	0.048	0.3	75	0.0946	0.712	33.712	0.0714	0.4297	x	x	1003.8	0.376
280.52	0.64	31.382	43.802	0.0247	0.0707	0.1022	0.732	1.123	0.546	0.106	0.3	75	0.0954	0.6918	32.71	0.077	0.3209	x	x	867.47	0.403
284.16	0.64	31.386	44.699	0.0256	0.0698	0.0969	0.835	1.204	0.565	0.108	0.3	75	0.0954	0.7203	33.542	0.0763	0.3446	x	x	898.93	0.397
285.09	0.51	31.471	48.066	0.0207	0.0593	0.1065	0.685	0.944	0.58	0.146	0.301	75	0.08	0.5568	37.027	0.0649	0.2254	x	x	726.99	0.3969
285.06	0.56	31.484	39.214	0.0255	0.0669	0.099	0.643	0.977	0.542	0.117	0.301	75	0.0925	0.6758	28.083	0.073	0.3445	x	x	898.81	0.3907
278.2	0.61	31.511	48.498	0.0207	0.065	0.0927	0.697	1.107	0.517	0.113	0.301	75	0.0857	0.7012	37.289	0.0713	0.2255	x	x	727.23	0.4105
246.54	16.1	31.495	30.459	0.4005	1.2514	0.4681	3.216	1.172	0.933	1.811	0.301	75	1.6519	2.6734	23.881	1.3252	84.421	x	x	14070	0.5141
246.78	16.08	31.305	31.209	0.3975	1.2428	0.4808	2.986	1.432	0.704	1.381	0.301	75	1.6403	2.5649	24.787	1.3143	83.161	x	x	13965	0.5139
246.12	16.08	31.206	30.823	0.3995	1.2514	0.4628	2.787	1.009	0.91	1.852	0.301	75	1.6509	2.704	24.179	1.3266	84.001	x	x	14035	0.5145
249.62	16.15	31.104	28.517	0.4005	1.2858	0.4925	3.478	1.53	0.65	1.623	0.3	75	1.6863	2.6108	22.24	1.3597	84.438	x	x	14072	0.5187
251.95	16.18	31.029	28.755	0.4005	1.2954	0.5158	2.782	1.79	0.537	1.017	0.3	75	1.6959	2.5114	22.765	1.3667	84.443	x	x	14072	0.52
252.97	16.21	30.818	28.637	0.3985	1.3002	0.4734	2.609	1.497	0.594	1.148	0.3	75	1.6997	2.7465	22.324	1.3775	84.026	x	x	14037	0.5209
228.84	18.19	26.874	39.87	1.1522	1.2619	0.4458	3.794	3.223	0.453	0.724	0.3	75	2.4141	2.8306	33.016	1.3363	695.33	x	x	40380	0.3637
229.94	18.01	26.904	39.49	1.161	1.2572	0.4267	3.794	3.483	0.438	0.652	0.3	75	2.4182	2.9463	32.4	1.3339	705.97	x	x	40688	0.3619
236.85	17.58	26.768	39.349	1.1502	1.2552	0.4172	3.794	2.637	0.549	0.89	0.3	75	2.4054	3.0086	32.142	1.3325	692.91	x	x	40310	0.363
233.31	17.6	26.694	42.834	1.1581	1.2141	0.414	4.645	2.93	0.057	1.529	0.301	75	2.3722	2.9326	35.588	1.2878	702.39	x	x	40584	0.356

235.28	17.75	26.647	42.416	1.1601	1.2361	0.4161	4.181	2.458	0.666	1.015	0.301	75	2.3962	2.9707	35.195	1.3109	704.85	x	x	40655	0.3589
232.09	17.91	26.796	42.643	1.1581	1.2313	0.4384	4.645	2.62	0.722	1.051	0.301	75	2.3894	2.8086	35.697	1.3031	702.41	x	x	40585	0.3585
																		x	x		
193.57	37.8	27.035	41.56	1.1512	2.2963	0.5476	5.972	2.946	0.537	1.49	0.301	75	3.4475	4.1934	35.961	2.4077	695.62	x	x	40368	0.4744
197	37.47	27.037	41.056	1.1541	2.3116	0.5264	5.972	2.702	0.592	1.618	0.301	75	3.4657	4.3913	35.196	2.429	699.14	x	x	40491	0.4753
195.08	37.82	27.01	41.072	1.1531	2.3174	0.5211	5.972	2.539	0.664	1.688	0.301	75	3.4705	4.4471	35.146	2.4361	697.94	x	x	40456	0.4759
																		x	x		
195.25	38.3	27.102	38.293	1.1561	2.3958	0.5328	5.217	2.946	0	1.773	0.3	75	3.5519	4.4966	32.512	2.5173	701.68	x	x	40564	0.4817
208.52	35.05	27.307	37.45	1.1423	2.304	0.5317	4.637	2.832	0	1.639	0.3	75	3.4463	4.3333	31.655	2.4212	684.94	x	x	40077	0.4762
197.73	36.3	27.436	38.847	1.1462	2.2791	0.5455	5.217	3.255	0	1.604	0.3	75	3.4253	4.178	33.222	2.3914	689.58	x	x	40213	0.4736
																		x	x		
																		x	x		
185.26	66.57	27.699	38.514	1.1512	3.998	0.6356	8.347	3.288	0	2.541	0.3	75	5.1492	6.2901	34.001	4.1605	698.08	x	x	40460	0.5774
186.86	67.01	28.051	38.684	1.1512	4.0363	0.6431	6.956	3.06	0	2.276	0.3	75	5.1875	6.2763	34.263	4.1979	698.14	x	x	40462	0.5791
188.02	66.7	28.472	38.578	1.1531	4.0344	0.6282	6.956	3.049	0	2.284	0.3	75	5.1875	6.4222	33.973	4.2009	700.43	x	x	40528	0.5788
																		x	x		
186.76	67.16	28.726	40.256	1.1541	3.9932	0.6282	8.361	3.646	0.375	1.918	0.301	75	5.1473	6.3566	35.651	4.1569	701.58	x	x	40561	0.5769
186.92	67.87	29.083	41.309	1.1541	4.0038	0.6123	6.968	2.279	0.519	2.539	0.301	75	5.1579	6.539	36.508	4.1735	701.6	x	x	40562	0.5773
186.92	67.84	29.274	41.32	1.1551	3.9999	0.6367	8.361	2.93	0.566	2.288	0.301	75	5.155	6.2822	36.62	4.1594	702.8	x	x	40596	0.577
																		x	x		
																		x	x		
250.36	13.16	29.937	44.736	1.1926	0.9378	0.3769	4.181	2.051	1.009	1.029	0.301	75	2.1304	2.4882	37.032	0.9977	744.39	x	x	41780	0.3069
249.8	13.03	30.487	44.684	1.1936	0.9283	0.3632	3.801	2.376	0.801	0.798	0.301	75	2.1219	2.4225	37.058	0.9863	745.63	x	x	41815	0.3051
250.31	13	30.954	45.101	1.1956	0.9235	0.3642	3.484	2.148	0.811	0.811	0.301	75	2.1191	2.5357	37.24	0.9825	748.12	x	x	41885	0.304
																		x	x		
250.26	12.95	31.084	41.832	1.1916	0.9407	0.4013	3.21	3.239	0.448	0.543	0.3	75	2.1323	2.3441	34.429	0.9988	743.15	x	x	41746	0.3076
250.11	12.95	31.18	43.12	1.1936	0.9312	0.3779	3.478	2.799	0.51	0.732	0.3	75	2.1248	2.4641	35.428	0.9905	745.63	x	x	41815	0.3056
249.99	12.85	31.34	42.223	1.1946	0.9302	0.3779	3.478	2.832	0.527	0.701	0.3	75	2.1248	2.4615	34.531	0.9896	746.88	x	x	41850	0.3053
																		x	x		
																		x	x		
249.78	8.97	32.233	31.078	0.4005	0.7084	0.4161	2.319	1.563	0.576	0.908	0.3	75	1.1089	1.7025	23.858	0.754	84.147	x	x	14047	0.4163
250.25	8.92	32.349	30.883	0.4005	0.7065	0.45	2.455	1.204	0.795	1.243	0.3	75	1.107	1.57	24.081	0.7492	84.146	x	x	14047	0.4158
250.91	8.84	32.414	30.748	0.4025	0.7027	0.4691	2.455	1.823	0.548	0.799	0.3	75	1.1052	1.498	24.182	0.7437	84.985	x	x	14117	0.4142
																		x	x		
251.78	8.86	32.312	33.067	0.4025	0.6931	0.4713	2.459	1.595	0.593	0.949	0.301	75	1.0956	1.4706	26.528	0.7329	84.98	x	x	14117	0.4118
251.01	8.89	32.234	33.114	0.4025	0.695	0.4447	2.613	1.107	0.899	1.462	0.301	75	1.0975	1.5629	26.247	0.7369	84.981	x	x	14117	0.4123
261.76	9.04	32.181	33.038	0.4025	0.7275	0.4214	2.459	1.855	0.546	0.779	0.301	75	1.13	1.7264	25.883	0.7732	84.998	x	x	14118	0.4202

p G	D p	T G	p ST	l L	j G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	j	G/al	p ST	j G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pa.s	-----	-----
288.96	0.58	28.643	42.229	0.0266	0.0688	0.1096	0.662	1.66	0.37	0.029	0.3	90	0.0954	0.6277	30.841	0.0751	0.3719	x	x	933.89	0.3905
276.39	0.33	29.702	42.58	0.0247	0.0478	0.1075	0.662	1.66	0.37	0.029	0.3	90	0.0725	0.4447	31.165	0.0524	0.3202	x	x	866.51	0.3455
269.55	0.66	29.767	41.884	0.0276	0.0717	0.1605	0.696	1.66	0.405	0.014	0.3	90	0.0993	0.4467	31.145	0.0778	0.4004	x	x	969.01	0.3924
260.11	0.66	29.746	41.535	0.0276	0.0746	0.1436	1.072	3.168	0.29	0.049	0.301	90	0.1022	0.5195	30.581	0.0809	0.4005	x	x	969.13	0.3983
268.1	0.61	29.905	44.449	0.0286	0.066	0.0927	1.072	3.168	0.29	0.049	0.301	90	0.0946	0.712	32.845	0.0726	0.4297	x	x	1003.8	0.376
274.11	0.635	29.826	42.992	0.0281	0.0703	0.1182	1.072	3.168	0.29	0.049	0.301	90	0.0984	0.595	31.713	0.0768	0.415	x	x	986.45	0.3874
278.34	1.83	30.442	41.155	0.0464	0.1635	0.1605	0.909	1.953	0.395	0.07	0.301	90	0.2099	1.0187	30.416	0.1784	1.1342	x	x	1630.9	0.457
273.2	1.73	30.598	41.047	0.0464	0.153	0.1542	0.909	1.953	0.395	0.07	0.301	90	0.1994	0.9922	30.228	0.1668	1.1336	x	x	1630.4	0.4467
263.3	1.88	30.649	40.253	0.0464	0.1616	0.1934	0.909	1.953	0.395	0.07	0.301	90	0.208	0.8356	29.935	0.1757	1.1341	x	x	1630.8	0.4552
264.77	1.78	30.689	40.342	0.0464	0.1539	0.1743	1.439	2.93	0.454	0.038	0.3	90	0.2003	0.883	29.78	0.1674	1.1337	x	x	1630.5	0.4477
263.77	1.7	30.728	40.494	0.0464	0.1482	0.203	1.439	2.93	0.454	0.038	0.3	90	0.1946	0.73	30.298	0.1609	1.1333	x	x	1630.2	0.4418
262.22	1.85	30.802	38.766	0.0473	0.1606	0.1828	1.439	2.93	0.454	0.038	0.3	90	0.2079	0.8786	28.312	0.1751	1.1783	x	x	1662.2	0.4519
262.47	2.77	31.179	36.428	0.1253	0.2342	0.3026	1.1935	1.253	0.8365	0.118	0.3	90	0.3595	0.774	27.504	0.2519	8.2384	x	x	4395.3	0.3903
256.21	2.67	31.129	36.074	0.1203	0.2218	0.2613	1.159	1.302	0.753	0.137	0.3	90	0.3421	0.8488	26.623	0.2399	7.5935	x	x	4219.8	0.3869
257.87	2.87	31.112	35.755	0.1203	0.239	0.2729	1.228	1.204	0.92	0.099	0.3	90	0.3593	0.8758	26.452	0.2583	7.5961	x	x	4220.5	0.3988
258.16	2.87	31.03	35.913	0.1203	0.239	0.2857	1.267	1.286	0.772	0.213	0.301	90	0.3593	0.8365	26.773	0.2575	7.5961	x	x	4220.5	0.3988
259.03	2.9	30.905	35.777	0.1213	0.2428	0.2676	1.13	0.879	0.93	0.356	0.301	90	0.3641	0.9073	26.406	0.2627	7.7232	x	x	4255.7	0.4003
260.96	2.97	30.766	36.116	0.1213	0.2495	0.3016	1.1985	1.0825	0.851	0.2845	0.301	90	0.3708	0.8273	27.179	0.2689	7.7242	x	x	4256	0.4047
262.96	8.64	30.574	31.463	0.4084	0.7094	0.45	1.991	1.367	0.912	0.544	0.301	90	1.1178	1.5764	24.421	0.7541	87.493	x	x	14324	0.4138
255.24	8.61	30.618	32.349	0.4094	0.6874	0.3865	1.991	1.725	0.731	0.423	0.301	90	1.0968	1.7694	24.522	0.7347	87.91	x	x	14358	0.408
256.14	8.59	30.624	32.184	0.4094	0.6874	0.3673	2.613	1.66	0.932	0.642	0.301	90	1.0968	1.8715	24.086	0.7368	87.91	x	x	14358	0.408
264.32	8.66	30.565	31.961	0.4104	0.7103	0.4182	1.987	1.986	0.777	0.224	0.3	90	1.1207	1.6985	24.513	0.7577	88.351	x	x	14394	0.4133
257.23	8.64	30.458	31.915	0.4104	0.6969	0.379	2.319	1.107	1.486	0.609	0.3	90	1.1073	1.8388	23.967	0.746	88.344	x	x	14393	0.41
257.36	8.74	30.328	32.114	0.4104	0.7027	0.3917	1.815	2.051	0.659	0.226	0.3	90	1.1131	1.794	24.328	0.7515	88.347	x	x	14394	0.4115
240.78	16.15	30.149	26.961	0.4015	1.2715	0.5073	2.782	1.693	1.203	0.441	0.3	90	1.673	2.5064	20.651	1.3458	84.851	x	x	14106	0.5165
233.22	16.15	30.059	26.88	0.4005	1.2457	0.5063	2.455	1.139	1.577	0.578	0.3	90	1.6462	2.4604	20.558	1.3184	84.418	x	x	14070	0.5133
242.56	16.26	29.976	26.57	0.4005	1.2906	0.4861	2.782	1.172	1.719	0.656	0.3	90	1.6911	2.655	19.99	1.3693	84.44	x	x	14072	0.5194
242.74	16.33	29.88	27.031	0.4005	1.2935	0.4713	3.216	2.214	0.724	0.729	0.301	90	1.694	2.7445	20.262	1.3742	84.442	x	x	14072	0.5197
233.65	16.36	29.759	26.997	0.4005	1.2619	0.5116	2.986	1.27	1.182	1.17	0.301	90	1.6624	2.4666	20.742	1.3346	84.426	x	x	14070	0.5155

