

ELSON FRANCISCO DA PAZ

**SISTEMA BASEADO EM MEDIDOR DE PRESSÃO
DIFERENCIAL PARA DETERMINAÇÃO EM LINHA DE
VAZÕES DE PRODUÇÃO EM POÇOS DE PETRÓLEO**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de
Mestre em Engenharia

São Paulo
2011

ELSON FRANCISCO DA PAZ

**SISTEMA BASEADO EM MEDIDOR DE PRESSÃO
DIFERENCIAL PARA DETERMINAÇÃO EM LINHA DE
VAZÕES DE PRODUÇÃO EM POÇOS DE PETRÓLEO**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de
Mestre em Engenharia

Área de concentração:
Engenharia Mecânica de Energia
e Fluidos

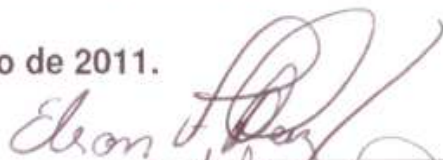
Orientador:
Prof. Dr. Jorge Luis Baliño

São Paulo
2011

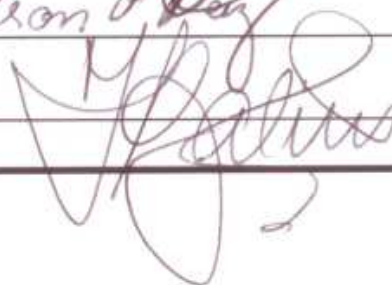
Este exemplar foi revisado e alterado em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, 10 de janeiro de 2011.

Assinatura do autor



Assinatura do orientador



FICHA CATALOGRÁFICA

Paz, Elson Francisco da

Sistema baseado em medidor de pressão diferencial para determinação em linha de vazões de produção em poços de petróleo / E.F. da Paz. -- ed.rev. -- São Paulo, 2011.

160 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.

1. Escoamento multifásico (Medição) 2. Poços (Monitoramento) 3. Petróleo (Produção) I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II. t.

A minha amada Luciana Lima, pessoa sempre fiel e companheira de todos os momentos, fossem eles estressantes ou felizes.

A meus pais, José Francisco e Maria das Neves, pessoas que sempre depositaram em mim toda a confiança de que eu teria um futuro glorioso.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Jorge Luis Baliño, que teve grande paciência e presteza em todo o processo de desenvolvimento deste trabalho e na orientação de minha formação acadêmica visando sempre a consolidação dos meus conhecimentos em Mecânica dos Fluidos.

Ao Engs. Rafael Horschutz Nemoto e Rafael Gioria, que me prestaram grande ajuda em disciplinas da pós-graduação e no desenvolvimento da minha dissertação em L^AT_EX.

A todos os meus colegas de trabalho do Núcleo de Dinâmica dos Fluidos (NDF) pelos momentos de companheirismo e descontração dos quais tive a oportunidade de participar.

À Escola Politécnica da Universidade de São Paulo (EPUSP), que, por meio de seus professores altamente qualificados, me permitiu ter acesso ao estado da arte do conhecimento científico na área de escoamento de fluidos.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo apoio financeiro ao projeto realizado.

À Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras) por financiar este trabalho e a seus engenheiros Durval Florêncio Filho e Ivan Slobodcicov, que deram importante apoio para a obtenção de dados necessários ao desenvolvimento do nosso modelo de escoamento multifásico.

"Bem-aventurado o homem que acha sabedoria,
e o homem que adquire conhecimento;
Porque é melhor a sua mercadoria do que
artigos de prata, e maior o seu lucro que o ouro
mais fino.
Mais preciosa é do que os rubis, e tudo o que
mais possas desejar não se pode comparar a
ela."

Pv 3, 13-15.

RESUMO

A indústria de petróleo e gás tem trabalhado para o desenvolvimento de métodos que permitam o monitoramento e controle da produção de fluidos nos poços. Para isso são desenvolvidos equipamentos específicos para medição de vazões. Este trabalho apresenta um sistema baseado em medidores de vazão por obstrução ou pressão diferencial (placas de orifício, bocais e Venturis) para determinação em linha de vazões de produção (óleo, gás e água) em poços de petróleo. A partir das equações de conservação da massa e do momento para escoamento unidimensional e considerando escoamento isotérmico com fases incompressíveis, sem mudança de fase, com fases líquidas homogeneizadas e com escorregamento constante entre as fases líquida e gasosa, é deduzida uma relação geral entre vazão mássica total e queda de pressão. Utilizando a correlação de Chisholm para o escorregamento, é realizada uma comparação entre os resultados obtidos com o modelo homogêneo e o modelo de escorregamento constante. Por meio de uma caracterização dos fluidos em produção em estado permanente e utilizando o modelo de *black oil* para o sistema óleo-gás, são determinadas as vazões de produção na condição de referência. São realizadas validações dos resultados do modelo com dados experimentais obtidos numa bancada experimental em Aracaju (Sergipe) e em poços de Urucu (Amazonas). A comparação com os resultados experimentais mostra que as predições feitas com o modelo de escorregamento podem ser consideradas satisfatórias, levando-se em conta que o modelo foi desenvolvido de maneira independente, sem parâmetros de ajuste dos dados experimentais.

Palavras-chave: Escoamento multifásico. Medidores de vazão. Monitoramento de poços. Produção de petróleo.

ABSTRACT

The oil and gas industry has been working to develop methods to monitor and control the fluid production in the wells. For this purpose, specific equipments are developed for measuring stream flows. This work presents a system based on differential pressure (or obstruction) flow meters (orifice plates, Venturis and nozzles) for online determination of production flows (oil, gas and water) in oil wells. Starting from the mass and momentum conservation equations for one-dimensional, isothermal flow and considering incompressible phases without phase change, homogenized liquid phases and constant slip between gas and liquid phases, a general relationship between total mass flow and pressure drop is derived. Using Chisholm's correlation for the slip, a comparison is made between the results obtained with the homogeneous model and the constant slip model. Through a characterization of the production fluids in steady state and using the black oil model for the oil-gas system, the production flows are determined at the reference condition. A validation is made between results obtained with the model and experimental data obtained in a rig at Aracaju (Sergipe) and in wells at Urucu (Amazonas). The comparison with experimental results shows that the predictions made with the slip model may be considered satisfactory, taking into account that the model was developed independently, without parameters adjusted from the experimental data.

Keywords: Multiphase flow. Flowmeters. Well Monitoring. Oil production.

LISTA DE FIGURAS

2.1	Volume de controle para escoamento unidimensional.	18
4.1	Parâmetro de Martinelli em função do título mássico x e da razão $r = \frac{\rho_l}{\rho_g}$	38
4.2	Coeficiente de <i>slip</i> (calculado com a correlação de Chisholm), em função do título mássico x e da razão $r = \frac{\rho_l}{\rho_g}$	38
4.3	Razão de vazões mássicas teóricas entre o modelo homogêneo e de <i>slip</i> (calculado com a correlação de Chisholm), em função do título mássico x e da razão $r = \frac{\rho_l}{\rho_g}$	39
5.1	Vista aérea da região ocupada pelo pólo de produção da Petrobras em Atalaia.	42
5.2	Vista parcial da bancada de testes instalada no NuEx em Atalaia.	42
5.3	Esquema da bancada de testes de Aracaju.	45
5.4	Ponto de encontro das fases gás e líquido na bancada de testes.	46
5.5	Circuito multifásico da bancada de testes.	46
5.6	Modelo esquemático do circuito multifásico e posicionamento de medidores.	47
5.7	Válvula porta-placa usada nos experimentos.	52
5.8	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo de <i>slip</i> , sem solução de gás, $VFW \cong 10\%$).	53
5.9	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 10\%$).	53
5.10	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo de <i>slip</i> , com solução de gás, $VFW \cong 10\%$).	54
5.11	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 10\%$).	54
5.12	Modelo de bocal de vazão ISO raio longo.	56
5.13	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , sem solução, $VFW \cong 10\%$).	61
5.14	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 10\%$).	61

5.15	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , com solução, $VFW \cong 10\%$).	62
5.16	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 10\%$).	62
5.17	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , sem solução, $VFW \cong 30\%$).	63
5.18	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 30\%$).	63
5.19	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , com solução, $VFW \cong 30\%$).	64
5.20	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 30\%$).	64
5.21	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , sem solução, $VFW \cong 50\%$).	65
5.22	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 50\%$).	65
5.23	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , com solução, $VFW \cong 50\%$).	66
5.24	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 50\%$).	66
5.25	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , sem solução, $VFW \cong 80\%$).	67
5.26	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 80\%$).	67
5.27	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de <i>slip</i> , com solução, $VFW \cong 80\%$).	68
5.28	Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 80\%$).	68
6.1	Província Petrolífera de Urucu.	71
6.2	Montagem dos medidores diferenciais de pressão na linha de produção. . .	73
6.3	Separador trifásico esquematizado.	74
6.4	Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de óleo (condição padrão) a montante em Urucu.	77
6.5	Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de óleo (condição padrão) a jusante em Urucu.	77
6.6	Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de gás (condição padrão) a montante em Urucu.	78

6.7	Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de gás (condição padrão) a jusante em Urucu.	78
6.8	Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de água (condição padrão) a montante em Urucu.	79
6.9	Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de água (condição padrão) a jusante em Urucu.	79
6.10	Representação de velocidades superficiais na condição de medição em um mapa de padrões de escoamento (de Taitel & Dukler [32]).	81
A.1	Formas padronizadas internacionais para os três principais medidores: (a) bocal de raio longo; (b) placa de orifício; (c) bocal Venturi (de [39]).	88
B.1	Modelo esquemático para obtenção de resultados.	94
C.1	Diagrama de fases para um reservatório de petróleo típico (Rosa [27]).	100
E.1	Vista aérea das instalações em Urucu.	121
E.2	Vista da área de produção com destaque para um <i>flare</i>	122

LISTA DE TABELAS

1.1	Especificações técnicas para sistema de medição multifásica em laboratório (de Fischer [13]).	6
3.1	Correlações usadas para a caracterização dos fluidos.	28
5.1	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (placa de orifício, $VFW \cong 10\%$).	49
5.2	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (placa de orifício, $VFW \cong 50\%$).	50
5.3	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (placa de orifício, $VFW \cong 90\%$).	51
5.4	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 10\%$).	57
5.5	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 30\%$).	58
5.6	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 50\%$).	59
5.7	Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 80\%$).	60
6.1	Faixas de trabalho dos itens medidos nos diferentes poços de Urucu.	74
C.1	Constantes de ajuste para o fator de compressibilidade.	104
C.2	Constantes para determinação do fator volume de formação da água.	104
C.3	Constantes de ajuste para viscosidade à condição de medição.	106

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

$^{\circ}API$	Grau API
API	<i>American Petroleum Institute</i>
FT-100	Medidor (padrão) de vazão de gás nas condições dos medidores PT-1223-24 e TT-1223-12
FT-01A	Medidor (padrão) de vazão de líquido nas condições dos medidores PT-1223-02A e TT-1223-13
FT-MMPO-01	Medidor diferencial de vazão a montante do <i>choke</i>
FT-MMPO-02	Medidor diferencial de vazão a jusante do <i>choke</i>
HCV-MMPO-01	Válvula de <i>choke</i>
PDT	Medidor de pressão diferencial
PT	Medidor de pressão absoluta
PT-1223-024	Medidor de pressão de referência da medição do gás próximo ao medidor FT-100
PT-1223-02A	Medidor de pressão de referência da medição de líquido próxima ao medidor FT-01A
PVT	Pressão-Volume-Temperatura
RMS	Erro Médio Quadrático (<i>Root Mean Square</i>)
<i>SCF</i>	<i>Standard Cubic Foot</i>
SG-1223-01	Vaso separador das fases gás e líquido
<i>STB</i>	<i>Stock Tank Barrel</i>
TT	Medidor de temperatura absoluta
TT-1223-12	Medidor de temperatura de referência da medição de gás próxima ao medidor FT-100
TT-1223-13	Medidor de temperatura de referência da medição de líquido próxima ao medidor FT-01A
TT-MMPO-3	Medidor de temperatura absoluta a jusante do medidor diferencial 2
UN-SEAL	Unidade de Negócios Sergipe-Alagoas (Petrobras)
V-1223-01	Vaso armazenador da fase líquida

LISTA DE SÍMBOLOS

c_o	coeficiente de compressibilidade isotérmica do óleo
d	diâmetro do orifício do medidor diferencial de pressão
g	aceleração da gravidade
g_s	componente da aceleração gravitacional na direção de escoamento
\dot{j}_g	velocidade superficial do gás
\dot{j}_l	velocidade superficial da fase líquida
\dot{j}_o	velocidade superficial do óleo
\dot{j}_w	velocidade superficial da água
m_g	massa de gás dissolvida no processo de mistura
s	coordenada na direção do escoamento unidimensional
s_1	coordenada num ponto do duto a montante do medidor diferencial
s_2	coordenada no medidor diferencial
t	tempo
u_g	velocidade do gás
u_l	velocidade da fase líquida
u_o	velocidade do óleo
u_w	velocidade da água
x	título mássico da fase gás
x_o	título mássico da fase óleo
x_w	título mássico da fase água
y_{i0}	fração molar do componente livre i da mistura na condição padrão
y_{CO_2}	fração molar do contaminante gás carbônico
y_{H_2S}	fração molar do contaminante gás sulfídrico
y_{N_2}	fração molar do contaminante nitrogênio
z	eixo das cotas
A	área da secção transversal do duto de passagem
A_1	área da secção transversal do elemento de diâmetro D
A_2	área da secção transversal do orifício do medidor diferencial de pressão
B_g	fator volume de formação do gás
B_{gA}	fator volume de formação do gás de Atalaia para a condição do medidor diferencial

B_{gAm}	fator volume de formação do gás de Atalaia para a condição do medidor de gás
B_{gdg}	fator volume de formação de gás do gás dissolvido no óleo no medidor diferencial
B_{gdgs}	fator volume de formação de gás do gás dissolvido no óleo no separador
B_o	fator volume de formação do óleo
B_{ob}	fator volume de formação de óleo no ponto de bolha
B_w	fator volume de formação do água
B_{wm}	fator volume de formação da água na condição do medidor de líquido
B_{wp}	fator volume de formação da água na condição Petrobras
BSW	razão de água mais sedimentos a líquido mais sedimentos
C_D	coeficiente de descarga
D	diâmetro do tubo a montante do medidor diferencial de pressão
GOR	razão gás-óleo
M_a	massa molecular aparente da mistura de gases correspondente ao ar
M_g	massa molar aparente da mistura de gás livre na condição de medição
M_{g0}	massa molar aparente da mistura de gás livre na condição padrão
M_{gp}	massa molar aparente da mistura de gás livre na condição padrão Petrobras
M_i	massa molecular do componente livre i da mistura na condição padrão
N	número de dados experimentais
P	pressão absoluta
P_1	pressão absoluta num ponto do duto a montante do medidor diferencial
P_2	pressão absoluta no medidor diferencial
P_b	pressão no ponto de bolha
P_{mg}	pressão na condição do medidor de gás
P_{ml}	pressão na condição do medidor de líquido
P_o	pressão na condição padrão
P_{pc}	pressão pseudo-crítica
P_{pr}	pressão pseudo-reduzida
P_s	pressão no tanque separador
P_u	pressão a montante do medidor de pressão diferencial
\mathcal{P}_m	perímetro molhado
Q_{dg0}	vazão volumétrica (na condição padrão) do gás dissolvido na condição de medição
Q_{fg}	vazão volumétrica do gás livre na condição de medição
Q_{fg0}	vazão volumétrica do gás livre na condição padrão
Q_g	vazão volumétrica do gás
Q_{g0}	vazão volumétrica do gás na condição padrão
Q_{g0exp}	vazão volumétrica do gás na condição padrão determinada experimentalmente
Q_{g0t}	vazão volumétrica do gás na condição padrão determinada pelo modelo
Q_{gm}	vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás
Q_{lm}	vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor de vazão de líquido

Q_o	vazão volumétrica do óleo
Q_{o0}	vazão volumétrica do óleo na condição padrão
Q_{o0exp}	vazão volumétrica do óleo na condição padrão determinada experimentalmente
Q_{o0t}	vazão volumétrica do óleo na condição padrão determinada pelo modelo
Q_{om}	vazão volumétrica do óleo na condição do medidor de líquido
Q_w	vazão volumétrica da água
Q_{w0}	vazão volumétrica da água na condição padrão
Q_{w0exp}	vazão volumétrica da água na condição padrão determinada experimentalmente
Q_{w0t}	vazão volumétrica da água na condição padrão determinada pelo modelo
Q_{wm}	vazão volumétrica da água na condição do medidor de líquido
Re_{Dm}	número de Reynolds da mistura
R_s	razão de solubilidade
R_{ss}	razão de solubilidade na condição do vaso separador
S	fator de escorregamento (<i>slip</i>)
T	temperatura
T_{mg}	temperatura na condição do medidor de gás
T_{ml}	temperatura na condição do medidor de líquido
T_o	temperatura na condição padrão
T_{pc}	temperatura pseudo-crítica
T_{pr}	temperatura pseudo-reduzida
T_s	temperatura no tanque separador
VFW	fração em volume de água
W	vazão mássica total (da mistura)
$W_{exp i}$	i -ésima leitura de vazão mássica (da seção de testes)
W_g	vazão mássica do gás
W_{gm}	vazão mássica do gás na condição do medidor de líquido
W_i	i -ésimo valor de vazão mássica (do modelo)
W_l	vazão mássica da fase líquida
W_o	vazão mássica do óleo
W_{om}	vazão mássica do óleo na condição do medidor de líquido
W_{th}	vazão mássica teórica correspondente ao modelo de <i>slip</i> constante
W_{ts}	vazão mássica teórica correspondente ao modelo homogêneo
W_w	vazão mássica da água
W_{wm}	vazão mássica da água na condição do medidor de líquido
WOR	razão água-óleo
Y	salinidade da água
Z	fator de compressibilidade
Z_0	fator de compressibilidade na condição padrão
Z_{dg}	fator de compressibilidade do gás produzido na liberação diferencial

Z_A	fator de compressibilidade do gás de Atalaia
α	fração de vazio da fase gás
α_o	fração de vazio da fase óleo
α_w	fração de vazio da fase água
β	relação de diâmetros
β_o	coeficiente de expansão térmica do óleo
γ_{dg}	densidade do gás dissolvido
γ_{fg100}	densidade do gás livre da mistura na condição de referência de pressão de 100 <i>psig</i>
γ_{fgsep}	densidade do gás livre da mistura na condição de pressão e temperatura no separador
γ_g	densidade do gás livre na condição de medição
γ_{g0}	densidade do gás livre na condição padrão
γ_{gp}	densidade do gás de Atalaia na condição padrão Petrobras
γ_{o0}	densidade do óleo na condição padrão
γ_{op}	densidade do óleo do separador na condição padrão Petrobras
γ_{wp}	densidade da água do separador na condição padrão Petrobras
θ	ângulo do medidor com a horizontal
μ_g	viscosidade do gás à condição de medição
μ_{g1}	viscosidade à pressão atmosférica
μ_{g1}^*	valor não corrigido de μ_{g1}
μ_m	viscosidade da mistura
μ_o	viscosidade do óleo
μ_{od}	viscosidade do óleo morto
μ_{ob}	viscosidade do óleo morto no ponto de bolha
μ_w	viscosidade da água à condição de medição
μ_{w1}	viscosidade da água à pressão padrão
ρ_{aref0}	massa específica do ar de referência na condição padrão
ρ_{arefp}	massa específica do ar na condição padrão Petrobras
ρ_{bs}	massa específica do óleo com correção de pressão
ρ_{dg0}	massa específica (na condição padrão) do gás dissolvido na condição de medição
ρ_{dgs0}	massa específica (na condição padrão) do gás dissolvido na condição do vaso separador
ρ_{gf}	massa específica da fase gás na condição de medição
ρ_{gf0}	massa específica da fase gás na condição padrão
ρ_g	massa específica da fase gás
ρ_{g0}	massa específica da fase gás condição padrão
ρ_{gm}	massa específica do gás na condição do medidor de gás
ρ_{gp}	massa específica do gás na condição padrão Petrobras
ρ_{gA}	massa específica do gás do campo de produção de Atalaia

ρ_l	massa específica da fase líquida
ρ_m	massa específica da mistura
ρ_o	massa específica da fase óleo
ρ_{o0}	massa específica da fase óleo condição padrão
ρ_{om}	massa específica do óleo na condição do medidor de líquido
ρ_{op}	massa específica do óleo na condição padrão Petrobras
ρ_{os}	massa específica do óleo na condição do tanque separador
ρ_{pr}	massa específica pseudo-reduzida da mistura de gás
ρ_w	massa específica da fase água
ρ_{w0}	massa específica da fase água condição padrão
ρ_{wm}	massa específica da água na condição do medidor de líquido
ρ_{wp}	massa específica da água na condição padrão Petrobras
ρ_{wref0}	massa específica da água de referência na condição padrão
ρ_{wrefp}	massa específica da água na condição Petrobras
τ_w	tensão de cisalhamento na parede
v_{dg}	volume de gás dissolvido no óleo no medidor diferencial na condição do medidor diferencial
v_{dg0}	volume (na condição padrão) do gás dissolvido na condição de medição
v_{dgs}	volume de gás dissolvido no óleo no separador na condição do medidor diferencial
v_{dgs0}	volume (na condição padrão) do gás dissolvido na condição do vaso separador
v_g	volume de gás no medidor diferencial
v_{gmg}	volume de gás do medidor de vazão de gás na condição do medidor diferencial
v_o	volume de óleo na condição de medição
v_{o0}	volume de óleo na condição padrão
v_{om}	volume de óleo na condição do medidor de líquido
v_{wm}	volume de água na condição do medidor de líquido
χ	parâmetro de Martinelli

ΔP	queda de pressão no medidor
ΔW	vazão mássica de gás que resulta dissolvida no processo de mistura
$(\Delta\mu_{g1})_{CO_2}$	termo de correção da viscosidade do gás devido à presença de gás carbônico
$(\Delta\mu_{g1})_{H_2S}$	termo de correção da viscosidade do gás devido à presença de gás sulfídrico
$(\Delta\mu_{g1})_{N_2}$	termo de correção da viscosidade do gás devido à presença de nitrogênio
$\Delta\rho_P$	variação de massa específica do óleo por compressão sem troca de massa
$\Delta\rho_T$	variação de massa específica do óleo por expansão térmica

SUMÁRIO

Resumo	i
Abstract	iii
Lista de Figuras	vii
Lista de Tabelas	ix
Lista de Abreviaturas e Siglas	xi
Lista de Símbolos	xiii
1 Introdução	1
1.1 Medição de escoamento multifásico em medidores de pressão diferencial . .	1
1.2 Revisão bibliográfica	2
1.2.1 Thang & Davis (1979) [33]	2
1.2.2 Thang & Davis (1981) [34]	2
1.2.3 Kuo & Wallis (1988) [20]	3
1.2.4 Kowe <i>et al.</i> (1988) [19]	4
1.2.5 Sanchez Silva <i>et al.</i> (1991) [28]	4
1.2.6 Fischer (1994) [13]	5
1.2.7 Boyer & Lemonier (1996) [3]	7
1.2.8 Kojasov <i>et al.</i> (1997) [18]	8
1.2.9 Thorn <i>et al.</i> (1999) [35]	8
1.2.10 Paladino & Maliska (2002) [26]	9
1.2.11 Wörner (2003) [42]	9
1.2.12 <i>Handbook of Multiphase Flow Metering</i> (2005) [23]	11
1.2.13 Oliveira <i>et al.</i> (2009) [25]	11
1.3 Discussão dos resultados obtidos	12
1.4 Objetivo do trabalho	14
1.5 Organização do trabalho	15

2	Desenvolvimento do modelo teórico para o escoamento multifásico	17
2.1	Introdução ao modelo de escoamento multifásico	17
2.2	Balances de massa e de momento	20
2.3	Homogeneização das fases líquidas	21
2.4	Modelos de escoamento multifásico	22
2.4.1	O modelo homogêneo	22
2.4.2	O modelo com escorregamento	23
3	Caracterização dos fluidos	25
3.1	Introdução	25
3.2	Balances materiais	25
3.3	Variáveis de entrada	28
3.4	Massas específicas do gás e do óleo	31
3.4.1	Balço material do fator volume de formação de óleo	31
3.4.2	Aproximação de <i>black oil</i>	31
4	Determinação das vazões mássicas	33
4.1	Introdução	33
4.2	Aproximação baseada no modelo homogêneo	33
4.3	Aproximação baseada no modelo com escorregamento	35
4.4	Comparação entre modelos	39
5	Bancada experimental de Aracaju (SE)	41
5.1	Introdução	41
5.2	Bancada experimental	43
5.3	Solubilização das correntes de óleo e gás	48
5.4	Comportamento das placas de orifício	49
5.5	Comportamento dos bocais de vazão	56
6	Resultados obtidos em Urucu (AM)	71
6.1	Introdução	71
6.2	Linha de produção de petróleo em Urucu	72
6.3	Comparação das vazões volumétricas	75
6.3.1	Determinação das vazões experimentais	75
6.3.2	Análise dos resultados	76
6.4	Velocidades superficiais	80
7	Conclusões e recomendações	83

A	Tipos de medidores diferenciais de pressão	87
A.1	Venturi	88
A.1.1	Venturi ISA 1932	88
A.2	Bocal	89
A.2.1	Bocal ISO raio longo <i>radius taps</i>	89
A.2.2	Bocal ISA 1932 raio curto <i>corner taps</i>	89
A.3	Placa de orifício ISO 5167	90
A.3.1	Placa de orifício ISO 5167 <i>corner taps</i>	90
A.3.2	Placa de orifício ISO 5167 <i>flange taps</i>	91
A.3.3	Placa de orifício ISO 5167 <i>radius taps</i>	91
B	Processamento de dados	93
B.1	Arquivo de dados	95
B.2	Arquivo de resultados, modelo de <i>slip</i>	96
C	Propriedades termohidráulicas das fases em escoamento multifásico	99
C.1	Determinação da razão de solubilidade gás-óleo e pressão no ponto de bolha	99
C.2	Determinação do fator volume de formação de óleo	100
C.2.1	Fator volume de formação para óleo saturado (Standing [31])	101
C.2.2	Fator volume de formação para óleo subsaturado (Whitson & Brule [40])	101
C.3	Determinação do fator volume de formação de gás	102
C.3.1	Fator de compressibilidade (Dranchuk & Abbou-Kassem [12])	102
C.4	Determinação do fator volume de formação da água (Hewlett-Packard [14])	104
C.5	Determinação da viscosidade dos fluidos	105
C.5.1	Viscosidade do gás	105
C.5.1.1	Viscosidade à pressão atmosférica (Standing [31])	105
C.5.1.2	Viscosidade à condição de medição (Dempsey [10])	106
C.5.2	Viscosidade do óleo	106
C.5.2.1	Viscosidade do óleo morto (Ng & Egbogah [24])	107
C.5.2.2	Viscosidade do óleo saturado (Beggs & Robinson [2])	107
C.5.2.3	Viscosidade do óleo subsaturado (Vasquez & Beggs [36])	107
C.5.3	Viscosidade da água	108
C.5.3.1	Viscosidade da água à pressão padrão (Collins [9])	108
C.5.3.2	Viscosidade da água à condição de medição (Collins [9])	108
C.6	Massa específica da água (<i>International Critical Tables II</i> [15])	109

D	Cálculo da vazão mássica na bancada de Aracaju	111
D.1	Variáveis independentes	111
D.2	Procedimento de comparação de resultados	112
D.2.1	Mistura desprezível das vazões de gás e óleo (<i>no solution</i>)	114
D.2.2	Mistura instantânea das vazões de gás e óleo (<i>solution</i>)	115
D.3	Correlações utilizadas	117
D.3.1	Coefficientes de compressibilidade isotérmica e de expansão térmica do óleo	118
E	Província Petrolífera de Urucu (AM)	121
F	Descrição dos poços avaliados em Urucu	123
F.1	Poços simulados do separador SEP.IMT-04G	123
F.2	Poços simulados do separador SEP.LUC-12B	123
F.3	Poços simulados do separador SG-70202A	124
F.4	Poços simulados do separador SG-70202B	124
	Referências Bibliográficas	125

Capítulo 1

Introdução

1.1 Medição de escoamento multifásico em medidores de pressão diferencial

A medição de escoamentos multifásicos compostos de petróleo, água e gás é de fundamental importância na exploração e produção de petróleo e gás natural.

Os medidores monofásicos convencionais requerem que as fases estejam completamente separadas a montante do ponto de medição. Esta condição acontece na saída dos separadores ou plantas de processo.

A necessidade da medição de escoamento multifásico surge quando é desejável medir as vazões das fases em conjunto na proximidade do poço, a montante da unidade de separação. Este tipo de medição é conveniente para realizar um acompanhamento permanente dos poços.

Para a medição de escoamentos multifásicos podemos fazer uso de medidores específicos das vazões de fluidos em produção. No entanto, esses equipamentos têm custos muito elevados. Outra opção entre os medidores de vazão multifásica *in-line* (ou em linha) são os dispositivos baseados na medição da variação de pressão do escoamento através de uma variação de área (placa de orifício, Venturi ou bocal), que constituem uma alternativa relativamente barata, de projeto simples e robusto para a determinação da velocidade média.

A principal limitação dos medidores multifásicos *in-line* é a incerteza na medição devido ao escoamento resultante da mistura possuir uma complexidade muito maior que a correspondente a um escoamento monofásico. Efeitos físicos como compressibilidade da fase gasosa, vaporização da fase líquida e diferentes velocidades das fases (escorregamento ou *slip*) devem ser levados em consideração para uma determinação mais precisa da vazão resultante.

Uma segunda limitação da medição multifásica é a dificuldade na extração de amostras representativas. Não existe atualmente um método padronizado para amostragem de

fluidos multifásicos. Como os medidores de escoamento multifásico necessitam de informação de propriedades como densidades e frações das fases, esta informação deve estar disponível e atualizada regularmente.

1.2 Revisão bibliográfica

Nesta primeira fase do projeto realizamos uma pesquisa bibliográfica nas áreas de medição, modelagem e desenvolvimento de medidores de escoamentos multifásicos por pressão diferencial. Com isso foi possível gerar uma base de conhecimentos que seria de extrema importância na elaboração de um modelo específico para o caso a ser desenvolvido ao longo desse texto.

1.2.1 Thang & Davis (1979) [33]

Os autores realizaram o estudo do escoamento em bolha através de medidor do tipo Venturi. O trabalho investigou a estrutura do escoamento bifásico água-ar em Venturis verticais de razões de contração de área de 3,16 e 7,11, com variações nos ângulos de convergência e divergência. As configurações de escoamento foram em bolhas, com frações de vazio na garganta dos Venturis entre 0,2 e 0,6 e velocidades da mistura de até 32 m/s .

Foi desenvolvida uma sonda resistiva de duas agulhas deslocadas de uma pequena distância axial. Por meio da análise dos sinais da função indicadora de fase gasosa, foram determinadas localmente a fração de vazio e a velocidade, frequência e função densidade de probabilidade (distribuição de tamanhos) das bolhas.

Foi também determinado o fator de escorregamento ou *slip* (razão entre a velocidade do gás e do líquido) em diferentes regiões do Venturi (entrada, garganta, saída e na região a jusante), com valores de até 1,7 na região da garganta.

Os perfis de fração de vazio e velocidade mostram um máximo local no centro do duto. Foram observadas também coalescência de bolhas na região convergente e fragmentação de bolhas na região divergente.

1.2.2 Thang & Davis (1981) [34]

Neste trabalho foi estudada a distribuição de pressão em escoamento em bolha através de Venturi. Os autores utilizaram os resultados experimentais obtidos em [33] para calcular a distribuição de pressão em Venturis com escoamento bifásico água-ar. Foi desenvolvido um modelo baseado nas equações de conservação da massa para cada uma das fases, considerando que o gás evolui isotermicamente junto à equação de momento linear da mistura, desprezando efeitos de atrito. Supondo que não existe intercâmbio de massa e que o escorregamento entre as fases é constante, foi possível calcular uma expressão

analítica implícita para a pressão local, em função do escorregamento e das condições na entrada do Venturi.

Foi realizada uma análise para prever as condições de existência de ondas de choque no Venturi e o incremento de pressão através da onda de choque.

Os cálculos foram comparados com as medições de pressão realizadas com tomadas em diferentes seções de passagem ao longo dos Venturis, com resultados razoáveis. Foram encontrados afastamentos dos resultados experimentais, atribuídos às variações de pressão na direção normal ao escoamento por curvatura das linhas de corrente.

1.2.3 Kuo & Wallis (1988) [20]

Este trabalho teve como objetivo estudar o escoamento de bolhas através de bocais. Em particular, foi analisada a influência das diferentes forças de interação entre as fases líquida e gasosa (em forma de bolhas) em um escoamento acelerado através de um bocal. As forças levadas em consideração foram a força de arrasto e a força de massa aparente (ou virtual).

Bolhas individuais foram injetadas por meio de um tubo capilar introduzido no escoamento. A trajetória da bolha foi determinada por meio de um sistema de detecção de movimento baseado em um arranjo de fototransistores. Este sistema está baseado na interrupção do feixe de luz por uma bolha atravessando entre uma chapa de luz e uma fileira de fototransistores. A posição e a velocidade da bolha foram determinadas pela passagem em vários dispositivos localizados ao longo das porções convergente e divergente do bocal.

Os resultados obtidos mostram que a trajetória de uma bolha isolada pode ser predita com precisão razoável (erro menor que 10 %) por meio de uma equação de movimento para uma bolha incluindo o coeficiente de arrasto medido por Wallis [36] utilizando água da torneira e ajustando o coeficiente de força de massa virtual com um valor igual a 1. Em alguns casos existe um erro sistemático, atribuído pelos autores ao efeito de vibração das bolhas à medida que são transportadas pelo escoamento.

Os autores especulam que os termos de arrasto obtidos para bolhas ascendendo em líquidos em estagnação não são válidos em escoamentos acelerados, devido a efeitos de vibração e modificação da camada limite na proximidade das bolhas. Os coeficientes de arrasto para escoamentos acelerados podem variar em até $\pm 50\%$. Por outro lado, as diferentes formulações para o termo de massa virtual, assim como outros termos de interação dependentes da história (como a força de Basset), não têm uma influência importante nas trajetórias das bolhas.

1.2.4 Kowe *et al.* (1988) [19]

Este trabalho explora os efeitos das bolhas nos fluxos volumétricos e os gradientes de pressão em escoamentos não uniformes de líquidos. Seu objetivo é deduzir uma expressão entre a velocidade relativa, fração de vazio e velocidade terminal baseada em um modelo de três campos que considera: (a) as bolhas; (b) o líquido deslocado em contato com as bolhas (que origina a força de massa virtual) e (c) o líquido intersticial que ocupa o resto do volume.

Esta relação é característica do modelo de deriva (*drift flux model*).

Utilizando o potencial de velocidade correspondente a uma bolha isolada em um mar infinito de líquido com velocidade uniforme, foi calculada a força de interação média por unidade de volume correspondente a um conjunto de bolhas. Para isto foi aplicado o conceito de média no conjunto (*ensemble average*). O modelo resultante foi aplicado ao problema de escoamento em bolhas em um bocal de área variável linearmente com a coordenada na direção de escoamento, com ângulos variáveis com a direção vertical.

A razão entre as quedas de pressão com bolhas e sem bolhas (para a mesma vazão de líquido) obtida com o modelo foi comparada com os resultados experimentais de Lewis & Davidson [21], resultando uma concordância insatisfatória devido ao potencial de velocidade utilizado para uma bolha isolada considerar uma condição de contorno de escorregamento na superfície da bolha. A concordância resultou satisfatória quando foi modificado o potencial de velocidade, considerando uma bolha rígida com uma condição de não escorregamento na superfície. É importante notar que uma das aproximações do modelo é desprezar os efeitos de curvatura das linhas de corrente na determinação da pressão, de maneira que a pressão medida na parede resulta igual à pressão média calculada no modelo unidimensional.

1.2.5 Sanchez Silva *et al.* (1991) [28]

Este trabalho trata da medição da taxa de fluxo mássico total em escoamento multifásico por meio de um medidor Venturi. Mais especificamente, nele é investigada a possibilidade de utilizar um Venturi para a medição industrial de vazão mássica em um escoamento multifásico em sistemas água-ar e água-óleo-ar. Foram realizadas experiências em Venturis com diferentes comprimentos de garganta e velocidades superficiais de água e óleo de até $1,8\text{ m/s}$ e de ar de até 20 m/s . A fração de vazio foi medida, para sistemas água-ar, utilizando sensores condutivos montados na parede do duto. A fração de vazio medida por estes sensores foi calibrada por meio de válvulas de fechamento rápido. Segundo os mapas de padrões de escoamento, as condições experimentais correspondem a escoamento *slug* ou *churn*.

Os dados foram correlacionados utilizando expressões desenvolvidas por Chisholm [8] para a razão de quedas de pressão na condição multifásica e na condição de igual vazão

mássica de líquido ou gás escoando unicamente no duto. Esta razão de pressões resulta finalmente uma função do título mássico e da relação de densidades das fases. Devido à correlação utilizando a expressão original resultar pouco satisfatória, foi ajustado um coeficiente para melhorar a concordância.

1.2.6 Fischer (1994) [13]

Neste trabalho foi usada uma sonda de testes, que pode ser operada com óleo, água e ar separados ou combinados, para demonstrar a viabilidade da combinação de um medidor Venturi, um medidor de fração de vazio por capacitância e um densitômetro de feixe de raios gama para medição de vazão mássica total e composição de um escoamento multifásico. Os testes mostraram que o sistema de medição funciona corretamente e produz sinais facilmente avaliáveis apenas se os vários componentes estiverem distribuídos virtualmente de forma homogênea por todo o escoamento com óleo ou ar formando uma fase contínua.

O autor observou que o procedimento para coleta de dados durante a produção *offshore* de óleo cru envolve separação e tratamento do fluxo proveniente da cabeça de poço (uma mistura de óleo, gás, água salgada e algumas vezes areia) na própria plataforma antes de conduzir os vários componentes por dutos separados. Dessa forma, um sistema eficiente de medição de vazão mássica deveria: (a) permitir uma otimização técnica e operação econômica de cada oleoduto; (b) permitir seu uso aplicado em plataformas e instalações submersas e (c) cobrir uma grande variedade de parâmetros, uma vez que tanto a variação como a composição da produção oscilam durante todo o tempo de vida de um campo de petróleo.

Dependendo do critério de medição que fosse selecionado, haveria várias combinações adequadas de técnicas individuais de medição capazes de prover a vazão mássica total e a medição dos componentes da mistura óleo-gás-água.

Para o autor, o princípio da medição foi baseado, entre outras coisas, na idéia que o Venturi com sua redução na seção de corte transversal tenha um efeito de aceleração e homogeneização do escoamento multifásico. O medidor de fração de vazio por capacitância e o densitômetro seriam, então, usados para medição das composições, sendo portanto instalados no estrangulamento do Venturi para reduzir a amplitude dos seus sinais que seriam afetados pelos padrões de escoamento que ocorressem com essa técnica. A vazão mássica total seria determinada por médias da medição da pressão diferencial no Venturi. As informações de composição da mistura e vazão mássica total poderiam ser usadas para determinar vazões parciais dos constituintes individuais.

Em operação real, o sistema de medição seria instalado em um oleoduto transportando um volume desconhecido de fluidos misturados de composição desconhecida. Entretanto, para testar a combinação de instrumentos inicialmente proposta, ele foi instalado em uma

linha de testes que pode ser operada com vazões conhecidas das componentes individuais (ar, água e óleo livre de componentes aromáticos). Disto originou-se um método simples de avaliar o medidor.

As especificações técnicas usadas para o sistema de medição multifásica em laboratório encontram-se na Tabela 1.1.

Tabela 1.1: Especificações técnicas para sistema de medição multifásica em laboratório (de Fischer [13]).

Medidor	Venturi DIN-1952
Diâmetro do duto	3 in (7,62 cm)
Pressão de operação	20 – 100 bar (2000 – 10000 kPa)
Temperatura de operação	20 – 150 °C
Vazão volumétrica dos líquidos	70 m ³ /h
Vazão volumétrica do gás	1000 Nm ³ /h
Razão água-óleo	0 – 100%
Razão gás-líquido	menor que 200 m ³ /m ³
Densidade do óleo	800 – 900 kg/m ³
Viscosidade cinemática do óleo	17 mm ² /s (40 °C)
Tensão interfacial do óleo na presença de água	45 mN/m
Densidade da água	1000 – 1200 kg/m ³
Concentração em volume de areia	50 ppm
Condutividade da água devido ao sal	0,005 – 5 S/m
Tempo de resposta	1 s

Os dois constituintes líquidos, água e óleo, foram bombeados separadamente para prevenir a formação de emulsões estáveis que ocorrem quando o óleo é agitado (por exemplo, em bombas centrífugas) e que, depois, são impossíveis de serem separadas em seus componentes individuais nos separadores. O componente ar foi o ar ambiente, comprimido por meio de um compressor helicoidal. O armazenador intermediário era um vaso de pressão que também agia como amortecedor de pulsações. Os três componentes foram trazidos juntos em uma câmara de mistura e escoaram através de uma seção de testes que podia ser horizontal ou vertical (de aproximadamente 6 m e 4 m de comprimento, respectivamente) na qual a combinação de instrumentos podia ser instalada. Janelas de inspeção de *Plexiglas* foram instaladas para permitir a observação dos padrões de escoamento. Os componentes foram separados em separadores por gravidade (separadores gás/líquido e líquido/líquido). O ar era devolvido ao ambiente e os líquidos foram recolhidos em vasos de armazenamento aquecidos.

A aquisição de dados foi acompanhada por meio de um sistema computacional baseado em um computador pessoal.

Os fluidos usados na sonda de testes (ar, água e óleo) foram de fácil manuseio e similares aos fluidos do reservatório em termos de viscosidade e densidade, mas diferiam consideravelmente nos seus comportamentos termodinâmicos.

O óleo usado para os testes foi disponibilizado pela Shell sob a denominação Ondina G17. Este é um *blend* inodoro de base parafínica e hidrocarbonetos de base naftênica que são virtualmente livres de aromáticos. Suas características foram expostas na Tabela 1.1.

Todos os testes foram conduzidos com água de torneira. Nenhum estudo foi realizado para analisar a influência das concentrações de sal na água.

Os experimentos com dois componentes água-ar e óleo-ar claramente mostraram que a expansão do ar e o escorregamento (*slip*) eram parâmetros que não deveriam ser ignorados, particularmente a baixas pressões, desde que eles pudessem influenciar consideravelmente a acurácia do cálculo da vazão no modelo homogêneo. A redução da área da seção transversal entre a entrada e o estrangulamento do Venturi acelerou o escoamento bifásico independentemente das condições do escoamento a montante que já poderiam mostrar efeitos de *slip*.

A experiência com testes bifásicos mostrou que efeitos de estratificação e também expansão do ar são importantes fatores na presença da fase gás e afetam adversamente a acurácia da indicação dos instrumentos, especialmente com a configuração horizontal. Portanto, a combinação de instrumentos foi instalada verticalmente, com o fluxo de entrada ascendente para todos os experimentos realizados com os fluidos óleo-água-ar.

Considerando que a vazão mássica total pode ser determinada para uma acurácia de $\pm 10\%$, a maioria das medições para a vazão volumétrica total caiu dentro de um faixa de erro de $\pm 25\%$. Desvios relativamente grandes registrados para a vazão volumétrica total ocorreram mais de uma vez devido a efeitos de *slip*, que causaram desvios na densidade e nas leituras de pressão diferencial.

Acurárias de $\pm 10\%$ e melhores poderiam também ser encontradas para o cálculo da vazão volumétrica se apenas experimentos registrando uma fração de volume de gás de menos de 50% fossem incluídos na análise. Em tais casos haveria apenas um leve *slip*.

1.2.7 Boyer & Lemonier (1996) [3]

Neste trabalho os autores estudaram o projeto de um processo de medição do fluxo para escoamentos de duas fases dispersos. É apresentado o desenvolvimento de um medidor de vazão bifásico baseado em um Venturi. A análise teórica foi baseada na existência de uma configuração de escoamento disperso em bolhas, sendo um dos objetivos o estudo da influência do diâmetro das bolhas no escorregamento (*slip*) entre as fases. Para bolhas de pequeno diâmetro (escorregamento desprezível) o modelo homogêneo (de igual velocidade das fases) pode ser utilizado com boa aproximação.

Foi utilizado um modelo considerando três campos: as bolhas, o líquido deslocado em contato com as bolhas (que origina a força de massa virtual) e o líquido intersticial que ocupa o resto do volume. O modelo resulta uma modificação do publicado por Kowe *et al* [19]. Foi deduzido um sistema de seis equações (conservação da massa para as fases

líquida e gasosa e do momento linear para a fase gasosa e para a mistura, mais duas equações de fechamento).

O modelo precisa como parâmetros de entrada o diâmetro das bolhas e a velocidade terminal para o cálculo do arrasto viscoso. Ajustando convenientemente estes parâmetros, o modelo prediz satisfatoriamente os resultados experimentais de Ishii *et al.* [16], Lewis & Davidson [21] e Doroshenko [11].

1.2.8 Kojasov *et al.* (1997) [18]

Neste trabalho foi analisada a queda de pressão em fluxo bifásico em múltiplas placas de orifício finas e espessas. Foram modeladas as variações de pressão em escoamento bifásico através de singularidades como placas de orifício de paredes delgadas e espessas (aquelas onde o escoamento se recola à parede da obstrução a jusante da *vena contracta*). Freon-113 em estado de saturação foi utilizado como fluido escoante. A modelagem foi realizada desprezando os efeitos da viscosidade (sem perdas) na região da contração e utilizando a equação do momento linear para calcular as grandes perdas por dissipação viscosa na região com recirculação a jusante da contração. Como primeira aproximação para obter uma expressão explícita para a diferença de pressão, foram considerados constantes o título mássico, a densidade do gás e a fração de vazio ao longo da obstrução. A razão de escorregamento foi correlacionada dos dados experimentais para melhorar a concordância com o modelo desenvolvido, resultando erros médios de até 20 %.

1.2.9 Thorn *et al.* (1999) [35]

Este artigo discute a importância da medição do escoamento trifásico, as principais estratégias que podem ser usadas para medir o escoamento trifásico e a aplicação das técnicas de imagem por tomografia para a avaliação da medida da vazão multifásica.

Segundo os autores, grandes esforços tem sido realizados para o desenvolvimento de um medidor óleo-água-gás. Mas o objetivo de alcançar uma incerteza de $\pm 5\%$ da leitura para todas as fases escoantes ainda não teria sido alcançado.

Os medidores de fluxo multifásico são cada vez mais usados nos testes de poços pois, para otimizar a produção e vida útil de um campo, as operadoras precisam ser capazes de monitorar sua produção. Tipicamente usam-se separadores de teste, mas estes são caros, ocupam espaços consideráveis em plataformas de operação e exigem muito tempo de acompanhamento do poço para que as condições de fluxo estabilizado sejam alcançadas. A acurácia dos separadores é moderada (tipicamente de $\pm 5\%$ a $\pm 10\%$ para cada fase fluida em escoamento).

Comercialmente, os sistemas de medição de fluxo podem ser classificados em 3 grupos básicos: aqueles onde o fluxo é parcialmente separado antes da medição, aqueles que realizam a homogeneização do fluxo antes da medição e, por fim, aqueles não usam nenhuma

forma de pré-condicionamento dos fluidos. Mas esses sistemas não resolveram duas questões que são responsáveis pelo aumento das incertezas, a saber, a dependência em relação ao regime de escoamento e a medição da velocidade individual de cada fase do fluido.

As técnicas tomográficas tem se mostrado potencialmente eficientes para resolver ambos os problemas. De fato, essas técnicas podem ser usadas para a medição de escoamentos trifásicos por meio de duas vias de desenvolvimento: ou produzindo um medidor de fluxo multifásico tomográfico autônomo ou reforçando a performance dos equipamentos já existentes. Embora seja demonstrada em laboratório a viabilidade de um medidor de fluxo trifásico tomográfico, versões comerciais de ambos os instrumentos ainda não são disponíveis.

No curto prazo, as técnicas tomográficas são extremamente úteis para o reconhecimento do padrão de fluxo e para medição das velocidades das fases individualmente. Medições confiáveis dessas características do escoamento poderão ser usadas para reduzir as incertezas nos instrumentos existentes.

1.2.10 Paladino & Maliska (2002) [26]

Os autores estudaram aqui o efeito da velocidade de escorregamento sobre a pressão diferencial em medidores de escoamento multifásico do tipo Venturi. Os autores realizaram um estudo computacional de um escoamento bifásico em um Venturi, utilizando o código CFX4.4 em uma geometria bidimensional. Foram utilizados o modelo homogêneo e o modelo de dois fluidos. No modelo de dois fluidos, foram consideradas como forças de interação entre as fases as correspondentes ao arrasto, massa virtual e sustentação. Os valores médios na seção de passagem das velocidades das fases e da variação de pressão obtidos nas simulações foram comparados correspondentemente com os resultados experimentais de Kuo & Wallis [20] e Lewis & Davidson [21]. A concordância para as velocidades das fases foi boa, mas resultaram diferenças sistemáticas nos valores de variação de pressão, ainda utilizando o modelo de dois fluidos.

Os resultados da simulação são interessantes do ponto de vista qualitativo, já que predizem uma concentração relativamente alta de bolhas na região próxima às paredes, onde a tomada de pressão estaria localizada, possibilitando a entrada de gás no sistema de medição se não fossem tomadas providências.

1.2.11 Wörner (2003) [42]

Este trabalho faz uma introdução compacta aos modelos numéricos de escoamentos multifásicos resumindo os principais modelos para a sua simulação numérica. Trata-se basicamente de uma revisão sobre o assunto onde são discutidos inicialmente os fundamentos sobre escoamentos multifásicos e são estudadas as formas para representar as forças de arrasto em bolhas, gotas e partículas isoladas. A seguir são apresentadas as equações

de conservação para as fases e para o caso de misturas. Tudo isso é realizado para um escoamento tridimensional.

Uma vez que as equações fundamentais foram deduzidas, o autor passa a discutir modelos simplificados. O primeiro é chamado de modelo homogêneo, que considera que, para um escoamento bifásico, ambas as fases se movem com a mesma velocidade. Diz-se que as fases estão em equilíbrio mecânico. Este modelo é considerado válido para o caso em que temos uma das fases dispersa na outra, com partículas de tamanho bem inferior ao do volume de controle e da malha, ou então para o caso em que as fases estão bem separadas. Neste último caso o modelo homogêneo é usado para escoamentos estratificados em que as frações de volume das fases são zero ou um em todo o espaço, exceto nas células que compreendem a interface.

O modelo de fluxo de deriva (*drift-flux model*) é considerado uma generalização do modelo homogêneo em que se considera que as fases não estão mais em equilíbrio mecânico. Nesse modelo considera-se que as fases têm uma velocidade em relação ao centro do volume da mistura. O modelo incorpora uma equação de conservação da massa para a mistura, uma equação de conservação da quantidade de movimento para a mistura, e uma equação de conservação da massa para uma das fases, tipicamente a fase gasosa. O modelo de fluxo de deriva é tipicamente usado em análises unidimensionais. Considera-se que funciona melhor quando o movimento de ambas as fases está bem acoplado. Desaconselha-se o uso desse modelo em casos em que, por exemplo, uma das fases sofre uma aceleração súbita.

O modelo de dois fluidos (*two-fluid model*) baseia-se em equações de conservação de massa e quantidade de movimento para cada fase. As equações de quantidade de movimento das diferentes fases são acopladas pelas condições de descontinuidade (*jump conditions*), ou seja, por termos que representam os fluxos de quantidade de movimento através das interfaces. Tipicamente, a força mais importante a ser modelada é o arrasto entre as fases e das fases com a parede. Essas forças são modeladas através de expressões algébricas que envolvem coeficientes de arrasto estimados por considerações teóricas e resultados experimentais.

O modelo de dois fluidos pode ser aprimorado para o chamado *four-field two-fluid model*, no qual cada fase pode ser contínua em algumas regiões do escoamento e dispersa em outras. A designação *four-field* se refere a termos quatro condições: distribuição contínua de líquido, contínua de gás, dispersa de líquido e dispersa de gás. Para cada uma dessas quatro condições, equações de transporte separadas para gás e líquido são resolvidas. Essa extensão do método de dois fluidos foi imaginada para escoamentos *slug*, porém considera-se que deve ser muito promissora para escoamentos com ebulição ou condensação.

O trabalho apresenta também o método de Euler-Lagrange, que é, contudo, útil apenas para escoamentos com uma fase dispersa. O nome deriva de tratarmos a fase contínua de uma forma euleriana enquanto a fase dispersa é tratada de forma lagrangeana. A

utilização de tal método não seria possível para o caso de escoamento *slug*.

Finalmente, fechando o trabalho, é apresentado o método *Volume of Fluid* (VOF), que é considerado como um método de resolução da posição da interface. Os modelos de fluxo de deriva, dois fluidos e Euler-Lagrange necessitam de informações sobre o regime de escoamento: por exemplo, em casos em que uma fase está dispersa, é preciso informar de alguma forma o tamanho e formato de bolhas ou gotículas. Por outro lado, o método VOF permite determinar o formato e evolução da topologia da interface entre os fluidos. Trata-se de uma abordagem mais sofisticada, mas que apresenta uma dificuldade fundamental: não é possível se restringir a análises unidimensionais, sendo necessária uma discretização tridimensional da região de escoamento. Nesse método é definido um escalar f que define se a célula é ocupada por líquido, gás ou se a célula engloba a interface. Se a célula está cheia de líquido $f = 1$, se está cheia de gás $f = 0$, e se a interface está localizada dentro da célula $0 < f < 1$. Obviamente, para que a curvatura da interface seja bem resolvida, é necessário que a malha seja adequadamente refinada. O método VOF é muito usado em programas comerciais de Dinâmica dos Fluidos Computacional (CFD) como Fluent, CFX e Star-CD .

1.2.12 *Handbook of Multiphase Flow Metering* (2005) [23]

Este manual foi produzido pela *Norwegian Society for Oil and Gas Measurement* (NFOGM) e *The Norwegian Society of Chartered Technical and Scientific Professionals* (TEKNA), baseado na revisão de um manual publicado em 1995. O objetivo do manual é servir como guia e prover uma base comum para os sistemas de medição multifásicos *in-line*.

No Capítulo 7 (*Technology*) são descritos os diferentes tipos de medidores. No caso de medidores *in-line*, a vazão volumétrica de cada fase deve ser calculada como o produto da fração de área e a velocidade correspondente, sendo necessário medir ou estimar estas duas variáveis para cada fase. Em conseqüência os medidores *in-line* baseados na diferença de pressão precisam ser complementados por outras tecnologias de medição (densitometria gamma, métodos capacitivos ou condutivos, ultrassom) para a determinação da fração de vazio das fases.

Para uniformizar o escoamento e minimizar o escorregamento entre as fases por meio de um padrão de escoamento disperso forçado, os medidores *in-line* utilizam misturadores.

1.2.13 Oliveira *et al.* (2009) [25]

O objetivo dessa pesquisa foi estimar a vazão mássica em um escoamento bifásico gás-líquido através de um sistema de medição que consiste de um medidor resistivo não intrusivo de fração de vazio acoplado a um medidor Venturi ou placa de orifício. Foram

testadas correlações de escoamento bifásico e analisou-se o título mássico experimental e o fator de *slip*.

Experimentos foram executados em um circuito fechado em *loop* bifásico água-ar instalado nos Laboratórios de Engenharia de Processos de Conversão e Tecnologia de Energia (LEPTEN) do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina. Uma bomba de água e um compressor de ar foram usados para obter um grande intervalo de padrões de escoamento nos regimes *annular*, *bubbly*, *churn* e *slug*, em um escoamento simultâneo gás-líquido, incluindo medições nas direções vertical ascendente e horizontal.

Antes dos fluidos serem misturados, as vazões foram medidas por rotâmetros. As vazões mássicas de água e de ar usadas foram de 4000 kg/h e 50 kg/h , respectivamente. A pressão variou de 2 bar (200 kPa) a 3 bar (300 kPa), fração de vazão de 2% a 85% e o título mássico usado foi de até 10%.

Para um mesmo medidor, Venturi ou placa de orifício, medições da queda de pressão em direção vertical ascendente e horizontal mostraram diferenças insignificantes como resultado da influencia da aceleração da gravidade no escoamento.

Para uma vazão mássica de ar constante, a queda de pressão para escoamento bifásico aumenta com uma vazão mássica de água crescente. Para uma vazão mássica de ar de cerca de $1,6\text{ kg/h}$ e $3,9\text{ kg/h}$, os comportamentos da vazão mássica bifásica e da queda de pressão para o escoamento bifásico foram similares ao observado no escoamento monofásico de água.

O modelo homogêneo e a correlação de Chisholm [7] alcançaram bom desempenho na previsão da vazão mássica bifásica para o medidor Venturi. Já a correlação de Zhang *et al.* [43] teve bons resultados para a utilização de placas de orifício. Em alguns casos, desvios entre 5% e 10% foram obtidos.

1.3 Discussão dos resultados obtidos

Depois de realizado o estudo dos principais trabalhos de referência nas áreas de medição, modelagem e desenvolvimento de medidores para escoamentos multifásicos por pressão diferencial, podemos extrair algumas conclusões importantes que passarão a nortear o desenvolvimento deste trabalho.

Primeiramente, os efeitos físicos mais importantes a serem modelados no escoamento multifásico em obstruções são a configuração e velocidades das fases e a fração de vazão. Outros efeitos menos importantes ou que são desconsiderados nos trabalhos pesquisados são a compressibilidade da fase gasosa e a transferência de massa por vaporização, pois o diferencial de pressão presente nos escoamentos é muito inferior aos valores registrados para a pressão absoluta ($\Delta P \ll P$).

Ao tratarmos da velocidade no fluxo multifásico, o modelo homogêneo, como considera

igual velocidade das fases, resulta apropriado apenas para frações de vazão muito pequenas, mas não consegue prever a queda de pressão em medidores de vazão multifásicos para padrões de escoamento com frações de vazão maiores.

Os modelos unidimensionais baseados nas equações de conservação em volumes de controle resultam uma alternativa conveniente para lidar com a complexidade do escoamento, mantendo os conceitos físicos e uma precisão razoável. Utilizando a equação de conservação do momento linear para a mistura, como é feito no trabalho de Kojasov *et al.* [18], é possível evitar a modelagem das forças de interação entre as fases (já que resultam forças internas) mas é preciso utilizar alguma correlação para determinar o escorregamento entre as fases. Para a razão de escorregamento é utilizada em vários trabalhos a correlação de Chisholm [8] (ver Seção 4.3).

O modelo de dois fluidos possui ainda alguns pontos abertos, relacionados com as forças de interação entre as fases. Em particular, existem diferentes expressões para a força de massa virtual, dependendo do potencial de velocidade e da condição de contorno utilizados na sua dedução. Por outro lado, estes modelos presumem uma configuração de escoamento em bolhas e precisam do conhecimento do raio das bolhas ou da velocidade terminal para calcular a força de arrasto. O tamanho médio das bolhas pode ser determinado em condições de laboratório por meio de uma medição por técnicas fotográficas ou por sondas (ópticas ou condutivas), desde que sejam utilizados misturadores a montante da seção de medição. Nas condições de operação em campo o sistema de medição, com grande probabilidade, não terá instrumentação sofisticada fora a medição de temperaturas e pressões. Em consequência, um modelo de dois fluidos aplicado ao sistema resultaria com vários parâmetros de ajuste.

Ao analisarmos o escoamento multifásico em Venturis, temos que as aplicações de códigos de Dinâmica dos Fluidos Computacional não conseguiram prever com suficiente precisão as variações de pressão devido aos problemas com as leis de fechamento, descritos no parágrafo anterior. Por outro lado, estas aplicações são úteis na estimação de não-homogeneidades nos campos de velocidades das fases, pressão e de fração de vazão. Desta maneira, surgem como auxiliares para estimar os afastamentos em relação a um modelo unidimensional.

O escoamento na região convergente nos três tipos de medidores de vazão por obstrução utilizados industrialmente (placa de orifício, bocal ou Venturi) tem perdas de energia mecânica desprezíveis, o que facilita um tratamento analítico. Na região divergente, as perdas na placa de orifício são grandes, no bocal são intermediárias e no Venturi são pequenas. O coeficiente de descarga (adimensional), que caracteriza o afastamento das condições ideais, resulta uma função do número de Reynolds e da relação de diâmetros, tendo um valor muito próximo à unidade no bocal e no Venturi. No caso da placa de orifício, o coeficiente de descarga resulta menor devido ao diâmetro do fluxo de fluido ou

*vena contracta*¹ não coincidir com o diâmetro do orifício do medidor.

Por fim, vale explicitar que a perda de pressão por irreversibilidade não é uma variável importante nos poços visto que a perda de pressão durante a passagem do fluido através da válvula de *choke* é muito maior, qualificando a placa de orifício e o bocal como candidatos a medidores multifásicos de vazão. O bocal tem a vantagem de que o diâmetro do estrangulamento coincide com o da *vena contracta*, mas sua construção resulta mais sofisticada. A placa de orifício tem uma montagem mais fácil e fabricação bem simples, mas pode sofrer problemas por causa de vazamentos conforme veremos posteriormente. Também observamos em visitas realizadas a poços de petróleo com instrumentação de medição instalada que o espaço disponível para a instalação de medidores multifásicos era pequeno, de maneira que seria complicado instalar um medidor tipo Venturi.

Feitas estas considerações iniciais, passaremos, nos próximos capítulos, ao aprofundamento e equacionamento do modelo matemático que acreditamos ser adequado à finalidade de prever as vazões mássicas e volumétricas dos fluidos de um poço de petróleo em operação.

1.4 Objetivo do trabalho

Assim como a medição da produção e seu acompanhamento em tempo real são importantes para a indústria do petróleo, também devemos considerar o uso de equipamentos de baixo custo de fabricação e características de operação bem conhecidos dos técnicos envolvidos com as atividades dos poços.

Dessa forma, definimos como objetivo deste trabalho gerar um modelo matemático robusto que seja capaz de prever a vazão mássica de petróleo e características dos fluidos produzidos em poços de petróleo durante sua operação.

Ao gerarmos esse modelo, pretendemos que ele seja baseado em efeitos físicos cujo os resultados dispensem a inclusão de parâmetros de ajuste dos dados experimentais. De fato, queremos que ele seja o mais generalizado possível, no sentido de poder ser aplicado a qualquer tipo de poço de petróleo operando em terra (*onshore*). Nesse sentido, faremos uso dos conceitos de balanço de massa e momento linear além das equações clássicas que caracterizam as propriedades termohidráulicas dos fluidos em escoamento multifásico, em especial as propriedades do petróleo na condição padrão reconhecida pela *American Petroleum Institute* (API).

Outra característica da nossa proposta é esse modelo possa ser integrado a equipa-

¹ *Vena contracta* é o ponto em um fluxo de fluido onde o diâmetro é mínimo. A contração máxima ocorre em um ponto ligeiramente no lado a jusante do orifício, onde o jato é mais ou menos horizontal. A razão para este fenômeno é que as linhas de corrente do fluido não podem mudar sua direção bruscamente. Nos casos de jato livre e mudança súbita no diâmetro do tubo, as linhas de corrente são incapazes de seguir rigorosamente o ângulo exato na parede do tubo/tanque. As linhas de fluxo convergentes seguem uma trajetória regular, que resulta no estreitamento do jato (ou fluxo primário do tubo) observado.

mentos já presentes na linha de produção de petróleo (como os medidores diferenciais de pressão) dispensando equipamentos mais específicos e reduzindo custos de implantação e uso.

1.5 Organização do trabalho

Com a orientação obtida por meio da revisão bibliográfica do Capítulo 1, começamos a desenvolver o modelo teórico para o escoamento multifásico no Capítulo 2. Lá aplicaremos os conceitos dos balanços de massa e momento linear e faremos as aproximações necessárias para considerar as vazões mássicas em escoamento homogêneo e com escorregamento entre as fases escoantes.

No Capítulo 3 definiremos as variáveis que precisaremos calcular para a determinação numérica das vazões mássicas e quais são os dados que deveremos coletar do fluido durante seu escoamento ou em laboratório (na condição padrão da API). Em particular, utilizaremos o modelo de *black oil* para a relação entre as massas específicas do óleo e do gás na condição padrão e na condição de medição.

No Capítulo 4 o modelo numérico será fechado em torno das equações para o cálculo da vazão mássica segundo os modelos de escoamento anteriormente definidos. Faremos também uma breve comparação entre os modelos.

Os Capítulos 5 e 6 apresentam os resultados dos modelos numéricos desenvolvidos e os relacionam com dados coletados em bancada ou em linha de produção. Dessa forma, procuramos validar o modelo desenvolvido e estudamos as possíveis fontes de erro.

Capítulo 2

Desenvolvimento do modelo teórico para o escoamento multifásico

2.1 Introdução ao modelo de escoamento multifásico

A revisão bibliográfica realizada no Capítulo 1 foi muito significativa no sentido de dar bases para a estruturação de um modelo de escoamento multifásico que, associado a equipamentos de medição instalados em uma linha de produção de petróleo, fosse capaz de prever as vazões dos fluidos em produção.

O presente capítulo inicia assim o estudo dos principais aspectos e conceitos do escoamento multifásico voltados para a modelagem e simulação de fluxos em medidores diferenciais de pressão.

Ao apresentarmos as leis de conservação e os modelos de escoamento multifásico utilizados usaremos a aproximação unidimensional, ou seja, consideraremos que as variações das propriedades na direção perpendicular ao escoamento são desprezíveis. Para ilustrar, consideremos um volume de controle diferencial entre s e $s + ds$ (onde s é a coordenada na direção do escoamento), com ds fixo, mas com área de passagem variável $A(s)$ conforme a Figura 2.1:

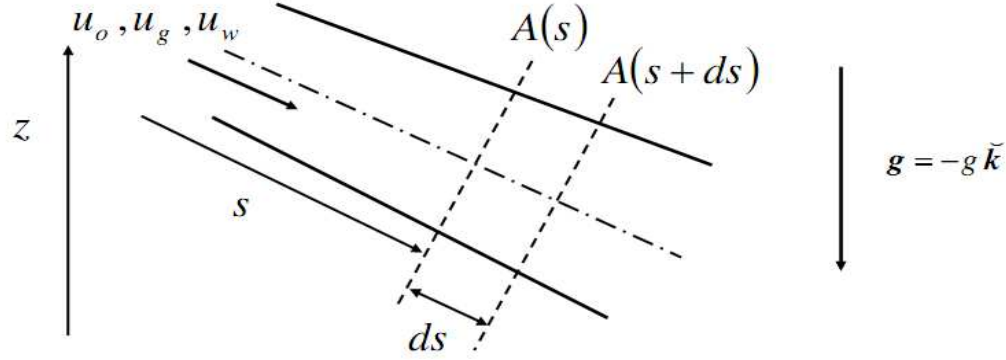


Figura 2.1: Volume de controle para escoamento unidimensional.

Aplicando as leis de conservação (balanços integrais de massa e momento linear) e considerando escoamento unidimensional em regime permanente com fases óleo (o), gás (g) e água (w) separadas escoando em conjunto obteremos as equações de conservação para a mistura das fases.

Em base às velocidades e às frações volumétricas das fases, podemos definir as velocidades superficiais, as vazões volumétricas, as vazões mássicas e os títulos mássicos como:

$$j_g = u_g \alpha \quad (2.1)$$

$$j_w = u_w \alpha_w \quad (2.2)$$

$$j_o = u_o (1 - \alpha - \alpha_w) \quad (2.3)$$

$$Q_g = u_g \alpha A = j_g A \quad (2.4)$$

$$Q_w = u_w \alpha_w A = j_w A \quad (2.5)$$

$$Q_o = u_o (1 - \alpha - \alpha_w) A = j_o A \quad (2.6)$$

$$W_g = \rho_g u_g \alpha A = \rho_g j_g A = \rho_g Q_g \quad (2.7)$$

$$W_w = \rho_w u_w \alpha_w A = \rho_w j_w A = \rho_w Q_w \quad (2.8)$$

$$W_o = \rho_o u_o (1 - \alpha - \alpha_w) A = \rho_o j_o A = \rho_o Q_o \quad (2.9)$$

$$x = \frac{W_g}{W} = \frac{W_g}{W_g + W_w + W_o} \quad (2.10)$$

$$x_w = \frac{W_w}{W} \quad (2.11)$$

Nestas equações, j_g , j_o e j_w (m/s) são as velocidades superficiais, u_g , u_o e u_w (m/s) as velocidades, Q_g , Q_o e Q_w (m^3/s) as vazões volumétricas, W_g , W_o e W_w (kg/s) as vazões mássicas e ρ_g , ρ_o e ρ_w (kg/m^3) as massas específicas das fases, x (adimensional) e α (adimensional) o título mássico e fração de vazio da fase gás e x_w e α_w o título mássico e fração de vazio da fase água.¹

Das equações anteriores podemos então definir o título mássico e fração de vazio da fase óleo como:

$$x_o = 1 - x - x_w \quad (2.12)$$

$$\alpha_o = 1 - \alpha - \alpha_w \quad (2.13)$$

As Equações (2.1) a (2.13) podem ainda se combinar de diversas maneiras segundo o comportamento e a inter-relação das variáveis que queremos analisar. Seguem algumas dessas relações deduzidas:

$$\frac{x_o}{x} = \frac{1 - x - x_w}{x} = \frac{u_o \rho_o}{u_g \rho_g} \frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha} \quad (2.14)$$

$$\frac{x_w}{x} = \frac{u_w \rho_w}{u_g \rho_g} \frac{\alpha_w}{\alpha} \quad (2.15)$$

$$x = \frac{\rho_g u_g \alpha}{\rho_g u_g \alpha + \rho_o u_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w u_w \alpha_w} \quad (2.16)$$

¹As unidades apresentadas neste parágrafo encontram-se definidas no Sistema Internacional. No entanto, isso não representa uma imposição ao modelo, ou seja, as conversões de unidades para outros sistemas poderão ser adotadas quando forem necessárias sem prejuízo ao entendimento dos conceitos apresentados. Note que as variáveis adimensionais, por definição, permanecem assim em qualquer sistema de unidades adotado.