234.62	16.43	29.704	26.614	0.4015	1.2753	0.52	2.787	1.4	0.961	1.031	0.301	90	1.6768	2.4525	20.466	1.3477	84.853	x	x	14106	0.517
																		x	x		
																		x	x		
267.23	3.18	29.498	43.64	0.5889	0.2553	0.1499	1.742	2.474	0.618	0.086	0.301	90	0.8442	1.7031	32.766	0.2779	181.35	x	x	20622	0.2049
277.96	3.28	29.444	43.56	0.5889	0.2715	0.1648	1.672	1.888	0.745	0.14	0.301	90	0.8604	1.6475	32.876	0.2955	181.37	x	x	20623	0.213
277.22	3.07	25.28	44.859	0.5958	0.2553	0.1499	1.394	2.507	0.501	0.055	0.301	90	0.8511	1.7031	33.985	0.2783	185.63	x	x	20864	0.2036
																		x	x		
270.5	2.97	25.824	44.826	0.585	0.2438	0.1457	1.3155	2.1375	0.6165	0.0395	0.3	90	0.8288	1.6733	33.898	0.2652	178.95	x	x	20485	0.1997
263.59	2.9	26.449	44.923	0.583	0.2333	0.1436	1.192	2.582	0.44	0.022	0.3	90	0.8163	1.6247	33.969	0.2539	177.72	x	x	20415	0.1945
263.82	2.77	26.252	44.912	0.567	0.2247	0.1436	1.439	1.693	0.793	0.057	0.3	90	0.8126	1.5648	33.958	0.2443	180.72	x	x	20586	0.1889
																		x	x		
																		x	x		
																		x	x		
																		x	x		
242.48	12.85	26.747	40.216	1.2015	0.9331	0.3535	3.21	5.29	0.464	0.143	0.3	90	2.1346	2.6396	31.942	0.9978	755.53	x	x	42092	0.305
245.32	12.67	26.887	40.473	1.2074	0.9264	0.362	2.981	4.167	0.551	0.164	0.3	90	2.1338	2.5591	32.307	0.9902	762.95	x	x	42298	0.3031
248.32	12.65	26.974	40.43	1.2104	0.9321	0.3514	2.981	4.801	0.479	0.142	0.3	90	2.1425	2.6525	32.129	0.9976	766.75	x	x	42403	0.3038
																		x	x		
245.21	12.6	27.222	40.483	1.2104	0.9206	0.3419	3.484	2.474	1.058	0.35	0.301	90	2.131	2.6926	32.061	0.986	766.73	x	x	42403	0.3017
246.85	12.47	27.377	40.488	1.2133	0.9139	0.3748	3.484	2.946	0.845	0.338	0.301	90	2.1272	2.4384	32.486	0.9757	770.4	x	x	42504	0.3001
247.05	12.45	27.423	40.76	1.2153	0.912	0.327	3.484	5.566	0.456	0.17	0.301	90	2.1273	2.789	32.147	0.978	772.93	x	x	42574	0.2996
																		x	x		
																		x	x		
230.81	18.82	27.779	38.281	1.1965	1.325	0.432	3.801	5.111	0.449	0.295	0.301	90	2.5215	3.0671	31.009	1.4083	749.85	x	x	41933	0.3668
238.83	18.97	27.852	37.783	1.1875	1.3747	0.4341	4.181	3.516	0.739	0.45	0.301	90	2.5722	3.1668	30.538	1.4603	751.17	x	x	41970	0.3733
				1.197	1.3499	0.4331	3.991	4.3135	0.594	0.3725	0.301	90	2.5469	3.1171	30.773	1.4343	750.51	x	x	41952	0.3701
																		x	x		
239.63	18.29	27.87	38.021	1.1956	1.326	0.4278	3.478	4.199	0.567	0.261	0.3	90	2.5216	3.0996	30.695	1.4095	748.72	x	x	41902	0.367
233.8	18.19	27.927	37.906	1.1985	1.2973	0.4193	3.794	5.143	0.513	0.224	0.3	90	2.4958	3.094	30.472	1.3798	752.31	x	x	42002	0.3627
233.86	18.14	28.02	38.13	1.1995	1.2906	0.4257	3.478	5.024	0.489	0.203	0.3	90	2.4901	3.0317	30.778	1.372	753.55	x	x	42037	0.3617
																		x	x		
																		x	x		
200.41	41.35	31.739	34.984	1.1926	2.6615	0.5593	5.217	3.646	0.848	0.583	0.3	90	3.8541	4.7586	29.338	2.7944	746.97	x	x	41853	0.497
200.79	42.09	31.828	34.834	1.1946	2.7151	0.5306	4.637	4.704	0.585	0.4	0.3	90	3.9097	5.117	28.821	2.8588	749.56	x	x	41925	0.5005
201.07	42.42	31.783	34.711	1.1946	2.7418	0.5529	5.217	6.989	0.438	0.307	0.3	90	3.9364	4.9589	28.983	2.8613	749.6	x	x	41926	0.5024
																		x	x		
198.11	42.42	32.087	34.753	1.1975	2.7112	0.5158	4.645	2.799	0.787	0.872	0.301	90	3.9087	5.2563	28.551	2.8595	753.18	x	x	42026	0.4999
198.9	42.39	32.153	35.489	1.1995	2.7026	0.5423	5.226	3.646	0.712	0.721	0.301	90	3.9021	4.9836	29.626	2.842	755.68	x	x	42096	0.4991
198.11	42.55	32.131	35.165	1.1985	2.7103	0.5476	5.226	3.255	0.816	0.789	0.301	90	3.9088	4.9494	29.369	2.8489	754.44	x	x	42061	0.4997
																		x	x		
																		x	x		
190.01	65.68	31.802	34.184	1.1867	4.0955	0.6165	5.972	2.441	0.917	1.529	0.301	90	5.2822	6.6431	29.268	4.2773	741.76	x	x	41707	0.5779
189.68	65.84	31.707	34.361	1.1877	4.0965	0.6293	5.972	3.662	0.62	1.011	0.301	90	5.2842	6.5096	29.608	4.273	743.01	x	x	41742	0.5778
189.72	66.6	31.486	34.524	1.1906	4.1414	0.6006	5.972	4.183	0.494	0.934	0.301	90	5.332	6.8954	29.405	4.3321	746.69	x	x	41845	0.5795
																		x	x		
191.08	66.88	31.191	34.549	1.1916	4.1806	0.6208	6.956	8.984	0.336	0.438	0.3	90	5.3722	6.7342	29.688	4.3642	748	x	x	41882	0.5811
190.26	66.93	30.874	34.884	1.1936	4.1653	0.5953	4.637	5.208	0.373	0.517	0.3	90	5.3589	6.997	29.697	4.3591	750.48	x	x	41951	0.5802
190.93	67.23	30.396	34.216	1.1956	4.2189	0.6112	5.962	2.832	0.887	1.218	0.3	90	5.4145	6.9027	29.232	4.4097	753.07	x	x	42023	0.5823

[illegible]

A P Ê N D I C E B

**Tabelas dos Dados Obtidos para
Escoamentos de Ar com Goma Xantana**

pG	Dp	TG	pST	IL	IG	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	I	IGal	pST	IG	We	gamma	visc	Re	alH
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
200.3	32.59	28.54	8.624	0.718	2.63	0.599	4.637	0.781	0.769	5.167	0.3	0	3.348	4.394	8.624	2.63	271.75	574	0.014	1829	0.507
202.6	32.46	28.3	9.302	0.715	2.626	0.596	4.637	0.798	0.674	5.141	0.3	0	3.341	4.403	9.302	2.626	269.57	572.8	0.014	1820	0.507
204.8	31.8	28.16	8.811	0.72	2.603	0.661	4.637	0.781	0.838	5.097	0.3	0	3.323	3.938	8.811	2.603	273.24	569.7	0.014	1826	0.504
202.9	30.96	28.07	9.242	0.719	2.51	0.618	4.645	0.781	0.985	4.961	0.301	0	3.229	4.063	9.242	2.51	272.4	553.5	0.014	1789	0.497
210.9	31.19	27.82	8.894	0.719	2.604	0.6	3.981	0.781	0.79	4.307	0.301	0	3.323	4.343	8.894	2.604	272.48	569.7	0.014	1823	0.505
211.4	31.27	27.7	8.84	0.719	2.619	0.593	3.981	0.781	0.81	4.287	0.301	0	3.338	4.414	8.84	2.619	272.5	572.2	0.014	1828	0.506
242.2	17.91	27.6	9.104	0.727	1.655	0.489	3.092	1.172	0.527	2.111	0.3	0	2.382	3.382	9.104	1.655	277.61	408.3	0.017	1479	0.417
247.7	17.98	27.61	8.779	0.736	1.692	0.566	3.092	1.172	0.544	2.094	0.3	0	2.428	2.992	8.779	1.692	284.46	416.2	0.017	1516	0.42
245.1	17.98	27.61	8.421	0.735	1.687	0.484	3.092	1.221	0.545	1.988	0.3	0	2.422	3.486	8.421	1.687	283.69	415.3	0.017	1512	0.42
248.9	17.45	27.59	8.901	0.733	1.647	0.428	3.484	1.204	0.571	2.321	0.301	0	2.38	3.851	8.901	1.647	282.11	408	0.017	1490	0.415
240.8	17.5	27.53	8.838	0.733	1.616	0.561	3.097	1.139	0.567	2.151	0.301	0	2.349	2.878	8.838	1.616	282.08	402.6	0.017	1477	0.412
250.3	17.58	27.47	8.369	0.736	1.676	0.536	3.484	1.172	0.629	2.344	0.301	0	2.4.2	3.127	8.369	1.676	284.45	413.5	0.017	1510	0.418
258.3	7.16	24.88	6.21	0.577	0.734	0.339	1.739	1.4	0.414	0.829	0.3	0	1.311	2.168	6.21	0.734	174.51	224.8	0.026	777	0.3
260.5	7.09	24.94	5.666	0.578	0.734	0.346	1.739	1.497	0.408	0.754	0.3	0	1.312	2.121	5.666	0.734	175.11	225	0.026	778.8	0.299
258.9	7.16	24.9	5.392	0.578	0.74	0.388	1.739	1.237	0.465	0.941	0.3	0	1.318	1.91	5.392	0.74	175.12	225.9	0.026	781.2	0.301
261.5	7.21	25.02	5.843	0.58	0.749	0.33	1.742	1.563	0.399	0.716	0.301	0	1.329	2.267	5.843	0.749	176.28	227.8	0.026	788.2	0.302
262.6	7.24	25.28	5.624	0.58	0.752	0.319	1.742	1.188	0.526	0.94	0.301	0	1.332	2.362	5.624	0.752	176.28	228.4	0.026	789.8	0.303
256.9	7.16	25.41	5.339	0.581	0.736	0.333	1.742	1.139	0.549	0.98	0.301	0	1.317	2.208	5.339	0.736	176.87	225.8	0.026	784.7	0.299
245.8	17.04	26.89	7.569	0.569	1.618	0.54	3.484	1.074	0.567	2.676	0.301	0	2.187	2.994	7.569	1.618	170.4	374.9	0.018	1094	0.437
246.1	17.07	26.99	6.77	0.57	1.634	0.536	2.787	1.042	0.442	2.234	0.301	0	2.204	3.049	6.77	1.634	171.01	377.8	0.018	1102	0.438
246	17.07	27.07	6.206	0.572	1.641	0.567	3.484	0.635	1.017	4.472	0.301	0	2.213	2.895	6.206	1.641	172.16	379.3	0.018	1108	0.439
236.7	16.99	27.17	6.648	0.569	1.583	0.535	2.782	1.058	0.443	2.187	0.3	0	2.152	2.96	6.648	1.583	170.38	369	0.018	1082	0.433
246.2	16.97	27.36	6.191	0.567	1.631	0.554	2.782	0.618	0.86	3.639	0.3	0	2.198	2.944	6.191	1.631	169.22	376.8	0.018	1094	0.438
245.5	16.79	27.52	6.656	0.568	1.603	0.567	2.782	0.618	0.866	3.632	0.3	0	2.171	2.829	6.656	1.603	169.8	372.2	0.018	1087	0.435
196.6	32.36	27.69	7.587	0.574	2.611	0.654	x4.64x	0.749	0.778	5.416	0.3	0	3.185	3.994	7.587	2.611	174.06	546	0.014	1418	0.526
194.6	32.26	27.84	7.953	0.575	2.576	0.612	x4.64x	0.716	0.788	5.687	0.3	0	3.151	4.206	7.953	2.576	174.64	540.1	0.014	1410	0.523
204.2	32.28	28.19	7.791	0.574	2.662	0.598	x4.64x	0.749	0.675	5.519	0.3	0	3.236	4.455	7.791	2.662	174.1	554.7	0.014	1432	0.53
196.6	32.36	27.69	7.587	0.574	2.611	0.654	x4.64x	0.749	0.778	5.416	0.3	0	3.185	3.994	7.587	2.611	174.06	546	0.014	1418	0.526
194.6	32.26	27.84	7.953	0.575	2.576	0.612	x4.64x	0.716	0.788	5.687	0.3	0	3.151	4.206	7.953	2.576	174.64	540.1	0.014	1410	0.523
204.2	32.28	28.19	7.791	0.574	2.662	0.598	x4.64x	0.749	0.675	5.519	0.3	0	3.236	4.455	7.791	2.662	174.1	554.7	0.014	1432	0.53

258	6.96	26.64	6.504	0.721	0.707	0.291	1.739	2.026	0.32	0.538	0.3	0	1.429	2.431	6.504	0.707	272.27	244.9	0.025	1031	0.274
262.9	7.01	26.69	6.616	0.718	0.721	0.341	1.987	2.295	0.317	0.549	0.3	0	1.439	2.115	6.616	0.721	270.03	246.7	0.024	1032	0.277
258.8	7.01	26.63	6.516	0.718	0.714	0.342	1.739	1.79	0.364	0.608	0.3	0	1.432	2.089	6.516	0.714	270.02	245.5	0.024	1029	0.275
267	7.01	26.58	6.114	0.717	0.734	0.348	1.991	1.823	0.424	0.668	0.301	0	1.451	2.108	6.114	0.734	269.29	248.8	0.024	1037	0.28
267.3	7.14	26.53	6.577	0.716	0.743	0.331	1.991	1.465	0.543	0.816	0.301	0	1.459	2.242	6.577	0.743	268.62	250.1	0.024	1040	0.282
261	7.06	26.5	6.689	0.725	0.724	0.339	1.991	1.465	0.543	0.816	0.301	0	1.449	2.137	6.689	0.724	275.24	248.3	0.024	1047	0.277
256.6	6.99	26.17	4.425	0.402	0.727	0.37	1.548	1.172	0.405	0.916	0.301	0	1.128	1.967	4.425	0.727	84.576	193.4	0.029	485.5	0.331
259.5	7.04	26.17	4.255	0.402	0.734	0.395	1.548	1.172	0.407	0.914	0.301	0	1.136	1.859	4.255	0.734	84.58	194.7	0.029	487.9	0.333
259.8	7.09	26.12	4.05	0.401	0.742	0.371	1.548	0.749	0.642	1.426	0.301	0	1.142	2.002	4.05	0.742	84.164	195.8	0.029	488.8	0.335
265.1	7.14	26.17	3.947	0.401	0.757	0.373	1.546	0.846	0.548	1.278	0.3	0	1.158	2.032	3.947	0.757	84.172	198.5	0.028	493.5	0.338
264.7	6.71	25.99	4.267	0.401	0.712	0.404	1.391	1.139	0.373	0.848	0.3	0	1.113	1.761	4.267	0.712	84.149	190.7	0.029	479.5	0.328
268.2	6.83	25.88	4.118	0.401	0.732	0.365	1.391	1.266	0.331	0.751	0.3	0	1.133	2.005	4.118	0.732	84.159	194.2	0.029	485.8	0.333
248.6	16.41	25.36	4.735	0.403	1.619	0.551	2.782	0.521	0.817	4.525	0.3	0	2.021	2.939	4.735	1.619	85.449	346.5	0.019	734.5	0.47
251.3	16.56	24.94	4.407	0.401	1.653	0.59	2.319	0.521	0.712	3.74	0.3	0	2.053	2.801	4.407	1.653	84.623	352	0.019	738.9	0.474
252	16.61	24.84	4.464	0.401	1.663	0.586	2.319	0.488	0.787	3.962	0.3	0	2.063	2.838	4.464	1.663	84.628	353.7	0.019	741.3	0.475
252.3	16.69	24.76	4.219	0.401	1.675	0.561	2.323	0.521	0.8	3.659	0.301	0	2.075	2.984	4.219	1.675	84.634	356.8	0.019	744.3	0.477
242.2	16.79	24.64	5.098	0.4	1.622	0.574	2.787	0.488	0.965	4.743	0.301	0	2.022	2.826	5.098	1.622	84.188	346.6	0.019	729.3	0.471
244.2	16.92	24.55	5.278	0.4	1.642	0.468	2.323	0.488	0.867	3.889	0.301	0	2.041	3.507	5.278	1.642	84.197	349.9	0.019	734	0.473
211.7	29.29	24.15	4.929	0.403	2.569	0.627	2.787	0.566	0.528	4.229	0.301	0	2.971	4.096	4.929	2.569	85.931	509.4	0.015	952.1	0.555
222.7	28.35	23.47	6.354	0.397	2.544	0.644	2.787	0.586	0.542	4.215	0.301	0	2.941	3.95	6.354	2.544	83.395	504.1	0.015	931.6	0.555
214.6	28.24	23.44	5.336	0.399	2.495	0.669	2.787	0.586	0.542	4.215	0.301	0	2.894	3.733	5.336	2.495	84.208	496.1	0.015	926.3	0.551
217.3	28.32	23.41	5.216	0.399	2.528	0.689	3.478	0.586	0.525	5.411	0.3	0	2.926	3.671	5.216	2.528	84.224	501.6	0.015	933.2	0.553
215.3	28.32	23.36	5.428	0.399	2.507	0.699	3.478	0.586	0.601	5.335	0.3	0	2.905	3.585	5.428	2.507	84.214	498	0.015	928.8	0.551
215.7	30.53	23.27	6.14	0.399	2.685	0.689	3.478	0.586	0.696	5.24	0.3	0	3.084	3.9	6.14	2.685	84.303	528.7	0.015	966.1	0.564
260.6	7.34	22.72	11.44	1.172	x	0.176	2.319	4.557	0.26	0.248	0.3	0	x	4.102	11.44	x	718.49	325	0.02	2039	0.234
261.9	6.68	23.5	11.58	1.179	x	0.166	2.319	5.143	0.232	0.218	0.3	0	x	3.995	11.58	x	726.87	315.7	0.021	2010	0.221
264.4	6.55	23.67	11.37	1.178	x	0.183	2.319	4.525	0.278	0.234	0.3	0	x	3.582	11.37	x	725.63	314.2	0.021	2002	0.219
255.3	7.62	23.97	11.65	1.181	x	0.214	2.323	2.376	0.511	0.466	0.301	0	x	3.447	11.65	x	729.45	328.6	0.02	2070	0.236
257.3	7.47	24.25	11.46	1.181	x	0.203	2.323	2.962	0.412	0.372	0.301	0	x	3.585	11.46	x	729.44	327.1	0.02	2064	0.234
258	7.37	24.32	11.46	1.18	x	0.221	2.323	3.125	0.394	0.349	0.301	0	x	3.249	11.46	x	728.19	325.3	0.02	2054	0.232
229.4	18.39	27.94	11.85	1.168	x	0.507	4.645	1.953	0.661	1.697	0.301	0	x	3.143	11.85	x	714.87	473.6	0.016	2618	0.365
237.3	18.01	28.29	12.5	1.174	x	0.558	4.645	2.116	0.599	1.597	0.301	0	x	2.846	12.5	x	722.21	473.6	0.016	2632	0.364

236.9	17.98	28.33	11.87	1.18	x	0.544	4.645	1.53	0.868	2.168	0.301	0	x	2.926	11.87	x	729.48	475.3	0.016	2651	0.364
					x								x								
221.8	19.41	28.35	12.35	1.176	x	0.538	3.478	2.002	0.446	1.292	0.3	0	x	3.035	12.35	x	724.61	481.5	0.015	2665	0.369
225.7	19.41	28.37	11.79	1.179	x	0.565	3.478	1.432	0.678	1.751	0.3	0	x	2.943	11.79	x	728.35	486.9	0.015	2691	0.372
227.1	19.41	28.39	12.22	1.177	x	0.546	3.478	1.4	0.7	1.785	0.3	0	x	3.046	12.22	x	725.89	486.6	0.015	2686	0.372
					x								x								
					x								x								
197.7	34.04	28.19	12.84	1.169	x	0.583	6.956	2.441	0.597	2.252	0.3	0	x	4.501	12.84	x	717.6	649.9	0.013	3219	0.462
200.7	32.56	28.07	12.85	1.185	x	0.552	3.478	2.36	0.359	1.114	0.3	0	x	4.596	12.85	x	736.95	637.9	0.013	3223	0.454
200.9	32.69	27.95	12.33	1.194	x	0.568	6.956	1.172	1.694	4.242	0.3	0	x	4.509	12.33	x	748.07	643.5	0.013	3266	0.455
					x								x								
201.2	32.84	27.78	12.37	1.194	x	0.561	6.968	1.318	1.1	4.185	0.301	0	x	4.586	12.37	x	748.09	646	0.013	3273	0.456
201.4	32.99	27.73	12.2	1.188	x	0.546	6.968	1.302	1.104	4.247	0.301	0	x	4.755	12.2	x	740.76	648.2	0.013	3265	0.458
201.7	33.2	27.6	12.24	1.192	x	0.557	6.968	2.067	0.671	2.7	0.301	0	x	4.686	12.24	x	745.65	651.9	0.013	3287	0.459

p G	D p	T G	p ST	j L	j G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	j	jGal	p ST	j G'	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
276.4	7.06	22.6	11.55	0.407	0.727	0.253	1.265	1.042	0.681	0.533	0.3	13	1.134	2.874	9.403	0.745	87.08	194.4	0.029	494.5	0.33
277.5	7.06	22.53	11.54	0.408	0.729	0.233	1.265	1.172	0.603	0.476	0.3	13	1.138	3.135	9.328	0.748	87.5	195.1	0.029	497	0.33
277.8	7.11	22.43	11.55	0.408	0.734	0.259	1.265	1.432	0.484	0.399	0.3	13	1.143	2.833	9.419	0.753	87.51	195.9	0.029	498.5	0.332
278.3	7.14	22.34	11.59	0.408	0.74	0.237	1.267	1.139	0.607	0.505	0.301	13	1.148	3.124	9.389	0.759	87.51	196.9	0.029	500.3	0.333
278.9	7.29	22.15	11.43	0.409	0.755	0.273	1.267	0.977	0.697	0.6	0.301	13	1.165	2.767	9.341	0.774	87.95	199.6	0.028	506.7	0.336
304.6	7.215	22.25	11.51	0.409	0.748	0.255	1.267	1.058	0.652	0.553	0.301	13	1.157	2.933	9.365	0.767	87.73	198.3	0.028	503.5	0.334
262.6	16.36	21.23	8.56	0.404	1.636	0.454	2.323	0.586	1.05	2.914	0.301	13	2.04	3.601	6.989	1.669	86.26	349.7	0.019	742.8	0.472
261.6	16.69	20.86	8.563	0.405	1.665	0.436	2.323	0.911	0.676	1.872	0.301	13	2.071	3.817	6.94	1.7	86.7	355	0.019	752.2	0.475
261.5	17.02	20.53	8.54	0.406	1.699	0.555	2.323	0.814	0.743	2.11	0.301	13	2.105	3.061	7.258	1.729	87.15	360.9	0.019	762.6	0.478
261.7	17.17	20.48	8.631	0.405	1.712	0.488	2.319	1.042	0.615	1.611	0.3	13	2.118	3.507	7.157	1.746	86.73	363	0.019	763.8	0.48
262	17.3	20.43	8.704	0.405	1.726	0.469	2.319	1.009	0.628	1.67	0.3	13	2.131	3.679	7.175	1.76	86.73	365.3	0.019	767.1	0.481
262.1	17.4	20.37	8.579	0.405	1.74	0.506	2.319	1.009	0.622	1.676	0.3	13	2.145	3.437	7.157	1.773	86.74	367.8	0.019	770.6	0.483
206.9	30.73	20.75	7.642	0.402	2.606	0.643	3.478	1.53	0.408	1.866	0.3	13	3.008	4.052	6.613	2.646	85.54	515.6	0.015	957.4	0.558
213.9	29.18	19.91	7.54	0.4	2.539	0.623	2.782	1.056	0.409	2.221	0.3	13	2.939	4.076	6.453	2.58	84.65	503.8	0.015	938.2	0.554
206.2	30.4	22.28	7.557	0.402	2.566	0.613	3.478	1.335	0.366	2.24	0.3	13	2.967	4.183	6.443	2.607	85.51	508.7	0.015	948.9	0.555
213.7	30.25	22.49	7.648	0.402	2.613	0.522	3.484	0.895	0.611	3.281	0.301	13	3.014	5.003	6.272	2.661	85.53	516.7	0.015	958.8	0.558
213	30.15	22.64	7.747	0.402	2.594	0.666	3.484	0.987	0.571	2.957	0.301	13	2.995	3.892	6.785	2.632	85.52	513.5	0.015	954.8	0.557
208.3	29.87	22.74	7.629	0.403	2.533	0.572	3.484	0.814	0.722	3.559	0.301	13	2.936	4.429	6.396	2.578	85.91	503.3	0.015	944.6	0.552
257.1	7.57	25.58	11.55	0.577	0.733	0.36	1.742	1.628	0.502	0.569	0.301	13	1.31	2.038	9.71	0.749	174.5	224.6	0.026	776.6	0.299
267.7	7.37	25.79	11.58	0.578	0.734	0.314	1.742	1.79	0.467	0.505	0.301	13	1.312	2.336	9.61	0.751	175.1	225	0.026	778.8	0.299
259.1	7.26	25.96	11.57	0.577	0.707	0.283	1.742	1.465	0.557	0.632	0.301	13	1.285	2.504	9.503	0.725	174.5	220.2	0.026	765.6	0.294
267.8	7.19	26.12	11.57	0.577	0.717	0.27	1.739	1.986	0.397	0.479	0.3	13	1.294	2.658	9.469	0.735	174.5	221.8	0.026	769.7	0.296
265.7	7.14	26.16	11.48	0.577	0.709	0.283	1.739	1.921	0.401	0.504	0.3	13	1.287	2.511	9.41	0.727	174.5	220.5	0.026	766.4	0.294
262.4	7.06	26.27	11.6	0.578	0.695	0.326	1.739	1.237	0.653	0.752	0.3	13	1.273	2.132	9.656	0.711	175.1	218.2	0.027	762	0.291
235.4	17.58	26.53	9.539	0.581	1.59	0.532	2.782	1.286	0.075	2.089	0.3	13	2.171	2.99	8.19	1.619	177.5	372.1	0.018	1111	0.431
238.7	17.4	26.53	9.526	0.581	1.59	0.518	2.782	1.172	0.71	1.664	0.3	13	2.171	3.07	8.137	1.619	177.5	372.1	0.018	1111	0.431
246.9	17.53	26.46	9.58	0.582	1.64	0.549	3.478	1.253	0.863	1.913	0.3	13	2.222	2.988	8.28	1.668	178.1	380.8	0.018	1131	0.437
240.5	17.5	26.46	9.508	0.582	1.607	0.566	2.787	1.302	0.577	1.563	0.301	13	2.189	2.841	8.256	1.635	178.1	375.3	0.018	1119	0.433
239.2	17.45	26.66	9.527	0.582	1.598	0.555	2.787	1.302	0.543	1.597	0.301	13	2.18	2.878	8.245	1.625	178.1	373.6	0.018	1116	0.432
240.3	17.37	26.77	9.518	0.582	1.595	0.557	2.787	1.139	0.617	1.829	0.301	13	2.177	2.862	8.242	1.622	178.1	373.1	0.018	1115	0.432

199.7	31.9	26.8	9.379	0.582	2.563	0.587	3.484	0.749	0.882	3.771	0.301	13	3.145	4.367	8.189	2.605	178.8	539.2	0.014	1425	0.521
213.1	31.24	26	9.242	0.581	2.631	0.616	3.484	0.553	1.16	5.135	0.301	13	3.212	4.274	8.134	2.672	178.3	550.6	0.014	1442	0.526
214.4	29.95	25.82	9.335	0.581	2.532	0.587	3.484	0.749	0.962	3.691	0.301	13	3.113	4.313	8.145	2.574	178.2	533.6	0.014	1413	0.519
214.4	29.97	25.71	9.306	0.581	2.536	0.624	3.478	0.944	0.864	2.82	0.3	13	3.117	4.065	8.222	2.576	178.2	534.4	0.014	1414	0.519
214.7	30.07	25.63	9.189	0.582	2.549	0.629	3.478	1.074	0.888	2.35	0.3	13	3.131	4.05	8.12	2.589	178.8	536.7	0.014	1421	0.52
214.9	30.12	25.52	9.167	0.582	2.558	0.616	3.478	1.79	0.471	1.472	0.3	13	3.14	4.157	8.059	2.598	178.8	538.3	0.014	1424	0.521
268.6	7.11	23.38	13.14	0.726	0.707	0.254	1.739	2.556	0.188	0.498	0.3	13	1.433	2.783	10.99	0.724	276	245.6	0.024	1040	0.273
276.7	7.06	23.51	13.11	0.726	0.717	0.257	1.739	2.344	0.376	0.366	0.3	13	1.443	2.79	10.97	0.735	276	247.4	0.024	1046	0.275
266.9	6.76	24.06	13.14	0.728	0.668	0.255	1.739	2.767	0	0.629	0.3	13	1.396	2.622	11	0.685	277.5	239.4	0.025	1024	0.264
272	6.5	24.41	13.05	0.729	0.652	0.274	1.991	2.311	0.453	0.408	0.301	13	1.381	2.38	10.96	0.668	278.2	236.7	0.025	1018	0.261
272.6	6.45	24.58	13.11	0.728	0.647	0.263	1.991	2.051	0.52	0.451	0.301	13	1.375	2.457	10.99	0.663	277.5	235.7	0.025	1013	0.26
273.1	6.32	24.61	13.02	0.729	0.637	0.257	1.991	1.79	0.597	0.515	0.301	13	1.366	2.477	10.88	0.652	278.2	234.1	0.025	1010	0.257
235.4	17.93	25.29	11.01	0.728	1.605	0.499	2.787	1.172	0.645	1.733	0.301	13	2.333	3.218	9.568	1.635	278.3	400	0.017	1461	0.411
244.8	17.75	25.66	11.11	0.731	1.632	0.521	3.484	1.563	0.611	1.618	0.301	13	2.363	3.132	9.726	1.662	280.6	405.1	0.017	1479	0.414
246.5	17.7	25.73	10.81	0.732	1.638	0.567	3.484	1.172	0.814	2.159	0.301	13	2.37	2.89	9.564	1.666	281.3	406.2	0.017	1484	0.414
247	17.65	25.79	10.9	0.732	1.635	0.555	2.782	1.432	0.803	1.139	0.3	13	2.367	2.946	9.62	1.663	281.3	405.7	0.017	1482	0.414
245	17.58	25.86	10.96	0.732	1.619	0.554	3.478	1.107	1.055	2.087	0.3	13	2.35	2.922	9.679	1.647	281.3	402.9	0.017	1476	0.412
239.3	17.55	25.96	10.88	0.731	1.589	0.543	3.478	1.367	0.86	1.684	0.3	13	2.32	2.924	9.563	1.616	280.6	397.7	0.018	1461	0.409
204	31.85	25.22	10.6	0.73	2.577	0.565	3.478	1.172	1.629	1.339	0.3	13	3.307	4.565	9.346	2.621	280.7	567	0.014	1845	0.