2.2 Balanços de massa e de momento

Partindo-se dessas primeiras definições, podemos formular as equações que nos permitirão realizar o estudo dos balanços de massa e de momento linear do escoamento multifásico. Para tanto, são necessárias algumas considerações:

- escoamento unidimensional em regime permanente;
- área de passagem variável com a posição;
- equações de balanço correspondentes a fases separadas escoando em conjunto.

Para o estudo do balanço de massa no escoamento multifásico, partimos do Princípio de Conservação da Massa, ou seja, a vazão mássica total (soma das vazões mássicas de cada uma das fases) é constante, conforme a Equação (2.17):

$$W_g + W_o + W_w = W = \text{constante} \quad (2.17)$$

Esse conceito de conservação da massa é válido em qualquer ponto do duto onde ocorre o fluxo de fluidos e, a partir dele e das Equações (2.1) a (2.13) vistas na Seção 2.1 do presente capítulo, podemos reformular a Equação (2.17) como:

$$[\rho_g u_g \alpha + \rho_o u_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w u_w \alpha_w] A = W = \text{constante} \quad (2.18)$$

Em função das velocidades superficiais, temos:

$$(\rho_g j_g + \rho_o j_o + \rho_w j_w) A = W \quad (2.19)$$

Ainda, em função das vazões volumétricas, temos:

$$\rho_g Q_g + \rho_o Q_o + \rho_w Q_w = W \quad (2.20)$$

Já para a análise do balanço de momento linear devemos considerar inicialmente o estudo do fluxo mássico na direção do escoamento dado.

Desprezando as tensões viscosas normais, chegamos ao seguinte resultado:

$$\begin{aligned} \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \{ [\rho_g u_g^2 \alpha + \rho_o u_o^2 (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w u_w^2 \alpha_w] A \} &= -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} \\ &+ [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \end{aligned} \quad (2.21)$$

Na Equação (2.21), τ_w é a tensão de cisalhamento na parede, g_s é a componente da aceleração gravitacional na direção de escoamento e \mathcal{P}_m é o perímetro molhado ($\mathcal{P}_m = \pi D$ para um duto cilíndrico de diâmetro D).

Retomando os conceitos desenvolvidos nas Equações (2.1) a (2.13) podemos reescrever a Equação (2.21) em função das velocidades superficiais como:

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \left[\frac{\rho_g j_g^2}{\alpha} + \frac{\rho_o j_o^2}{1 - \alpha - \alpha_w} + \frac{\rho_w j_w^2}{\alpha_w} \right] A \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (2.22)$$

Ainda, em função das vazões volumétricas das fases, temos:

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \frac{1}{A} \left[\frac{\rho_g Q_g^2}{\alpha} + \frac{\rho_o Q_o^2}{1 - \alpha - \alpha_w} + \frac{\rho_w Q_w^2}{\alpha_w} \right] \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (2.23)$$

Em termos dos títulos mássicos das fases, resulta:

$$\frac{W^2}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \frac{1}{A} \left[\frac{x^2}{\rho_g \alpha} + \frac{(1 - x - x_w)^2}{\rho_o (1 - \alpha - \alpha_w)} + \frac{x_w^2}{\rho_w \alpha_w} \right] \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (2.24)$$

Todas essas informações são necessárias para a caracterização dos modelos de escoamento multifásico que vamos abordar nas Seção 2.4.

2.3 Homogeneização das fases líquidas

Antes de passarmos para o estudo dos modelos de escoamento devemos considerar uma importante aproximação teórica baseada no fato de que as massas específicas das fases líquidas são da mesma ordem de grandeza². Devido a essa proximidade podemos supor que, em um escoamento multifásico de petróleo por um duto, água e óleo possuem iguais velocidades, ou seja, $u_o = u_w = u_l$. Desse fato, podemos gerar algumas simplificações no estudo dos nossos modelos.

A partir desses conceitos iniciais podemos definir como massa específica da fase líquida:

$$\rho_l = \frac{\rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w}{1 - \alpha} \quad (2.25)$$

Da Equação (2.25) resultam:

²De fato, para água temos que sua massa específica tem um valor de $999,014 \text{ kg/m}^3$ na condição padrão enquanto o óleo possui uma variação de $765,890 \text{ kg/m}^3$ a $795,993 \text{ kg/m}^3$ também na condição padrão, conforme dados médios do Grau *API* obtidos em poços de petróleo de Urucu (AM). A relação entre o Grau *API* e a massa específica será vista com detalhes no Capítulo 3.

$$[\rho_g u_g \alpha + \rho_l u_l (1 - \alpha)] A = W = \text{constante} \quad (2.26)$$

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \{ [\rho_g u_g^2 \alpha + \rho_l u_l^2 (1 - \alpha)] A \} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_l (1 - \alpha)] g_s \quad (2.27)$$

Em função das velocidades superficiais, resultam:

$$j_l = j_o + j_w = u_l (1 - \alpha) \quad (2.28)$$

$$W_l = W_o + W_w \quad (2.29)$$

$$[\rho_g j_g + \rho_l j_l] A = W = \text{constante} \quad (2.30)$$

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \left[\frac{\rho_g j_g^2}{\alpha} + \frac{\rho_l j_l^2}{1 - \alpha} \right] A \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_l (1 - \alpha)] g_s \quad (2.31)$$

Em função do título mássico da fase gasosa, resulta:

$$\frac{W^2}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \frac{1}{A} \left[\frac{x^2}{\rho_g \alpha} + \frac{(1 - x)^2}{\rho_l (1 - \alpha)} \right] \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_l (1 - \alpha)] g_s \quad (2.32)$$

2.4 Modelos de escoamento multifásico

2.4.1 O modelo homogêneo

O modelo homogêneo é o mais simples para analisarmos escoamentos multifásicos. Por meio dele consideramos iguais velocidades das fases ($u_g = u_o = u_w = u$) e propriedades termodinâmicas que resultam valores ponderados com as propriedades das fases. As equações resultantes correspondem a um pseudo-fluido monofásico.

As equações de balanço da Seção 2.2 para o modelo homogêneo resultam:

$$\rho_m u A = W = \text{constante} \quad (2.33)$$

$$\rho_m u \frac{\partial u}{\partial s} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{\mathcal{P}_m}{A} + \rho_m g_s \quad (2.34)$$

A massa específica da mistura resulta:

$$\rho_m = \rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w \quad (2.35)$$

Das relações para escoamento multifásico (2.14), (2.15) e (2.16) resultam, sabendo que $u_g = u_o = u_w$:

$$\frac{1 - x - x_w}{x} = \frac{\rho_o}{\rho_g} \frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha} \quad (2.36)$$

$$\frac{x_w}{x} = \frac{\rho_w}{\rho_g} \frac{\alpha_w}{\alpha} \quad (2.37)$$

$$x = \frac{\rho_g \alpha}{\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w} = \frac{\rho_g \alpha}{\rho_m} \quad (2.38)$$

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{x}{\rho_g} + \frac{1 - x - x_w}{\rho_o} + \frac{x_w}{\rho_w} \quad (2.39)$$

Das Equações (2.37) e (2.38) podemos obter as frações volumétricas das fases:

$$\alpha = \frac{\rho_m}{\rho_g} x \quad (2.40)$$

$$\alpha_w = \frac{\rho_m}{\rho_w} x_w \quad (2.41)$$

Em resumo, supondo conhecidas as massas específicas das fases e os correspondentes títulos mássicos, a massa específica da mistura é calculada da Equação (2.39), enquanto as frações volumétricas resultam das Equações (2.40) e (2.41).

Os conceitos relativos à aplicação desse modelo e as possíveis adaptações que forem feitas serão desenvolvidas mais detalhadamente no Capítulo 3.

2.4.2 O modelo com escorregamento

O modelo com escorregamento apresenta um grau de sofisticação maior em relação ao modelo homogêneo. Aqui, passamos a trabalhar com o conceito de que as fases gás e líquido (óleo e água) possuem diferentes velocidades ($u_g \neq u_l$). Isso está certamente bem mais próximo ao escoamento multifásico real, visto que as fases gás e líquido tem massas específicas bem distintas justificando diferentes velocidades entre elas.

Mais especificamente, iniciemos nossa análise por meio das Equações (2.14), (2.15), (2.16) e (2.25). Se os seus termos forem reordenados, obteremos:

$$\frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha} = \frac{1 - x - x_w}{x} \frac{\rho_g}{\rho_o} S \quad (2.42)$$

$$\frac{\alpha_w}{\alpha} = \frac{x_w}{x} \frac{\rho_g}{\rho_w} S \quad (2.43)$$

$$x = \frac{S \rho_g \alpha}{S \rho_g \alpha + \rho_l (1 - \alpha)} \quad (2.44)$$

Notamos aqui a introdução de um novo termo S que é o fator de escorregamento ou *slip* entre as fases líquido e gás e é definido matematicamente como:

$$S = \frac{u_g}{u_l} \quad (2.45)$$

Se continuarmos a trabalhar com essas equações dividindo (2.42) e (2.43) obteremos:

$$\frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha_w} = \frac{1 - x - x_w}{x_w} \frac{\rho_w}{\rho_o} \quad (2.46)$$

Da Equação (2.46) resulta:

$$\alpha_w = \frac{(1 - \alpha) x_w \rho_o}{(1 - x - x_w) \rho_w + x_w \rho_o} \quad (2.47)$$

Substituindo (2.47) em (2.25) obteremos uma expressão para a massa específica do líquido em função dos títulos e das propriedades das fases óleo e água:

$$\rho_l = \frac{(1 - x) \rho_w \rho_o}{(1 - x - x_w) \rho_w + x_w \rho_o} \quad (2.48)$$

Por fim, da Equação (2.44) obtemos a fração de vazão da fase gasosa em função do fator de escorregamento como:

$$\alpha = \frac{x \rho_l}{x \rho_l + (1 - x) S \rho_g} \quad (2.49)$$

Em resumo, supondo conhecidas as propriedades termofísicas das fases (como massas específicas), os correspondentes títulos mássicos e o fator de escorregamento, a massa específica da mistura de líquidos é calculada da Equação (2.48), enquanto as frações volumétricas resultam das Equações (2.47) e (2.49).

O cálculo da vazão mássica e outras considerações sobre a aplicação do modelo com escorregamento serão desenvolvidos no Capítulo 3.

Capítulo 3

Caracterização dos fluidos

3.1 Introdução

No Capítulo 2 traçamos as definições gerais do escoamento multifásico e suas principais relações matemáticas. Tivemos, inclusive, a oportunidade de introduzir os conceitos dos modelos de escoamento multifásico homogêneo e com escorregamento entre as fases líquido e gás.

Neste capítulo apresentaremos os balanços materiais que relacionam as vazões das três fases do fluido na condição do medidor e na condição padrão. Para isto, utilizaremos parâmetros que caracterizam os fluidos, fornecendo informações relacionadas com a distribuição das fases em função da pressão e a temperatura (informação PVT).

Definiremos também as chamadas variáveis de entrada, ou seja, variáveis na condição padrão ou no medidor, que darão origem aos dados de entrada ao modelo e que permitirão a caracterização do fluido e suas fases dentro dos modelos hidrodinâmicos definidos previamente.

Outro item que será discutido neste capítulo será a aproximação de *black oil*, que permite a determinação das massas específicas do óleo e do gás na condição de medição.

3.2 Balanços materiais

Para o cálculo da produção de gás, consideramos que pode existir gás livre e gás dissolvido no petróleo, mas desprezamos a existência de gás dissolvido na água.

A vazão mássica total, avaliada na condição padrão do *American Petroleum Institute* ($P_0 = 1 \text{ atm}$ e $T_0 = 60^\circ F$ ou $15,6^\circ C$), é dada por:

$$W = \rho_{g0} Q_{g0} + \rho_{o0} Q_{o0} + \rho_{w0} Q_{w0} \quad (3.1)$$

Na Equação (3.1), ρ_{g0} , ρ_{o0} e ρ_{w0} são correspondentemente as massas específicas do gás, óleo e água, e Q_{g0} , Q_{o0} e Q_{w0} representam as vazões volumétricas do gás, óleo e

água, todas elas avaliadas na condição padrão.

As definições da razão gás-óleo (GOR) e razão água-óleo (WOR) são dadas por:

$$GOR = \frac{Q_{g0}}{Q_{o0}} \quad (3.2)$$

$$WOR = \frac{Q_{w0}}{Q_{o0}} \quad (3.3)$$

Das Equações (3.2) e (3.3) resulta finalmente:

$$W = Q_{o0} (\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR) \quad (3.4)$$

Além das razões gás-óleo e água-óleo, precisamos introduzir os conceitos de fator volume de formação para cada uma das fases do fluido e razão de solubilidade. O fator volume de formação basicamente define a relação entre o volume ocupado por um fluido em uma determinada condição de temperatura e pressão e o volume por ele ocupado na condição padrão. Já a razão de solubilidade corresponde ao parâmetro que exprime a quantidade de gás presente no líquido.

Matematicamente, por meio das vazões volumétricas, podemos definir os fatores volume de formação de gás (B_g), de óleo (B_o) e de água (B_w) e a razão de solubilidade (R_s) como:

$$B_g = \frac{Q_{fg}}{Q_{fg0}} \quad (3.5)$$

$$B_o = \frac{Q_o}{Q_{o0}} \quad (3.6)$$

$$B_w = \frac{Q_w}{Q_{w0}} \quad (3.7)$$

$$R_s = \frac{Q_{dg0}}{Q_{o0}} \quad (3.8)$$

Das Equações (3.5), (3.6), (3.7) e (3.8) temos que Q_{fg} e Q_{fg0} são respectivamente as vazões volumétricas do gás livre na condição de medição e na condição padrão (considerando a mesma massa de gás), Q_o é a vazão volumétrica de óleo na condição de medição (considerando diferentes massas em relação a Q_{o0} , já que o gás dissolvido aparece como gás livre na condição padrão), Q_w é a vazão volumétrica de água na condição de medição (considerando a mesma massa de água, desde que desprezamos a solubilidade do gás em água e a vaporização de água) e Q_{dg0} é a vazão volumétrica (na condição padrão) do gás dissolvido na condição de medição.

Com estas definições, o título mássico x resulta:

$$x = \frac{W_g}{W} = \frac{\rho_g Q_{fg}}{W} = \frac{\rho_g B_g Q_{fg0}}{W} \quad (3.9)$$

Considerando que o gás livre na condição padrão é formado por gás livre mais gás dissolvido na condição de medição, e supondo válida a Lei de Amagat dos Volumes Parciais¹, podemos escrever:

$$Q_{fg0} = Q_{g0} - Q_{dg0} = Q_{o0} (GOR - R_s) \quad (3.10)$$

Substituindo (3.4) e (3.10) em (3.9) obtemos a seguinte relação para o título mássico do gás:

$$x = \frac{\rho_g B_g (GOR - R_s)}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (3.11)$$

Da mesma maneira, para o título mássico do óleo temos:

$$x_o = 1 - x - x_w = \frac{W_o}{W} = \frac{\rho_o Q_o}{W} = \frac{\rho_o B_o Q_{o0}}{W} \quad (3.12)$$

Isto nos leva a:

$$x_o = 1 - x - x_w = \frac{\rho_o B_o}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (3.13)$$

Por fim, o título mássico da água pode ser deduzido por:

$$x_w = \frac{W_w}{W} = \frac{\rho_w Q_w}{W} = \frac{\rho_w B_w Q_{w0}}{W} = \frac{\rho_w B_w WOR Q_{o0}}{W} \quad (3.14)$$

Da Equação (3.14) obtemos:

$$x_w = \frac{\rho_w B_w WOR}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (3.15)$$

Somando as Equações (3.11), (3.13) e (3.15) e levando em consideração a Equação (2.12), obtemos a seguinte relação:

$$\rho_g B_g (GOR - R_s) + \rho_o B_o + \rho_w B_w WOR = \rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR \quad (3.16)$$

Por outro lado, considerando que a vazão mássica das fases óleo mais gás não muda (já que não troca massa com a fase água) resulta finalmente:

$$\rho_g B_g (GOR - R_s) + \rho_o B_o = \rho_{g0} GOR + \rho_{o0} \quad (3.17)$$

¹De acordo com a Lei de Amagat, o "volume total ocupado pelo gás é igual à soma dos volumes que cada gás ocuparia caso estivesse só a mesma condição de temperatura e pressão a que está submetida a mistura".

3.3 Variáveis de entrada

As variáveis relacionadas a seguir correspondem aos dados de entrada ao modelo. Note que esses valores independem do modelo de escoamento adotado (conforme vimos no Capítulo 2). Baseados nos dados de entrada serão determinados, por meio de correlações, os valores de outras variáveis que caracterizam as fases dos fluidos, a saber:

- Razão de solubilidade gás-óleo (R_s);
- Pressão no ponto de bolha (P_b);
- Fator volume de formação das fases óleo (B_o), água (B_w) e gás (B_g);
- Fator de compressibilidade (Z);
- Viscosidades das fases óleo (μ_o), água (μ_w) e gás (μ_g);

As variáveis a serem calculadas para caracterização das fases escoantes e as correspondentes correlações numéricas oriundas da literatura especializada encontram-se relacionadas na Tabela 3.1. Detalhes sobre o cálculo das correlações numéricas estão expostos no Apêndice C.

Tabela 3.1: Correlações usadas para a caracterização dos fluidos.

Variável	Correlação
Fator volume de formação óleo (saturado)	Standing, 1981 [31]
Fator volume de formação óleo (subsaturado)	Whitson & Brule, 2000 [40]
Razão gás-óleo	Standing, 1981 [31]
Fator de compressibilidade do gás	Dranchuk & Abu-Kassem, 1975 [12]
Temperatura pseudo-crítica do gás (T_{pc})	Standing, 1981 [31]
Pressão pseudo-crítica do gás (P_{pc})	Standing, 1981 [31]
Correção de contaminantes para T_{pc} e P_{pc}	Carr, Kobayashi & Burrows, 1954 [5]
Viscosidade do gás a pressão atmosférica	Standing, 1981 [31]
Viscosidade do gás a pressão P e temperatura T	Dempsey, 1965 [10]
Viscosidade do óleo morto	Ng & Egbogah, 1983 [24]
Viscosidade do óleo (saturado)	Beggs & Robinson, 1975 [2]
Viscosidade do óleo (subsaturado)	Vasquez & Beggs, 1980 [36]
Fator volume de formação da água	McCain, 1990 [22]
Viscosidade da água	Collins, 1987 [9]
Densidade da água a condição padrão	<i>International Critical Tables II</i> , 1927 [15]

Grau *API* ou densidade do óleo na condição padrão γ_{o0}

O Grau *API* é uma escala hidrométrica idealizada pelo *American Petroleum Institute* - API, juntamente com a *National Bureau of Standards*, e utilizada para medir a densidade relativa de líquidos.

As duas variáveis estão relacionadas pela Equação (3.18).

$${}^{\circ}API = \frac{141,5}{\gamma_{o0}} - 131,5 \quad (3.18)$$

Já a densidade do óleo na condição padrão é dada pela razão:

$$\gamma_{o0} = \frac{\rho_{o0}}{\rho_{wref0}} \quad (3.19)$$

Na Equação (3.19), $\rho_{wref0} = 62,37 \text{ lbm/ft}^3 = 999,014 \text{ kg/m}^3$ é a massa específica da água de referência na condição padrão.

Razão gás-óleo GOR

A razão gás-óleo, junto com a correlação de razão de solubilidade gás-óleo (R_s), permite determinar a pressão no ponto de bolha (P_b).

Razão água-óleo WOR ou razão de água mais sedimentos a líquido mais sedimentos BSW

Define-se numericamente BSW como:

$$BSW = \frac{Q_{w0}}{Q_{w0} + Q_{o0}} \quad (3.20)$$

Ao obtermos BSW do fluido na condição padrão, podemos determinar WOR como:

$$WOR = \frac{BSW}{1 - BSW} \quad (3.21)$$

Salinidade da água Y em porcentagem de peso de sólidos

A salinidade da água (expressada em porcentagem de peso de sólidos) é um valor importante para a definição de outras propriedades como a viscosidade da água na condição padrão (Collins [9]) e a massa específica da água (*International Critical Tables II* [15])

Frações molares de contaminantes no gás livre na condição de medição (y)

São considerados contaminantes para fase gás em fluxo:

- nitrogênio (y_{N_2});
- gás carbônico (y_{CO_2});
- gás sulfídrico (y_{H_2S}).

Densidade do gás livre na condição padrão γ_{g0}

Define-se a densidade do gás livre na condição padrão como:

$$\gamma_{g0} = \frac{M_{g0}}{M_a} \quad (3.22)$$

$$M_{g0} = \sum_i y_{i0} M_i \quad (3.23)$$

Da Equação (3.23), M_{g0} é a massa molar aparente da mistura de gás livre na condição padrão, $M_a = 28,966$ é a massa molecular aparente da mistura de gases correspondente ao ar, y_{i0} é a fração molar do componente livre i da mistura na condição padrão e M_i a correspondente massa molecular.

Na condição padrão, os gases se comportam como gases ideais² resultando assim:

$$\gamma_{g0} = \frac{M_{g0}}{M_a} = \frac{\rho_{g0}}{\rho_{aref0}} \quad (3.24)$$

Na Equação (3.24), $\rho_{aref0} = 0,076362 \text{ lbm}/\text{ft}^3$ é a massa específica do ar de referência na condição padrão.

Pressão P

A pressão será obtida na condição de medição durante a operação do circuito multifásico.

Temperatura T

Analogamente a pressão, a temperatura também será obtida por meio de equipamentos instalados no circuito multifásico na condição de medição.

²Ao falarmos de gás ideal, nos referimos a um modelo teórico criado para o estudo do comportamento do gás. Por definição do modelo, o gás ideal é composto por partículas pontuais que se movem aleatoriamente e sem interação umas com as outras. Em situações de temperatura e pressão padrão, grande parte dos gases reais tem um comportamento de gás ideal. Isso se altera quando baixas temperaturas e altas pressões fazem com que o efeito das forças intermoleculares e do tamanho molecular tornem-se mais significativos.

3.4 Massas específicas do gás e do óleo

Retomando os itens tratados na Seção 3.2, podemos notar, nas equações expostas, que a determinação da vazão mássica e dos títulos mássicos das fases dependem das massas específicas de óleo, gás e água. Também vale destacar que esses valores de massa específica vem, muitas vezes, definidos na condição de medição e outras na condição padrão.

Dessa forma, precisamos de correlações que permitam a obtenção das massas específicas nas condições impostas pelo modelo hidrodinâmico fechando o balanço de massa já apresentado.

Para a água temos relações numéricas específicas (*International Critical Tables II* [15]) como podemos ver no Apêndice C.

Já para as fases gás e óleo foi feita uma importante aproximação baseada no modelo de *black oil* conforme veremos a seguir.

3.4.1 Balanço material do fator volume de formação de óleo

Baseando-se na definição do fator volume de formação de óleo dada na Equação (3.6) podemos escrever a seguinte igualdade:

$$B_o = \frac{Q_o}{Q_{o0}} = \frac{v_o}{v_{o0}} \quad (3.25)$$

As variáveis v_o e v_{o0} representam os volumes de óleo na condição de medição e padrão, respectivamente. Disso resulta a seguinte relação de balanço material:

$$B_o = \frac{\rho_{o0} + \frac{P_0 M_a}{\Lambda T_0} R_s \gamma_{dg}}{\rho_o} \quad (3.26)$$

A constante $\Lambda = 8,314 \text{ m}^2 \text{ s}^{-2} \text{ K}^{-1}$ é universal.

3.4.2 Aproximação de *black oil*

À medida que o fluido escoar desde o reservatório até a superfície, mudam as condições de temperatura e pressão, afetando o equilíbrio gás-líquido e as concentrações e propriedades físicas das fases.

Para a determinação das massas específicas do gás e do óleo utilizaremos o modelo de *black oil* [22]. Segundo este modelo, existem dois pseudo-componentes: óleo e gás (caracterizados pelas propriedades na condição padrão). A hipótese básica do modelo de *black oil* é que a concentração (densidade) da fase gasosa não muda com a temperatura e pressão. Supondo densidade constante, podemos então escrever as seguintes correlações:

$$\gamma_g \cong \gamma_{g0} \quad (3.27)$$

$$\gamma_{dg} \cong \gamma_{g0} \quad (3.28)$$

Substituindo (3.28) em (3.26) e levando em conta a equação de gás ideal, resultam:

$$\rho_o \cong \frac{\rho_{o0} + \rho_{g0} R_s}{B_o} \quad (3.29)$$

$$\rho_g \cong \frac{\rho_{g0}}{B_g} \quad (3.30)$$

O modelo de *black oil* funciona razoavelmente para misturas de hidrocarbonetos pesados e leves com $GOR \leq 2000 \text{ SCF}^3/\text{STB}^4$ e $^{\circ}API < 45^{\circ}$ segundo McCain [22].

³A sigla, que significa *Standard Cubic Foot* ou pé cúbico padrão, é a medida da quantidade de gás, igual a um pé cúbico de volume a $60^{\circ}F$ ($15,6^{\circ}C$) e $14,696 \text{ psi}$ (1 atm ou $101,325 \text{ kPa}$) ou $14,73 \text{ psi}$ (30 inHg ou $101,6 \text{ kPa}$) de pressão. Um pé cúbico padrão não é, então, uma unidade de volume, mas de grandeza e a conversão para metros cúbicos normais não é a mesma que converter pés cúbicos para metros cúbicos (multiplicando por 0,0283168...), desde que a temperatura e a pressão padrões usados sejam diferentes. Assumindo um gás ideal, um pé cúbico padrão usando a presente conversão de $14,73 \text{ psi}$ representa $1,19804 \text{ moles}$ ($0,0026412 \text{ libra} - \text{moles}$), equivalente a $0,026853 \text{ m}^3$ normais.

⁴A sigla, que signifa *Stock Tank Barrel*, é uma unidade de volume usada na indústria do petróleo. *Stock Tank Barrel* é o mesmo que um barril de petróleo, isto é, 42 galões (EUA) ou cerca de 158,987 litros, mas o óleo deve estar a temperatura de $60^{\circ}F$ ($15,6^{\circ}C$). A correspondente unidade métrica é o metro cúbico padrão ou *standard cubic meter* (*scm*) com o óleo a $15,6^{\circ}C$ ($1 \text{ STB} = 0,15899 \text{ scm}$).

Capítulo 4

Determinação das vazões mássicas

4.1 Introdução

Com os conceitos advindos dos Capítulos 2 e 3 vamos passar ao desenvolvimento final das equações de conservação de massa e do momento linear. O resultado final desse trabalho será uma expressão apropriada para o cálculo da vazão mássica. Poderemos, inclusive, notar as diferenças básicas existentes entre os modelos de escoamento homogêneo e com escorregamento constante.

Por fim, estudaremos a relação entre os modelos de escoamento e o comportamento de alguns parâmetros de interesse em função do título mássico do gás e da razão entre massas específicas.

4.2 Aproximação baseada no modelo homogêneo

Para o modelo homogêneo a vazão mássica é dada pela Equação (3.4), enquanto a densidade da mistura resulta das Equações (2.39), (3.11), (3.13) e (3.15). Desse conjunto de correlações podemos calcular a densidade da mistura (ρ_m) como:

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{B_g (GOR - R_s) + B_o + B_w WOR}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (4.1)$$

Agora vamos retornar à Equação (2.34). Se desprezarmos os efeitos do atrito obtemos:

$$\frac{\partial}{\partial s} \left(\frac{1}{2} u^2 \right) = -\frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} + g_s \quad (4.2)$$

Integrando a Equação (4.2) entre os pontos s_1 (tomada de pressão no duto de diâmetro D) e s_2 (tomada de pressão na obstrução de diâmetro d), obtemos:

$$\frac{1}{2} (u_2^2 - u_1^2) = - \int_{s_1}^{s_2} \frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} ds + g_s (s_2 - s_1) \quad (4.3)$$

Definindo-se a variável β como a relação entre os diâmetros do orifício de passagem no medidor diferencial de pressão e do duto, temos:

$$\beta = \frac{d}{D} \quad (4.4)$$

Podemos determinar, por meio da Equação (2.33), a vazão mássica teórica, segundo o modelo homogêneo (W_{th}):

$$W_{th} = \rho_{m2} A_2 \left[2 \frac{- \int_{s_1}^{s_2} \frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} ds + g_s (s_2 - s_1)}{1 - \left(\frac{\rho_{m2}}{\rho_{m1}} \right)^2 \beta^4} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4.5)$$

Na nossa análise é conveniente a introdução de um coeficiente de descarga adimensional (C_D) que levará em consideração perdas por atrito, não-homogeneidades do escoamento e efeitos de *vena contracta*. Simbolicamente, temos:

$$C_D = \frac{W}{W_{th}} \quad (4.6)$$

Com isso, obtemos finalmente a seguinte expressão para a vazão mássica:

$$W = C_D \rho_{m2} A_2 \left[2 \frac{- \int_{s_1}^{s_2} \frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} ds + g_s (s_2 - s_1)}{1 - \left(\frac{\rho_{m2}}{\rho_{m1}} \right)^2 \beta^4} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4.7)$$

O coeficiente de descarga pode ser correlacionado em função do número de Reynolds da mistura (Re_{Dm}) e da relação de diâmetros (β):

$$C_D = C_D(Re_{Dm}, \beta) \quad (4.8)$$

$$Re_{Dm} = \frac{\rho_m u_1 D}{\mu_m} = \frac{W D}{A_1 \mu_m} \quad (4.9)$$

É importante observar aqui que ρ_m varia dentro do medidor devido a efeitos de expansão e vaporização.

Como simplificação adicional ao modelo, desprezaremos a mudança de fase durante o escoamento do fluido através do medidor. Dessa maneira, temos que x e x_w são constantes. Ainda consideraremos que as fases individuais são incompressíveis, resultando da Equação (2.39) ρ_m e α igualmente constantes.

Definindo a diferença de pressão corrigida pela coluna hidrostática multifásica como:

$$\Delta P = P_1 - P_2 + \rho_m g_s (s_2 - s_1) \quad (4.10)$$

Obtemos finalmente:

$$W = C_D A_2 \left(\frac{2 \Delta P \rho_m}{1 - \beta^4} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4.11)$$

Podemos notar que a Equação (4.11) corresponde a um fluido monofásico de massa específica equivalente a massa específica da mistura (ρ_m).

4.3 Aproximação baseada no modelo com escorregamento

Iniciamos nossa análise sobre o modelo com escorregamento obtendo as seguintes relações por meio da Equação (2.49):

$$\frac{x^2}{\rho_g \alpha} = x \left[\frac{x}{\rho_g} + \frac{(1-x)}{\rho_l} S \right] \quad (4.12)$$

$$\frac{(1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} = \frac{1-x}{S} \left[\frac{x}{\rho_g} + \frac{(1-x)}{\rho_l} S \right] \quad (4.13)$$

$$\rho_m = \rho_g \alpha + \rho_l (1-\alpha) = \frac{\rho_l \rho_g [(1-x)S + x]}{x \rho_l + (1-x)S \rho_g} \quad (4.14)$$

Substituindo as Equações (4.12), (4.13) e (4.14) na equação de momento linear, onde desprezamos o atrito, chegamos a:

$$\frac{W_{ts}^2}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left[\frac{1}{A} \left(x + \frac{1-x}{S} \right) \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} S \right) \right] = -\frac{\partial P}{\partial s} + \rho_m g_s \quad (4.15)$$

Integrando agora a Equação (4.15) entre dois pontos s_1 (tomada de pressão no duto de diâmetro D) e s_2 (tomada de pressão na obstrução de diâmetro d), obtemos:

$$W_{ts}^2 \int_{s_1}^{s_2} \left\{ \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left[\frac{1}{A} \left(x + \frac{1-x}{S} \right) \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} S \right) \right] \right\} ds = P_1 - P_2 + \int_{s_1}^{s_2} \rho_m g_s ds \quad (4.16)$$

Portanto, a vazão mássica teórica, segundo o modelo de *slip* (W_{ts}), é dada por:

$$W_{ts} = \left[\frac{P_1 - P_2 + \int_{s_1}^{s_2} \rho_m g_s ds}{\int_{s_1}^{s_2} \left\{ \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left[\frac{1}{A} \left(x + \frac{1-x}{S} \right) \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} S \right) \right] \right\} ds} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4.17)$$

Para a Equação (4.17) deve ser observado um fato significativo. Os termos englobados pelo termo diferencial $\frac{\partial}{\partial s}$ variam conforme o escoamento se desenvolve entre as coorde-

nadas s_1 e s_2 . Ou seja, a equação só pode ser integrada se conhecermos o comportamento das variáveis ao longo do duto durante o fluxo. Isso torna a operação mais complexa, o que nos leva a buscar simplificações conceituais.

A partir daqui vamos, então, introduzir simplificações ao modelo que são a aproximação incompressível, sem mudança de fase e escorregamento constante.

Considerando desprezível a mudança de fase durante a evolução do escoamento no medidor, resulta que x e x_w são constantes. Ao considerarmos também que as fases individuais são incompressíveis, resulta da Equação (2.48) que ρ_l é constante. Finalmente, considerando que o escorregamento S é constante, resulta da Equação (2.49) que α é constante.

Com as aproximações anteriores, a Equação (4.17) pode ser escrita como:

$$W_{ts} = \left[\frac{P_1 - P_2 + \rho_m g_s (s_2 - s_1)}{\left(x + \frac{1-x}{S}\right) \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} S\right) \left(\frac{1}{A_2^2} - \frac{1}{A_1^2}\right)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4.18)$$

Na Equação (4.17) temos que A_1 e A_2 são correspondentemente as áreas de passagem em s_1 e s_2 .