228 9	28 65	18.7	15.45	1.187	x	0.49	3.478	2.148	0.604	1.014	0.3	13	x	4.98	13.98	2.489	739.3	622	0.013	3177	0.446
229 2	28.19	18.75	15.54	1.184	x	0.429	3.478	2.035	0.663	1.046	0.3	13	x	5.601	13.89	2.452	735.5	614.6	0.013	3144	0.443
229	28.32	18.82	15.38	1.183	x	0.472	3.484	2.246	0.511	1.04	0.301	13	x	5.113	13.86	2.463	734.3	616.7	0.013	3149	0.444
229 2	28.22	18.85	15.6	1.183	x	0.308	3.484	1.872	0.605	1.256	0.301	13	x	7.8	13.61	2.459	734.3	614.4	0.013	3141	0.443
229 3	28.55	18.87	15.44	1.182	x	0.324	3.484	2.075	0.54	1.139	0.301	13	x	7.518	13.49	2.492	733.2	620	0.013	3157	0.446
201 6	37.97	22.07	15.33	1.178	x	0.604	x5.01x	2.376	0.558	1.549	0.3	13	x	4.872	14.19	2.989	729	706.2	0.012	3419	0.485
209 7	38.51	21.76	15.44	1.178	x	0.594	x6.26x	1.725	0.97	2.659	0.3	13	x	5.154	14.27	3.113	729.2	727	0.012	3483	0.493
202 3	38.48	21.7	15.11	1.178	x	0.582	x5.01x	2.604	0.482	1.441	0.3	13	x	5.149	13.91	3.044	729.1	715.2	0.012	3447	0.488
201 6	37.97	22.07	15.33	1.178	x	0.604	x5.01x	2.376	0.558	1.549	0.3	13	x	4.872	14.19	2.989	729	706.2	0.012	3419	0.485
209 7	38.51	21.76	15.44	1.178	x	0.594	x6.26x	1.725	0.97	2.659	0.3	13	x	5.154	14.27	3.113	729.2	727	0.012	3483	0.493
202 3	38.48	21.7	15.11	1.178	x	0.582	x5.01x	2.604	0.482	1.441	0.3	13	x	5.149	13.91	3.044	729.1	715.2	0.012	3447	0.488

p G	D p	T G	p ST	j L	j G	alfa	v	t	PL	BT	des	inc	j	Gal	p ST	j G	We	gamma	vsc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
251	8.7	21.2	16.66	0.404	1.35	0.416	1.74	1.29	0.37	0.98	0.3	30	1.754	3.227	12.94	1.394	86.12	300.7	0.021	669.2	0.437
258.1	8.9	21	16.56	0.404	1.396	0.461	2.32	1.12	0.62	1.24	0.3	30	1.8	3.03	13.11	1.438	86.14	308.6	0.021	681.4	0.443
255.6	8.8	20.8	16.69	0.404	1.377	0.418	2.32	1.27	0.75	1.08	0.3	30	1.781	3.292	12.97	1.422	86.13	305.3	0.021	676.4	0.44
255.6	9.2	20.7	16.52	0.404	1.413	0.386	2.32	1.13	0.77	1.28	0.301	30	1.817	3.657	12.59	1.462	86.15	311.5	0.021	685.9	0.445
255.7	9.1	20.7	16.55	0.404	1.404	0.408	2.32	1.07	0.84	1.33	0.301	30	1.809	3.445	12.76	1.451	86.14	310	0.021	683.6	0.444
255.8	9.1	20.8	16.41	0.404	1.406	0.408	2.32	1.29	0.7	1.1	0.301	30	1.81	3.45	12.62	1.453	86.15	310.4	0.021	684.1	0.444
235	18.3	21.9	13.73	0.414	2.099	0.546 x3.48x		0.98	1.02	2.55	0.301	30	2.513	3.847	10.82	2.153	90.76	430.8	0.017	876.3	0.515
242.6	17.8	22.7	13.73	0.414	2.101	0.514 x3.48x		0.91	1.03	2.8	0.301	30	2.515	4.089	10.62	2.158	90.76	431.1	0.017	876.8	0.515
245.9	17.7	22.8	13.75	0.414	2.111	0.556 x3.48x		1.06	0.85	2.44	0.301	30	2.526	3.797	10.91	2.165	90.77	433	0.017	879.3	0.516
237.3	18	22.9	13.64	0.414	2.085	0.471 x2.79x		0.78	0.92	2.65	0.301	30	2.499	4.424	10.26	2.148	90.75	428.5	0.017	873.2	0.514
236.5	18	22.9	13.68	0.414	2.079	0.514 x2.79x		0.75	1.02	2.71	0.301	30	2.493	4.047	10.57	2.137	90.75	427.4	0.017	871.7	0.513
236.6	18.1	22.9	13.73	0.414	2.087	0.567 x2.79x		1.03	0.7	2.02	0.301	30	2.501	3.683	10.96	2.139	90.75	428.8	0.017	873.6	0.514
209.1	33.1	23.3	12.31	0.404	3.074	0.524	3.48	0.81	0.9	3.41	0.301	30	3.478	5.863	9.264	3.159	87	596.3	0.013	1061	0.587
202.3	33.5	23.8	12.24	0.404	3.034	0.62	3.48	1.02	0.71	2.72	0.301	30	3.438	4.895	9.803	3.1	86.98	569.4	0.014	1053	0.585
202.3	33.4	24	12.36	0.404	3.022	0.577	3.48	0.57	1.25	4.87	0.301	30	3.426	5.234	9.653	3.095	86.97	567.3	0.014	1050	0.584
202.7	33.3	24.2	12.13	0.404	3.023	0.63	3.48	1.04	0.63	2.71	0.3	30	3.427	4.796	9.761	3.088	86.97	567.6	0.014	1051	0.584
202.6	33.2	24.5	12.41	0.404	3.005	0.514	3.48	1.07	0.63	2.61	0.3	30	3.41	5.85	9.296	3.09	86.96	564.5	0.014	1047	0.583
209.8	33.2	24.8	12.19	0.404	3.08	0.63	3.48	0.85	0.66	3.45	0.3	30	3.484	4.886	9.821	3.146	87	597.3	0.013	1062	0.588
418.7	7	28.9	15.29	0.572	0.59	0.503	3.48	1.17	0.98	1.99	0.3	30	1.162	1.173	12.11	0.607	171.4	199.3	0.028	706.3	0.267
418.5	6.6	29.2	15.45	0.572	0.575	0.524	3.48	1.2	1.28	1.6	0.3	30	1.147	1.096	12.4	0.59	171.4	196.6	0.029	699.5	0.264
418.4	6.9	29.3	15.42	0.572	0.587	0.45	3.48	1.24	0.92	1.89	0.3	30	1.159	1.304	11.9	0.605	171.4	198.7	0.028	704.8	0.267
418.3	6.9	29.8	15.43	0.562	0.588	0.386	3.48	0.91	1.01	2.81	0.301	30	1.15	1.521	11.5	0.608	165.6	197.1	0.029	688.9	0.268
418.5	6.6	29.9	15.38	0.562	0.576	0.471	3.48	1.17	0.77	2.21	0.301	30	1.139	1.223	12	0.594	165.6	195.2	0.029	684	0.266
418.4	6.8	29.9	15.31	0.562	0.585	0.567	3.48	1.04	0.9	2.45	0.301	30	1.147	1.032	12.54	0.599	165.6	196.6	0.029	687.6	0.268
418.6	22.8	29.9	14.29	0.562	2.771	0.62	4.65	1.14	0.77	3.3	0.301	30	3.333	4.471	11.85	2.831	167.1	571.4	0.014	1430	0.539
418.5	23	30.3	14.76	0.562	2.774	0.588	4.65	1.22	0.74	3.06	0.301	30	3.336	4.719	12.12	2.839	167.1	571.9	0.014	1431	0.539
418.5	22.9	31.2	14.69	0.562	2.779	0.652	4.65	1.16	0.8	3.22	0.301	30	3.341	4.265	12.46	2.833	167.1	572.7	0.014	1433	0.54
418.5	22.4	31.4	14.59	0.572	2.756	0.535	4.64	1.3	0.85	2.72	0.3	30	3.328	5.152	11.61	2.828	173	570.5	0.014	1454	0.536
418.5	22.2	31.5	14.59	0.572	2.746	0.588	6.96	1.17	1.35	4.59	0.3	30	3.318	4.671	11.95	2.81	173	568.8	0.014	1451	0.536

418.4	22.4	31.5	14.37	0.572	2.762	0.556	6.96	1.32	1.21	4.07	0.3	30	3.334	4.966	11.53	2.831	173	571.5	0.014	1455	0.537
247.7	50.6	28.3	14.85	0.562	4.054	0.609 x5.57x		2.3	0.6	1.82	0.3	30	4.617	6.656	12.35	4.144	168	791.4	0.011	1763	0.61
250.5	51.1	28.3	13.76	0.572	4.115	0.641 x5.57x		1.36	0.98	3.11	0.3	30	4.667	6.421	11.46	4.199	173.9	803.6	0.011	1811	0.612
250.1	50.9	28.4	14.69	0.572	4.075	0.599 x6.26x		1.38	1.21	3.32	0.3	30	4.647	6.808	12.12	4.167	173.9	796.6	0.011	1801	0.61
249.4	50.87	28.33	14.43	0.569	4.082	0.616 x5.80x		1.68	0.93	2.75	0.3	30	4.65	6.624	11.97	4.17	171.9	797.2	0.011	1791	0.611
249.4	50.87	28.33	14.43	0.569	4.082	0.616 x5.80x		1.68	0.93	2.75	0.3	30	4.65	6.624	11.97	4.17	171.9	797.2	0.011	1791	0.611
249.4	50.87	28.33	14.43	0.569	4.082	0.616 x5.80x		1.68	0.93	2.75	0.3	30	4.65	6.624	11.97	4.17	171.9	797.2	0.011	1791	0.611
137.8	30.2	28.7	14.66	0.562	3.171	0.599 x4.17x		1.5	0.89	1.9	0.3	30	3.733	5.298	12.09	3.243	167.4	640	0.013	1539	0.565
128.9	28.4	28.8	14.23	0.572	3.095	0.567 x3.85x		1.43	0.86	1.84	0.3	30	3.667	5.461	11.46	3.171	173.2	628.6	0.013	1548	0.558
133.3	29.3	28.75	14.45	0.567	3.133	0.583 x4.01x		1.465	0.875	1.87	0.3	30	3.7	5.378	11.77	3.207	170.3	634.3	0.013	1544	0.562
133.3	29.3	28.75	14.45	0.567	3.133	0.583 x4.01x		1.465	0.875	1.87	0.3	30	3.7	5.378	11.77	3.207	170.3	634.3	0.013	1544	0.562
133.3	29.3	28.75	14.45	0.567	3.133	0.583 x4.01x		1.465	0.875	1.87	0.3	30	3.7	5.378	11.77	3.207	170.3	634.3	0.013	1544	0.562
307.1	5.1	33.3	18.99	0.73	0.493	0.323	2.64	1.94	0.68	0.68	0.3	30	1.223	1.526	14.66	0.511	278.8	209.6	0.027	934.3	0.222
278.7	5.4	33	18.92	0.73	0.509	0.355	2.5	1.73	0.69	0.76	0.3	30	1.239	1.436	14.79	0.527	278.9	212.5	0.027	943.4	0.226
280.9	5.4	33.1	18.67	0.73	0.511	0.397	2.5	1.74	0.69	0.75	0.3	30	1.241	1.286	14.81	0.528	278.9	212.7	0.027	944	0.226
278.8	5.7	32.7	18.47	0.73	0.526	0.408	2.95	1.54	0.76	1.17	0.301	30	1.256	1.291	14.68	0.544	278.9	215.4	0.027	952.6	0.23
282.1	5.8	32.5	18.23	0.73	0.532	0.376	3.14	1.57	0.78	1.22	0.301	30	1.262	1.416	14.24	0.55	278.9	216.3	0.027	955.7	0.232
282.6	5.9	32.3	19.22	0.73	0.532	0.376	2.79	1.67	0.62	1.05	0.301	30	1.262	1.416	15.23	0.55	278.9	216.4	0.027	955.8	0.232
269	19.4	31.9	17.23	0.73	2.536	0.599	3.86	1.34	0.77	2.1	0.301	30	3.266	4.237	14.66	2.592	280.7	559.9	0.014	1830	0.498
262.9	19.1	31.2	17.19	0.74	2.514	0.567	4.18	1.33	0.9	2.26	0.301	30	3.254	4.437	14.42	2.575	288.2	557.8	0.014	1850	0.495
262.4	19.1	30.8	17.16	0.73	2.512	0.577	3.86	1.29	0.85	2.14	0.301	30	3.242	4.35	14.45	2.57	280.7	555.7	0.014	1821	0.496
266.2	19.7	30.2	17.01	0.73	2.543	0.524	5.01	1.54	1.15	2.12	0.3	30	3.273	4.851	13.96	2.61	280.7	561.1	0.014	1832	0.499
271.2	20	30.1	16.75	0.73	2.565	0.556	4.17	1.19	1.24	2.28	0.3	30	3.295	4.612	13.91	2.628	280.7	564.8	0.014	1840	0.5
263.8	19.7	30	16.94	0.73	2.543	0.577	5.57	1.88	1.04	1.92	0.3	30	3.273	4.405	14.23	2.603	280.7	561.1	0.014	1832	0.499
211.2	6	24.2	14.96	0.582	1.513	0.599	4.18	17.86	0	0.47	0.301	30	2.095	2.529	12.39	1.548	178.1	359.2	0.019	1087	0.422
211.5	6	24.8	14.39	0.582	1.524	0.567	4.18	0.98	0.96	3.32	0.301	30	2.106	2.689	11.62	1.561	178.1	361	0.019	1090	0.423
210.3	6	24.9	14.8	0.582	1.519	0.62	4.18	1.4	0.73	2.27	0.301	30	2.101	2.451	12.36	1.552	178.1	360.2	0.019	1089	0.423
205.7	6	25.6	14.6	0.582	1.525	0.567	4.17	1.33	0.9	2.25	0.3	30	2.107	2.691	11.83	1.563	178.1	361.2	0.019	1091	0.424
211.2	6	25.8	15.07	0.582	1.52	0.556	4.55	1.43	0.81	2.38	0.3	30	2.102	2.733	12.23	1.558	178.1	360.3	0.019	1089	0.423
212.6	6	26	14.69	0.582	1.526	0.493	4.55	1.27	1.04	2.54	0.3	30	2.108	3.099	11.44	1.57	178.1	361.4	0.019	1091	0.424