Definimos a diferença de pressão corrigida pela coluna hidrostática multifásica conforme a Equação (4.10). E, analogamente à Equação (4.6), podemos introduzir o coeficiente de descarga como:

$$C_D = \frac{W}{W_{ts}} \quad (4.19)$$

Agora, com a razão de diâmetros β definida na Equação (4.4), obtemos finalmente:

$$W = C_D A_2 \left[\frac{2 \Delta P}{\left(x + \frac{1-x}{S}\right) \left(\frac{x}{\rho_g} + \frac{1-x}{\rho_l} S\right) (1 - \beta^4)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (4.20)$$

A expressão anterior resulta uma generalização da Equação (4.11) correspondente ao modelo homogêneo, para escorregamento diferente da unidade.

Conforme mencionamos no Capítulo 2, nos modelos de escoamento onde as fases líquido e gás têm velocidades diferentes é necessário considerar o fator de escorregamento ou *slip* S .

Uma correlação empírica proposta por Chisholm [8] para calcular o escorregamento numa restrição ao escoamento é:

$$S = \begin{cases} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{\frac{1}{4}} & \text{para } \chi < 1 \\ \left[1 + x \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1\right)\right]^{\frac{1}{2}} & \text{para } \chi > 1 \end{cases} \quad (4.21)$$

Na Equação (4.21), χ é o parâmetro de Martinelli, definido como:

$$\chi = \frac{1-x}{x} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{-\frac{1}{2}} \quad (4.22)$$

A Equação (4.21) é contínua para $\chi = 1$.

A correlação de Chisholm é válida para padrões de escoamento diferentes do estratificado. Uma discussão específica, relacionada com os dados experimentais, será feita na Seção 6.4.

Devido à modularidade do modelo numérico, outras correlações para o cálculo do escorregamento podem ser utilizadas. Já a escolha da correlação de Chisholm para determinação do fator de escorregamento está diretamente ligada à condição estabelecida para o modelo de que o escorregamento deve ser constante ao longo da linha. De fato, ao desprezarmos os efeitos de vaporização e expansão estamos considerando constantes durante a evolução do escoamento o título mássico do gás (x) e as massas específicas do líquido (ρ_l) e do gás (ρ_g) na condição de medição, conforme vimos anteriormente. Logo, a correlação de Chisholm atende às condições impostas ao modelo numérico visto que o escorregamento S é constante para x e para a razão $\frac{\rho_l}{\rho_g}$ ao longo da linha de produção.

Nas Figuras 4.1 e 4.2 mostramos o parâmetro de Martinelli e o coeficiente de escorregamento em função do título, para diferentes valores de razão de massas específicas.

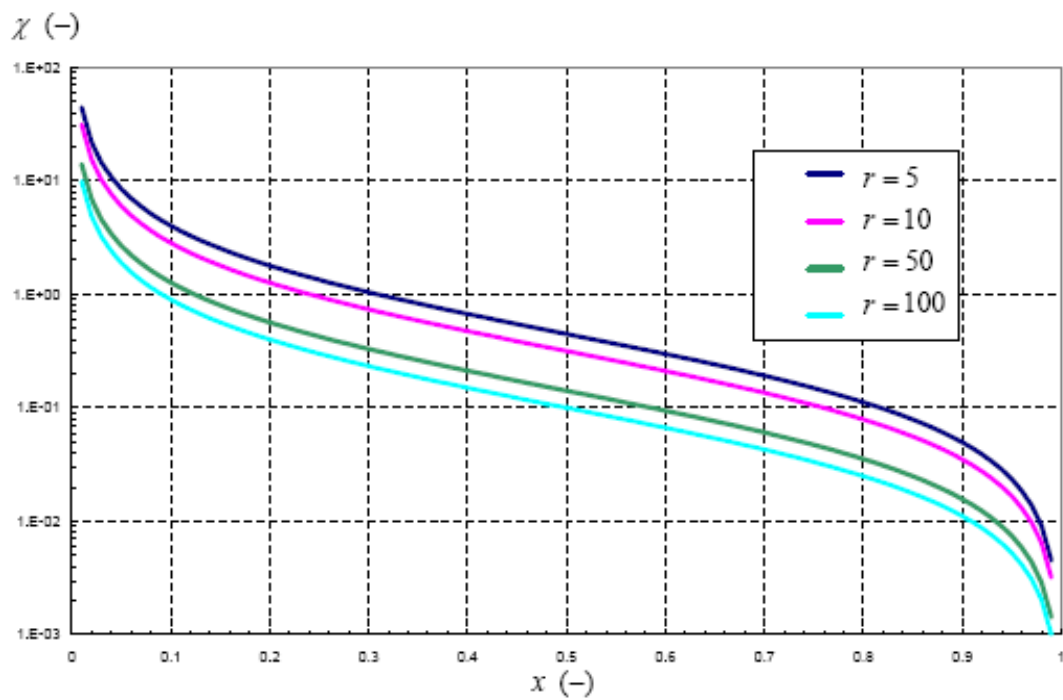


Figura 4.1: Parâmetro de Martinelli em função do título mássico x e da razão $r = \frac{\rho_l}{\rho_g}$.

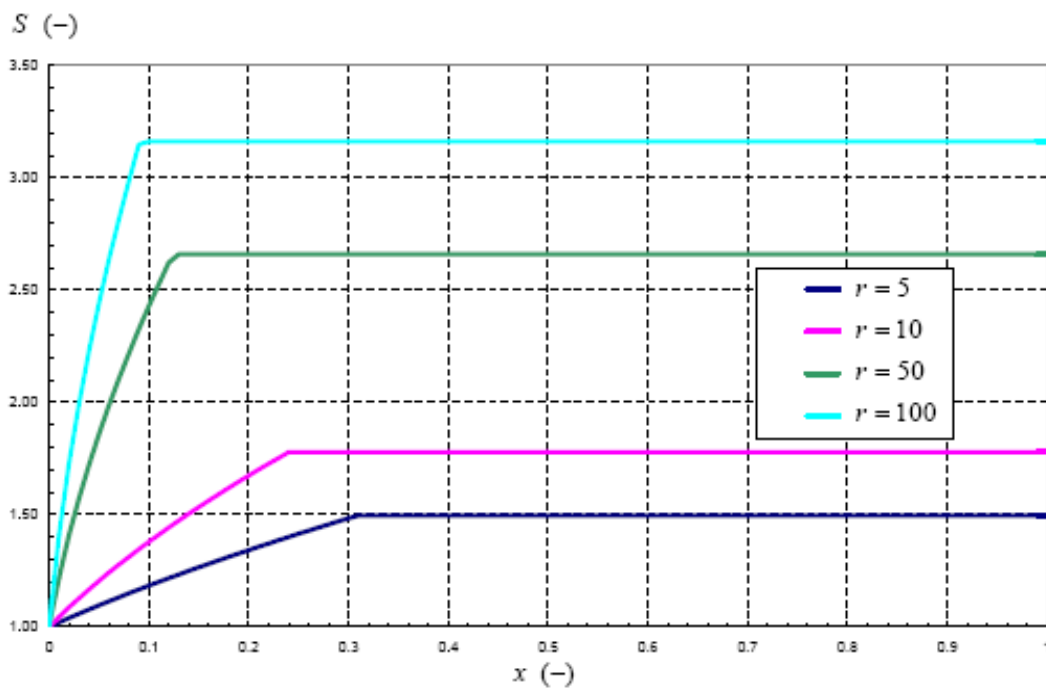


Figura 4.2: Coeficiente de *slip* (calculado com a correlação de Chisholm), em função do título mássico x e da razão $r = \frac{\rho_l}{\rho_g}$.

Observamos na Figura 4.2 que o escorregamento é crescente para baixos títulos. Alcança-se um patamar quando o parâmetro de Martinelli resulta igual ou menor à unidade e esse patamar ocorre com valores cada vez mais baixos do título mássico x à medida que a razão de massas específicas tende a crescer.

4.4 Comparação entre modelos

Introduzindo a correlação de *slip* de Chisholm, Equação (4.21), a razão entre as vazões mássicas teóricas correspondentes aos modelos homogêneo e de *slip* constante resulta uma função de $\frac{\rho_l}{\rho_g}$ e x . Numericamente, para os mesmos valores de ΔP e β , a relação entre as vazões mássicas é expressa como:

$$\frac{W_{th}}{W_{ts}} = \left\{ \frac{\left(x + \frac{1-x}{S} \right) \left[S + \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} - S \right) x \right]}{1 + \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1 \right) x} \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (4.23)$$

Na Figura 4.3 mostramos esta razão em função do título para diferentes razões de massas específicas. Observamos que o modelo homogêneo prediz sistematicamente valores menores de vazão mássica que o modelo de *slip*. Além disto, observamos que a razão de vazões mássicas possui um mínimo local para um título intermediário, cujo valor diminui à medida que aumenta $\frac{\rho_l}{\rho_g}$, quer dizer, à medida que diminui a pressão.

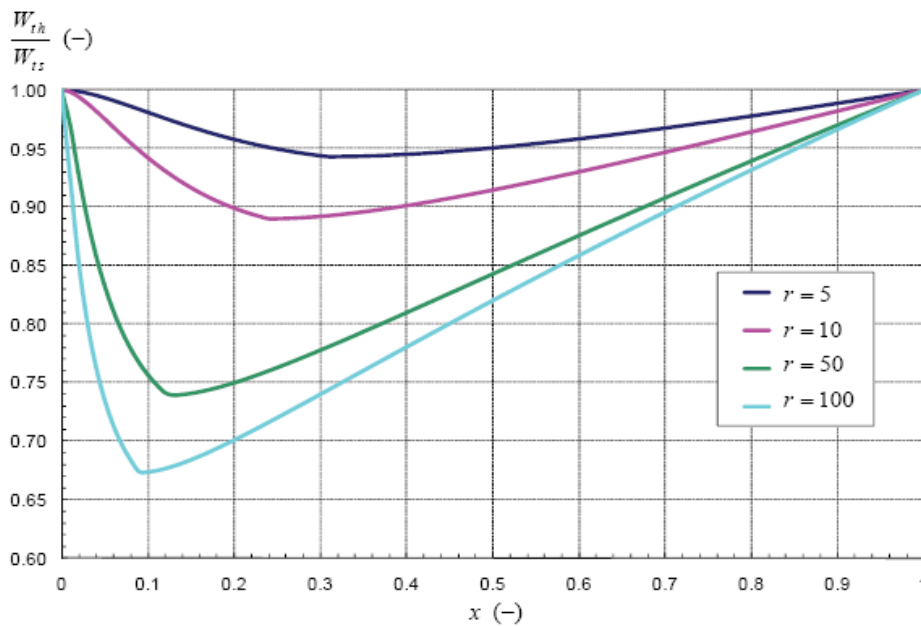


Figura 4.3: Razão de vazões mássicas teóricas entre o modelo homogêneo e de *slip* (calculado com a correlação de Chisholm), em função do título mássico x e da razão $r = \frac{\rho_l}{\rho_g}$.

Capítulo 5

Bancada experimental de Aracaju (SE)

5.1 Introdução

Ao longo dos Capítulos 2, 3 e 4 foi desenvolvida toda a teoria dos modelos de escoamento multifásico necessária para a resolução do nosso problema. De fato, todas as equações necessárias para o cálculo da vazão mássica de fluido já são conhecidas.

A partir de agora vamos aplicar os conceitos desenvolvidos em seqüências planejadas de experimentos visando a obtenção de resultados que confirmem a eficiência do modelo.

Neste capítulo, em particular, vamos apresentar os modelos de escoamento homogêneo e com *slip* constante aplicados numa bancada experimental construída com o intuito de simular uma linha de produção de petróleo em terra. Essa bancada está localizada no centro de pesquisa chamado NuEx¹, de propriedade da empresa Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras). O NuEx está instalado dentro do pólo de produção de Atalaia (UN-SEAL), situado em Sergipe, e o conjunto geral das instalações encontra-se retratado na Figura 5.1.

Este capítulo se inicia com uma visão geral sobre os equipamentos utilizados na campanha de aquisição de dados, com ênfase nas estruturas que simulam o escoamento multifásico na linha de produção. Uma visão parcial da bancada de testes encontra-se retratada na Figura 5.2.

A seguir, serão apresentados dois conjuntos de dados obtidos por meio de medições realizadas com placas de orifício e bocais de vazão. Durante essa apresentação, discutiremos particularidades do processo de medição tais como a influência da quantidade de gás misturada ao óleo durante o escoamento. A discussão dos resultados virá acompanhada de gráficos que facilitaram a análise dos desvios que surgiram em relação aos resultados ideais, conforme veremos adiante.

Também serão apresentados os problemas encontrados na montagem e execução das medições e o quanto isso influenciou na obtenção dos dados da bancada.

¹NuEx é o Núcleo Experimental Engenheiro José Otavio do Amaral Baruzzi. Esse núcleo de pesquisa encontra-se vinculado ao CENPES/Petrobras-RJ.



Figura 5.1: Vista aérea da região ocupada pelo pólo de produção da Petrobras em Atalaia.



Figura 5.2: Vista parcial da bancada de testes instalada no NuEx em Atalaia.

5.2 Bancada experimental

Para descrever o circuito multifásico utilizado para execução dos experimentos, podemos separá-lo em três partes (ver Figura 5.3):

1. Circuito de vazão de líquidos;
2. Circuito de vazão de gás;
3. Circuito multifásico propriamente dito (onde encontramos os medidores diferenciais de pressão operando e onde temos a mistura das fases líquido e gás).

O circuito de vazão de líquidos (circuito preto na Figura 5.3) inicia-se com uma mistura de óleo morto com água localizada no vaso V-1223-01. O óleo é um *blend* de vários tipos de produtos extraídos na região, enquanto a água é do tipo industrial adicionada ao circuito segundo a fração em volume de água (VFW) procurada na operação. Essa mistura líquida é bombeada através do equipamento MB-1223-04B e realiza-se a medição da vazão de líquido em FT-01A nas condições de PT-1223-02A (pressão da medição de líquido próximo ao medidor) e TT-1223-13 (temperatura da medição de líquido próximo ao medidor). Após essa determinação o líquido passa por permutadores e inicia-se o *loop* curto num tubo de 3 *in* de diâmetro até o ponto de mistura com a linha de gás.

O circuito de vazão de gás (circuito azul na Figura 5.3) inicia-se com a entrada do gás proveniente dos campos de produção em Atalaia. Esse gás passa então por um medidor de vazão de gás (FT-100) nas condições de PT-1223-024 (pressão de referência da medição do gás próximo ao medidor) e TT-1223-12 (temperatura de referência da medição do gás próximo ao medidor). Depois da passagem do gás por outros medidores, temos o início do *loop* curto por um tubo de 6 *in* até o ponto de mistura com o fluxo de líquido.

O ponto de encontro das fases gás e líquido, retratado na Figura 5.4, é o ponto inicial do circuito de escoamento multifásico e encontra-se a 5 *m* do primeiro medidor diferencial de pressão. O trecho com mistura gás-líquido, em destaque na Figura 5.5, compreende tubulações com 3 *in* de diâmetro e uma válvula de *choke* com abertura variável (HCV-MMPO 01) com 2 *in* de diâmetro.

Depois que a temperatura em TT-MMPO 3 é tomada, a mistura gás-líquido vai para separação em SG-1223-01. O líquido é recolhido e enviado para V-1223-01 enquanto o gás sai do circuito de testes.

É necessário ressaltar que, nos experimentos, foi utilizado um circuito com *loop* curto, pois o *loop* longo poderia causar situação de golfadas nos medidores de vazão. No entanto, a pequena distância de mistura entre as fases gás e líquido pode gerar afastamentos da condição de equilíbrio ou mesmo golfadas visto que antes do primeiro medidor de vazão não há uma mistura mais completa.

Também é importante destacar que a máxima pressão de operação atingida foi relativamente baixa (aproximadamente $16 \text{ kgf/cm}^2 \approx 1,569 \text{ MPa}$ absolutos) por indisponibilidade de uma bomba de impulsão de líquido capaz de propiciar uma maior diferença de pressão.

CENPES/NUEX
Fluxograma do Circuito Multifásico

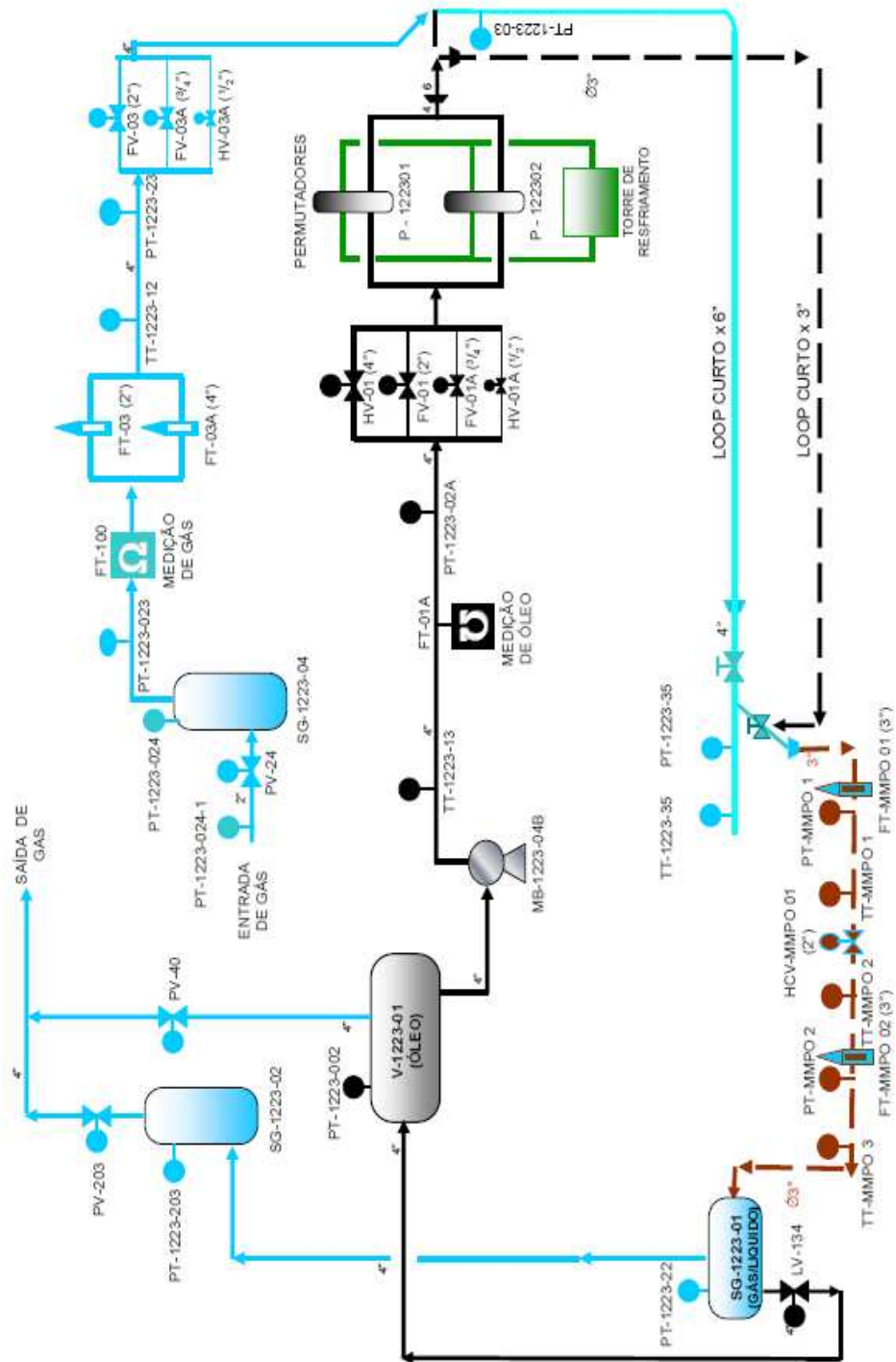


Figura 5.3: Esquema da bancada de testes de Aracaju.

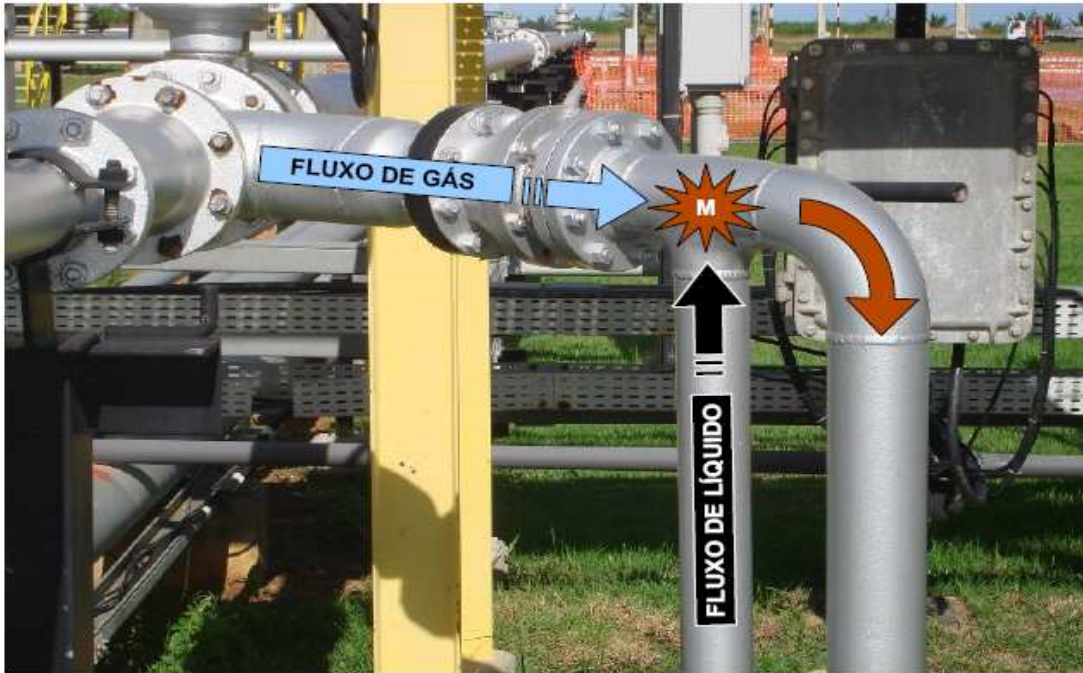


Figura 5.4: Ponto de encontro das fases gás e líquido na bancada de testes.



Figura 5.5: Circuito multifásico da bancada de testes.

O modelo esquemático exposto na Figura 5.6 reapresenta o circuito multifásico da bancada experimental, com destaque para os equipamentos de medição de temperatura e pressão e seu ordenamento ao longo da linha de fluxo.²

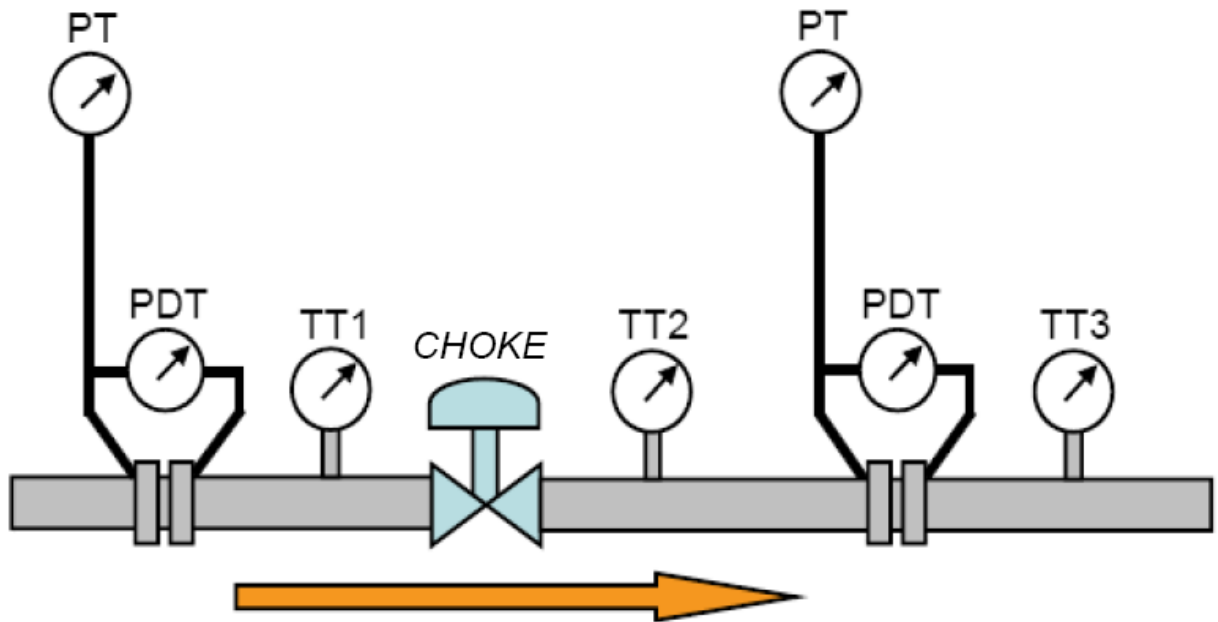


Figura 5.6: Modelo esquemático do circuito multifásico e posicionamento de medidores.

Essa configuração do circuito multifásico³ é válida tanto para a implantação de placas de orifício como bocais de vazão. Mas, para os experimentos realizados com placas de orifício, foi acoplado ao circuito multifásico a chamada válvula porta-placa, conforme veremos na Seção 5.4.

²Recomenda-se a consulta da Lista de Abreviaturas e Siglas para uma melhor orientação sobre os equipamentos.

³No Capítulo 6, a configuração da seção de testes e o posicionamento dos medidores de pressão e temperatura é a mesma do modelo da Figura 5.6 sendo aplicado a uma linha de produção de petróleo.

5.3 Solubilização das correntes de óleo e gás

Ao observarmos novamente o circuito de testes da Figura 5.3, podemos perceber que os fluxos de gás e líquido tem valores próprios de pressão e temperatura. E esses valores podem ser medidos pelos equipamentos que estão acoplados nos trechos do circuito onde ocorrem os fluxos monofásicos. O ponto de encontro dos dois fluxos, destacado na Figura 5.4, representa um local onde é formado o escoamento multifásico com valores de pressão e temperatura diferentes aos medidos pelos equipamentos dos circuitos monofásicos identificados na Figura 5.6.

Um fato importante, e já citado anteriormente, é a pequena distância entre o ponto de encontro dos fluxos de gás e líquido e os primeiros medidores presentes na linha. De fato, não é possível determinar, de imediato, como está acontecendo a interação entre os fluxos o que faz com que exista uma incerteza na determinação das vazões dos fluidos.

Uma forma de obter respostas sobre a mistura gás-líquido está no estudo do comportamento do próprio líquido escoante. Quando a mistura água-óleo sai do tanque V-1223-01 ela se encontra a baixa pressão e em equilíbrio termodinâmico. Este equilíbrio se desfaz após a bomba MB-1223-04B, onde o óleo, já a alta pressão, tem capacidade de absorver gás até que seja atingida nova situação de equilíbrio termodinâmico a pressão elevada.

Então, haverá no trecho de mistura do circuito multifásico até o medidor (de comprimento aproximado de 5 m) uma absorção do gás pelo óleo escoante. No entanto, não sabemos se essa distância é suficiente para atingir uma nova condição de equilíbrio termodinâmico. Assim é necessário estimar a vazão de gás absorvida, de maneira a corrigir os valores das vazões mássicas de líquido e gás a montante, calculados em base aos medidores de vazão FT-01A e FT-100, correspondentemente.

Passamos a considerar duas situações extremas, a saber:

- Solubilização instantânea até a condição de equilíbrio termodinâmico, denominada condição de *solution*;
- Não solubilização das fases escoantes após o ponto de encontro, denominada condição de *no solution*.

Todo o desenvolvimento teórico do modelo complementar encontra-se detalhado no Apêndice D e os resultados das vazões mássicas obtidos considerando-se os modelos homogêneo e de escorregamento constante estão expostos nas próximas seções.

5.4 Comportamento das placas de orifício

A placa de orifício escolhida para os testes foi a ISO 5167 *flange taps* (exposto no Apêndice A) e as faixas de operação das variáveis de entrada nos experimentos estão organizadas nas Tabelas 5.1 a 5.3, segundo os valores de VFW^4 definidos pelo operador da bancada.

Tabela 5.1: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (placa de orifício, $VFW \cong 10\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	41,1 – 53,9 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1535,7 – 1637,7 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	41,1 – 53,9 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	5,05 – 34,95 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1353,3 – 1568,1 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	23,24 – 32,23 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	557,88 – 773,43 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	1243,5 – 1509,2 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	650,2 – 946,3 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	59,8 – 119,6 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	0,88 – 216,7 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	40,8 – 53,4 °C
Temperatura (jusante)	40,0 – 52,9 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	3,49 <i>cm</i>
VFW	9,20% – 12,44%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

⁴Ao observar as tabelas relacionadas à operação da bancada (tanto para placas de orifício como para bocais de vazão), poderemos notar que o VFW inicialmente definido é apenas um valor que serve para referência do operador. Considerando-se a dinâmica da simulação de um escoamento multifásico e a quantidade real de água misturada ao óleo escoante, a seção de testes sempre foi operada no sentido de buscar o valor de VFW que fosse o mais próximo possível do que foi definido a priori para cada teste.

Tabela 5.2: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (placa de orifício, $VFW \cong 50\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	42,7 – 53,9 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1118,9 – 1665,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	42,7 – 53,9 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	4,86 – 29,56 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1460,2 – 15584,7 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	19,66 – 36,13 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	471,75 – 867,12 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	941,4 – 1498,5 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	675,7 – 1071,9 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	5,39 – 41,10 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	5,69 – 156,50 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	40,00 – 53,42 °C
Temperatura (jusante)	39,2 – 53,2 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	3,49 <i>cm</i>
VFW	46,02% – 48,66%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

Tabela 5.3: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (placa de orifício, $VFW \cong 90\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	41,8 – 55,5 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1338,2 – 1693,4 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	41,8 – 55,5 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	6,04 – 24,59 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1520,1 – 1559,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	22,9 – 31,8 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	549,06 – 763,62 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	1256,1 – 1490,6 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	647,2 – 824,7 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	22,85 – 58,45 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	10,21 – 145,23 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	40,9 – 51,4 °C
Temperatura (jusante)	40,5 – 50,3 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	3,49 <i>cm</i>
<i>VFW</i>	87,56% – 89,67%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

As placas de orifício ficam acopladas numa região interna das válvulas porta-placa (retratada na Figura 5.7) o que permite seu posicionamento e troca sem a necessidade de desmontagem da linha por onde ocorre o escoamento.



Figura 5.7: Válvula porta-placa usada nos experimentos.

O modelo matemático desenvolvido para o estudo do escoamento multifásico em Araçaju foi implantado em uma planilha de cálculo do *software* Microsoft® Excel. Nessa planilha os dados coletados foram organizados segundo os valores de VFW que eram definidos pelo operador da bancada de testes. Para o teste com placas de orifício foram calculados resultados tanto para o modelo homogêneo como para o modelo de *slip*, considerando solubilização total (*solution*) e desprezível (*no solution*) do gás.

A seguir, as Figuras 5.8 a 5.11 mostram o comportamento dos pontos experimentais em relação aos resultados obtidos pelo modelo desenvolvido. Aplicamos os modelos homogêneo e de *slip* com $VFW \cong 10\%$.

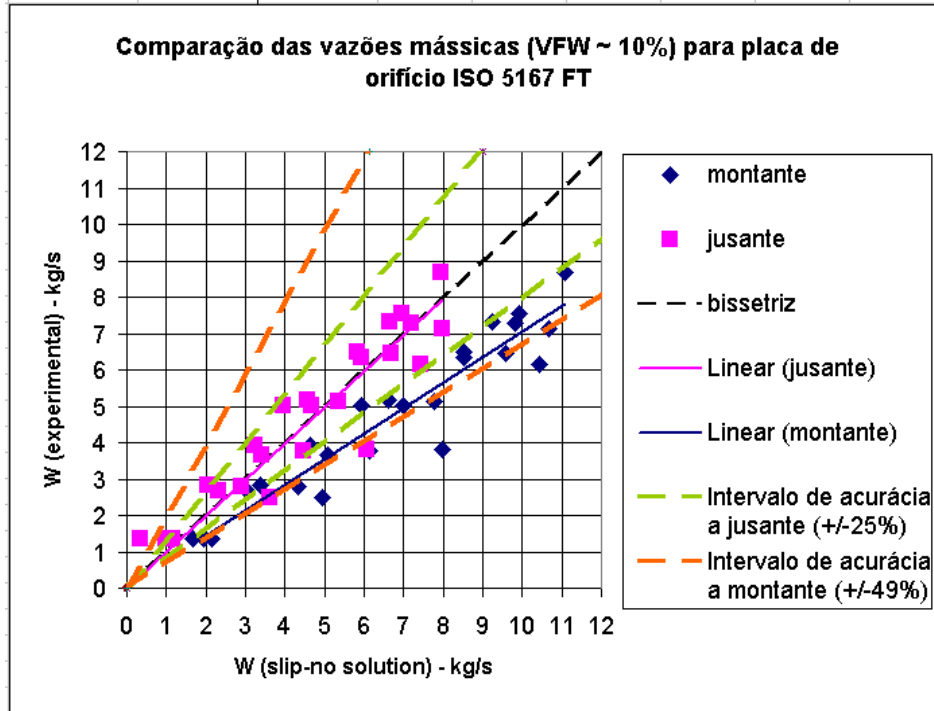


Figura 5.8: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo de *slip*, sem solução de gás, $VFW \cong 10\%$).

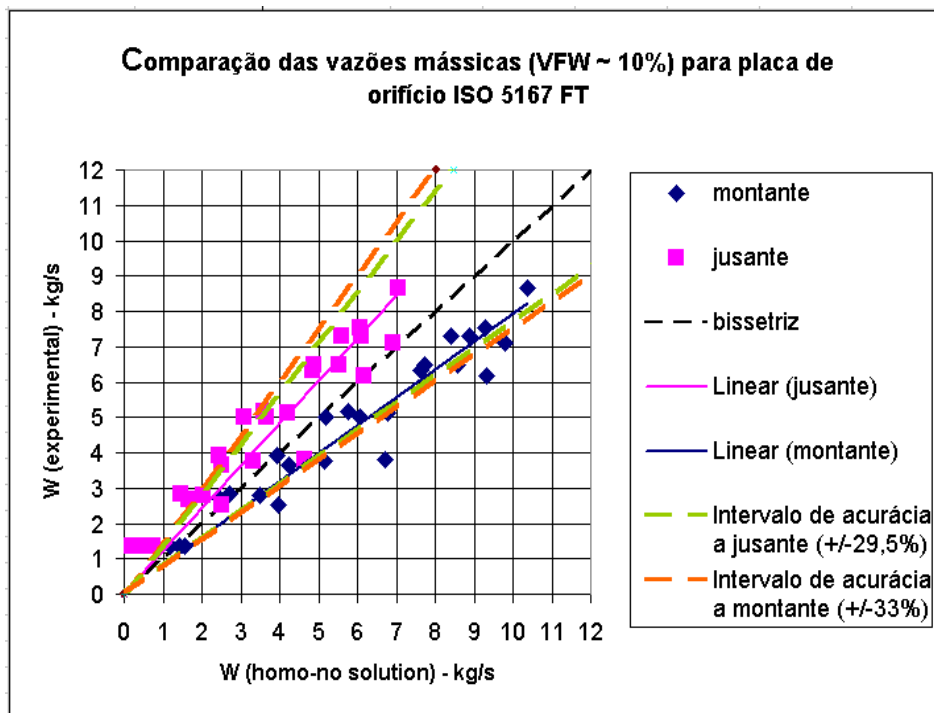


Figura 5.9: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 10\%$).

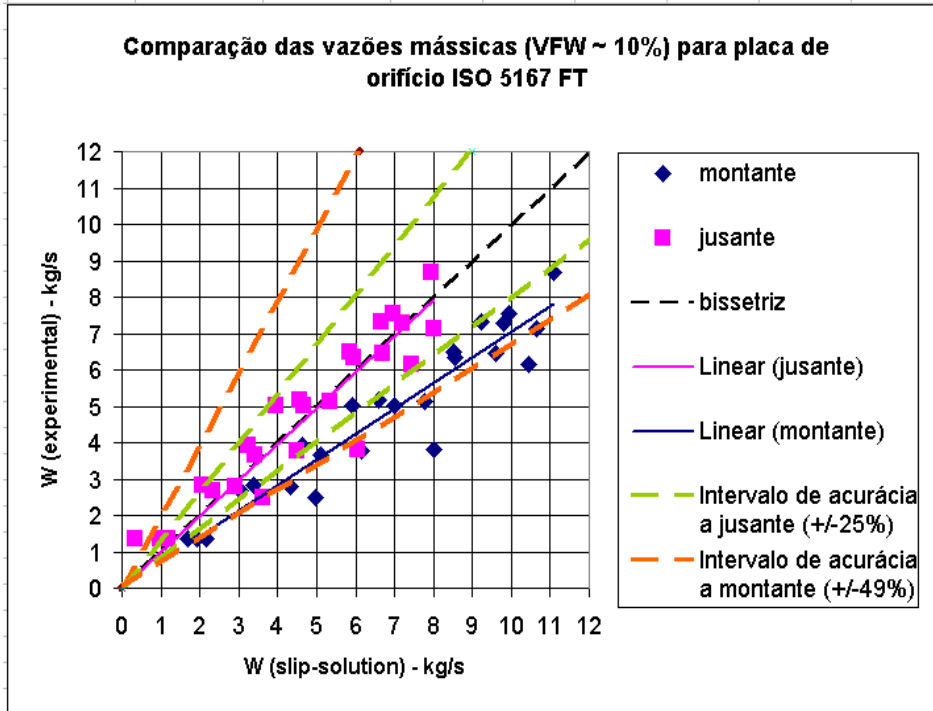


Figura 5.10: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo de *slip*, com solução de gás, $VFW \cong 10\%$).

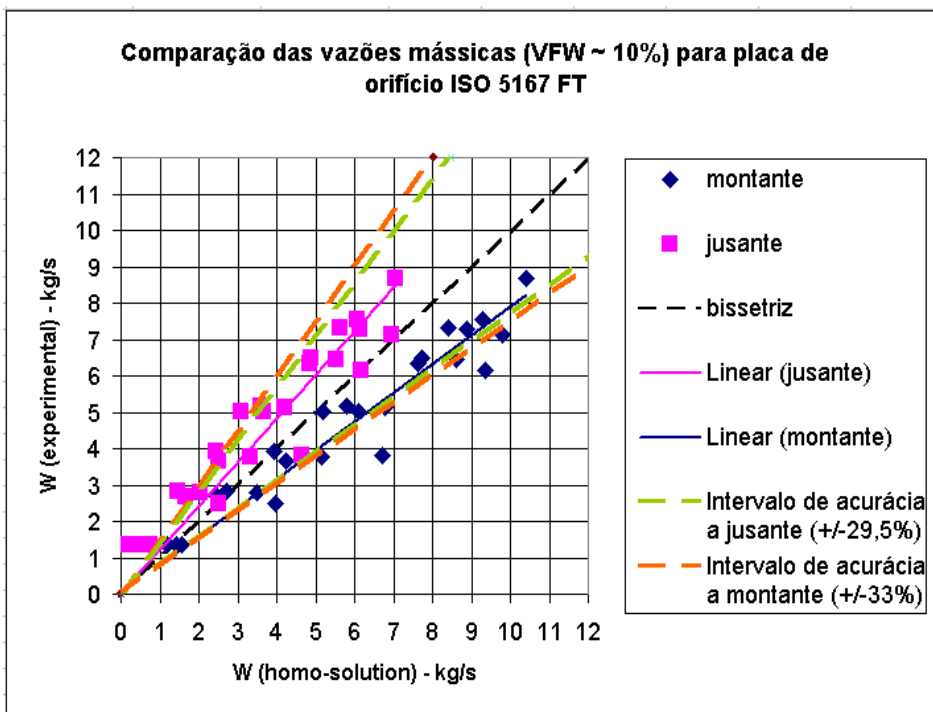


Figura 5.11: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (placa de orifício, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 10\%$).

Podemos notar que as nuvens de pontos encontram-se dispersas em todos os gráficos. As curvas de tendência, que nos mostram a evolução dessas nuvens de pontos, mostram a influência dos erros sistemáticos de acordo com seu maior ou menor afastamento em relação a linha bissetriz. Quando as retas de tendência coincidirem com a bissetriz (caso das Figuras 5.8 e 5.10) interpretamos que a influência dos erros experimentais seria desprezível (dentro do conjunto de dados experimentais).

Considerando-se a seção de testes utilizada, um comportamento ideal para as duas placas seria o de predizerem vazões mássicas similares (dentro dos erros experimentais) visto que o balanço de massa garante que as vazões mássicas no volume de controle são constantes. Dessa forma o afastamento entre as retas de tendência dos dados correspondentes às placas a montante e a jusante da válvula de *choke* é um indicador da consistência com que as placas predizem a vazão mássica.

Para a determinação dos intervalos de acurácia apresentados, utilizamos a Equação 5.1 presente no trabalho de Oliveira & Passos [25] para o cálculo do Erro Médio Quadrático (RMS):

$$RMS = \left[\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \left(\frac{W_i - W_{exp i}}{W_{exp i}} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}} \quad (5.1)$$

O modelo homogêneo destaca-se pelo crescimento dos erros sistemáticos, tanto a montante quanto a jusante à medida que as vazões mássicas crescem. Mas na placa a montante as vazões mássicas do modelo numérico são superiores aos valores medidos *in line*. Ao fazermos uma estimativa média dos desvios entre os valores de bancada e os obtidos pelo modelo, para $VFW \cong 10\%$, teremos um erro de 33% na placa a montante do *choke* e 29,5% na placa a jusante. Considerando as outras faixas de VFW estudadas teremos 30% na placa a montante e 37% na placa a jusante.

O modelo de *slip* destaca-se pelos bons resultados obtidos para a vazão mássica observada na placa de orifício a jusante do *choke*. Para $VFW \cong 10\%$ temos uma acurácia de $\pm 25\%$ enquanto que, considerando as outras faixas de VFW , o erro médio também está na faixa de 25%. Já para a placa a montante repetem-se as imprecisões nos resultados do modelo numérico, que continuam superiores aos observados experimentalmente. Para $VFW \cong 10\%$, o erro médio foi de aproximadamente 49% enquanto que, considerando outras faixas de VFW , o erro passa a ser de 42%.

Existe a forte suspeita de que tenham ocorrido vazamentos no interior da válvula porta-placa acoplada a linha de testes. Apesar da praticidade de operação, observamos que os resultados obtidos por meio da montagem apresentaram desvios muito grandes o que sugere a hipótese de falha na vedação e, conseqüentemente, vazamentos internos na válvula.

Por fim, os resultados obtidos nesta primeira bateria de testes nos levam às seguintes conclusões:

- A placa de orifício instalada a montante do *choke* apresenta um funcionamento irregular verificado por apresentar resultados de vazão mássica superiores aos verificados na placa a jusante contradizendo o conceito do balanço de massa inicialmente adotado para o desenvolvimento do modelo numérico;
- Confirma-se que a correção das vazões mássicas por efeito da solubilização de gás na fase óleo é desprezível, devido a que a pressão de trabalho é relativamente baixa. Pelo que foi apresentado nos gráficos, podemos dizer que as variações mais significantes ocorreram por causa da mudança dos modelos de escoamento que foram adotados para o calculo da vazão mássica.

5.5 Comportamento dos bocais de vazão

A realização de coletas de dados utilizando os bocais de vazão como medidores diferenciais de pressão permitiu uma melhor avaliação do modelo de escoamento multifásico desenvolvido nos capítulos anteriores.

Analogamente ao executado com os dados da placa de orifício, aqui fizemos uso do *software* Microsoft® Excel para utilizar o modelo numérico e levantar os gráficos de interesse.

Para estimar a influência da solubilização do gás na mistura das vazões de óleo de Sergipe terra com o gás de Atalaia, mostramos os resultados obtidos utilizando os modelos homogêneo e de *slip*, mas considerando solubilização total (*solution*) e desprezível (*no solution*) do gás. Foi usado para essa sessão de testes um bocal do modelo ISO raio longo, como o da Figura 5.12 e as faixas de operação das variáveis assim como os valores de *VFW* fixados pelo operador da bancada encontram-se nas Tabelas 5.4 a 5.7.



Figura 5.12: Modelo de bocal de vazão ISO raio longo.

Tabela 5.4: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 10\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	43,9 – 48,9 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1385,0 – 1638,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	43,9 – 48,9 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	14,92 – 29,37 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1539,4 – 1562,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	20,44 – 22,56 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	215,13 – 976,08 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	1039,2 – 1476,6 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	691,5 – 854,9 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	3,77 – 14,01 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	7,18 – 19,18 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	43,4 – 47,8 °C
Temperatura (jusante)	43,3 – 47,8 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	4,44 <i>cm</i>
<i>VFW</i>	10,19% – 12,68%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

Tabela 5.5: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 30\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	40,9 – 49,6 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1377,3 – 1659,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	40,9 – 49,6 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	10,38 – 31,51 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1539,5 – 1549,4 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	25,9 – 29,7 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	238,45 – 965,77 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	1170,8 – 1460,8 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	712,0 – 791,4 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	3,77 – 19,04 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	5,56 – 21,26 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	40,2 – 48,0 °C
Temperatura (jusante)	40,1 – 47,5 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	4,44 <i>cm</i>
VFW	29,14% – 31,14%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

Tabela 5.6: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 50\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	45,3 – 47,2 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1464,7 – 1703,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	45,3 – 47,2 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	10,51 – 29,61 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1490,4 – 1559,2 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	19,4 – 22,4 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	237,99 – 1016,50 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	1241,6 – 1506,6 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	785,5 – 849,6 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	0,94 – 14,01 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	3,77 – 16,82 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	44,7 – 46,0 °C
Temperatura (jusante)	44,6 – 45,9 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	4,44 <i>cm</i>
<i>VFW</i>	47,62% – 49,42%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

Tabela 5.7: Faixas de trabalho dos itens medidos na bancada de Aracaju (bocal de vazão, $VFW \cong 80\%$).

Item medido	Intervalo de trabalho
Pressão no tanque separador	563,88 <i>kPa</i>
Temperatura no tanque separador	43,0 – 45,6 °C
Pressão na condição do medidor de líquido	1641,0 – 1735,6 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de líquido	43,0 – 45,6 °C
Vazão volumétrica de líquido na condição da saída do medidor da vazão de gás	10,35 – 30,89 <i>m³/h</i>
Pressão na condição do medidor de gás	1510,3 – 1549,5 <i>kPa</i>
Temperatura na condição do medidor de gás	20,0 – 23,0 °C
Vazão volumétrica do gás na condição da saída do medidor de vazão de gás	192,88 – 937,61 <i>m³/dia</i>
Pressão no medidor diferencial (montante)	1408,2 – 1467,9 <i>kPa</i>
Pressão no medidor diferencial (jusante)	776,9 – 819,2 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	1,73 – 17,06 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	5,58 – 19,83 <i>kPa</i>
Temperatura (montante)	42,4 – 44,0 °C
Temperatura (jusante)	42,4 – 43,9 °C
Diâmetro do duto (montante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (montante)	4,44 <i>cm</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	4,44 <i>cm</i>
<i>VFW</i>	67,34% – 75,67%
Densidade do óleo	0,8984
Densidade da água	1,0000
Densidade do gás	0,7055

Os resultados para o bocal são mostrados nas Figuras 5.13 a 5.28.

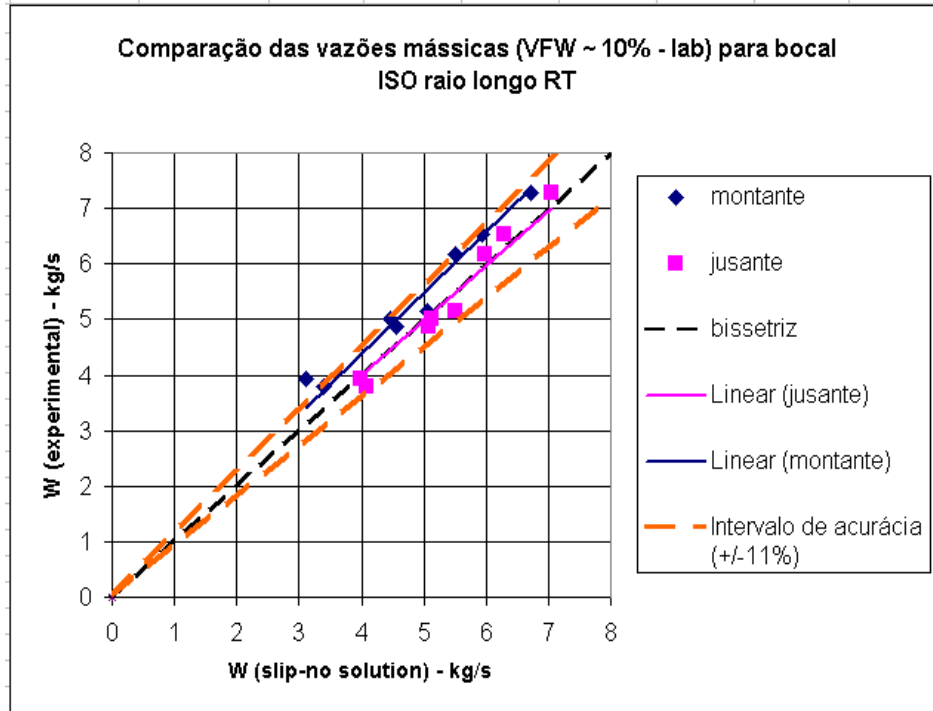


Figura 5.13: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, sem solução, $VFW \cong 10\%$).

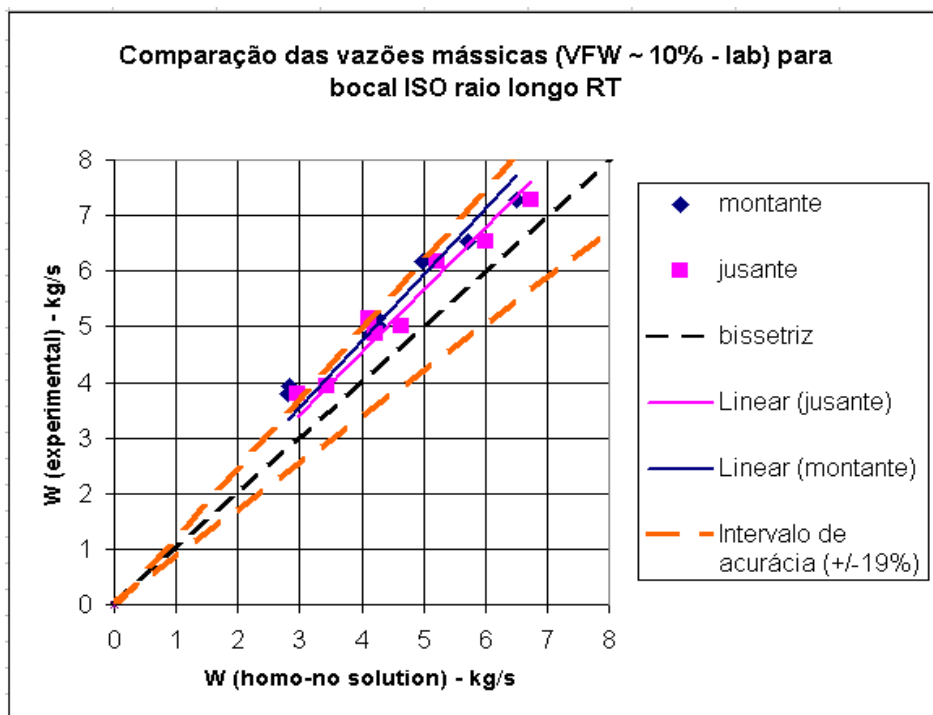


Figura 5.14: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 10\%$).

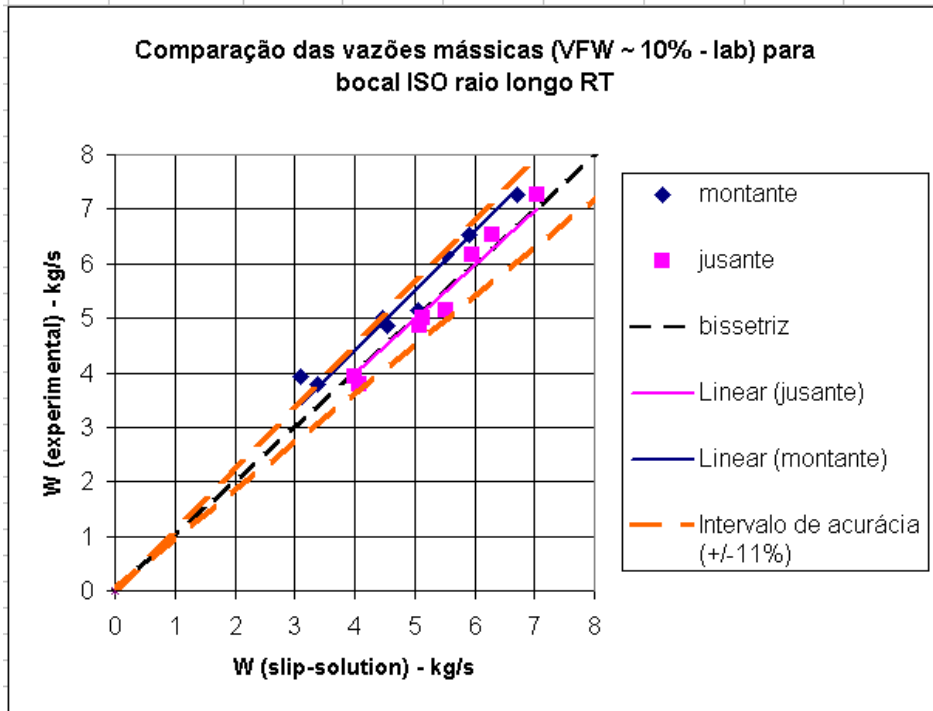


Figura 5.15: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, com solução, $VFW \cong 10\%$).

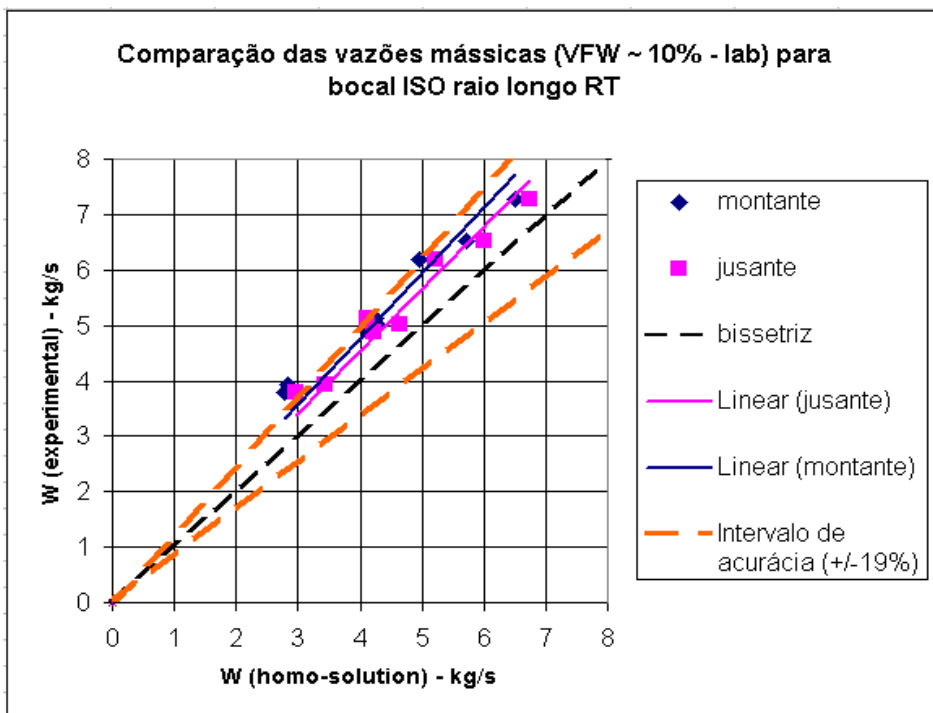


Figura 5.16: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 10\%$).

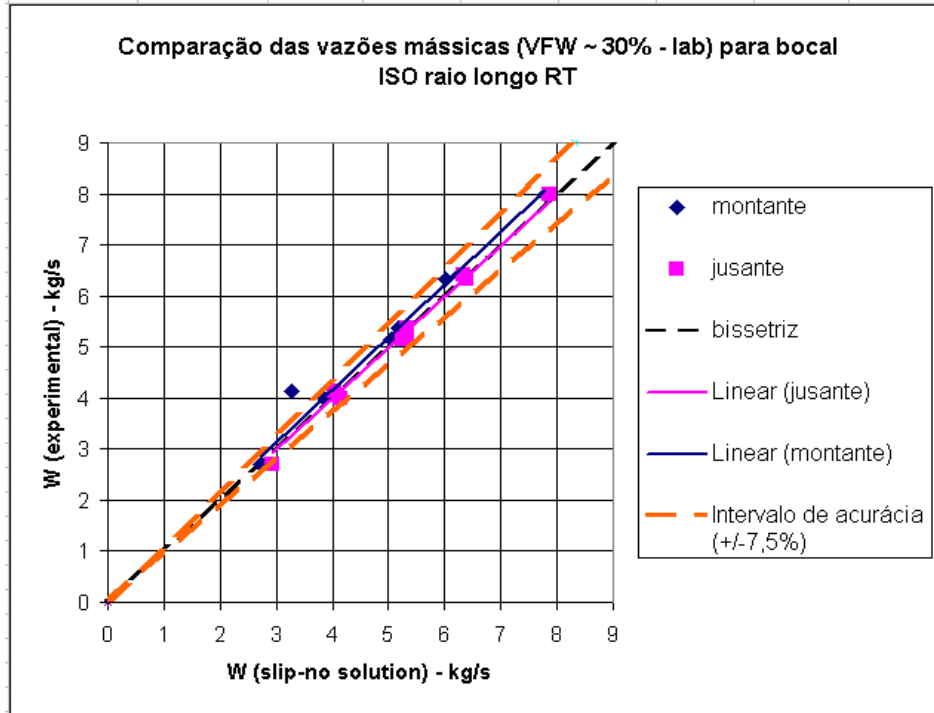


Figura 5.17: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, sem solução, $VFW \cong 30\%$).

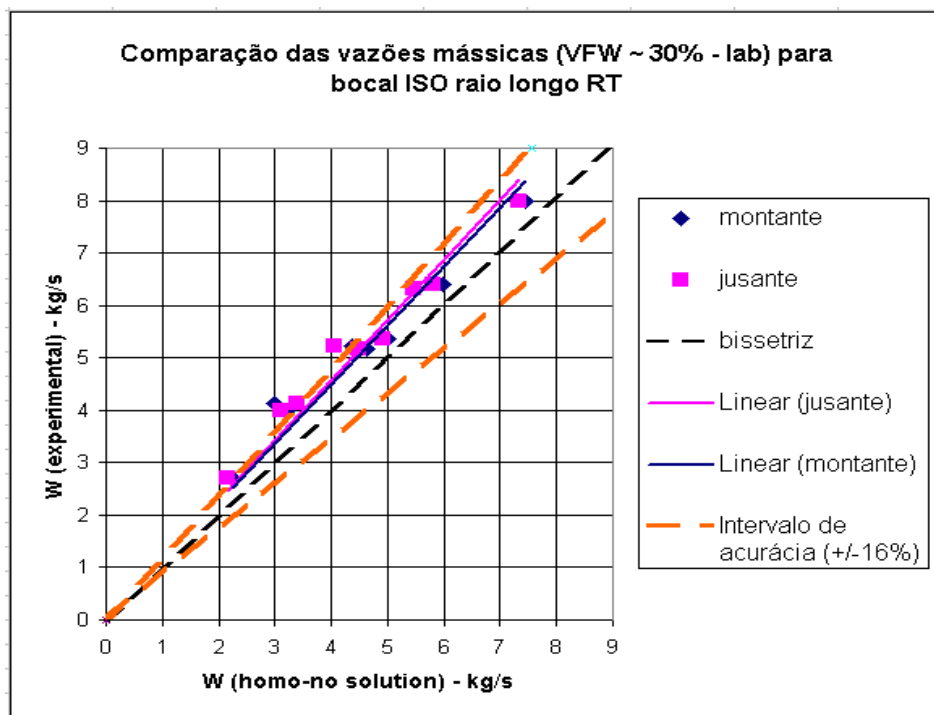


Figura 5.18: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 30\%$).

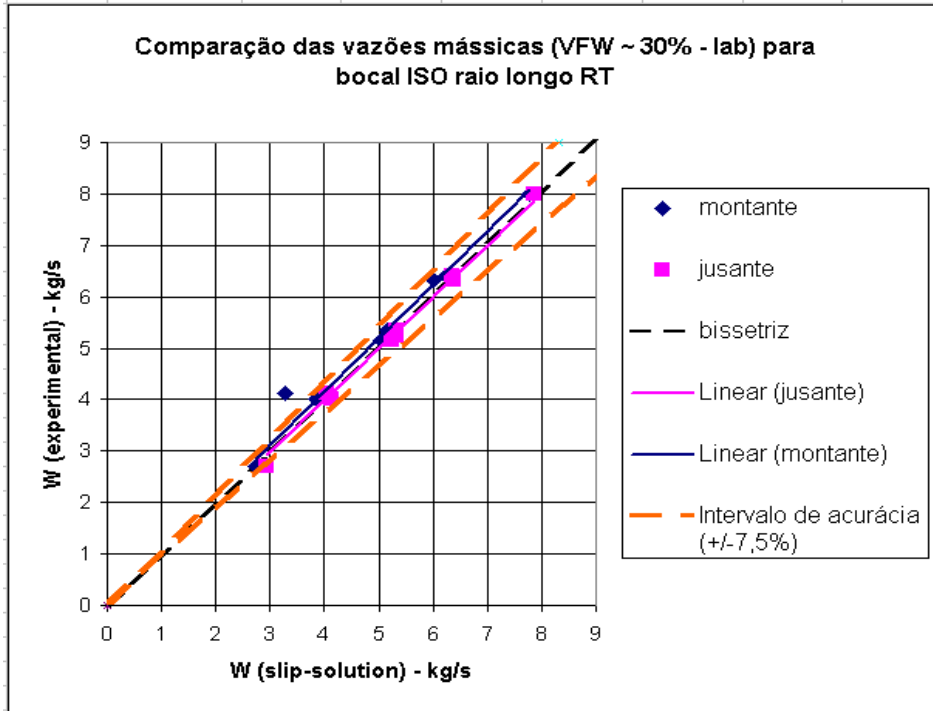


Figura 5.19: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, com solução, $VFW \cong 30\%$).

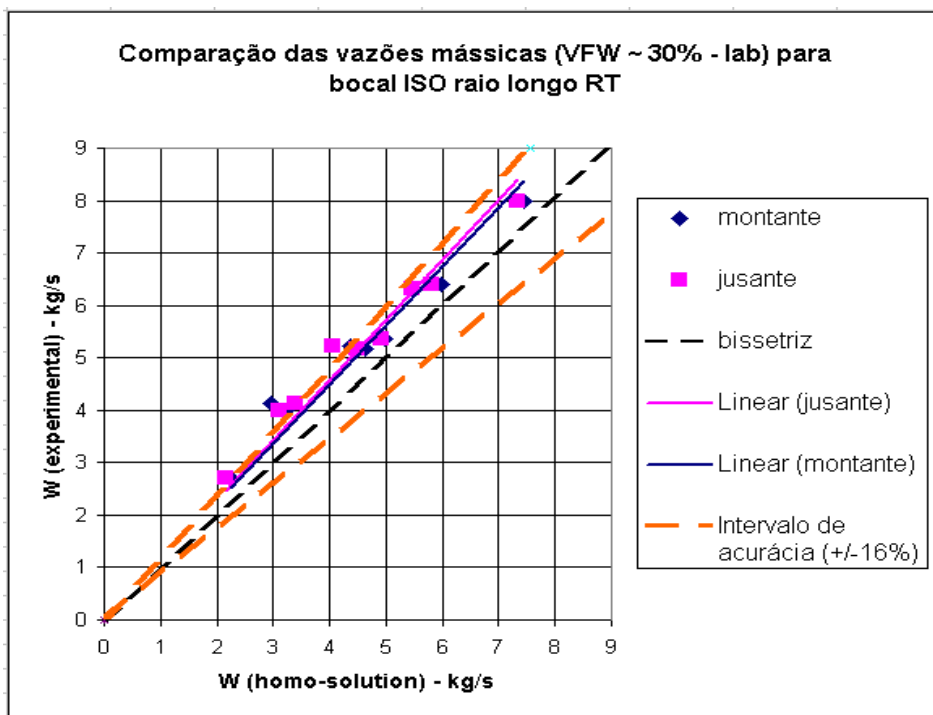


Figura 5.20: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 30\%$).

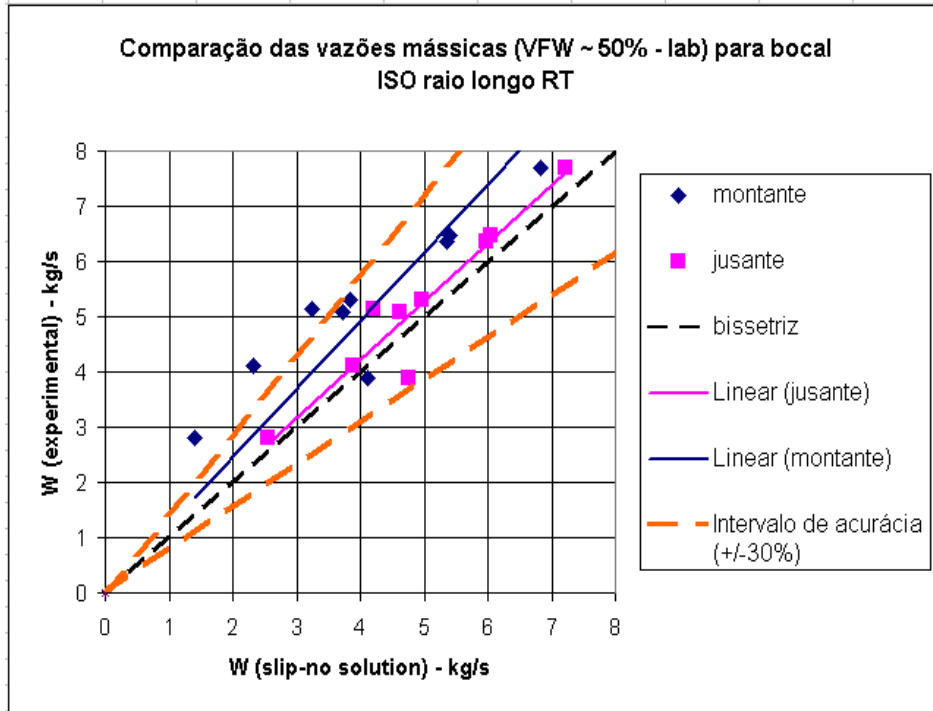


Figura 5.21: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, sem solução, $VFW \cong 50\%$).

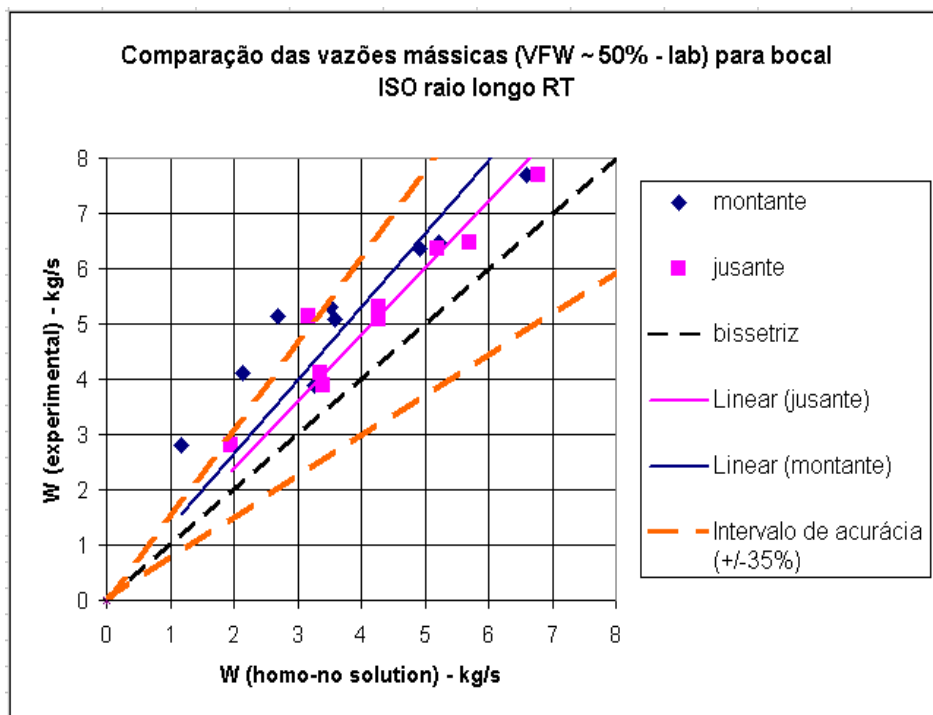


Figura 5.22: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 50\%$).