199.1	16	27.4	14.74	0.572	2.35	0.63	6.26	1.54	0.76	3.32	0.3	30	2.922	3.729	12.37	2.399	172.7	501	0.015	1335	0.506
196.2	16	27.7	13.76	0.572	2.373	0.694	5.57	1.34	0.73	3.42	0.3	30	2.945	3.419	11.8	2.414	172.7	504.8	0.015	1342	0.508
195.4	16	28.4	13.86	0.572	2.376	0.705	6.26	1.71	0.74	2.92	0.3	30	2.948	3.372	11.97	2.416	172.7	505.4	0.015	1343	0.508
197.8	16	28.3	14.73	0.572	2.358	0.683	6.27	1.64	0.63	3.2	0.301	30	2.93	3.45	12.7	2.399	172.7	502.2	0.015	1337	0.507
198.8	16	28.2	14.76	0.572	2.356	0.662	6.27	1.57	0.67	3.32	0.301	30	2.928	3.559	12.59	2.401	172.7	502	0.015	1337	0.507
198.1	16	28.3	13.85	0.572	2.376	0.609	5.57	1.83	0.5	2.54	0.301	30	2.948	3.9	11.35	2.428	172.7	505.3	0.015	1343	0.508
196.2	9	26	16.32	0.74	1.792	0.588	4.17	1.19	0.85	2.67	0.3	30	2.532	3.049	13.68	1.834	287.6	434.1	0.017	1568	0.43
202.3	9	25.8	16.62	0.74	1.787	0.556	5.01	1.54	0.76	2.51	0.3	30	2.526	3.213	13.78	1.831	287.6	433.1	0.017	1565	0.43
203.4	9	25.6	15.94	0.74	1.796	0.546	6.26	1.19	1.38	3.9	0.3	30	2.536	3.292	13.03	1.842	287.6	434.7	0.017	1569	0.431
204.4	11	26.1	17.1	0.75	1.947	0.62	5.57	1.71	0.68	2.58	0.301	30	2.697	3.142	14.66	1.988	295.4	462.3	0.016	1657	0.445
203.9	11	26.2	16.29	0.75	1.961	0.567	5.02	1.65	0.66	2.38	0.301	30	2.711	3.46	13.52	2.008	295.5	464.7	0.016	1662	0.446
204.2	10	26.3	16.46	0.75	1.878	0.641	5.57	1.36	0.9	3.2	0.301	30	2.627	2.93	14.16	1.915	295.4	450.4	0.016	1628	0.438
193.2	21	26.2	16.32	0.74	2.595	0.599	6.27	1.36	0.85	3.76	0.301	30	3.334	4.335	13.75	2.653	288.3	571.6	0.014	1879	0.501
196.2	21	25.9	16.91	0.74	2.579	0.609	6.27	1.22	0.88	4.26	0.301	30	3.319	4.234	14.41	2.635	288.3	569	0.014	1874	0.5
196.2	21	25.8	15.61	0.74	2.607	0.694	8.36	1.36	1.15	4.99	0.301	30	3.347	3.756	13.65	2.651	288.3	573.7	0.014	1884	0.502
196.5	21	25.9	17.36	0.74	2.569	0.599	6.26	1.74	0.82	2.77	0.3	30	3.309	4.293	14.79	2.626	288.3	567.3	0.014	1870	0.499
193.4	21	25.7	17.19	0.74	2.571	0.662	6.26	1.62	0.87	2.99	0.3	30	3.311	3.884	15.02	2.619	288.3	567.6	0.014	1871	0.5
194.4	21	25.6	17.01	0.74	2.574	0.715	6.26	1.12	1.18	4.43	0.3	30	3.314	3.599	15.18	2.615	288.3	568.1	0.014	1872	0.5
200	9.833	24.73	22.4	1.171	x	0.528	5.498	2.268	0.833	1.665	0.3	30 x		3.342	19.38	1.808	718.4	503.1	0.015	2731	0.384
200	9.833	24.73	22.4	1.171	x	0.528	5.498	2.268	0.833	1.665	0.3	30 x		3.342	19.38	1.808	718.4	503.1	0.015	2731	0.384
200	9.833	24.73	22.4	1.171	x	0.528	5.498	2.268	0.833	1.665	0.3	30 x		3.342	19.38	1.808	718.4	503.1	0.015	2731	0.384
					x							x									
198.9	10	22.2	22.16	1.174	x	0.524	5.57	1.71	0.8	2.46	0.301	30 x		3.369	19.11	1.811	722.5	504.1	0.015	2742	0.384
200.5	10	21.7	22.09	1.184	x	0.599	6.27	1.85	0.84	2.56	0.301	30 x		2.948	19.52	1.802	734.6	505.4	0.015	2769	0.383
196.3	10	21.3	21.42	1.174	x	0.567	8.36	1.88	1.01	3.43	0.301	30 x		3.126	18.64	1.813	722.5	505	0.015	2745	0.384

pG	Dp	TG	pST	IL	IG	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	I	IGal	pST	IGi	We	gama	vsc	Re	alH
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pa.s	-----	-----
248.8	6	20.5	21.7	0.414	0.505	0.503	2.51	1.05	0.85	1.54	0.301	45	0.919	1.003	17.2	0.533	89.93	157.6	0.034	431.1	0.273
249.4	6	20.6	20.75	0.414	0.513	0.471	2.39	1.19	0.8	1.22	0.301	45	0.927	1.088	15.96	0.538	89.93	158.9	0.033	433.9	0.275
249.1	6	20.55	21.23	0.414	0.509	0.487	2.45	1.12	0.825	1.38	0.301	45	0.923	1.045	16.58	0.535	89.93	158.3	0.034	432.5	0.274
249.1	6	20.8	22.37	0.414	0.505	0.418	1.79	1.59	0.5	0.63	0.3	45	0.919	1.207	17.1	0.534	89.93	157.6	0.034	431.1	0.273
255.1	6	20.9	22	0.414	0.513	0.493	1.93	1.15	0.78	0.9	0.3	45	0.927	1.041	17.41	0.532	89.93	158.9	0.033	433.9	0.275
257.1	6	21	21.63	0.414	0.513	0.524	1.86	1.54	0.55	0.66	0.3	45	0.927	0.978	17.32	0.533	89.93	158.9	0.033	433.9	0.275
256.5	4	22.3	1.5	0.582	0.478	0.45	2.09	2.09	0.51	0.49	0.3	45	1.06	1.063	-3.478	0.505	177.3	181.8	0.03	672.2	0.237
253.2	5	23.1	3.92	0.582	0.541	0.461	2.28	1.48	0.81	0.73	0.3	45	1.123	1.174	-0.961	0.565	177.3	192.5	0.029	700.8	0.254
251.8	6	23.3	2.95	0.582	0.612	0.482	2.28	1.64	0.7	0.69	0.3	45	1.194	1.271	-1.74	0.64	177.4	204.7	0.028	732.7	0.271
252.9	6.5	23.3	3.16	0.582	0.615	0.45	2.79	1.2	0.96	1.35	0.301	45	1.197	1.367	-1.818	0.657	177.4	205.2	0.028	733.9	0.272
253.3	7	23.3	23.22	0.582	0.537	0.471	2.64	1.36	0.8	1.14	0.301	45	1.119	1.139	18.43	0.564	177.3	191.8	0.029	689	0.252
247	7	23.3	23.46	0.572	0.537	0.439	2.64	1.26	0.85	1.26	0.301	45	1.109	1.222	18.39	0.564	171.4	190.1	0.029	682.7	0.254
241.6	9	17	23.18	0.73	0.578	0.514	2.95	2.51	0.74	0.44	0.3	30	1.308	1.125	20.07	0.594	278.9	224.2	0.026	980.5	0.243
238.5	9	18.8	23.5	0.72	0.578	0.556	2.78	1.67	1.06	0.61	0.3	45	1.298	1.039	19.48	0.601	271.4	222.5	0.026	962	0.244
245.4	9	19	23.19	0.71	0.586	0.524	2.5	2.13	0.8	0.38	0.3	45	1.296	1.117	18.88	0.604	264	222.1	0.026	947.6	0.247
241.5	9	19.9	23.52	0.72	0.578	0.493	3.34	1.49	0.88	1.37	0.301	45	1.298	1.173	18.93	0.606	271.4	222.5	0.026	962	0.244
239.9	10	20.2	23.15	0.73	0.604	0.461	3.34	1.36	0.93	1.53	0.301	45	1.334	1.311	18.27	0.633	278.9	228.7	0.026	994.3	0.249
238.8	10	20.4	23.31	0.73	0.604	0.567	3.14	1.6	0.75	1.2	0.301	45	1.334	1.066	19.39	0.627	278.9	228.7	0.026	994.3	0.249
246.9	10	23.3	28.09	1.184 x		0.471	3.86	2.41	0.76	0.84	0.301	45 x		1.25	23.3	0.614	732.8	303.9	0.021	1967	0.205
246.2	9	23.6	29.03	1.174 x		0.503	3.58	2.62	0.67	0.7	0.301	45 x		1.119	24.53	0.586	720.7	297.7	0.021	1923	0.2
247.1	9	23.7	28.83	1.174 x		0.471	3.58	2.34	0.75	0.79	0.301	45 x		1.194	24.04	0.589	720.7	297.7	0.021	1923	0.2
251.9	9	23.9	27.87	1.184 x	x	0.535	3.58	2.76	0.7	0.6	0.3	45 x	x	1.066	23.66	0.591	732.8	300.7	0.021	1952	0.201
251.1	10	23.9	29.8	1.184 x		0.503	3.58	2.98	0.66	0.55	0.3	45 x		1.156	25.3	0.605	732.8	302.6	0.021	1961	0.203
252.2	10	23.9	28.66	1.184 x		0.503	3.58	2.83	0.71	0.56	0.3	45 x		1.171	24.16	0.611	732.8	303.9	0.021	1967	0.205
227.9	4.5	21	16.98	0.424	1.309	0.577	3.13	1.05	1.01	1.98	0.3	45	1.733	2.268	13.15	1.356	94.7	297.2	0.021	696.1	0.427
227.8	4.5	21.2	16.92	0.424	1.309	0.705	3.85	1.19	0.96	2.29	0.3	45	1.733	1.856	14.24	1.344	94.7	297.2	0.021	696.1	0.427
224.9	4.5	21.7	17.48	0.424	1.301	0.567	3.58	1.19	0.99	2.03	0.3	45	1.726	2.297	13.56	1.354	94.7	295.8	0.021	693.9	0.426
207.5	5	22.5	16.68	0.404	1.412	0.62	3.86	1.12	0.84	2.61	0.301	45	1.816	2.278	13.23	1.46	86.15	311.3	0.021	685.6	0.445

213.8	5	22.7	17.5	0.404	1.404	0.63	3.58	1.12	0.77	2.44	0.301	45	1.808	2.227	14.15	1.449	66.14	310	0.021	663.5	0.444
211.9	5	22.8	16.57	0.404	1.412	0.62	4.18	1.01	0.99	3.14	0.301	45	1.816	2.278	13.12	1.463	66.15	311.3	0.021	665.6	0.445
197.1	13	25	15.02	0.404	2.119	0.726	5.57	1.36	0.82	3.28	0.301	45	2.524	2.92	12.53	2.174	66.51	432.6	0.017	856	0.519
198.7	13	24.3	15.4	0.414	2.103	0.811	7.17	1.5	0.92	3.86	0.301	45	2.517	2.594	13.68	2.148	90.76	431.5	0.017	877.3	0.515
198.1	13	24.3	15.52	0.414	2.103	0.726	6.27	1.26	0.89	4.1	0.301	45	2.517	2.897	13.03	2.16	90.76	431.5	0.017	877.3	0.515
196.8	13	24	15.29	0.414	2.111	0.715	5.01	1.54	0.5	2.76	0.3	45	2.525	2.952	12.71	2.164	90.77	432.9	0.017	879.2	0.516
200	14	23.8	15.93	0.411	2.154	0.652	3.13	1.64	0.3	1.61	0.3	45	2.566	3.306	12.77	2.23	90.79	440.3	0.016	889.2	0.52
199.8	14	23.6	14.94	0.414	2.171	0.652	5.57	1.43	0.64	3.25	0.3	45	2.585	3.332	11.78	2.248	90.8	443.1	0.016	893	0.521
201	13	22.8	17.59	0.572	2.061	0.652	5.01	2.3	0.38	1.79	0.3	45	2.633	3.164	14.43	2.123	172.5	451.4	0.016	1246	0.481
202.5	13	22.2	17.91	0.582	2.045	0.62	5.01	1.72	0.97	1.95	0.3	45	2.627	3.3	14.46	2.118	178.4	450.3	0.016	1265	0.478
202.2	13	22.2	17.86	0.582	2.045	0.694	4.55	1.85	0.73	1.73	0.3	45	2.627	2.946	15.08	2.107	178.4	450.3	0.016	1265	0.478
202.5	13	22.1	18.47	0.582	2.036	0.747	5.57	1.92	0.58	2.33	0.301	45	2.618	2.726	16.17	2.086	178.4	448.9	0.016	1263	0.477
201.5	13	21.9	17.95	0.582	2.045	0.726	6.27	1.05	1.37	4.63	0.301	45	2.627	2.817	15.46	2.098	178.4	450.3	0.016	1265	0.478
202.1	13	21.9	17.89	0.582	2.045	0.715	6.27	1.55	0.81	3.23	0.301	45	2.627	2.859	15.31	2.1	178.4	450.3	0.016	1265	0.478
210.9	5	21.4	18.95	0.602	1.379	0.63	3.85	1.92	0.54	1.47	0.3	45	1.981	2.188	15.6	1.425	190.2	339.6	0.02	1081	0.402
212.9	6	23.1	19.9	0.612	1.372	0.63	2.64	1.88	0.71	0.69	0.3	45	1.983	2.176	16.55	1.422	196.5	340	0.02	1100	0.4
223.6	5	23.5	19.36	0.612	1.388	0.599	2.78	1.95	0.64	0.79	0.3	45	1.999	2.318	15.72	1.434	196.5	342.7	0.019	1106	0.402
223.4	5	23.8	20.01	0.612	1.379	0.63	5.02	1.29	1.06	2.82	0.301	45	1.991	2.188	16.66	1.424	196.5	341.3	0.019	1102	0.401
218.3	5	23.9	20.2	0.612	1.379	0.567	4.18	1.29	0.99	2.25	0.301	45	1.991	2.434	16.28	1.429	196.5	341.3	0.019	1102	0.401
217.3	5	24.1	19.93	0.612	1.379	0.599	4.18	1.19	1.07	2.46	0.301	45	1.991	2.305	16.29	1.43	196.5	341.3	0.019	1102	0.401
216.8	4.5	26.5	21.15	0.76	1.286	0.588	4.56	1.71	0.87	1.8	0.301	45	2.045	2.187	17.42	1.331	302.6	350.6	0.019	1394	0.367
217.5	5	27	21.29	0.769	1.379	0.62	4.56	1.33	1.05	2.39	0.301	45	2.149	2.226	17.84	1.425	310.6	368.3	0.018	1460	0.378
217.6	4.5	27	21.93	0.769	1.278	0.556	5.02	1.19	1.33	2.9	0.301	45	2.047	2.298	17.91	1.328	310.5	361	0.019	1413	0.365
217.3	5	27.1	22.82	0.769	1.363	0.609	3.85	1.95	0	1.97	0.3	45	2.133	2.238	19.28	1.408	310.6	365.6	0.019	1452	0.376
218.2	5	27.2	21.43	0.779	1.388	0.63	3.58	2.34	0.66	0.87	0.3	45	2.167	2.201	18.08	1.423	316.6	371.5	0.018	1487	0.378
217.8	5	27.3	22.6	0.769	1.363	0.63	4.17	2.06	0.83	1.2	0.3	45	2.133	2.163	19.25	1.409	310.6	365.6	0.019	1452	0.376
191.4	14.5	26.2	19.7	0.74	2.137	0.662	6.26	1.52	0.82	3.31	0.3	45	2.877	3.228	16.64	2.207	287.9	493.2	0.015	1706	0.464
194	14	24.3	20.53	0.75	2.08	0.715	6.26	1.69	0.82	2.88	0.3	45	2.829	2.908	17.95	2.137	295.6	485	0.015	1710	0.457
193.2	14.5	24.2	20.37	0.74	2.105	0.683	7.16	1.78	0.88	3.14	0.3	45	2.844	3.08	17.5	2.177	287.9	487.6	0.015	1694	0.461
197.3	14	24	19.92	0.74	2.088	0.726	5.57	1.57	0.83	2.72	0.301	45	2.828	2.877	17.43	2.144	287.8	484.7	0.015	1687	0.459
193.2	14	23.9	19.55	0.75	2.096	0.63	6.27	1.57	0.96	3.04	0.301	45	2.846	3.326	16.2	2.165	295.6	487.9	0.015	1717	0.459
197.1	14	23.8	19.24	0.75	2.096	0.758	6.27	1.67	0.95	2.8	0.301	45	2.846	2.767	17.04	2.149	295.6	487.9	0.015	1717	0.459

p G	Dp	TG	pST	l L	j G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	l	l gal	p ST	j G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
210.5	5	21.4	19.94	0.404	1.365	0.605	4.174	1.395	0.756	2.236	0.3	55	1.769	2.257	15.79	1.423	85.74	303.2	0.021	671.6	0.439
217.3	5	23.8	20.06	0.411	1.375	0.529	2.946	1.116	0.88	1.76	0.3	55	1.787	2.602	15.11	1.443	89.08	306.3	0.021	689.3	0.438
220	5	23.8	19.07	0.412	1.386	0.645	3.56	1.256	0.818	1.998	0.3	55	1.799	2.149	15.34	1.44	89.52	308.3	0.021	694.2	0.44
219.3	5	23.9	19.67	0.411	1.38	0.678	3.583	1.142	1.915	1.222	0.301	55	1.791	2.035	16.29	1.429	89.08	307.1	0.021	690.6	0.439
219.9	5	23.9	19.21	0.411	1.385	0.649	3.135	0.907	2.628	0.83	0.301	55	1.797	2.133	15.53	1.438	89.09	308	0.021	692	0.44
214.9	5	24.2	19.08	0.411	1.388	0.672	3.344	0.593	2.917	2.724	0.301	55	1.799	2.066	15.63	1.438	89.09	308.4	0.021	692.7	0.44
222.8	4.5	24.8	21.68	0.572	1.27	0.604	2.951	1.36	1.216	0.953	0.301	55	1.842	2.103	17.52	1.323	171.9	315.7	0.021	977.8	0.392
224.1	4.5	24.7	22.47	0.588	1.262	0.61	3.859	0.942	2.672	1.426	0.301	55	1.849	2.067	18.38	1.313	181.5	317	0.02	1008	0.388
218.9	4.5	24.7	21.53	0.588	1.27	0.614	3.344	1.221	1.764	0.976	0.301	55	1.858	2.067	17.48	1.323	181.5	318.5	0.02	1011	0.39
221.4	4.5	24.7	21.67	0.586	1.27	0.675	4.174	1.186	1.151	2.369	0.3	55	1.856	1.881	18.26	1.314	180.3	318.1	0.02	1006	0.39
220.9	4.5	24.7	22.19	0.587	1.264	0.618	4.553	1.674	0.937	1.783	0.3	55	1.851	2.047	18.18	1.315	180.9	317.3	0.02	1006	0.389
219.3	4	24.7	21.88	0.586	1.212	0.643	3.577	1.657	0.722	1.437	0.3	55	1.798	1.885	18.13	1.259	180.2	308.2	0.021	984.8	0.382
209.6	5	21.4	23.27	0.726	1.328	0.612	4.174	1.639	0.884	1.663	0.3	55	2.054	2.168	19.2	1.382	276.6	352	0.019	1336	0.377
209.8	5	22.3	23.88	0.73	1.326	0.643	5.008	2.128	0.891	1.464	0.3	55	2.056	2.062	20.13	1.376	279.6	352.4	0.019	1344	0.376
215.5	5	22.4	23.12	0.73	1.334	0.642	4.174	2.128	0.731	1.231	0.3	55	2.064	2.077	19.36	1.385	279.6	353.8	0.019	1348	0.377
213	5	22.7	24.02	0.729	1.327	0.6	3.583	1.639	1.144	1.042	0.301	55	2.056	2.213	19.82	1.381	278.8	352.5	0.019	1342	0.377
213.8	5	22.8	23.63	0.731	1.332	0.604	3.344	1.465	1.304	0.979	0.301	55	2.063	2.206	19.47	1.386	280.4	353.6	0.019	1349	0.377
211.8	5	23	23.36	0.733	1.335	0.602	3.344	1.011	1.834	1.472	0.301	55	2.068	2.218	19.18	1.39	281.8	354.4	0.019	1355	0.377
220.3	5.5	23.7	30.15	1.175 x		0.558	3.344	2.511	0.873	0.459	0.301	55 x		2.293	25.51	1.336	722.9	420.8	0.017	2435	0.325
216	5.5	24.7	30.04	1.173 x		0.56	3.344	1.883	1.257	0.519	0.301	55 x		2.295	25.43	1.342	720.5	421.5	0.017	2434	0.326
216.1	5	24.8	30.56	1.173 x		0.6	2.951	2.476	0.864	0.328	0.301	55 x		2.116	26.36	1.32	720.5	418.6	0.017	2422	0.323
221.5	5	24.7	29.42	1.164 x		0.598	4.553	2.441	0.855	1.01	0.3	55 x		2.142	25.19	1.332	709.7	418.9	0.017	2405	0.325
216	5	24.6	30.2	1.171 x		0.587	4.553	2.982	0.687	0.84	0.3	55 x		2.167	25.86	1.324	718.1	418.7	0.017	2419	0.324
216.2	5	24.7	29.92	1.172 x		0.591	4.553	2.267	0.926	1.083	0.3	55 x		2.156	25.63	1.327	719.3	419.3	0.017	2423	0.324
197.5	14	25.1	16.47	0.396	2.156	0.677	8.347	1.883	0.838	3.594	0.3	55	2.552	3.185	13.08	2.233	82.83	437.4	0.016	845.7	0.524
195.9	14	26.3	17.53	0.406	2.144	0.686	8.347	1.709	1.034	3.851	0.3	55	2.551	3.08	14.34	2.218	87.37	437.2	0.016	868.4	0.521
194.9	14	26.2	17.72	0.406	2.141	0.717	8.347	1.796	0.936	3.723	0.3	55	2.547	2.985	14.75	2.209	87.37	436.7	0.016	867.6	0.521
195.1	14	26	17.33	0.402	2.147	0.683	8.859	1.465	0.591	2.043	0.301	55	2.549	3.142	14	2.222	85.29	436.9	0.016	857.5	0.522
199.5	14	26.1	17.31	0.402	2.149	0.801	5.017	1.465	0.703	2.722	0.301	55	2.55	2.662	15.22	2.2	85.3	437.2	0.016	857.9	0.522
195.4	14	26.1	16.66	0.402	2.16	0.681	3.344	1.221	0.649	2.09	0.301	55	2.561	3.171	13.31	2.236	85.3	439.1	0.016	860.4	0.523

XANT 55.

230 9	10 5	20 2	34.19	1.175 x	0 394	2.782	2 005	0 874	0 513	0 3	55 x	1.428	27.83	0 594	721 8	297 8	0 021	1925	0 2
				x							x	1.53	28.1	0 595	730 4	298.9	0 021	1941	0 199
237 5	10 5	21 1	34.73	1.182 x	0 367	2.787	2.069	0 665	0 681	0 301	55 x								
236 1	10 5	21 2	35 05	1.183 x	0 377	2.389	1 848	0 649	0 644	0 301	55 x	1.486	28 52	0 593	731 5	298.9	0 021	1942	0 199
236 8	10 5	21.15	34.89	1.182 x	0 372	2.588	1 959	0 657	0 663	0 301	55 x	1.509	28 31	0 594	731	298.9	0 021	1942	0 199

pG	Dp	TG	pST	jL	jG	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	j	jGal	pST	jG	We	gamma	visc	Re	alH
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
247.6	9	24.8	30.63	0.403	0.557	0.345	1.356	0.872	0.898	0.657	0.301	75	0.96	1.615	22.53	0.598	84.91	164.6	0.033	432.5	0.29
247.6	9	24.7	29.21	0.403	0.564	0.431	2.389	1.011	1.03	1.332	0.301	75	0.967	1.308	22.17	0.6	85.29	165.8	0.032	435.9	0.292
255.7	9	24.7	29.06	0.403	0.564	0.395	2.508	1.166	0.89	1.225	0.301	75	0.5.8	1.429	21.58	0.602	85.3	165.9	0.032	436.1	0.292
248.1	9	24.7	32.41	0.403	0.55	0.383	1.089	0.977	0.7	0.415	0.3	75	0.954	1.436	24.79	0.587	85.29	163.5	0.033	431.3	0.288
248.1	9	24.7	32.98	0.403	0.547	0.341	0.927	1.256	0.5	0.239	0.3	75	0.951	1.606	24.83	0.587	85.29	163	0.033	430.4	0.287
248.4	9	24.8	31.66	0.404	0.553	0.351	1.222	0.942	0.827	0.47	0.3	75	0.957	1.573	23.65	0.593	85.71	164.1	0.033	433.6	0.289
246.6	9	26.2	32.05	0.576	0.554	0.384	2.636	2.162	0.635	0.584	0.3	75	1.129	1.441	24.43	0.592	173.4	193.6	0.029	695.8	0.258
254.8	9	25.2	32.07	0.566	0.552	0.393	1.855	1.639	0.934	0.197	0.3	75	1.118	1.406	24.56	0.589	167.7	191.7	0.029	679.5	0.259
247.8	9	24.4	32.19	0.563	0.55	0.401	3.339	1.535	1.185	0.991	0.3	75	1.113	1.37	24.79	0.587	166	190.8	0.029	673.7	0.259
247.4	9	24.8	34.68	0.564	0.541	0.389	1.52	0.942	0.926	0.688	0.301	75	1.105	1.392	27.12	0.577	166.6	189.4	0.029	671.1	0.256
247.4	9	25.1	36.01	0.563	0.536	0.358	1.254	0.767	0.977	0.657	0.301	75	1.099	1.498	28.08	0.573	166	188.4	0.03	667.6	0.255
247.9	9	25.2	31.75	0.564	0.554	0.39	2.64	1.622	0.707	0.921	0.301	75	1.118	1.421	24.2	0.591	166.6	191.6	0.029	676.8	0.26
247.9	10	25.8	37.31	0.715	0.552	0.321	1.52	0.942	1.094	0.52	0.301	75	1.267	1.721	28.92	0.592	267.6	217.2	0.027	938.9	0.239
246.1	10	26.1	37.14	0.719	0.554	0.348	1.618	1.29	0.829	0.425	0.301	75	1.273	1.591	29.08	0.592	270.5	218.2	0.027	947	0.239
248.1	10	26.2	36.8	0.722	0.555	0.323	1.856	1.814	0.675	0.349	0.301	75	1.277	1.719	28.43	0.595	272.7	218.9	0.027	952.9	0.239
249.2	10	25.5	33.7	0.726	0.567	0.371	3.577	1.43	1.393	1.109	0.3	75	1.293	1.531	25.92	0.606	275.6	221.6	0.026	966.5	0.241
248.5	10	25.4	34.27	0.725	0.564	0.37	3.577	2.075	0.966	0.757	0.3	75	1.289	1.527	26.48	0.603	274.9	221	0.026	963.2	0.24
253	10	25.3	34.05	0.725	0.565	0.36	3.339	1.883	0.945	0.827	0.3	75	1.29	1.571	26.13	0.604	274.9	221.1	0.026	963.8	

209.1	4.5	30	21.64	0.572	0.438	0.559	5.017	1.683	0.782	2.199	0.301	75	1.01	0.784	16.19	0.461	171.1	173.1	0.031	637.1	0.227
210.3	4.5	29.3	16.22	0.581	0.457	0.512	5.017	1.36	0	3.692	0.301	75	1.039	0.894	10.18	0.485	176.9	178	0.031	661.3	0.231
209.7	4.5	29.65	18.93	0.577	0.448	0.536	5.017	1.522	0.391	2.946	0.301	75	1.024	0.836	13.19	0.473	173.9	175.6	0.031	649.2	0.229
207.5	4.5	27.84	3.646	0.584	0.51	0.499	3.532	1.368	0.965	1.705	0.3	75	1.095	1.022	2.544	0.545	176.8	187.6	0.03	690.7	0.245
207.5	4.5	27.84	3.646	0.584	0.51	0.499	3.532	1.368	0.965	1.705	0.3	75	1.095	1.022	2.544	0.545	178.8	187.6	0.03	690.7	0.245
207.5	4.5	27.84	3.646	0.584	0.51	0.499	3.532	1.368	0.965	1.705	0.3	75	1.095	1.022	2.544	0.545	178.8	187.6	0.03	690.7	0.245
241.9	2	26.4	34.01	0.736	0.229	0.359	3.583	1.988	0	1.804	0.301	75	0.965	0.637	26.08	0.245	283.3	165.4	0.033	792.9	0.136
242.9	2	28.6	36.94	0.74	0.226	0.302	1.52	0.872	1.15	0.594	0.301	75	0.966	0.748	28.31	0.242	286.3	165.5	0.032	797.5	0.134
242.4	2	27.6	35.48	0.738	0.227	0.33	2.552	1.43	0.575	1.199	0.301	75	0.965	0.688	27.2	0.243	284.8	165.5	0.032	795.3	0.135
243.5	2	27.88	37.29	0.738	0.224	0.324	1.447	1.695	0.674	0.187	0.3	75	0.962	0.692	28.94	0.24	284.6	164.9	0.033	793.3	0.134
243.5	2	27.88	37.29	0.738	0.224	0.324	1.447	1.695	0.674	0.187	0.3	75	0.962	0.692	28.94	0.24	284.6	164.9	0.033	793.3	0.134
243.5	2	27.88	37.29	0.738	0.224	0.324	1.447	1.695	0.674	0.187	0.3	75	0.962	0.692	28.94	0.24	284.6	164.9	0.033	793.3	0.134
207	6.5	26.6	36.51	1.175	x	0.385	5.565	3.906	1.031	0.393	0.3	75	x	3.428	28.91	1.409	723.1	427.9	0.017	2463	0.33
210.6	6.5	26.5	35.62	1.186	x	0.413	5.008	2.86	1.049	0.702	0.3	75	x	3.222	28.36	1.414	737.3	431.4	0.017	2500	0.331
206.2	6.5	26.5	39.55	1.185	x	0.401	2.636	3.244	0.65	0.162	0.3	75	x	3.219	32.14	1.374	734.9	424.5	0.017	2469	0.326
210.9	6.5	26.4	35.64	1.187	x	0.411	7.167	1.36	4.695	0.574	0.301	75	x	3.234	28.35	1.414	738.5	431.3	0.017	2502	0.33
212.5	6.5	26.3	35.53	1.187	x	0.415	6.271	2.616	2.166	0.231	0.301	75	x	3.203	28.3	1.414	738.5	431.5	0.017	2502	0.33
212	6.5	26.2	35.51	1.187	x	0.386	7.167	2.372	2.865	0.157	0.301	75	x	3.438	27.93	1.417	738.5	431.3	0.017	2502	0.33
196.6	16	19.5	22.01	0.403	2.139	0.593	3.13	1.43	1.543	0.646	0.3	75	2.542	3.606	16.98	2.245	86.09	435.8	0.017	860.1	0.521
198.2	16	21.1	24.01	0.409	2.116	0.553	2.946	1.569	1.305	0.572	0.3	75	2.525	3.828	18.47	2.229	88.56	432.9	0.017	868.5	0.518
198	16	21.2	23.58	0.409	2.124	0.55	3.577	0.977	2.465	1.198	0.3	75	2.533	3.864	18.01	2.239	88.56	434.3	0.017	870.3	0.518
195.7	16	23.6	23.95	0.412	2.136	0.621	3.135	0.872	2.427	1.169	0.301	75	2.548	3.441	19.25	2.234	89.78	436.9	0.016	879.7	0.519
200.2	16	23.8	23.74	0.413	2.14	0.59	4.181	0.884	3.106	1.626	0.301	75	2.553	3.628	18.67	2.246	90.22	437.7	0.016	883	0.519
197.9	16	24.2	24.31	0.412	2.135	0.582	3.583	0.907	3.646	0.305	0.301	75	2.547	3.671	19.13	2.24	89.78	436.5	0.017	879.3	0.519
194.5	16	27.8	25.87	0.578	2.134	0.508	4.181	1.256	2.539	0.791	0.301	75	2.712	4.197	19.78	2.255	176.3	464.9	0.016	1285	0.487
197.1	16	28.3	25.98	0.561	2.136	0.621	4.181	1.064	2.468	1.462	0.301	75	2.717	3.44	21.29	2.231	178.1	465.8	0.016	1293	0.487
194.2	16	28.3	27.01	0.562	2.118	0.588	3.583	0.953	3.121	0.637	0.301	75	2.7	3.603	21.91	2.22	178.6	462.9	0.016	1289	0.485
196.2	16	28.3	25.73	0.564	2.14	0.573	3.13	1.569	1.322	0.673	0.3	75	2.724	3.734	20.45	2.247	179.8	467	0.016	1301	0.486
198.1	16	28	26.63	0.584	2.123	0.567	2.277	1.116	1.471	0.568	0.3	75	2.707	3.618	21.52	2.225	179.8	464.1	0.016	1296	0.485
197.1	16	27.7	26.54	0.585	2.121	0.583	4.553	1.552	2.121	0.813	0.3	75	2.707	3.641	21.37	2.225	180.4	464	0.016	1298	0.485
192.4	18	23.7	28	0.722	2.099	0.511	3.135	1.238	1.145	1.387	0.301	75	2.821	4.111	21.95	2.217	274.1	483.5	0.015	1643	0.463

XANT-75.