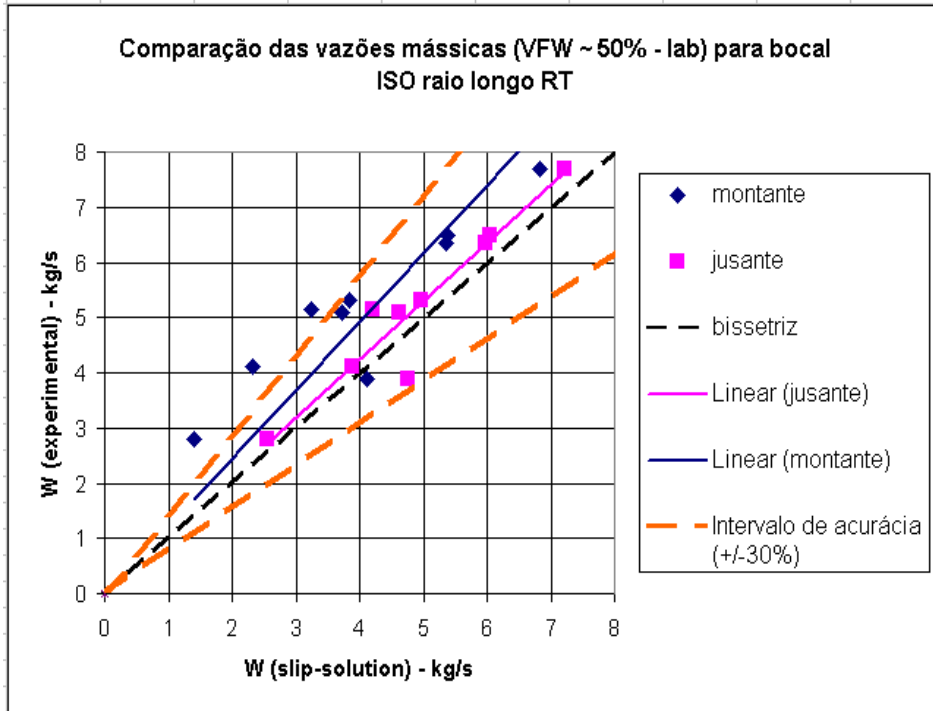


Figura 5.23: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, com solução, $VFW \cong 50\%$).

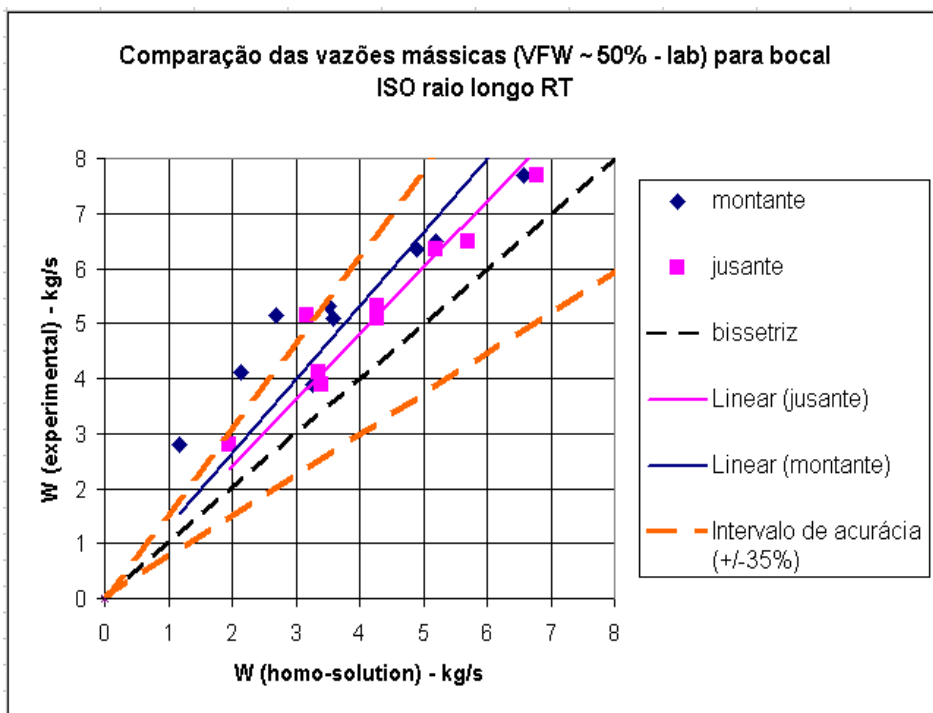


Figura 5.24: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 50\%$).

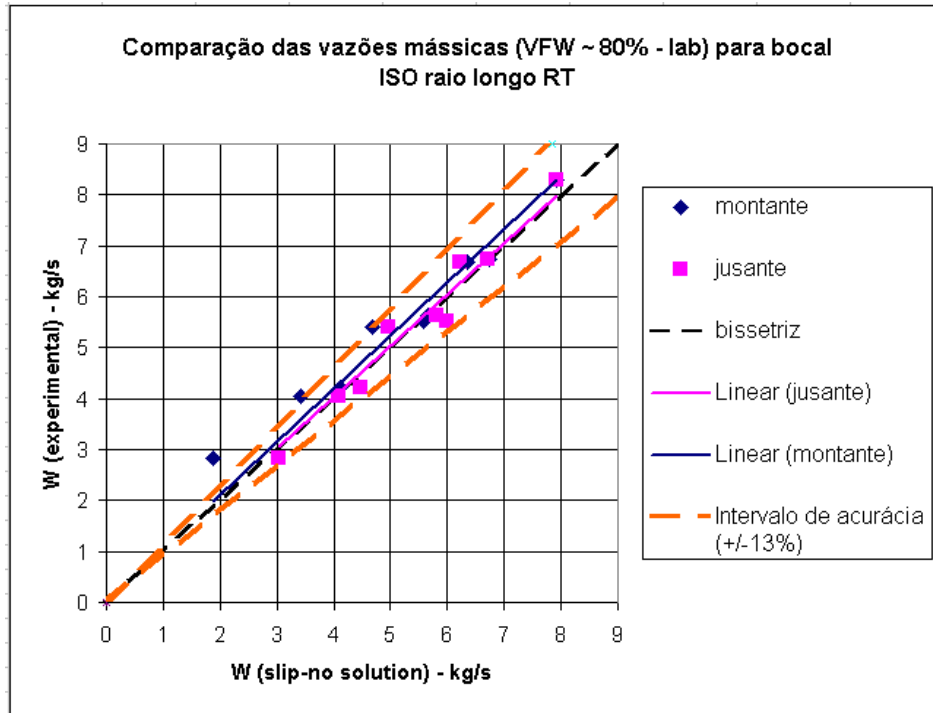


Figura 5.25: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, sem solução, $VFW \cong 80\%$).

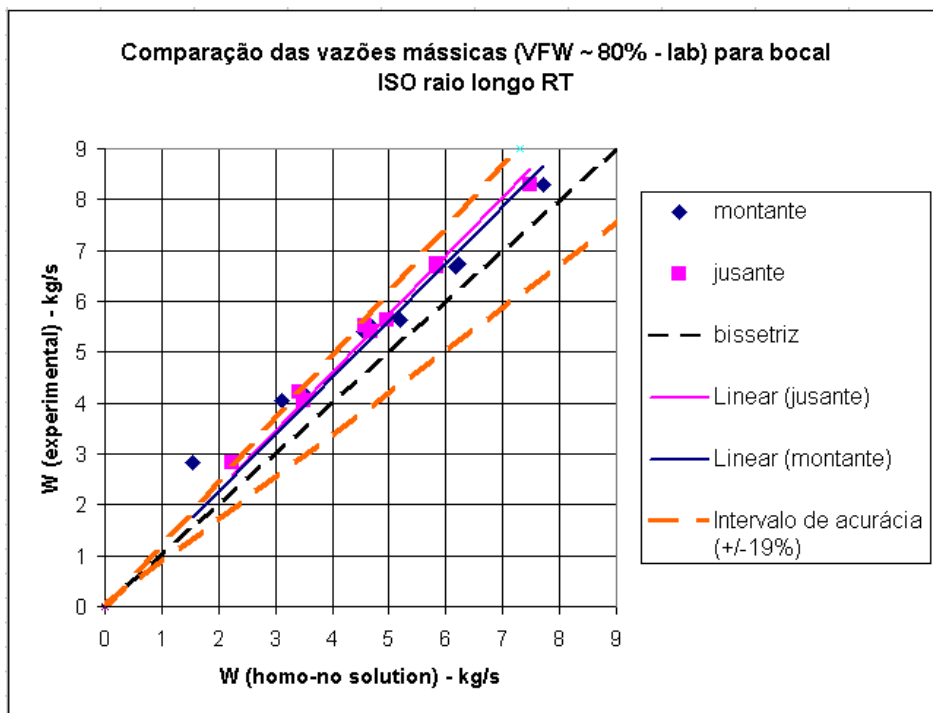


Figura 5.26: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, sem solução de gás, $VFW \cong 80\%$).

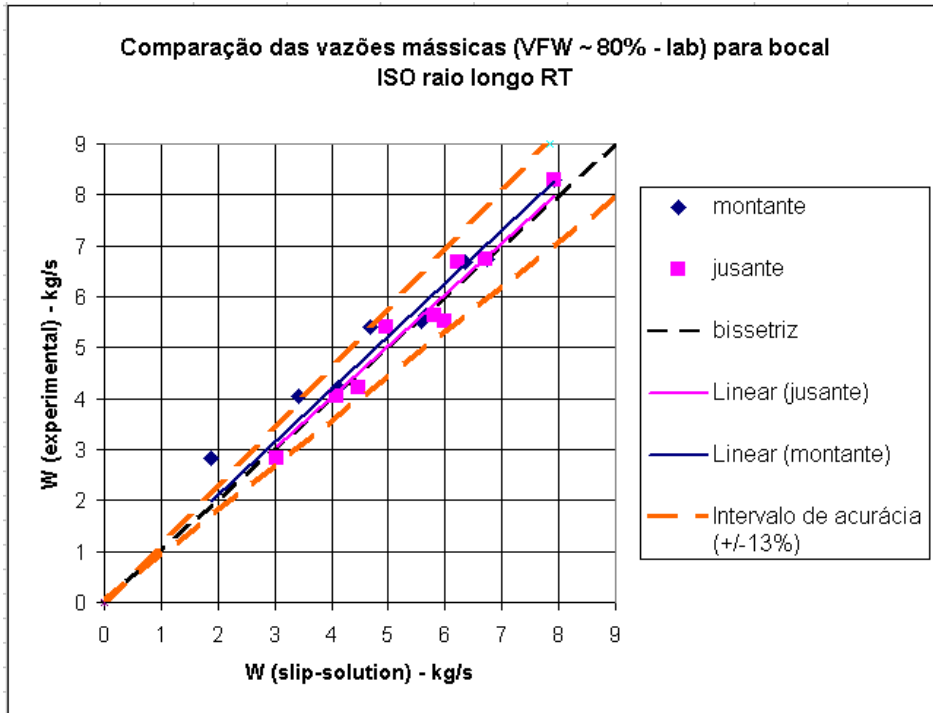


Figura 5.27: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo de *slip*, com solução, $VFW \cong 80\%$).

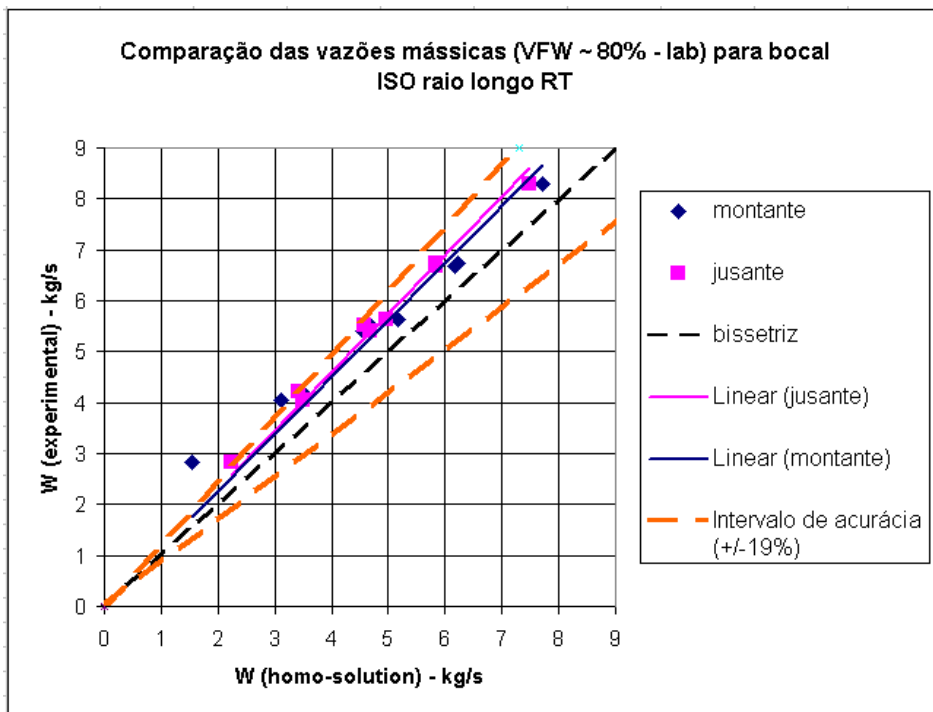


Figura 5.28: Comparação entre vazões mássicas experimentais e teóricas (bocal, modelo homogêneo, com solução de gás, $VFW \cong 80\%$).

As curvas de tendência para os pontos de vazão a montante e a jusante obtidas para os diversos modelos de escoamento em bocais mostram-se, em diversas ocasiões, mais próximas à reta base ou bissetriz. Isso indica a possibilidade do modelo teórico representar, com fidelidade, dados experimentais da linha, assim como indica uma consistência entre os valores de vazão mássica calculados com os medidores localizados a montante e a jusante da válvula de *choke*. O pequeno distanciamento entre a curva de tendência e a reta base indica baixos erros sistemáticos do modelo e, portanto, congruência nos valores obtidos.

Ao calcularmos o valor de RMS para as faixas de VFW estudados, notamos que as maiores dispersões de dados encontram-se associadas a valores de VFW próximos a 50% para bocais. As faixas de erro determinadas pela Equação 5.1 indicam uma acurácia de $\pm 30\%$ para os valores obtidos com o modelo de *slip* e $\pm 35\%$ para o modelo homogêneo. Como os outros resultados comportaram-se muito bem (segundo o esperado para o modelo) concluímos que há fatores não conhecidos ou não controlados influenciando a operação do circuito nessa faixa de VFW .

Comparando os gráficos observamos que o fato de ocorrer ou não a mistura entre as fases gás e líquido não cria mudanças nos resultados obtidos para análise da evolução da vazão mássica no circuito de testes. Isto porque as pressões e temperaturas nos medidores de pressão diferencial não são muito diferentes que no vaso separador, onde o óleo se encontra em equilíbrio com o gás. Para este caso, o valor máximo da fração da vazão de gás que resulta solubilizada no óleo $\frac{\Delta W}{W_{gm}}$ é aproximadamente 2% para os medidores a montante e menor para os medidores a jusante.

Embora o efeito de solubilização não seja importante nestes experimentos, poderia ser importante para situações onde o líquido no vaso V-1223-01 (ver Figura 5.3) é comprimido a maiores pressões.

Para estimar a influência do refinamento na modelagem levando em consideração o escorregamento entre as fases, nas Figuras 5.14, 5.16, 5.18, 5.20, 5.22, 5.24, 5.26 e 5.28 mostramos os resultados obtidos utilizando o modelo homogêneo, com e sem solubilização do gás, para o bocal com $VFW \cong 10\%$ até $VFW \cong 80\%$. Comparando estas figuras com as obtidas de 5.13, 5.15, 5.17, 5.19, 5.21, 5.23, 5.25 e 5.27 observamos que o modelo homogêneo prediz resultados consistentes para os medidores a montante e a jusante, mas existe um erro sistemático entre as vazões preditas e as experimentais. O modelo homogêneo prediz vazões sistematicamente menores que as experimentais, de acordo com a análise feita na Seção 4.3. Para este caso, o erro sistemático máximo introduzido na vazão mássica total é aproximadamente 23%.

Uma comparação dos resultados obtidos permite as seguintes conclusões:

- Os bocais de vazão tiveram um desempenho superior às placas de orifício visto que os resultados observados estão de acordo com as hipóteses desenvolvidas para o modelo numérico e os erros sistemáticos são inferiores aos observados nas placas;

- O cálculo de RMS mostrou faixas de acurácia pequenas para a maioria dos casos estudados. De fato, intervalos mais expressivos só foram notados para valores de $VFW \cong 50\%$
- Novamente o modelo de *slip* demonstrou resultados superiores aos observados para o modelo homogêneo. Na maioria dos valores de VFW , a curva de tendência dos pontos ficou ajustada (ou próxima ao ajuste) com a reta bissetriz no modelo de *slip* enquanto no modelo homogêneo o distanciamento entre retas é bem mais nítido;
- Mais uma vez a correção das vazões mássicas por efeito da solubilização de gás na fase óleo mostrou ter influência desprezível no comportamento dos dados obtidos pelo modelo numérico.

Capítulo 6

Resultados obtidos em Urucu (AM)

6.1 Introdução

Após a campanha de testes de Sergipe, recebemos uma nova base de dados proveniente da Província Petrolífera de Urucu (AM), também sob operação da Petrobras. Ela encontra-se retratada na Figura 6.1 e maiores detalhes sobre seu surgimento e operações serão encontrados no Apêndice E.



Figura 6.1: Província Petrolífera de Urucu.

A base de dados, encaminhada pelo Eng. Durval Florêncio Filho (Petrobras), é constituída de diversos poços em produção agrupados segundo um equipamento ligado à linha de produção chamado separador. Cada poço foi operado por um determinado número de

vezes em diferentes intervalos de tempo, normalmente intercalados por vários dias entre operações.

Foram determinadas as seguintes variáveis durante a operação:

- Diâmetro do orifício d em in (montante e jusante);
- Diâmetro da linha D em in (montante e jusante);
- Temperatura T em $^{\circ}C$ (montante e jusante);
- Pressão P em kPa (montante e jusante);
- Pressão diferencial ΔP em kPa (montante e jusante);
- Grau API ;
- Densidade do gás na condição padrão γ_{g0} ;
- Vazão volumétrica de gás total na condição padrão Q_{g0} em $10^3 m^3/dia$;
- Vazão volumétrica de óleo na condição padrão Q_{o0} em m^3/dia ;
- Vazão volumétrica de água na condição padrão Q_{w0} em m^3/dia ;
- GOR em m^3/m^3 ;
- BSW total.

Neste capítulo, assim como no Capítulo 5, continuaremos apresentando resultados obtidos por meio do modelo numérico desenvolvido e faremos comparações com os valores reais de vazão.

Mas existem certas particularidades da campanha experimental de Urucu que vão merecer nossa atenção. Discutiremos, por exemplo, a diferença de estarmos trabalhando com fluidos de uma linha de produção de petróleo diferentemente da simulação de fluxo multifásico realizada na bancada de testes de Aracaju. Outros pontos estão ligados a detalhes do equipamento e à forma de comparação dos fluxos.

6.2 Linha de produção de petróleo em Urucu

A bancada de testes de Aracaju destaca-se pela possibilidade de garantir ao seu operador a condição de repetitividade das variáveis de operação. Ou seja, as condições de pressão, temperatura, quantidade de água misturada ao óleo, entre outras, podem ser reproduzidas ao longo do tempo quantas vezes for necessário para estudar o comportamento

do escoamento multifásico. Caso queiramos estudar a influência de um determinado fator no fluxo, o operador tem a liberdade de controlar o sistema todo e ajustá-lo para as características com as quais se deseja trabalhar.

A situação em Urucu é diferente, pois temos vários poços em produção, cada um com suas características próprias de operação e de comportamento dos fluidos. A condição de repetitividade controlada existente em Aracaju é mais limitada, de forma que é necessário acompanhar o comportamento do poço ao longo do tempo por meio de testes de produção com duração de várias horas, intercalados com intervalos de dias ou meses para cada teste. Por meio dessa metodologia, nossa base de dados foi construída.

A Figura 6.2 retrata como os equipamentos para tomada de dados foram montados logo após a cabeça de poço. O circuito de testes está formado por duas placas de orifício montadas a montante e a jusante da válvula de *choke*. Todos os testes foram executados com o uso de placas de orifício devido a facilidades técnicas de produção desse medidor diferencial de pressão em Urucu.



Figura 6.2: Montagem dos medidores diferenciais de pressão na linha de produção.

O modelo de placa de orifício escolhido foi o ISO 5167 *flange taps* (exposto no Apêndice A) e os testes foram executados dentro dos intervalos de operação apresentados na Tabela 6.1.

Tabela 6.1: Faixas de trabalho dos itens medidos nos diferentes poços de Urucu.

Item medido	Intervalo de trabalho
Diâmetro do orifício (montante)	1,92 – 5,12 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (montante)	5,84 <i>cm</i>
Temperatura (montante)	25,9 – 65,8 <i>°C</i>
Pressão (montante)	3920 – 17090 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (montante)	0,004 – 198,5 <i>kPa</i>
Diâmetro do orifício (jusante)	2,21 – 5,69 <i>cm</i>
Diâmetro do duto (jusante)	7,79 <i>cm</i>
Temperatura (jusante)	13,6 – 61,8 <i>°C</i>
Pressão (jusante)	1500 – 8640 <i>kPa</i>
Pressão diferencial (jusante)	0,940 – 275,1 <i>kPa</i>
Densidade do gás	0,750 – 0,830
<i>°API</i> / Densidade do óleo	27,7 – 62,2 / 0,731 – 0,889
<i>GOR</i>	172,6 – 7103
<i>WOR</i>	0 – 19,8

Os fluidos produzidos, após atravessarem a seção de testes, são transportados a diferentes separadores, onde são feitas as medições dos volumes das diferentes fases na condição padrão no período de medição. Um esquema da configuração de um separador é apresentado na Figura 6.3.

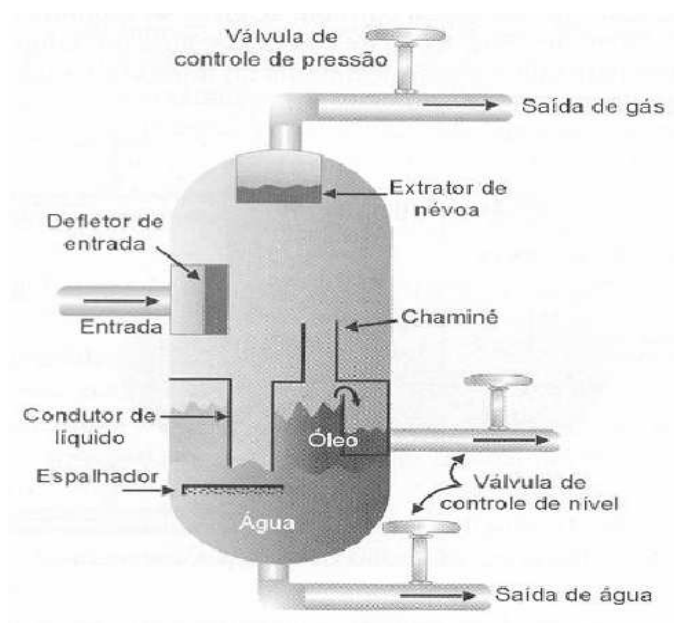


Figura 6.3: Separador trifásico esquematizado.

O separador surge como um elemento que recebe o petróleo a baixa pressão e é capaz de separá-lo nas fases água, gás e óleo. Desse processo obtivemos os valores das vazões

volumétricas na condição padrão para as fases (Q_{w0} , Q_{g0} e Q_{o0}) e esses dados serão usados para comparação com os resultados de vazão do modelo numérico.

Dessa forma, os separadores usados como pontos de referência para o agrupamento dos poços analisados são os seguintes (conforme nomenclatura definida pela Petrobras):

- SEP.IMT-04G
- SEP.LUC-12B
- SG-70202A
- SG-70202B

Em cada separador temos o nome dos poços avaliados e seus dados recolhidos em uma data e horário específicos.

6.3 Comparação das vazões volumétricas

Do conjunto de medições inicialmente escolhemos algumas que apresentaram pequenas variações (de até 10 %) em torno do valor médio da pressão diferencial medida a montante dentro de um período de tempo de várias horas, dependendo da vazão. Maiores detalhes sobre os poços escolhidos encontram-se no Apêndice F.

Para automatizar e acelerar o processo de análise dos dados recolhidos do fluido, foi construído um *software* com base no modelo numérico. Detalhes sobre como esse *software* foi montado e como ele pode ser operado encontram-se no Apêndice B. Essa ferramenta tornou-se importante pela possibilidade do cálculo das vazões volumétricas de óleo, gás e água que poderão ser comparadas com os valores da base de dados na condição padrão.

Para as predições utilizando a rotina, foi considerada como condição padrão a correspondente à API (*American Petroleum Institute*), quer dizer, $1\ atm$ e $60\ ^\circ F$ (ou $15,6\ ^\circ C$).

6.3.1 Determinação das vazões experimentais

Conforme vimos no Capítulo 5, os resultados obtidos na simulação em bancada usando o modelo de *slip* foram, com certas ressalvas, satisfatórios. Assim, todos os resultados computacionais aqui gerados passam a utilizar o modelo com escorregamento constante e suas aproximações adotadas (conforme está nos Capítulos 2 e 4).

Considerando que o escoamento é permanente, a vazão mássica é a mesma para os medidores e para a condição padrão. Portanto, os valores da vazão mássica experimental (W_{exp}) podem ser relacionados com os valores das vazões volumétricas experimentais do óleo (Q_{o0exp}), da água (Q_{w0exp}) e do gás (Q_{g0exp}) na condição padrão por meio da Equação (6.1):

$$\begin{aligned}
W_{exp} &= \rho_{g0} Q_{g0exp} + \rho_{o0} Q_{o0exp} + \rho_{w0} Q_{w0exp} \\
&= Q_{o0exp} (\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR)
\end{aligned} \tag{6.1}$$

Aqui, os valores de GOR , WOR e das massas específicas são obtidos por meio de análises laboratoriais dos fluidos obtidos durante a produção do poço, sendo dados de entrada no modelo, como vimos no Capítulo 3. A vazão volumétrica de óleo experimental na condição padrão é determinada por meio de medições em tanque, enquanto as vazões volumétricas para as fases gás e água são calculadas como:

$$Q_{g0exp} = Q_{o0exp} GOR \tag{6.2}$$

$$Q_{w0exp} = Q_{o0exp} WOR \tag{6.3}$$

Como vimos no Capítulo 4, podemos determinar a vazão mássica total W numericamente segundo a Equação (4.20) relativa ao modelo de *slip*, em função do título mássico do gás (x), da pressão diferencial (ΔP), das massas específicas do gás (ρ_g) e do líquido (ρ_l) na condição de medição e dos diâmetros do duto (D) e da obstrução do medidor de pressão diferencial (d). Os dados obtidos *in-line*, juntamente com as relações numéricas apresentadas no Apêndice C, o modelo de *black oil* e a Equação (3.4) permitem que obtenhamos numericamente os valores das vazões volumétricas das fases na condição padrão. As correspondentes vazões volumétricas (denominadas teóricas) para as fases na condição padrão são calculadas como:

$$Q_{o0t} = \frac{W}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \tag{6.4}$$

$$Q_{g0t} = Q_{o0t} GOR \tag{6.5}$$

$$Q_{w0t} = Q_{o0t} WOR \tag{6.6}$$

6.3.2 Análise dos resultados

Temos aqui a análise de dados por meio dos gráficos relacionando os resultados teóricos (do *software*) e experimentais (do poço). Nesses gráficos estão presentes os pontos gerados pelos poços inicialmente escolhidos.

Com isso, podemos então comparar os resultados experimentais com os do modelo numérico e construir gráficos para estimar os desvios existentes.

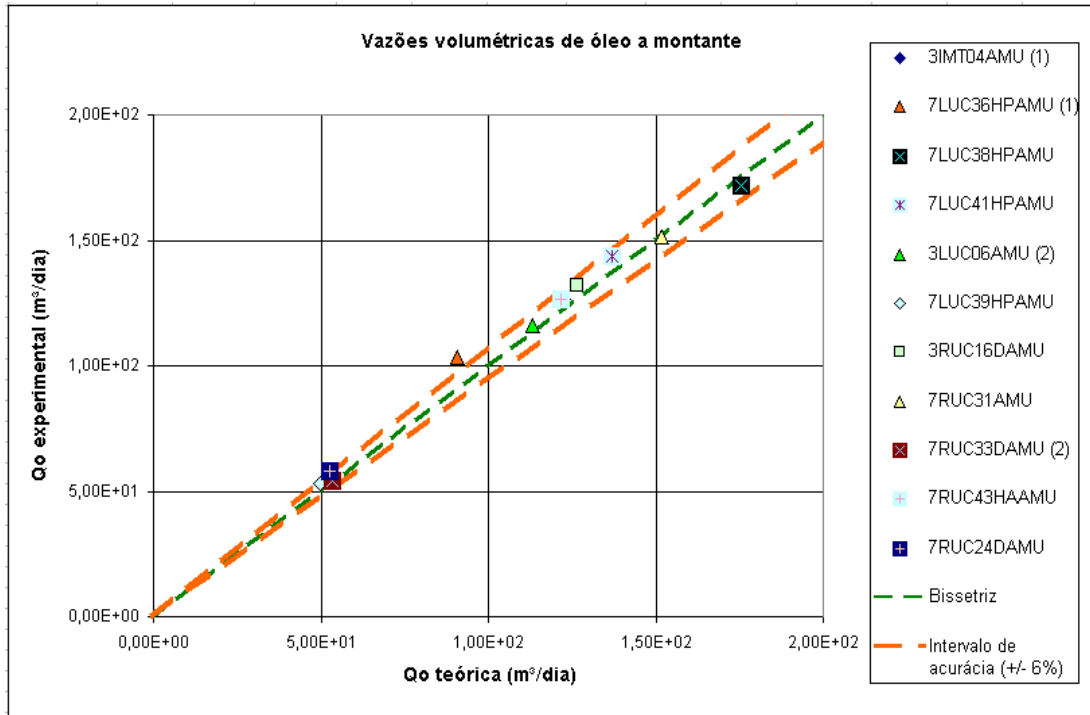


Figura 6.4: Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de óleo (condição padrão) a montante em Urucu.

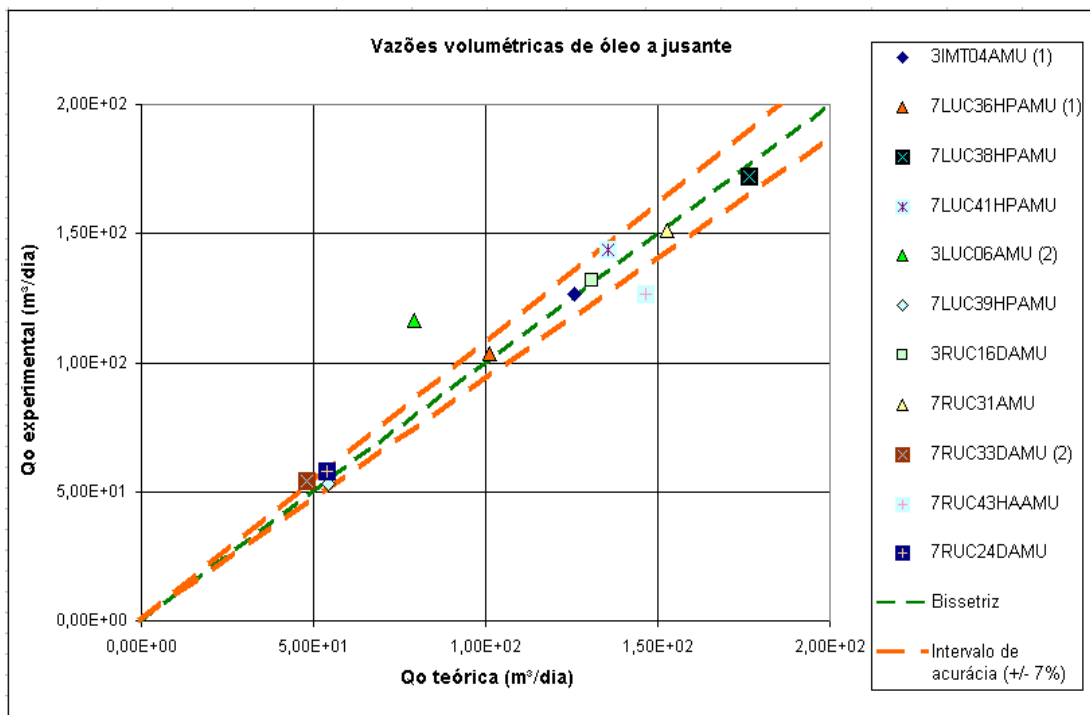


Figura 6.5: Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de óleo (condição padrão) a jusante em Urucu.

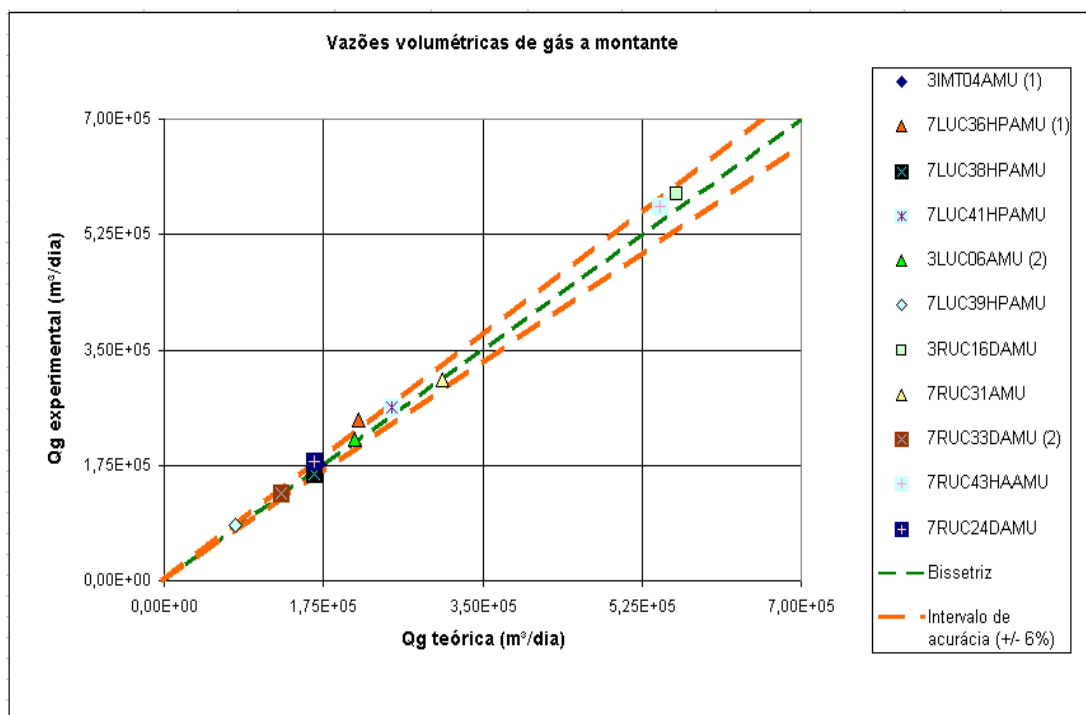


Figura 6.6: Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de gás (condição padrão) a montante em Urucu.