196.4	18	23.6	26.54	0.722	2.122	0.468	4.181	1.273	1.624	1.66	0.301	75	2.844	4.533	19.96	2.253	274.1	487.5	0.015	1652	0.465
195.9	18	23.5	27.98	0.719	2.097	0.479	3.583	1.064	1.719	1.65	0.301	75	2.816	4.381	21.53	2.223	271.9	482.7	0.015	1635	0.463
195.5	17.67	25.33	28.35	0.715	2.114	0.532	4.203	1.759	1.765	0.639	0.3	75	2.829	3.975	22.55	2.227	269.1	485	0.015	1632	0.465
195.5	17.67	25.33	28.35	0.715	2.114	0.532	4.203	1.759	1.765	0.639	0.3	75	2.829	3.975	22.55	2.227	269.1	485	0.015	1632	0.465
195.5	17.67	25.33	28.35	0.715	2.114	0.532	4.203	1.759	1.765	0.639	0.3	75	2.829	3.975	22.55	2.227	269.1	485	0.015	1632	0.465
191	20	19.95	37.46	1.185 x		0.438	4.061	1.855	1.12	1.118	0.301	75 x		4.773	30.52	2.219	736.4	561.7	0.014	2970	0.416
191	20	19.95	37.46	1.185 x		0.438	4.061	1.855	1.12	1.118	0.301	75 x		4.773	30.52	2.219	736.4	561.7	0.014	2970	0.416
191	20	19.95	37.46	1.185 x		0.438	4.061	1.855	1.12	1.118	0.301	x		4.75	30.94	2.255	740.8	568.4	0.014	3001	0.419
189.1	21	19.3	37.77	1.188 x		0.448	3.13	1.84	1.164	0.537	0.3	75 x		4.75	30.94	2.255	740.8	568.4	0.014	3001	0.419
189	21	19.2	38.98	1.188 x		0.477	2.782	1.892	1.003	0.468	0.3	75 x		4.423	32.5	2.228	740.8	565.1	0.014	2990	0.417
188.8	21	19.1	37.62	1.189 x		0.48	3.13	2.912	0.718	0.357	0.3	75 x		4.436	31.18	2.249	742.1	568.7	0.014	3005	0.419

p G	D p	T G	p ST	l L	l G	alfa	v	f	PL	BT	des	inc	l	lGal	p ST	l G	We	gamma	visc	Re	al H
KPa	mmH2O	C	KPa	m/s	m/s	-----	m/s	Hz	m	m	m	grau	m/s	m/s	KPa	m/s	-----	1/s	Pas	-----	-----
189.8	22	21.7	43.14	1.168 x		0.409	1.93	2.44	0.66	0.13	0.3	90 x	5.152	35.57	2.241	715.7	561.4	0.014	2927	0.418	
190.6	22	21.4	43.15	1.17 x		0.445	2.09	0.8	2.18	0.42	0.3	90 x	4.733	36.04	2.231	718.2	561.6	0.014	2932	0.418	
190.3	22	21.7	42.91	1.173 x		0.43	2.5	0.96	0	2.61	0.3	90 x	4.909	35.61	2.241	721.9	563	0.014	2945	0.418	
191.5	22	22	43.88	1.173 x	x	0.4	2.51	1.88	1.02	0.31	0.301	90 x	5.248	36.2	2.233	721.9	560.9	0.014	2938	0.417	
189.3	22	23.4	42.75	1.177 x		0.409	3.14	3.09	0.72	0.29	0.301	90 x	5.196	35.18	2.261	726.8	566.1	0.014	2965	0.419	
191.7	22.5	23.7	42.79	1.177 x		0.38	3.34	1.78	1.37	0.51	0.301	90 x	5.653	34.85	2.291	726.9	570	0.014	2978	0.421	
190.7	19	19.4	38.94	0.726	2.021	0.421	2.18	1.81	0.98	0.325	0.3	90	2.747	4.801	31.53	2.151	277.2	470.9	0.016	1624	0.455
193.6	19	20.3	37.42	0.739	2.05	0.428	2.18	1.3	1.25	0.42	0.3	90	2.789	4.79	30.09	2.181	287.2	478.1	0.016	1670	0.456
194.5	19	20.4	38.4	0.74	2.037	0.45	2.18	2.32	0.71	0.23	0.3	90	2.777	4.527	31.36	2.161	288	476.1	0.016	1667	0.455
194.1	19	20.7	36.78	0.739	2.063	0.393	2.28	1.38	1.15	0.51	0.301	90	2.802	5.249	29.01	2.202	287.2	480.3	0.015	1675	0.457
194.9	19	21.1	37.19	0.737	2.059	0.461	2.39	1.36	1.23	0.53	0.301	90	2.796	4.466	30.29	2.184	285.7	479.3	0.016	1668	0.457
195.2	19	21.2	37.81	0.739	2.051	0.427	2.18	1.5	0.97	0.49	0.301	90	2.79	4.803	30.47	2.182	287.2	478.3	0.016	1670	0.456
194.7	17.75	24.15	32.24	0.58	2.098	0.504	2.093	0.953	22.12	13.33	0.301	90	2.677	4.166	25.88	2.218	177.1	459	0.016	1277	0.483
194.7	17.75	24.15	32.24	0.58	2.098	0.504	2.093	0.953	22.12	13.33	0.301	90	2.677	4.166	25.88	2.218	177.1	459	0.016	1277	0.483
194.7	17.75	24.15	32.24	0.58	2.098	0.504	2.093	0.953	22.12	13.33	0.301	90	2.677	4.166	25.88	2.218	177.1	459	0.016	1277	0.483
195.2	17.5	23.5	34.14	0.581	2.05	0.473	2.18	1.37	1.07	0.52	0.3	90	2.631	4.334	27.4	2.174	177.8	451	0.016	1265	0.479
195.6	17.5	23	33.33	0.581	2.059	0.466	1.52	1.41	0.76	0.32	0.3	90	2.64	4.419	26.49	2.185	177.8	452.6	0.016	1267	0.48
196.9	17.5	22.8	36.19	0.58	2.015	0.464	1.35	1.54	0.6	0.27	0.3	90	2.595	4.343	29.33	2.136	177.2	444.9	0.016	1251	0.476
189.1	19	21.8	27.53	0.402	2.221	0.537	1.25	0.87	0.94	0.49	0.3	90	2.623	4.136	21.6	2.344	85.54	449.7	0.016	875	0.528
194.1	18	21.4	29.08	0.401	2.065	0.533	1.79	1.34	0.88	0.46	0.3	90	2.466	3.874	23.1	2.18	85.04	422.7	0.017	838	0.515
193	18	21.4	28.21	0.401	2.079	0.503	1.47	0.45	2.08	1.17	0.3	90	2.48	4.133	21.85	2.202	85.05	425.1	0.017	841	0.516
193.9	18	20.9	28.62	0.399	2.069	0.512	3.035	0.948	1.945	1.323	0.301	90	2.468	4.043	22.37	2.189	83.99	423	0.017	833	0.516
193.9	18	20.9	28.62	0.399	2.069	0.512	3.035	0.948	1.945	1.323	0.301	90	2.468	4.043	22.37	2.189	83.99	423	0.017	833	0.516
193.9	18	20.9	28.62	0.399	2.069	0.512	3.035	0.948	1.945	1.323	0.301	90	2.468	4.043	22.37	2.189	83.99	423	0.017	833	0.516
201.1	8	26.3	37.46	1.18 x		0.443	4.55	3.37	0.76	0.6	0.3	90 x	3.237	30.33	1.522	729.5	448.1	0.016	2550	0.344	
204.1	8	26.9	38.28	1.186 x		0.425	4.55	3.78	0.66	0.55	0.3	90 x	3.36	30.92	1.519	736.9	448.1	0.016	2563	0.343	
205.2	8	26.9	42.63	1.186 x		0.404	2.18	3.39	0.46	0.18	0.3	90 x	3.426	35	1.473	736.9	440.6	0.016	2534	0.338	
204.4	8	26.7	38.23	1.179 x	x	0.43	5.57	2.83	1.06	0.91	0.301	90 x	3.321	30.94	1.517	728.3	446.9	0.016	2544	0.344	
203.8	8	26.6	38.25	1.175 x		0.43	5.02	2.79	1.01	0.79	0.301	90 x	3.319	30.96	1.517	723.3	446.1	0.016	2532	0.344	
201.5	8	26.5	38.36	1.182 x		0.432	5.57	3.31	0.92	0.76	0.301	90 x	3.301	31.08	1.515	732	447.1	0.016	2551	0.343	

214.6	5.5	25.7	35.51	0.727	1.239	0.37	1.36	1.26	0.76	0.31	0.301	90	1.966	3.349	27.45	1.325	277.2	337	0.02	1298	0.365
214.8	5.5	25.6	35.54	0.727	1.238	0.406	1.12	1.33	0.62	0.23	0.301	90	1.965	3.049	27.94	1.32	277.2	336.9	0.02	1298	0.364
214.4	5.5	25.4	38.5	0.727	1.211	0.374	1.82	1.65	0.82	0.28	0.301	90	1.938	3.238	30.49	1.293	277.2	332.2	0.02	1286	0.361
212	5.5	25.1	36.2	0.727	1.229	0.345	1.43	1.47	0.77	0.2	0.3	90	1.956	3.562	27.82	1.319	277.2	335.3	0.02	1294	0.363
214.9	5.5	25	38.16	0.727	1.211	0.342	1.73	1.61	0.87	0.21	0.3	90	1.938	3.541	29.74	1.299	277.2	332.2	0.02	1286	0.361
214.5	5.5	24.9	36.49	0.729	1.227	0.377	1.79	1.27	1.06	0.34	0.3	90	1.956	3.255	28.52	1.311	278.7	335.3	0.02	1297	0.363
204.7	7	20.6	35.1	0.571	1.343	0.382	1.28	1.15	0.87	0.25	0.3	90	1.914	3.516	27.19	1.436	171.3	328.1	0.02	1002	0.402
204.4	7	21.8	36.64	0.587	1.333	0.347	1.67	1.02	1.3	0.33	0.3	90	1.92	3.842	28.28	1.43	181	329.1	0.02	1032	0.398
206.7	7	22	34.85	0.589	1.352	0.376	1.43	1.58	0.69	0.21	0.3	90	1.941	3.596	26.87	1.447	182.2	332.7	0.02	1044	0.401
205	7	22.3	36.7	0.589	1.335	0.38	1.39	0.97	1.08	0.36	0.301	90	1.924	3.513	28.77	1.427	182.2	329.8	0.02	1037	0.398
205.4	7	22.6	35.34	0.589	1.35	0.374	2.18	1.07	1.51	0.52	0.301	90	1.939	3.61	27.33	1.445	182.2	332.4	0.02	1043	0.4
206.1	7	22.7	36.22	0.588	1.341	0.394	1.36	0.78	1.28	0.47	0.301	90	1.929	3.404	28.47	1.432	181.6	330.7	0.02	1037	0.399
221.4	5	28.1	34.07	0.403	1.25	0.366	1.48	0.55	1.91	0.78	0.301	90	1.653	3.415	25.96	1.339	85.47	283.4	0.022	640	0.423
217.4	5	28.4	32.24	0.412	1.268	0.379	0.98	0.67	1.03	0.43	0.301	90	1.68	3.346	24.29	1.358	89.33	288	0.022	662	0.424
221.5	5	28.5	32.58	0.411	1.266	0.406	1.67	0.97	1.24	0.49	0.301	90	1.677	3.118	24.98	1.351	88.9	287.5	0.022	659	0.424
218.7	5	29.1	32.94	0.412	1.264	0.412	1.39	1.03	1.02	0.34	0.3	90	1.676	3.068	25.41	1.349	89.33	287.3	0.022	660	0.423
221.7	5	29.2	33.57	0.414	1.259	0.396	1.28	1.1	0.88	0.29	0.3	90	1.673	3.179	25.84	1.345	90.19	286.8	0.022	663	0.422
219.1	5	29.4	32.34	0.415	1.272	0.378	1.17	1.32	0.67	0.22	0.3	90	1.687	3.365	24.38	1.361	90.63	289.2	0.022	668	0.424
252	11	24.3	44.91	1.177	x	0.279	2	5.08	0.34	0.06	0.3	90 x	1.918	35.69	0.576	724.5	293.5	0.022	1909	0.193	
243	11	23.7	44.62	1.179	x	0.346	1.79	5.14	0.31	0.04	0.3	90 x	1.546	36.25	0.573	726.9	293.8	0.022	1914	0.193	
249.4	11	23.5	44.16	1.176	x	0.272	2	5.44	0.32	0.05	0.3	90 x	1.974	34.84	0.578	723.2	293.7	0.022	1908	0.194	
249.3	11	23.1	44.45	1.181	x	0.269	2.09	3.15	0.52	0.14	0.301	90 x	1.989	35.1	0.576	729.4	294.2	0.022	1918	0.193	
243.4	11	21.7	45.18	1.177	x	0.263	2.01	3.68	0.47	0.07	0.301	90 x	2.015	36.75	0.571	724.5	292.6	0.022	1905	0.192	
243.4	11	21.6	44.96	1.176	x	0.268	1.93	2.46	0.67	0.12	0.301	90 x	1.981	35.59	0.571	723.2	292.6	0.022	1903	0.192	
240.9	11	19.7	42.44	0.731	0.536	0.25	1.11	2.35	0.42	0.06	0.3	90	1.267	2.144	32.85	0.579	279.6	217.2	0.027	960	0.233
247.1	11	19.8	42.03	0.73	0.538	0.246	0.96	1.96	0.42	0.07	0.3	90	1.268	2.187	32.38	0.581	278.9	217.4	0.027	959	0.233
246.5	11	19.8	40.96	0.73	0.542	0.245	1.25	2.08	0.53	0.07	0.3	90	1.272	2.212	31.3	0.586	278.9	218.1	0.027	961	0.234
245.3	11	20.36	41.42	0.729	0.541	0.257	1.242	1.274	0.804	0.186	0.301	90	1.27	2.106	31.92	0.585	278	217.7	0.027	958	0.234
245.3	11	20.36	41.42	0.729	0.541	0.257	1.242	1.274	0.804	0.186	0.301	90	1.27	2.106	31.92	0.585	278	217.7	0.027	958	0.234
245.3	11	20.36	41.42	0.729	0.541	0.257	1.242	1.274	0.804	0.186	0.301	90	1.27	2.106	31.92	0.585	278	217.7	0.027	958	0.234
244.3	10.5	20.75	38.74	0.575	0.545	0.28	1.005	0.717	1.172	0.295	0.301	90	1.12	1.947	29.53	0.588	173	191.9	0.029	691	0.256