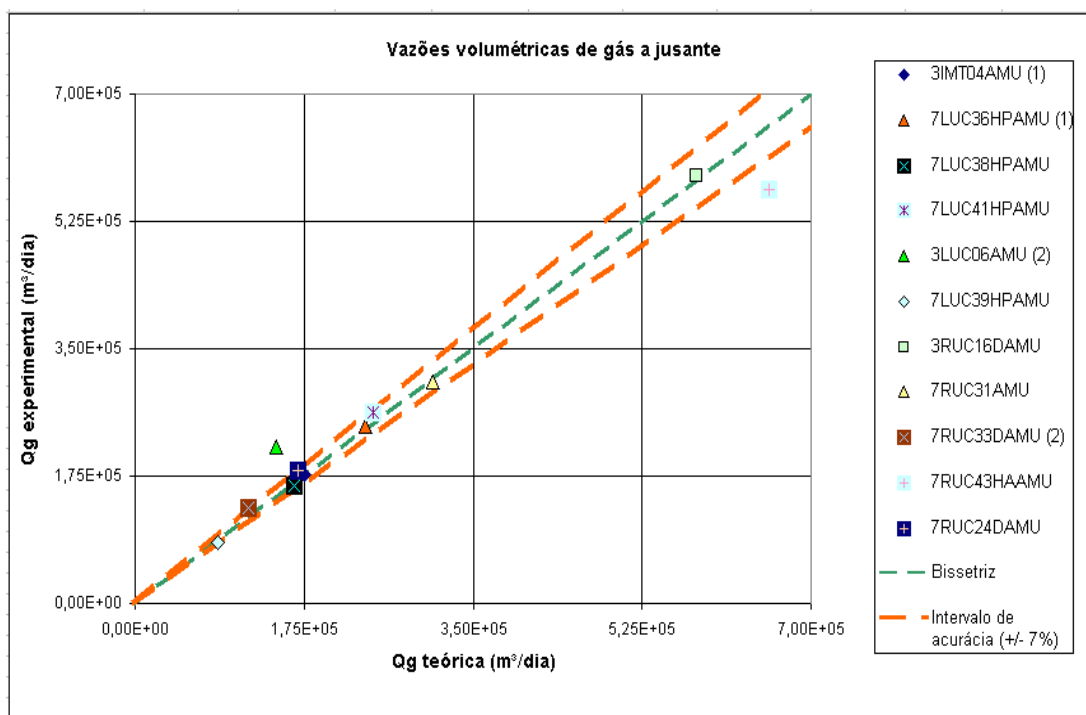


Figura 6.7: Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de gás (condição padrão) a jusante em Urucu.

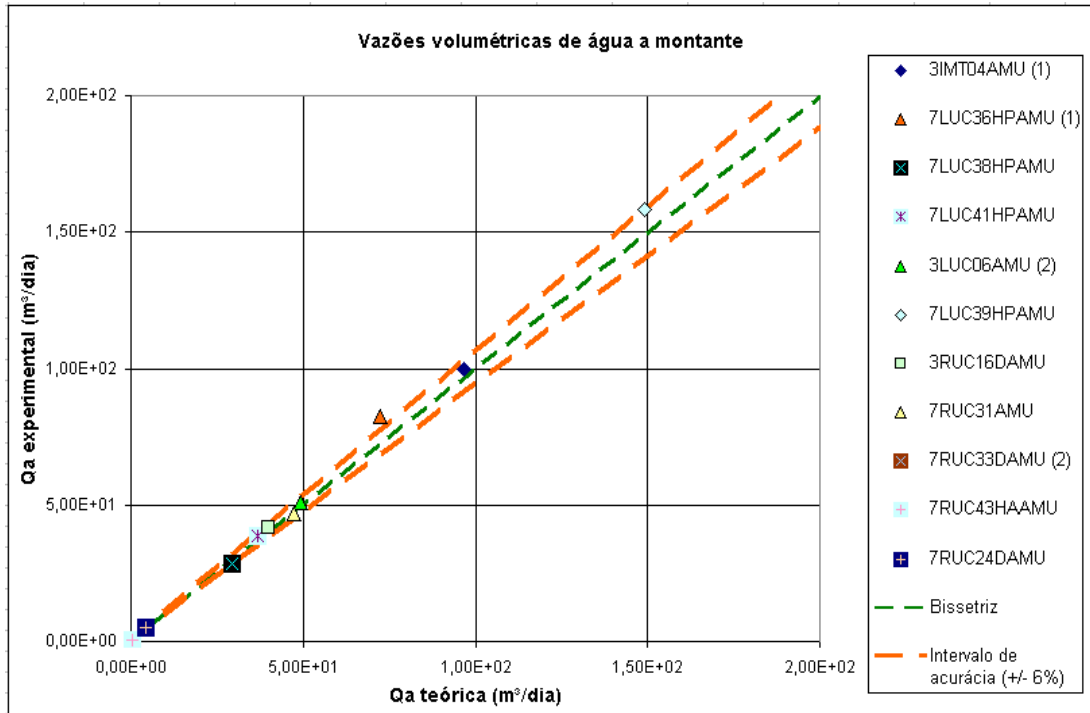


Figura 6.8: Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de água (condição padrão) a montante em Urucu.

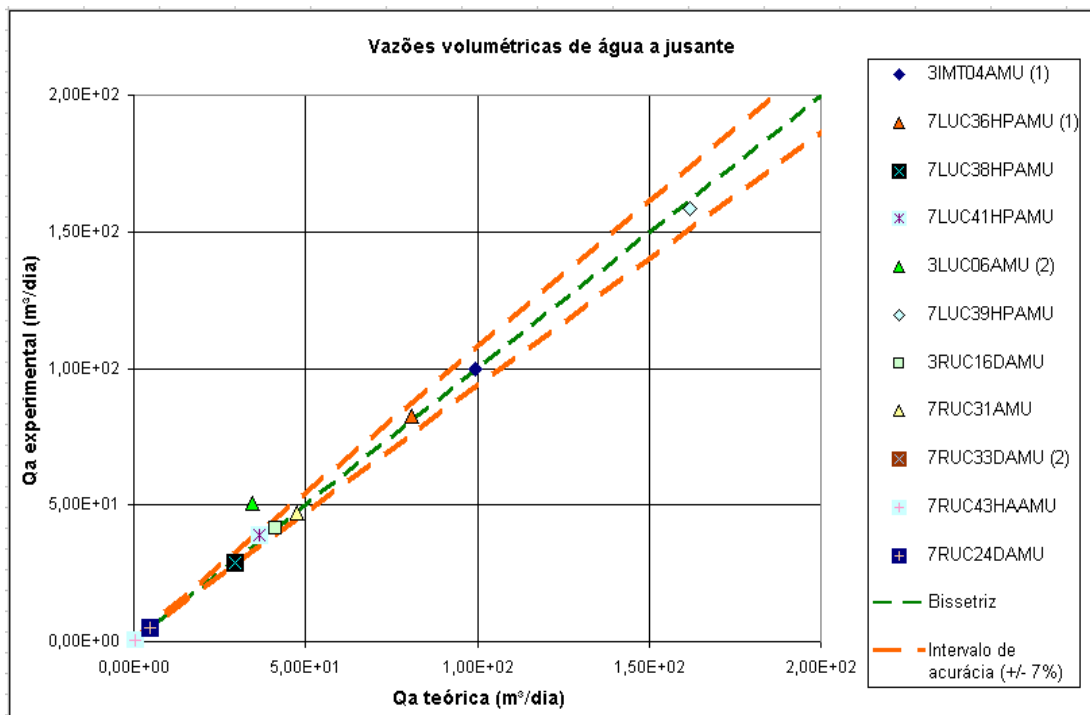


Figura 6.9: Comparação entre vazões volumétricas experimentais e teóricas de água (condição padrão) a jusante em Urucu.

Observamos que os resultados obtidos são muito bons em relação aos valores experimentais, com erros baixos (de até 6% a montante e 7% a jusante) para os poços inicialmente simulados. É importante salientar que o modelo não possui nenhum parâmetro a ajustar dos dados experimentais.

Para os poços nos quais o modelo prediz satisfatoriamente as vazões existe uma maior precisão na medição a jusante. Acreditamos que isto se deva ao efeito misturador da válvula de *choke*.

Embora os resultados sejam promissores, observamos que existem poços onde uma das placas ou as duas tem diferenças grandes entre os valores medidos e aqueles gerados pelo modelo numérico. Quando são simuladas medições do mesmo poço em outras datas, às vezes essas diferenças desaparecem. Em outros casos, as diferenças continuam, denotando problemas no sistema de medição.

6.4 Velocidades superficiais

Vimos na Seção 4.3 que a vazão mássica total (W) e o fator de escorregamento (S) encontram-se relacionados na Equação (4.20). Já a correlação de Chisholm [8] permite a determinação do fator de escorregamento em função do título mássico do gás (x) e da razão entre as massas específicas do líquido (ρ_l) e do gás (ρ_g) na condição de medição. Mas essa relação é aplicável para a modelagem de escoamentos em regimes diferentes do estratificado.

Dessa forma seria interessante observar o comportamento real do escoamento na linha de produção, mas as elevadas pressões não permitem a instalação de janelas de visualização. Assim a determinação do padrão de escoamento só pode ser realizada por meios experimentais ou com o auxílio de mapas específicos que relacionam as velocidades superficiais das fases escoantes.

Apresentamos na Figura 6.10 um gráfico que relaciona as velocidades superficiais nos dutos a montante dos medidores (condição de medição) elaborado a partir dos resultados obtidos em Urucu.

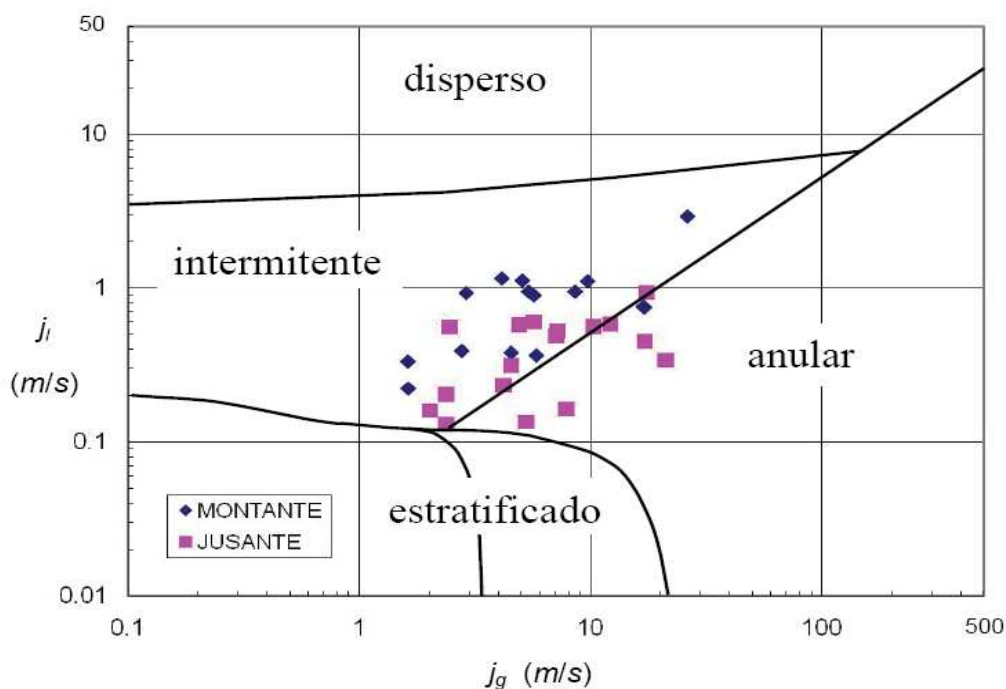


Figura 6.10: Representação de velocidades superficiais na condição de medição em um mapa de padrões de escoamento (de Taitel & Dukler [32]).

O gráfico, originado de Taitel & Dukler [32], apresenta as fronteiras referentes a cada tipo de padrão de escoamento para um duto horizontal liso de diâmetro de duas polegadas e utilizando misturas de água e ar. Utilizamos este mapa para ter uma estimativa do padrão de escoamento predito nos experimentos realizados.

Ao representar os valores calculados por meio do modelo de *slip* para as velocidades superficiais, vemos que o escoamento predito é intermitente ou anular.

Assim, a observação do mapa de padrões de escoamento nos permitiu concluir que a correlação proposta por Chisholm [8] pode ser aplicada ao nosso modelo de escoamento.

Capítulo 7

Conclusões e recomendações

Neste trabalho foi apresentado o equacionamento correspondente a diferentes modelos utilizados para a modelagem de escoamentos multifásicos em medidores diferenciais de pressão (placas de orifício, bocais e Venturis). Foram estudados o modelo homogêneo e o modelo de escorregamento constante, considerando que as fases são incompressíveis e desprezando a vaporização na evolução no medidor. Para o escorregamento foi utilizada a correlação de Chisholm. Os modelos consideram também que as fases líquidas (óleo e água) escoam com a mesma velocidade. Foram desenvolvidas rotinas de cálculo em linguagem C para obter resultados numéricos correspondentes a estes modelos, considerando a aproximação de *black oil* para a caracterização dos fluidos.

Uma das características positivas do modelo numérico e que merece destaque aqui é a sua modularidade. Ou seja, o modelo tem flexibilidade para ser adaptado segundo as características dos fluidos estudados e seu comportamento durante o fluxo. Um exemplo disso está no uso da correlação de Chisholm [8] para determinação do fator de escorregamento, conforme exposto no Capítulo 4; outras correlações para esse cálculo podem ser incorporadas ao modelo segundo o comportamento do escoamento multifásico no poço. Outro exemplo está relacionado com as correlações utilizadas para a caracterização dos fluidos escoantes. De fato, as correlações trabalhadas aqui incluem um grande número de fluidos de trabalho. O uso de correlações específicas para os fluidos produzidos nos poços acompanhados poderia diminuir as incertezas para caracterização dos fluidos de trabalho.

Foram analisados dados experimentais correspondentes a experimentos realizados na bancada de testes de Aracaju (Sergipe) e em poços localizados em Urucu (Amazonia). Os experimentos realizados em Aracaju incluíram placas de orifício e bocais, enquanto os experimentos de Urucu só utilizaram placas de orifício. Embora pudéssemos realizar simulações numéricas para estimar o valor das vazões em medidores tipo Venturi, não o fizemos por impossibilidades de montagem física do equipamento (conforme explicitado na Seção 1.3). Logo, sem os resultados experimentais não poderíamos realizar o cruzamento com os valores do modelo teórico aqui desenvolvido.

Analisando, particularmente, o procedimento realizado em Aracaju poderíamos con-

cluir essa análise dos dados obtidos adotando o bocal de vazão como o medidor apropriado para os procedimentos experimentais. Mas, durante a execução das operações com placas de orifício, ocorreram diversos problemas. Além dos problemas de vedação nas placas, conforme destacado no Capítulo 5, o Eng. Ivan Slobodcicov (Petrobras) destacou a possibilidade de vibrações na linha de testes e até aterramento de outros equipamentos não relacionados aos testes, como máquinas de solda usadas em manutenções diversas, o que ocasionaria a perda da calibração de alguns medidores do circuito. Infelizmente isso não pôde ser confirmado e nem sabemos qual o grau de influência que um acontecimento desses teria no nosso estudo.

A comparação com os resultados experimentais mostra que as previsões feitas com o modelo de *slip* podem ser consideradas satisfatórias e melhores que as do modelo homogêneo, considerando que o modelo foi desenvolvido de maneira independente, sem parâmetros de ajuste dos dados experimentais. De fato, ao verificarmos os resultados expostos no Capítulo 5 obtidos por meio das simulações com bocal notamos que os procedimentos analisados por meio do modelo de *slip* possuem uma acurácia na faixa de $\pm 7,5\%$ a $\pm 13\%$ enquanto que os procedimentos analisados usando o modelo homogêneo possuem uma acurácia que oscila entre $\pm 16\%$ e $\pm 19\%$. Vale destacar o comportamento anômalo dos fluidos nas medições do bocal com $VFW \cong 50\%$. Como o modelo de *slip* mostrou-se adequado para o estudo do escoamento multifásico em outras faixas de VFW , temos algum fator na linha de testes influenciando as medições o que deve ser melhor estudado.

Nas medições realizadas em Urucu (apresentadas no Capítulo 6) podemos notar que o número de poços com leituras que se afastam grosseiramente das predições do modelo são muito poucos. Isso permite com que o operador possa localizar problemas no sistema de medição para eventos particulares. Em várias ocasiões, a simulação de medições no mesmo poço em datas diferentes mostrou um excelente acordo. De forma geral, para uma acurácia entre $\pm 6\%$ e $\pm 7\%$ só percebemos variações significativas entre os dados da linha de produção e os produzidos pelo modelo numérico quando as vazões volumétricas são baixas.

A avaliação geral dos resultados das simulações, quando comparados os dados de medição direta e os computacionais, permite a conclusão de que o modelo numérico desenvolvido é válido e alcançou seus objetivos de prever as vazões dos poços e permitir o controle da produção em tempo real. De fato, o uso do modelo matemático na base de dados proveniente de Urucu valida sua utilização em operações de produção e o *software* baseado nesse modelo já se encontra em uso por profissionais da Petrobras.

Dos resultados obtidos com esse trabalho, podemos propor as seguintes recomendações que podem ser aplicadas a novos experimentos:

1. Retomando o resultado geral das medições realizadas em Aracaju, observamos que seria interessante refazer a medição com o bocal na faixa de VFW em 50% buscando

verificar possíveis problemas na operação do circuito de testes que levou a resultados tão particulares quando comparados às outras faixas de *VFW* estudadas.

2. Quanto aos problemas gerados pela utilização da válvula porta-placa, é mais apropriado recomendar a repetição do procedimento experimental com placas de orifício nas condições de *VFW* estabelecidas inicialmente. É importante que seja feita uma análise mais atenta do comportamento da placa de orifício a montante do *choke*. Afinal, nas Figuras 5.8 e 5.10, o modelo de *slip* prevê um comportamento do escoamento esperado para uma acurácia de $\pm 25\%$ na placa a jusante enquanto que a montante os pontos experimentais extrapolam a faixa de erro de $\pm 49\%$.
3. Para uma possível execução de novos testes na bancada de Aracaju é recomendável que sejam usadas pressões superiores a 16 kgf/cm^2 . Somente assim a bancada poderá se aproximar de uma condição que possa reproduzir uma situação real de um poço em produção como em Urucu. Adicionalmente, seria interessante conduzir testes na bancada com placas de orifício operando nas mesmas faixas de *VFW* dos bocais de vazão.
4. Em Urucu, sugerimos acompanhar as medições nos poços com afastamentos para identificar a origem e eliminar os problemas. Sugerimos também acompanhar os poços com resultados satisfatórios para que, desta maneira, seja possível estabelecer procedimentos de manutenção para aumentar a confiabilidade do sistema de medição.
5. Por fim, para padronizar o sistema de medição e minimizar a influência de escoamentos secundários, sugerimos incorporar a montante de cada placa um condicionador (homogeneizador/retificador) de escoamento. Mas devemos atentar para o fato de que o conteúdo de parafinas e impurezas dificulta a operação de misturadores ou endireitadores de escoamento, devido ao risco de entupimento.
6. A formação de emulsões também é um fator que deve ser controlado durante os experimentos, pois elas podem obstruir a passagem dos fluidos em placas de orifício e entupir os elementos que permitem as tomadas de pressão. Segundo o Eng. Ivan Slobodcicov (Petrobras) esse seria um motivo para desvios observados nos experimentos de Aracaju. Por isso, o uso de produtos químicos desemulsificantes é altamente recomendável.

Apêndice A

Tipos de medidores diferenciais de pressão

Neste capítulo é feita uma descrição dos medidores de vazão [17] que podem ser escolhidos no programa de cálculo desenvolvido. Um desenho das formas padronizadas pode ser visto na Figura A.1.

É conveniente notar que usamos, nas nossas simulações, apenas dois tipos de medidores. Mas o *software* foi preparado para reconhecer outros modelos como veremos no Apêndice B.

Veremos aqui como realizar o cálculo do coeficiente de descarga (C_D) e quais são as faixas de valores para as quais é adequada a montagem de cada medidor.

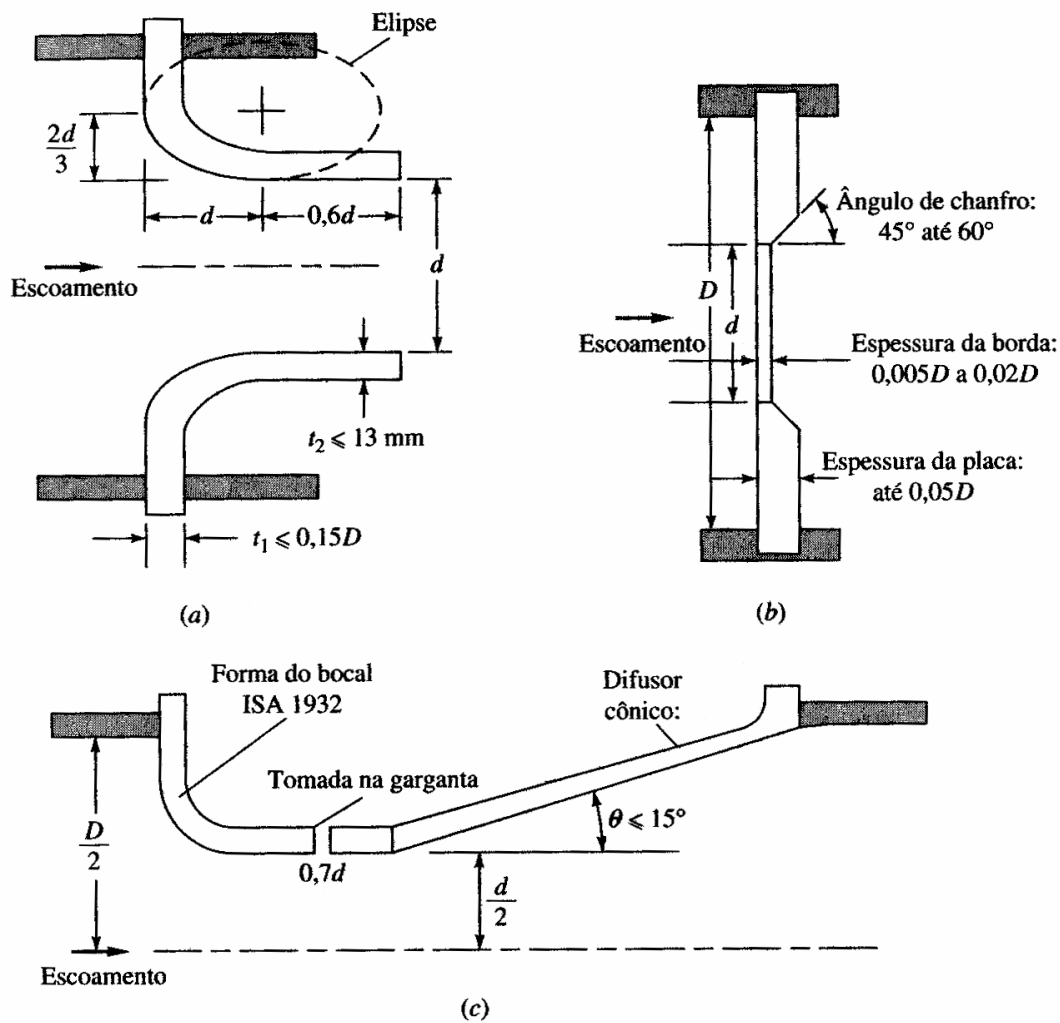


Figura A.1: Formas padronizadas internacionais para os três principais medidores: (a) bocal de raio longo; (b) placa de orifício; (c) bocal Venturi (de [39]).

A.1 Venturi

A.1.1 Venturi ISA 1932

Este medidor é adequado para a seguinte faixa de valores:

- $0,065 \text{ m} \leq D \leq 0,5 \text{ m}$;
- $d \geq 0,05 \text{ m}$;
- $0,316 \leq \beta \leq 0,775$;
- $1,5 \cdot 10^5 \leq Re_{Dm} \leq 2 \cdot 10^6$.

O coeficiente de descarga é calculado por:

$$C_D = 0,9858 - 0,196 \beta^{4,5} \quad (\text{A.1})$$

Para este medidor diferencial a variação de coordenadas $s_2 - s_1$ necessária para a correção da variação de pressão ΔP , conforme a Equação (4.10), é dada por:

$$s_2 - s_1 = 0,7 d \quad (\text{A.2})$$

A.2 Bocal

A.2.1 Bocal ISO raio longo *radius taps*

Este medidor é adequado para a seguinte faixa de valores:

- $0,05 m \leq D \leq 0,63 m$;
- $0,2 \leq \beta \leq 0,8$;
- $10^4 \leq Re_{Dm} \leq 10^7$.

O coeficiente de descarga é dado por:

$$C_D = 0,9965 - 0,00653 \beta^{0,5} \left(\frac{10^6}{Re_{Dm}} \right)^{0,5} \quad (\text{A.3})$$

Para este medidor diferencial a variação de coordenadas $s_2 - s_1$ necessária para a correção da variação de pressão ΔP , conforme a Equação (4.10), é dada por:

$$s_2 - s_1 = 1,5 D \quad (\text{A.4})$$

A.2.2 Bocal ISA 1932 raio curto *corner taps*

Este medidor é adequado para a seguinte faixa de valores:

- $0,05 m \leq D \leq 0,5 m$;
- $0,3 \leq \beta \leq 0,8$;

O valor do número de Reynolds (Re_{Dm}) é definido pelo valor de β segundo os intervalos definidos a seguir:

- $\beta < 0,44$;
- $-7 \cdot 10^4 \leq Re_{Dm} \leq 10^7$;

- $\beta \geq 0,44$;

$$- 2 \cdot 10^4 \leq Re_{Dm} \leq 10^7;$$

Portanto, o coeficiente de descarga é dado por:

$$C_D = 0,9900 - 0,2262 \beta^{4,1} + (0,000215 - 0,001125 \beta + 0,00249 \beta^{4,7}) \left(\frac{10^6}{Re_{Dm}} \right)^{1,15} \quad (\text{A.5})$$

Para este medidor diferencial a variação de coordenadas $s_2 - s_1$ necessária para a correção da variação de pressão ΔP , conforme a Equação (4.10), é dada por:

$$s_2 - s_1 = 0 \quad (\text{A.6})$$

A.3 Placa de orifício ISO 5167

Para $L_1 < 0,4333$:

$$C_D = 0,5959 + 0,0312 \beta^{2,1} - 0,184 \beta^8 + 0,0029 \beta^{2,5} \left(\frac{10^6}{Re_{Dm}} \right)^{0,75} + 0,09 L_1 \left(\frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \right) - 0,0337 L_2 \beta^3 \quad (\text{A.7})$$

Para $L_1 \geq 0,4333$:

$$C_D = 0,5959 + 0,0312 \beta^{2,1} - 0,184 \beta^8 + 0,0029 \beta^{2,5} \left(\frac{10^6}{Re_{Dm}} \right)^{0,75} + 0,039 L_1 \left(\frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \right) - 0,0337 L_2 \beta^3 \quad (\text{A.8})$$

Os parâmetros L_1 e L_2 dependem do tipo de tomadas de pressão (ver itens a seguir).

A.3.1 Placa de orifício ISO 5167 *corner taps*

Adotamos $L_1 = L_2 = 0$ e a seguinte faixa de variáveis:

- $0,05 m \leq D \leq 1 m$;
- $d \geq 0,0125 m$;
- $0,2 \leq \beta \leq 0,75$;

O valor do número de Reynolds (Re_{Dm}) é definido pelo valor de β segundo os intervalos definidos a seguir:

- $\beta \leq 0,45$;
 - $Re_{Dm} \geq 5 \cdot 10^3$;
- $\beta > 0,45$
 - $Re_{Dm} \geq 1 \cdot 10^4$.

Para este medidor diferencial a variação de coordenadas $s_2 - s_1$ necessária para a correção da variação de pressão ΔP , conforme a Equação (4.10), é dada por:

$$s_2 - s_1 = 0 \tag{A.9}$$

A.3.2 Placa de orifício ISO 5167 *flange taps*

Adotamos $L_1 = L_2 = \frac{0,0254}{D(m)}$ e a seguinte faixa de variáveis:

- $0,05 \text{ m} \leq D \leq 1 \text{ m}$;
- $d \geq 0,0125 \text{ m}$;
- $0,2 \leq \beta \leq 0,75$;
- $Re_{Dm} \geq 1,26 \cdot 10^6 \beta^2 D(m)$.

Para este medidor diferencial a variação de coordenadas $s_2 - s_1$ necessária para a correção da variação de pressão ΔP , conforme a Equação (4.10), é dada por:

$$s_2 - s_1 = 0,0508 \text{ m} \tag{A.10}$$

A.3.3 Placa de orifício ISO 5167 *radius taps*

Adotamos $L_1 = 1$, $L_2 = 0,47$ e a seguinte faixa de variáveis:

- $0,05 \text{ m} \leq D \leq 1 \text{ m}$;
- $d \geq 0,0125 \text{ m}$;
- $0,2 \leq \beta \leq 0,75$;
- $Re_{Dm} \geq 1,26 \cdot 10^6 \beta^2 D(m)$.

Para este medidor diferencial a variação de coordenadas $s_2 - s_1$ necessária para a correção da variação de pressão ΔP , conforme a Equação (4.10), é dada por:

$$s_2 - s_1 = 1,5 D \quad (\text{A.11})$$

Apêndice B

Processamento de dados

Estudados os modelos de fluxo, percebemos que a quantidade de equações e a necessidade de procedimentos iterativos (como no caso da determinação do fator de compressibilidade Z - veja Seção C.3.1) justificam o desenvolvimento de um *software* para cálculos dos diversos casos do escoamento multifásico.

Tanto para o modelo homogêneo como para o modelo de *slip* constante foi desenvolvida uma rotina em linguagem C para o cálculo do medidor de vazão. A rotina calcula as vazões das diferentes fases e outras variáveis de interesse. Foram considerados diferentes tipos de medidores de vazão, detalhados no Apêndice A.

A pessoa que for operar o *software* vai ter a sua disposição um arquivo de entrada de dados chamado "entrada.DAT" o qual será o ponto inicial do processo. O arquivo de entrada de dados tem todas as informações necessárias para caracterizar os fluidos, o tipo de medidor, as variáveis de medição e as constantes dimensionais e do esquema numérico. Para o esquema numérico em particular, são lidos os parâmetros de subrelaxamento e de convergência, utilizados nos processos iterativos. É possível introduzir os dados em diferentes sistemas de unidades (Petrobras, Sistema Americano ou Sistema Internacional). A estrutura do arquivo de entrada pode ser vista no Apêndice B.1.

O arquivo executável referente ao modelo de escoamento em estudo recolhe os dados do arquivo de entrada e realiza as operações e iterações necessárias, sendo as variáveis representativas calculadas para T e $P = \frac{PT_{montante} + PT_{jusante}}{2}$ (veja Figura 5.6).

Com a execução do *software* é gerado um arquivo de resultados da rotina onde são impressos a pressão no ponto de bolha (que caracteriza o estado do óleo, saturado ou subsaturado) e diferentes parâmetros do cálculo relacionados com as fases na condição de medição e na condição padrão. Finalmente, são impressos os resultados correspondentes a variáveis calculadas com o modelo homogêneo ou de *slip* constante na condição de medição e as vazões volumétricas das fases na condição padrão. A estrutura de um arquivo de saída pode ser vista no Apêndice B.2.

As idéias trabalhadas até aqui encontram-se condensadas no modelo esquemático apresentado na Figura B.1.

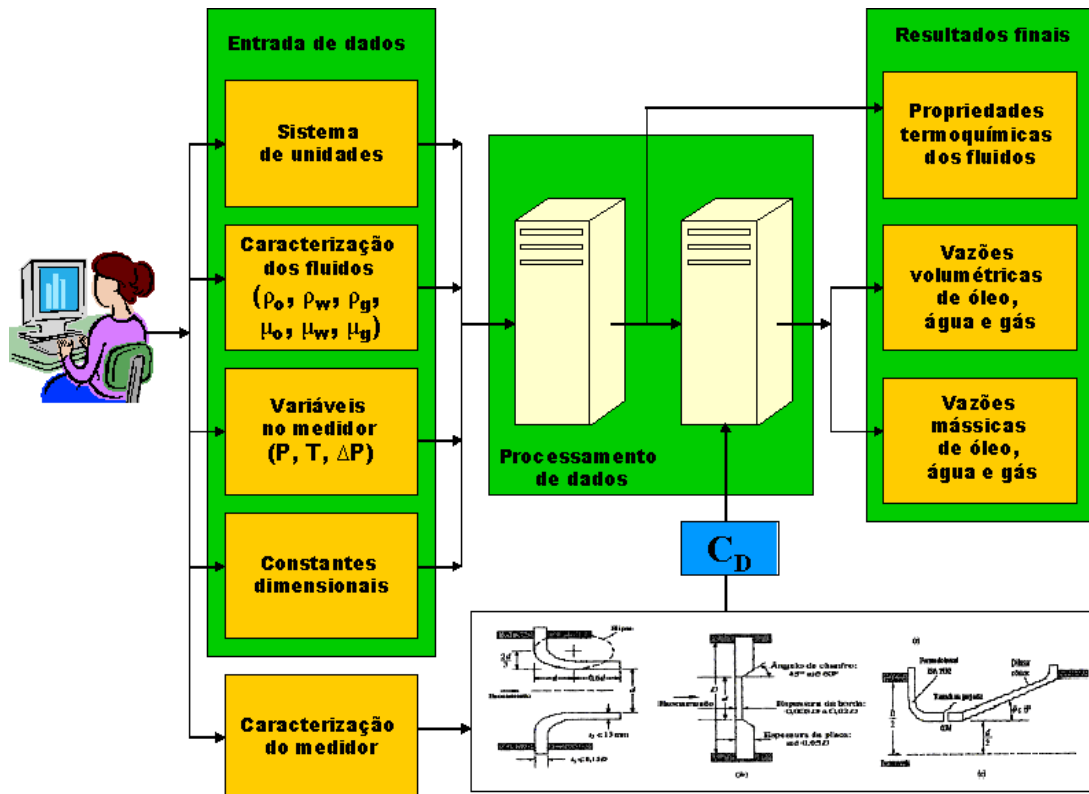


Figura B.1: Modelo esquemático para obtenção de resultados.