244.3	10.5	20.75	38.74	0.575	0.545	0.28	1.005	0.717	1.172	0.295	0.301	90	1.12	1.947	29.53	0.588	173	191.9	0.029	691	0.256
244.3	10.5	20.75	38.74	0.575	0.545	0.28	1.005	0.717	1.172	0.295	0.301	90	1.12	1.947	29.53	0.588	173	191.9	0.029	691	0.256
241	10.5	20.68	39.02	0.573	0.543	0.286	1.046	1.478	0.62	0.096	0.3	90	1.117	1.897	29.89	0.586	172	191.4	0.029	687	0.255
241	10.5	20.68	39.02	0.573	0.543	0.286	1.046	1.478	0.62	0.096	0.3	90	1.117	1.897	29.89	0.586	172	191.4	0.029	687	0.255
241	10.5	20.68	39.02	0.573	0.543	0.286	1.046	1.478	0.62	0.096	0.3	90	1.117	1.897	29.89	0.586	172	191.4	0.029	687	0.255
251.4	9.083	24.47	35.85	0.412	0.538	0.325	0.825	1.018	0.743	0.133	0.3	90	0.95	1.653	27.22	0.578	88.86	162.8	0.033	439	0.283
251.4	9.083	24.47	35.85	0.412	0.538	0.325	0.825	1.018	0.743	0.133	0.3	90	0.95	1.653	27.22	0.578	88.86	162.8	0.033	439	0.283
251.4	9.083	24.47	35.85	0.412	0.538	0.325	0.825	1.018	0.743	0.133	0.3	90	0.95	1.653	27.22	0.578	88.86	162.8	0.033	439	0.283
253.2	9	25.79	35.75	0.414	0.539	0.31	0.876	0.621	1.11	0.304	0.301	90	0.953	1.74	26.92	0.58	89.99	163.4	0.033	443	0.283
253.2	9	25.79	35.75	0.414	0.539	0.31	0.876	0.621	1.11	0.304	0.301	90	0.953	1.74	26.92	0.58	89.99	163.4	0.033	443	0.283
253.2	9	25.79	35.75	0.414	0.539	0.31	0.876	0.621	1.11	0.304	0.301	90	0.953	1.74	26.92	0.58	89.99	163.4	0.033	443	0.283

A P Ê N D I C E C

ANÁLISE DE INCERTEZAS

A equação

$$d\Phi = \frac{\partial\Phi}{\partial x_1} dx_1 + \frac{\partial\Phi}{\partial x_2} dx_2 + \dots + \frac{\partial\Phi}{\partial x_n} dx_n \quad (173)$$

expressa a derivada total da função Φ , onde

$$\Phi = f(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad (174)$$

Para se calcular o erro relativo de uma grandeza medida indiretamente (através das medições de outras grandezas), partindo-se dos erros relativos das medições efetuadas, Carvalho (38) utiliza a equação abaixo:

$$\frac{d\Phi}{\Phi} = \frac{1}{\Phi} \frac{\partial\Phi}{\partial x_1} dx_1 + \frac{1}{\Phi} \frac{\partial\Phi}{\partial x_2} dx_2 + \dots + \frac{1}{\Phi} \frac{\partial\Phi}{\partial x_n} dx_n \quad (175)$$

ou,

$$\frac{\Delta\Phi}{\Phi} = \frac{1}{\Phi} \frac{\partial\Phi}{\partial x_1} \Delta x_1 + \frac{1}{\Phi} \frac{\partial\Phi}{\partial x_2} \Delta x_2 + \dots + \frac{1}{\Phi} \frac{\partial\Phi}{\partial x_n} \Delta x_n \quad (176)$$

Conforme descrito no Capítulo III, durante os experimentos, foram medidas as velocidades superficiais do líquido e do ar, as velocidades das bolhas de Taylor e as frações de vazio. É feita a seguir uma análise de erros dessas medições.

C.1 - VELOCIDADE SUPERFICIAL DO LÍQUIDO

A equação (2-a), página 20, expressa a velocidade superficial do líquido como função da vazão volumétrica e da área da seção transversal do duto:

$$j_1 = \frac{Q_1}{A} \quad (177)$$

Então o erro relativo da velocidade superficial do líquido, calculado pela equação (176) é:

$$\frac{\Delta j_1}{j_1} = \frac{\Delta Q_1}{Q_1} + \left| -2 \frac{\Delta D}{D} \right| + \left| -2 \frac{\Delta d}{d} \right| \quad (178)$$

onde "D" e "d" são, respectivamente, o diâmetro interno do tubo exterior e o diâmetro externo do tubo interior.

Os erros relativos das medições da vazão do líquido são de 0,3%, segundo o fabricante dos medidores. Já os dois diâmetros foram medidos com paquímetro, com um erro máximo de leitura de 0,1 mm. Os valores medidos foram D=77,2 mm e d=42,2 mm, o que resulta em erros relativos de 0,13% e 0,24%, respectivamente. Substituindo na equação (c.6), encontra-se um erro relativo de 1,04% para a velocidade superficial do líquido.

C.2 - VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS

A velocidade superficial do ar foi calculada a partir da equação (2-b), página 20:

$$j_2 = \frac{Q_2}{A} \quad (179)$$

onde "A" é a área da seção transversal, calculada pela equação (163). A vazão volumétrica do ar foi calculada a partir da vazão medida pela placa de orifício (a montante da seção de testes, antes do bocal de mistura), corrigida pela

pressão e pela temperatura. Então o erro relativo da velocidade superficial do ar, calculado pela equação (176) é:

$$\frac{\Delta j_2}{j_2} = \frac{\Delta Q_{2p}}{Q_{2p}} + \left| -2 \frac{\Delta D}{D} \right| + \left| -2 \frac{\Delta d}{d} \right| + \left| -\frac{\Delta p}{p} \right| + \frac{\Delta T}{T} \quad (180)$$

onde " Q_{2p} " é a vazão medida pela placa de orifício.

O erro relativo da medição da vazão do ar pela placa de orifício foi de 1,6%. O transdutor de pressão provoca um erro relativo de 0,9%, enquanto o termômetro acarreta um erro relativo de 0,5%. Como mostrado no item anterior, os erros relativos das medidas dos diâmetros são 0,13% e 0,24%. Assim, chega-se a um erro relativo de 3,74% na medição da velocidade superficial do ar.

C.3 - FRAÇÃO DE VAZIO

A fração de vazio foi calculada a partir da medição da coluna de líquido após bloqueio da seção de testes (calculando-se o volume do ar nesta) e do volume total desta seção de testes. Isto é:

$$\alpha = \frac{1 - V_1}{V} \quad (181)$$

onde V_1 é o volume de líquido e V é o volume total da seção de testes. O volume do líquido foi calculado por :

$$V_1 = A \cdot l_1 + v_o \quad (182)$$

onde l_1 é altura da coluna de líquido, " A " é a área da seção transversal do duto e v_o é um volume residual abaixo desta (no interior do carretel da válvula de três vias). Assim, o erro relativo da medição da fração de vazio, calculado pela equação (176), é:

$$\frac{\Delta \alpha_1}{\alpha_1} = \left| -2 \frac{\Delta D}{D} \right| + \left| -2 \frac{\Delta d}{d} \right| + 2 \left| \frac{\Delta l_1}{l_1} \right| + \frac{\Delta v_o}{v_o} \quad (183)$$

Como já calculado no item C.1, os erros relativos das medidas dos diâmetros são 0,13% e 0,24%. A altura l_1 foi medida com trena, acarretando um erro de 1

cm nas leituras de cerca de 200cm, o que conduziu a um erro relativo de 0,5%. Já o volume residual abaixo da coluna de líquido foi medido com uma proveta e teve erro relativo de 1%. Substituindo estes valores na equação (183) chega-se a um erro relativo de 2,74%, para a fração de vazio.

C.4 - VELOCIDADE DA BOLHA DE TAYLOR

As sondas de condutividade mediam o tempo "t" que o nariz da bolha levava para se deslocar entre os dois sensores de condutividade. Esse tempo era medido pelo microcomputador Macintosh através da discretização de "n" intervalos Δt . A partir daí foi calculada a velocidade longitudinal das bolhas de Taylor:

$$v = \frac{d_{es}}{t} = \frac{d_{es}}{n \Delta t} \quad (184)$$

onde d_{es} é a distância entre os sensores de condutividade. Aplicando a equação (176) à equação (184) chega-se a

$$\frac{\Delta v}{v} = \frac{\Delta d_{es}}{d_{es}} + \left| -\frac{1}{n} \right| \quad (185)$$

que representa o erro relativo das velocidades das bolhas de Taylor. A distância entre os sensores de condutividade d_{es} é 423 mm, com erro de medição de 2 mm, enquanto o valor médio de "n" foi 18. Substituindo esses valores na equação (185) chega-se a um erro relativo de 6,0% para as medições das velocidades das bolhas de Taylor.

OBSERVAÇÃO :

Note-se que aqui os erros relativos de cada termo das equações (178), (180), (183) e (185) têm os seus módulos somados, fazendo com que os erros relativos totais das quatro grandezas analisadas sejam maiores do que se houvessem sido considerados os sinais negativos. Como resultado, a prática aqui adotada foi conservativa.

APÊNDICE D

DESCRIÇÃO DOS PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

Durante a fase experimental, repetiu-se para cada teste, a sequência descrita a seguir.

Após o posicionamento da rampa da seção de testes (vide figuras 5 e 9) em dada inclinação, ajustava-se o ângulo desejado, medido no centro da seção de testes, com medidor eletrônico.

O líquido (quando se tratava do polímero) preparado na concentração citada, era mantido em circulação por cerca de três horas, tempo suficiente para sua homogeneização. As propriedades reológicas eram monitoradas a cada conjunto de testes e no início e final de cada turno de trabalho. Quando necessário era acrescentado mais pó "XC" para manter a reologia escolhida.

De acordo com os valores das vazões do líquido e do ar, escolhia-se os medidores de vazão de líquido e a placa de orifício (vazão de ar) a serem utilizados. Eram então feitos os ajustes nas vazões de líquido e de ar, conforme a configuração desejada, para cada teste.

Com os fluidos circulando em circuito fechado, as medições de pressão e temperatura do ar a montante das placas de orifício e as quedas de pressão nestas, eram lidas e transmitidas para o sistema de aquisição de dados, bem como as pressões na seção de testes. Essas leituras, após processamento automático no microcomputador Macintosh, forneciam a vazão volumétrica e a velocidade superficial do ar na seção de testes, ciclicamente.

As vazões do líquido eram medidas por um dos medidores Metroval descritos no capítulo III, cuja informação era também passada ao sistema de aquisição de dados, resultando nas velocidades superficiais do líquido, em cada ciclo de medição.

As sondas de condutividade mediam continuamente as velocidades das bolhas de Taylor, frequência de ocorrência e comprimentos das bolhas e dos pistões de líquido, transmitindo as informações ao sistema de aquisição de dados. Podia-se acompanhar, na tela do microcomputador Macintosh, a forma da onda quadrada que representava os comprimentos das bolhas e dos pistões de líquido. Também todos os valores medidos podiam ser monitorados, simultaneamente.

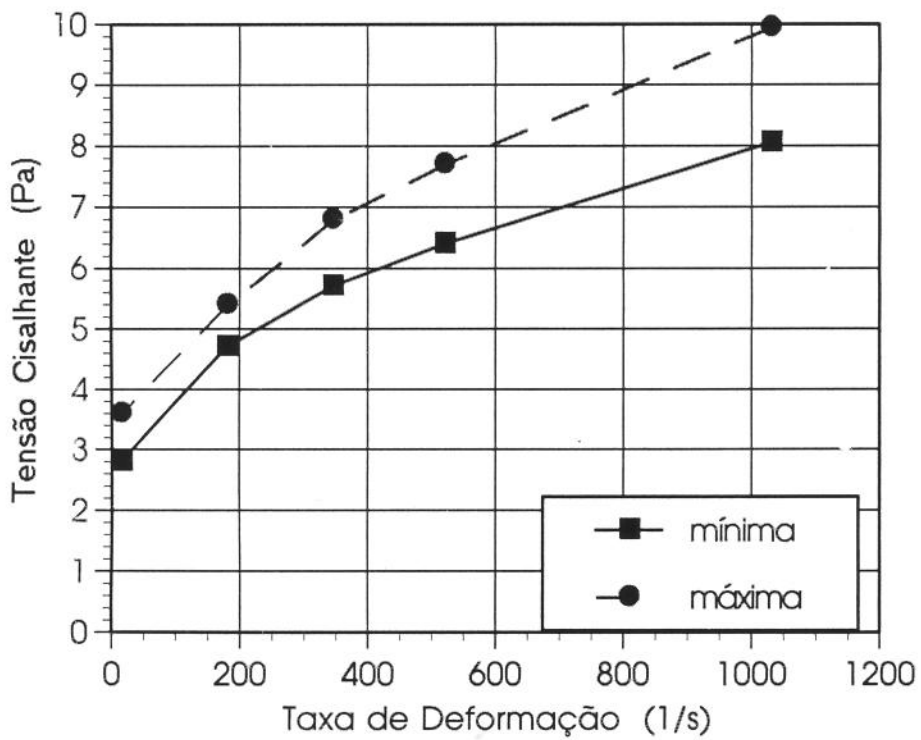
Uma vez estabilizado o escoamento, com os dados monitorados na sala de controle coerentes com a configuração desejada, era feita a gravação do conjunto das medições e dada a ordem de bloqueio da seção de testes, através do

acionamento brusco da alavanca que comandava o fechamento das duas válvulas tipo esfera, limitadoras da seção de testes.

Com o fluxo sendo desviado (pela válvula de três vias), direto para o tanque de alimentação da bomba, a coluna de líquido dentro da seção de testes (medida diretamente), fornecia a fração de vazio. Após a medição da coluna de líquido, a alavanca era acionada para abertura das válvulas e o escoamento voltava a ser através da seção de testes. Esse procedimento era repetido seis vezes, sendo três com as leituras das sondas de condutividade no início da seção de testes e outras três no final da seção de testes. O microcomputador registrava então todas as variáveis, inclusive a fração de vazio (esta informada manualmente), gerando uma matriz de dados. Tudo isso para cada configuração de vazões. Como foram utilizadas, no mínimo, nove diferentes configurações, foram realizados, no mínimo, 54 registros em cada inclinação, para cada um dos dois tipos de líquido utilizado. No total, foram realizadas cerca de 1.000 leituras válidas, em todo o experimento.

APÊNDICE E

CURVAS REOLÓGICAS DA GOMA XANTANA UTILIZADA



OBSERVAÇÃO :

A existência de duas curvas deve-se à variação da reologia do fluido, devida à ação bacteriana. As curvas "mínima" e "máxima" representam, respectivamente, as medições feitas logo antes e logo após a adição do pó XC .