B.1 Arquivo de dados

```
ENTRADA DE DADOS CALCULO DE MEDIDOR DE VAZAO.
-----
NOME DO ARQUIVO DE SAIDA
((MIN/MED/MAX)_(SLIP/HOMOGENEO)_(MONTANTE/JUSANTE)_poco_separador_data de
inicio_hora.XXX)
MED_SLIP_JUSANTE_7RUC33DAMU_SG70202A_02082008_21H00M.OUT
-----
SISTEMA DE UNIDADES: (P : PETROBRAS, A : AMERICANO, S : SI)
P
-----
CARACTERIZACAO DO FLUIDO:
DENSIDADE DO OLEO (PADRAO)/GRAU API: (P : -, A : GRAU API, S : -)
0.7745
DENSIDADE DO GAS (PADRAO): (P : -, A : -, S : -)
0.7246
BSW(%):
0.33
RGO: (P : -, A : SCF/STB, S : -)
2167.63
SALINIDADE DA AGUA (PORCENTAGEM EM PESO DE SOLIDOS): (P : -, A : -, S : -)
10
FRACAO MOLAR DO CONTAMINANTE N2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0
FRACAO MOLAR DO CONTAMINANTE CO2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0
FRACAO MOLAR DO CONTAMINANTE H2S EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0
-----
CARACTERIZACAO DO MEDIDOR:
CODIGO:          MEDIDOR RELACIONADO:
1              VENTURI ISA 1932
2              BOCAL DE VAZAO ISO RAI0 LONGO RADIUS TAPS
3              BOCAL DE VAZAO ISA 1932 RAI0 CURTO CORNER TAPS
4              PLACA DE ORIFICIO ISO 5167 CORNER TAPS
5              PLACA DE ORIFICIO ISO 5167 FLANGE TAPS
6              PLACA DE ORIFICIO ISO 5167 RADIUS TAPS

CODIGO DO MEDIDOR:
5
DIAMETRO INTERNO DO TUBO: (P : MM, A : IN, S : MM)
77.9
DIAMETRO DO ORIFICIO: (P : MM, A : IN, S : MM)
54.79
ANGULO DE INCLINACAO COM A HORIZONTAL (GRAUS)
0
-----
VARIAVEIS NO MEDIDOR:
PRESSAO A MONTANTE: (P : KGF/CM2, A : PSIA, S : PA)
46.93
DELTAP NA PLACA: (P : KGF/CM2, A : PSIA, S : PA)
0.06
TEMPERATURA NO MEDIDOR: (P : GRAU C, A : GRAU F, S : GRAU C)
22.03
-----
CONSTANTES DIMENSIONAIS E DO ESQUEMA NUMERICO:
ACELERACAO GRAVITACIONAL: (P : M/S2, A : FT/S2, S : M/S2)
9.8
CONSTANTE DE SUBRELAXAMENTO (-) (0<CSI<=1)
0.5
LIMITE DE CONVERGENCIA (-)
0.00001
```

B.2 Arquivo de resultados, modelo de *slip*

DADOS DE ENTRADA PARA CALCULO DE MEDIDOR DE VAZAO, MODELO DE SLIP

SISTEMA DE UNIDADES:
PETROBRAS

CARACTERIZACAO DO FLUIDO
DENSIDADE DO OLEO (PADRAO)/GRAU API:
7.7450e-001
DENSIDADE DO GAS (PADRAO):
7.2460e-001
BSW():
3.3000e-001
RGO:
2.1676e+003
SALINIDADE DA AGUA (PORCENTAGEM EM PESO):
1.0000e+001
FRACAO MOLAR DE N2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0.0000e+000
FRACAO MOLAR DE CO2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0.0000e+000
FRACAO MOLAR DE H2S EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0.0000e+000

CARACTERIZACAO DO MEDIDOR
PLACA DE ORIFICIO ISO 5167 FLANGE TAPS
DIAMETRO INTERNO DO TUBO:
7.7900e+001 MM
DIAMETRO DO ORIFICIO:
5.4790e+001 MM
ANGULO DE INCLINACAO COM A HORIZONTAL:
0.0000e+000 GRAUS

VARIAVEIS NO MEDIDOR
PRESSAO A MONTANTE:
4.6930e+001 KGF/CM2
DELTAP NA PLACA:
6.0000e-002 KGF/CM2
TEMPERATURA MEDIA NO MEDIDOR:
2.2030e+001 GRAU C

CONSTANTES DIMENSIONAIS E DO ESQUEMA NUMERICO:
ACELERACAO GRAVITACIONAL:
9.8000e+000 M/S2
CONSTANTE DE SUBRELAXAMENTO:
5.0000e-001
LIMITE DE CONVERGENCIA:
1.0000e-005

RESULTADOS

TEMPERATURA MEDIA DE OPERACAO DO MEDIDOR:
2.2030e+001 GRAU C
PRESSAO MEDIA DE OPERACAO DO MEDIDOR:

4.6900e+001 KGF/CM2
DIFERENCA DE PRESSÃO CORRIGIDA POR COLUNA HIDROSTATICA MULTIFASICA:
6.0000e-002 KGF/CM2
PRESSAO NO PONTO DE BOLHA:
1.0918e+003 KGF/CM2

CONDICAO DE OLEO SATURADO

PARAMETROS DO GAS LIVRE NA CONDICAO DE MEDICAO:

PRESSAO PSEUDOCRITICA:
4.5944e+001 KGF/CM2
TEMPERATURA PSEUDOCRITICA:
2.2018e+002 GRAU K
PRESSAO PSEUDOREDUZIDA:
1.0203e+000
TEMPERATURA PSEUDOREDUZIDA:
1.3386e+000
DENSIDADE PSEUDOREDUZIDA:
2.4186e-001
FATOR VOLUME DE FORMAÇÃO DO GAS:
1.8759e-002
DENSIDADE DO GAS:
7.2460e-001
FATOR DE COMPRESSIBILIDADE DO GAS:
8.5094e-001
MASSA ESPECIFICA DO GAS:
4.7248e-002 G/CM3
VISCOSIDADE DO GAS:
1.1382e-002 CP

PARAMETROS DO OLEO NA CONDICAO DE MEDICAO:

RAZAO DE SOLUBILIDADE DE GAS EM OLEO:
5.2276e+001
FATOR VOLUME DE FORMAÇÃO DO OLEO:
1.1224e+000
DENSIDADE DO GAS DISSOLVIDO EM OLEO:
7.2460e-001
MASSA ESPECIFICA DO OLEO:
7.3063e-001 G/CM3
VISCOSIDADE DO OLEO:
5.5945e-001 CP

PARAMETROS DA AGUA NA CONDICAO DE MEDICAO:

FATOR VOLUME DE FORMAÇÃO DA AGUA:
9.9911e-001
MASSA ESPECIFICA DA AGUA:
1.0728e+000 G/CM3
VISCOSIDADE DA AGUA:
1.0937e+000 CP

PARAMETROS DOS FLUIDOS NA CONDICAO PADRAO:

GRAU API DO OLEO:
5.1199e+001
RAZAO AGUA-OLEO:
3.3109e-003
MASSA ESPECIFICA DO OLEO:
7.7374e-001 G/CM3

MASSA ESPECIFICA DA AGUA:
1.0719e+000 G/CM3
MASSA ESPECIFICA DO GAS:
8.8633e-004 G/CM3

RESULTADOS DO MODELO DE SLIP NA CONDICAO DE MEDICAO

TITULO MASSICO DO OLEO:
3.0390e-001
TITULO MASSICO DA AGUA:
1.3151e-003
TITULO MASSICO DO GAS:
6.9479e-001
FRACAO VOLUMETRICA DO OLEO:
5.3120e-002
FRACAO VOLUMETRICA DA AGUA:
1.5656e-004
FRACAO VOLUMETRICA DO GAS:
9.4672e-001

VISCOSIDADE DA MISTURA:
1.6237e-002 CP
NUMERO DE REYNOLDS DA MISTURA:
1.5644e+006
COEFICIENTE DE DESCARGA:
6.0633e-001
MASSA ESPECIFICA DA MISTURA:
8.3710e-002 G/CM3
MASSA ESPECIFICA DO LIQUIDO:
7.3164e-001 G/CM3
VELOCIDADE DO GAS:
5.0651e+000 M/S
VELOCIDADE DO LIQUIDO:
2.5534e+000 M/S
FATOR DE ESCORREGAMENTO:
1.9837e+000

VAZOES MASSICAS DOS FLUIDOS NA CONDICAO DE MEDICAO

VAZAO MASSICA DO OLEO:
4.7231e-001 KG/S
VAZAO MASSICA DA AGUA:
2.0440e-003 KG/S
VAZAO MASSICA DO GAS:
1.0798e+000 KG/S
VAZAO MASSICA TOTAL:
1.5542e+000 KG/S

VAZOES VOLUMETRICAS DOS FLUIDOS NA CONDICAO PADRAO:

VAZAO VOLUMETRICA DO OLEO:
4.9762e+001 M3/D
VAZAO VOLUMETRICA DA AGUA:
1.6476e-001 M3/D
VAZAO VOLUMETRICA DO GAS:
1.0786e+005 M3/D

Apêndice C

Propriedades termohidráulicas das fases em escoamento multifásico

C.1 Determinação da razão de solubilidade gás-óleo e pressão no ponto de bolha

Quando estudamos os balanços materiais, vimos que a razão de solubilidade (R_s) é determinada por meio de uma razão de vazões. Mas, como precisamos inicialmente da razão de solubilidade para determinar todos os valores de vazão que são do nosso interesse, precisamos de uma nova equação matemática que nos leve a obter esse resultado. E, para isso, devemos usar as variáveis de entrada anteriormente apresentadas.

Segundo correlação desenvolvida por Standing [31], baseada no gráfico de Standing [30] para a razão de solubilidade gás-óleo, temos:

$$R_s = \gamma_{dg} \left[\left(\frac{P}{18,2} + 1,4 \right) 10^{0,0125 API - 0,00091 T} \right]^{1,2048} \quad (C.1)$$

A densidade do gás dissolvido (γ_{dg}) é um valor adimensional definido pela relação:

$$\gamma_{dg} = \frac{M_{dg0}}{M_a} \quad (C.2)$$

Na Equação (C.1), R_s está em SCF/STB , P em $psia$ e T em $^{\circ}F$.

Como todo o gás livre na condição padrão está dissolvido no ponto de bolha, a pressão no ponto de bolha (P_b) é obtida colocando em evidência a pressão da Equação (C.1), com a condição:

$$R_s(P_b, T, \gamma_{dg} = \gamma_{g0}) = GOR \quad (C.3)$$

Disso resulta:

$$P_b = 18,2 \left[\left(\frac{GOR}{\gamma_{g0}} \right)^{\frac{1}{1,2048}} 10^{0,00091 T - 0,0125 API} - 1,4 \right] \quad (C.4)$$

C.2 Determinação do fator volume de formação de óleo

Antes de estudarmos o fator volume de formação do óleo, vamos introduzir uma classificação que é muito importantes para entender o comportamento do petróleo em escoamento multifásico. Vamos expor o que é *óleo saturado* e *óleo subsaturado* e usaremos como recurso o diagrama de fases da Figura C.1.

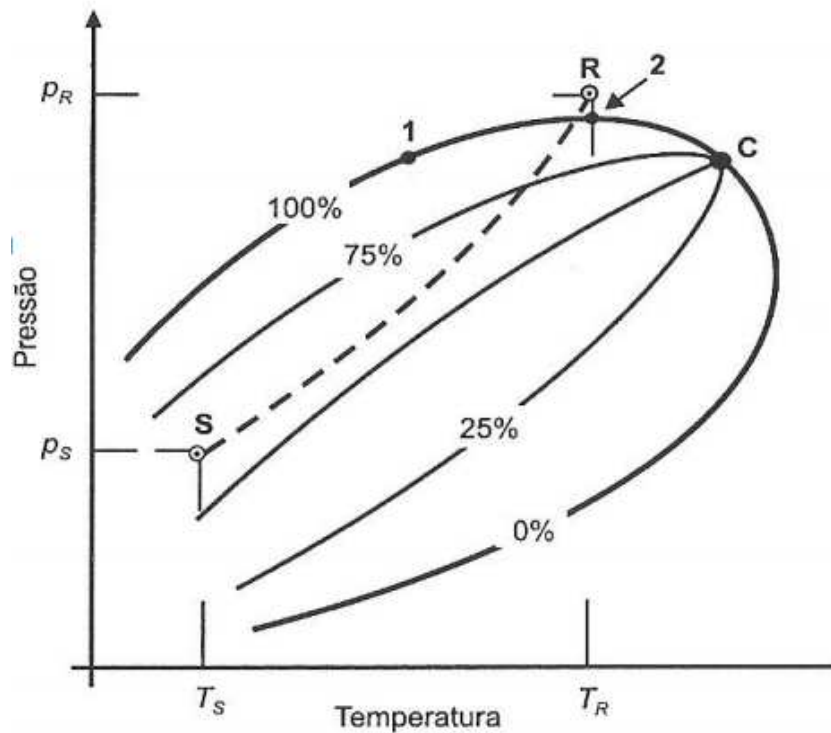


Figura C.1: Diagrama de fases para um reservatório de petróleo típico (Rosa [27]).

De acordo com a posição que ocupa no diagrama de fases, uma mistura líquida pode receber o nome de óleo saturado ou óleo subsaturado. Se o ponto representativo da mistura se encontra exatamente em cima da curva dos pontos de bolha diz-se que o óleo é saturado em gás ou simplesmente saturado. Esse é o caso da mistura identificada pelo ponto 1 na Figura C.1. Para um fluido submetido a essas condições, qualquer redução de pressão, por menor que seja, acarretará vaporização de uma porção, mesmo que infinitesimal, da mistura.

Se a mistura está nas condições representadas pelo ponto R, por exemplo, diz-se que o óleo é subsaturado. Para se iniciar a vaporização da mistura mantendo a temperatura constante é necessário que a pressão seja reduzida até o valor correspondente ao ponto

2 do diagrama, ponto este que se situa exatamente sobre a curva dos pontos de bolha. Para se identificar essa pressão em que começa a vaporização da mistura à temperatura considerada emprega-se comumente a expressão *pressão de saturação*¹.

C.2.1 Fator volume de formação para óleo saturado (Standing [31])

Segundo a correlação desenvolvida por Standing [31], baseada no gráfico de Standing [30] para o fator volume de formação de óleo, resulta para a condição de saturação:

$$B_o = 0,9759 + 1,20 \cdot 10^{-4} \left[R_s \left(\frac{\gamma_{dg}}{\gamma_{o0}} \right)^{0,5} + 1,25 T \right]^{1,2} \quad (C.5)$$

Na Equação (C.5), R_s está em *SCF/STB* e T em $^{\circ}F$.

C.2.2 Fator volume de formação para óleo subsaturado (Whitson & Brule [40])

Para a condição de óleo subsaturado, podemos utilizar a correlação de Withson & Brule [40], resultante de uma modificação da correlação de Vasquez & Beggs [36]:

$$B_o = B_{ob} \left(\frac{P_b}{P} \right)^C \quad (C.6)$$

Na Equação (C.6), B_{ob} (adimensional) é o fator volume de formação de óleo no ponto de bolha (calculado com a correlação de Standing para o óleo saturado, lembrando a Equação (C.3)), e:

$$C = 10^{-4} \left(2,81 GOR + 3,10 T + \frac{171}{\gamma_{fg100}} - 118 \gamma_{fg100} - 1102 \right) \quad (C.7)$$

Na Equação (C.7), γ_{fg100} é a densidade do gás livre da mistura na condição de referência de pressão de 100 *psig* (pressão típica dos separadores) e 60 $^{\circ}F$. Para ajustar a densidade do gás livre da mistura $\gamma_{fg\ sep}$ na condição da pressão e temperatura no separador (P_{sep} e T_{sep}) à condição de referência, Vasquez & Beggs [36] propõem a seguinte correlação:

$$\gamma_{fg100} = \gamma_{fg\ sep} \left[1 + 5,912 \cdot 10^{-5} ({}^{\circ}API) T_{sep} \log \left(\frac{P_{sep}}{114,7} \right) \right] \quad (C.8)$$

Para a condição padrão, $\gamma_{fg\ sep} = \gamma_{g0}$, $P_{sep} = 14,7 \text{ psia}$ e $T_{sep} = 60 \text{ }^{\circ}F$.

¹Assim, os termos *ponto de bolha* e *ponto de saturação*, *pressão de bolha* e *pressão de saturação* etc., normalmente são utilizados de maneira indistinta neste texto.

C.3 Determinação do fator volume de formação de gás

Supondo a passagem de uma massa fixa de gás livre entre a condição padrão e a de medição, temos:

$$\frac{P_o}{\rho_{fg0} Z_0 T_0} = \frac{P}{\rho_{fg} Z T} \quad (\text{C.9})$$

Na Equação (C.9), Z é o fator de compressibilidade e as temperaturas são absolutas. Como $Z_0 = 1$, o fator volume de formação de gás resulta:

$$B_g = \frac{\rho_{fg0}}{\rho_{fg}} = \frac{P_o}{T_0} \frac{Z T}{P} \quad (\text{C.10})$$

Finalmente, escrevendo as variáveis na condição padrão ($P_o = 14,7 \text{ psia}$, $T_0 = 520 \text{ R}$), obtemos:

$$B_g = 0,02827 \frac{Z T}{P} \quad (\text{C.11})$$

Na Equação (C.11) temperatura está em graus Rankine e a pressão em *psia*, resultando B_g adimensional.

Definido o fator volume de formação do gás, agora precisamos determinar uma relação que permita o cálculo do fator de compressibilidade, pois não podemos considerar $Z = Z_0$ na condição de medição.

C.3.1 Fator de compressibilidade (Dranchuk & Abbou-Kassem [12])

Antes de apresentarmos a correlação desenvolvida por Dranchuk & Abbou-Kassem [12], é interessante iniciarmos nossos estudos pela determinação das variáveis intermediárias ao cálculo do fator de compressibilidade. Começaremos com a pressão e temperatura pseudo-críticas ($P_{pc}(\text{psia})$ e $T_{pc}(\text{R})$, respectivamente).

Para sistemas de gás natural, Standing [31] correlacionou os dados apresentados na carta de Brown *et al.* [4] em função da densidade do gás, resultando:

$$P_{pc} = 677 + 15,0 \gamma_g - 37,5 \gamma_g^2 \quad (\text{C.12})$$

$$T_{pc} = 168 + 325 \gamma_g - 12,5 \gamma_g^2 \quad (\text{C.13})$$

$$\gamma_g = \frac{M_g}{M_a} \quad (\text{C.14})$$

Nas Equações (C.12), (C.13) e (C.14), γ_g ($0,54 \leq \gamma_g \leq 1,2$) é a densidade do gás e a

temperatura está em graus Rankine.

As variáveis pseudo-críticas calculadas em (C.12) e (C.13) não estão corrigidas pela presença de contaminantes (nitrogênio, gás carbônico ou gás sulfídrico). Carr *et al.* [5] corrigiram os valores pela presença de contaminantes, resultando:

$$P'_{pc} = P_{pc} + 440 y_{CO_2} + 600 y_{H_2S} - 170 y_{N_2} \quad (C.15)$$

$$T'_{pc} = T_{pc} - 80 y_{CO_2} + 130 y_{H_2S} - 250 y_{N_2} \quad (C.16)$$

As variáveis y_{N_2} , y_{CO_2} e y_{H_2S} são correspondentemente as frações molares dos componentes nitrogênio, gás carbônico e gás sulfídrico.

Por meio das variáveis pseudo-críticas corrigidas, podemos determinar a pressão e temperatura pseudo-reduzidas através das Equações (C.17) e (C.18):

$$P_{pr} = \frac{P}{P'_{pc}} \quad (C.17)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T'_{pc}} \quad (C.18)$$

Dispondo da pressão e temperatura pseudo-reduzidas, calculamos a massa específica pseudo-reduzida da mistura de gás (ρ_{pr}) segundo a relação:

$$\rho_{pr} = \frac{0,27 P_{pr}}{Z T_{pr}} \quad (C.19)$$

Com os valores de ρ_{pr} , P_{pr} e T_{pr} definidos, podemos finalmente calcular o valor do nosso fator de compressibilidade com a correlação:

$$Z = 1 + C_1 \rho_{pr} + C_2 \rho_{pr}^2 - A_9 C_3 \rho_{pr}^5 + A_{10} \left(1 + A_{11} \rho_{pr}^2\right) \left(\frac{\rho_{pr}^2}{T_{pr}^3}\right) \exp(-A_{11} \rho_{pr}^2) \quad (C.20)$$

A Equação (C.20) correlaciona os resultados do gráfico de Standing & Katz [29]. Já os fatores numéricos C_1 , C_2 e C_3 são dados pelas equações:

$$C_1 = A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \quad (C.21)$$

$$C_2 = A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \quad (C.22)$$

$$C_3 = \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \quad (C.23)$$

As constantes de ajuste A_1 a A_{11} encontram-se na Tabela C.1.

Tabela C.1: Constantes de ajuste para o fator de compressibilidade.

Constantes	Valores numéricos
A_1	0,3265
A_2	-1,0700
A_3	-0,5339
A_4	0,01569
A_5	-0,05165
A_6	0,5475
A_7	-0,7361
A_8	0,1844
A_9	0,1056
A_{10}	0,6134
A_{11}	0,7210

Como a massa específica pseudo-reduzida da mistura depende do fator de compressibilidade, deve ser utilizado um método iterativo para resolver a Equação (C.20). A correlação de Dranchuk & Abbou-Kassem é confiável na seguinte faixa de variáveis: $0,2 \leq P_{pr} < 30$ e $1,0 \leq T_{pr} < 3,0$.

C.4 Determinação do fator volume de formação da água (Hewlett-Packard [14])

O fator volume de formação da água resulta:

$$B_w = A_1 + A_2 P + A_3 P^2 \quad (\text{C.24})$$

Os coeficientes A_i ($i = 1$ a 3) resultam, para água saturada de gás:

$$A_i = a_{i1} + a_{i2} T + a_{i3} T^2 \quad (\text{C.25})$$

As constantes encontram-se na Tabela C.2:

Tabela C.2: Constantes para determinação do fator volume de formação da água.

i	a_{i1}	a_{i2}	a_{i3}
1	0,9911	$6,35 \cdot 10^{-5}$	$8,5 \cdot 10^{-7}$
2	$-1,093 \cdot 10^{-6}$	$-3,497 \cdot 10^{-9}$	$4,57 \cdot 10^{-12}$
3	$-5,0 \cdot 10^{-11}$	$6,429 \cdot 10^{-13}$	$-1,43 \cdot 10^{-15}$

C.5 Determinação da viscosidade dos fluidos

Agora analisaremos os fluidos segundo sua viscosidade. Como estudamos as fases do fluido multifásico, temos as viscosidades do óleo, do gás e da água dadas pelas seqüências de correlações expostas nos próximos subitens.

C.5.1 Viscosidade do gás

A viscosidade do gás é uma função da pressão, temperatura e composição da mistura de gases. Em símbolos, podemos gerar a seguinte expressão:

$$\mu_g = \mu_g(P, T, y_i) \quad (\text{C.26})$$

Para conhecermos a viscosidade do gás à condição de medição, precisamos determinar primeiramente sua viscosidade à condição atmosférica, como a seguir.

C.5.1.1 Viscosidade à pressão atmosférica (Standing [31])

Segundo a correlação de Standing [31], baseada no gráfico de Carr, Kobayashi & Burrows [5], a viscosidade do gás natural μ_{g1} (em centiPoise ou cP) à pressão de $1 atm$ pode ser calculada pela seguintes correlações:

$$\mu_{g1} = \mu_{g1}^* + (\Delta\mu_{g1})_{N_2} + (\Delta\mu_{g1})_{CO_2} + (\Delta\mu_{g1})_{H_2S} \quad (\text{C.27})$$

$$\mu_{g1}^* = (1,709 \cdot 10^{-5} - 2,062 \cdot 10^{-6} \gamma_g) T + 8,188 \cdot 10^{-3} - 6,15 \cdot 10^{-3} \log_{10} \gamma_g \quad (\text{C.28})$$

$$(\Delta\mu_{g1})_{N_2} = y_{N_2} (8,489 \cdot 10^{-3} \log_{10} \gamma_g + 9,59 \cdot 10^{-3}) \quad (\text{C.29})$$

$$(\Delta\mu_{g1})_{CO_2} = y_{CO_2} (9,08 \cdot 10^{-3} \log_{10} \gamma_g + 6,24 \cdot 10^{-3}) \quad (\text{C.30})$$

$$(\Delta\mu_{g1})_{H_2S} = y_{H_2S} (8,49 \cdot 10^{-3} \log_{10} \gamma_g + 3,73 \cdot 10^{-3}) \quad (\text{C.31})$$

Na Equação (C.27), μ_{g1}^* é o valor não corrigido da viscosidade do gás natural, enquanto $(\Delta\mu_{g1})_{N_2}$, $(\Delta\mu_{g1})_{CO_2}$ e $(\Delta\mu_{g1})_{H_2S}$ são termos de correção devidos à presença respectivamente de nitrogênio, gás carbônico e gás sulfídrico e a temperatura está em graus Fahrenheit.

C.5.1.2 Viscosidade à condição de medição (Dempsey [10])

A razão da viscosidade na condição de medição e a correspondente à pressão atmosférica foi correlacionada por Dempsey [10], baseada no gráfico de Carr, Kobauashi & Burrows [5], em função da pressão e temperatura pseudo-reduzidas:

$$\mu_g = \frac{\mu_{g1}}{T_{pr}} \exp[C(P_{pr}, T_{pr})] \quad (\text{C.32})$$

$$\begin{aligned} C(P_{pr}, T_{pr}) = & A_0 + A_1 P_{pr} + A_2 P_{pr}^2 + A_3 P_{pr}^3 \\ & + T_{pr} (A_4 + A_5 P_{pr} + A_6 P_{pr}^2 + A_7 P_{pr}^3) \\ & + T_{pr}^2 (A_8 + A_9 P_{pr} + A_{10} P_{pr}^2 + A_{11} P_{pr}^3) \\ & + T_{pr}^3 (A_{12} + A_{13} P_{pr} + A_{14} P_{pr}^2 + A_{15} P_{pr}^3) \end{aligned} \quad (\text{C.33})$$

As constantes de ajuste estão expostas na Tabela C.3.

Tabela C.3: Constantes de ajuste para viscosidade à condição de medição.

Constantes	Valores numéricos
A_0	-2,46211820
A_1	2,97054714
A_2	-2,86264054 10^{-1}
A_3	8,05420522 10^{-3}
A_4	2,80860949
A_5	-3,49803305
A_6	3,60373020 10^{-1}
A_7	-1,04432413 10^{-2}
A_8	-7,93385684 10^{-1}
A_9	1,39643306
A_{10}	-1,49144925 10^{-1}
A_{11}	4,41015512 10^{-3}
A_{12}	8,39387178 10^{-2}
A_{13}	-1,86408848 10^{-1}
A_{14}	2,03367881 10^{-2}
A_{15}	-6,09579263 10^{-4}

C.5.2 Viscosidade do óleo

A viscosidade do óleo vai depender do seu estado saturado ou subsaturado, mas precisamos sempre começar nosso cálculo pela viscosidade do óleo morto, como mostramos a seguir.

C.5.2.1 Viscosidade do óleo morto (Ng & Egbogah [24])

A viscosidade do óleo morto² $\mu_{od}(cP)$ à pressão padrão (de Beal [1]) foi correlacionada por Ng & Egbogah [24] da forma:

$$\log_{10} \log_{10} (\mu_{od} + 1) = 1,8653 - 0,025086 \text{ } ^\circ API - 0,5644 \log_{10} T \quad (C.34)$$

Na Equação (C.34), T está em $^\circ F$. As faixas de valores das variáveis para a correlação são: $60 \text{ } ^\circ F \leq T \leq 175 \text{ } ^\circ F$, $5 \leq API \leq 58$.

C.5.2.2 Viscosidade do óleo saturado (Beggs & Robinson [2])

As curvas de viscosidade do óleo saturado $\mu_o (cP)$ em função da viscosidade do óleo morto μ_{od} (de Chew & Connally [6]) foram correlacionadas por Beggs & Robinson [2] da forma:

$$\mu_o = A (\mu_{od})^B \quad (C.35)$$

$$A = 10,715 (R_s + 100)^{-0,515} \quad (C.36)$$

$$B = 5,44 (R_s + 150)^{-0,338} \quad (C.37)$$

Aqui R_s está em SCF/STB . As faixas de valores das variáveis para a correlação são: $70 \text{ } ^\circ F \leq T \leq 295 \text{ } ^\circ F$, $20 SCF/STB \leq R_s \leq 2070 SCF/STB$.

C.5.2.3 Viscosidade do óleo subsaturado (Vasquez & Beggs [36])

A viscosidade do óleo subsaturado (de Beal [1]) foi correlacionada por Vasquez & Beggs [36] da forma:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P_b}{P} \right)^m \quad (C.38)$$

Os fatores numéricos m e a são dados por:

$$m = 2,6 P^{1,187} 10^a \quad (C.39)$$

$$a = -3,9 10^{-5} P - 5 \quad (C.40)$$

A variável μ_{ob} é a viscosidade no ponto de bolha (avaliada das correlações anteriores para $R_s \equiv GOR$). As pressões estão em $psia$ e a faixa de valor da variável para a

²Denomina-se óleo morto o óleo desprovido de gás, ou seja, a quantidade de gás misturado ao óleo é desprezível.

correlação é: pressão até 9515 *psia*.

C.5.3 Viscosidade da água

Para encerrarmos este tópico, apresentaremos as relações numéricas que utilizamos para o estudo da viscosidade da água no escoamento multifásico. Primeiramente determinamos a viscosidade à pressão padrão e então calculamos seu valor à condição de medição.

C.5.3.1 Viscosidade da água à pressão padrão (Collins [9])

Segundo Collins [9], a viscosidade da água $\mu_{w1}(cP)$ à pressão padrão pode ser expressada como:

$$\mu_{w1} = AT^B \quad (C.41)$$

Os fatores numéricos A e B são dados por:

$$A = 109,574 - 8,40564Y + 0,313314Y^2 + 8,72213 \cdot 10^{-3}Y^3 \quad (C.42)$$

$$B = -1,12166 + 2,63951 \cdot 10^{-2}Y - 6,79461 \cdot 10^{-4}Y^2 - 5,47119 \cdot 10^{-5}Y^3 + 1,55586 \cdot 10^{-6}Y^4 \quad (C.43)$$

Para estas relações, T está em $^{\circ}F$ e a salinidade Y está em porcentagem de peso de sólidos. As faixas de valores das variáveis para a correlação são: $100^{\circ}F \leq T \leq 400^{\circ}F$ e salinidades de até 26 %.

C.5.3.2 Viscosidade da água à condição de medição (Collins [9])

Segundo Collins [9], a viscosidade da água à condição de medição pode ser expressada como:

$$\mu_w = \mu_{w1} (0,9994 + 4,0295 \cdot 10^{-5}P + 3,1062 \cdot 10^{-9}P^2) \quad (C.44)$$

A pressão P está em *psia*. A faixa de valores para a correlação é: pressão até 14000 *psia*.

C.6 Massa específica da água

(*International Critical Tables II* [15])

Os dados de massa específica da água na condição padrão da *International Critical Tables II* [15] podem ser correlacionados como:

$$\rho_{w0} = 62,368 + 0,438603 Y + 1,60074 \cdot 10^{-3} Y^2 \quad (\text{C.45})$$

A variável ρ_{w0} está em lbm/ft^3 e a salinidade Y está em porcentagem de peso de sólidos. A massa específica da água na condição de medição resulta:

$$\rho_w = \frac{\rho_{w0}}{B_w} \quad (\text{C.46})$$

Aqui o fator volume de formação da água (B_w) é como o descrito na Seção C.4.

Apêndice D

Cálculo da vazão mássica na bancada de Aracaju

D.1 Variáveis independentes

As variáveis independentes (medidas no circuito ou conhecidas da caracterização do fluido) envolvidas na análise dos resultados são:

- Pressão e temperatura no tanque separador P_s e T_s .
- Fração em volume de água mais sedimentos e líquidos mais sedimentos na condição do medidor de líquido (P_{ml} e T_{ml}):

$$VFW = \frac{v_{wm}}{v_{wm} + v_{om}} \quad (D.1)$$

Supondo desprezível o escorregamento entre as fases líquidas, resulta:

$$VFW = \frac{Q_{wm}}{Q_{wm} + Q_{om}} \quad (D.2)$$

O subscrito m indica vazões na condição do medidor de líquido.

- Vazão volumétrica de líquido (óleo mais água) Q_{lm} na condição da saída do medidor de vazão de líquido (P_{ml} e T_{ml}):

$$Q_{lm} = Q_{wm} + Q_{om} \quad (D.3)$$

- Vazão volumétrica de gás Q_{gm} na condição da saída do medidor de vazão de gás (P_{mg} e T_{mg}).
- Pressão a montante do medidor de pressão diferencial P_u .

- Queda de pressão no medidor ΔP (medidor horizontal).
- Densidade do óleo do separador (Sergipe terra) na condição padrão Petrobras γ_{op} :

$$\gamma_{op} = \frac{\rho_{op}}{\rho_{wrefp}} \quad (D.4)$$

Na Equação (D.4), ρ_{op} e $\rho_{wrefp} = 998,0 \text{ kg/m}^3$ são as massas específicas do óleo e da água na condição padrão Petrobras.

- Densidade do gás de Atalaia na condição padrão Petrobras γ_{gp} :

$$\gamma_{gp} = \frac{\rho_{gp}}{\rho_{arefp}} = \frac{M_{gp}}{M_a} \quad (D.5)$$

Na Equação (D.5), ρ_{gp} e $\rho_{arefp} = 1,200 \text{ kg/m}^3$ são as massas específicas do gás e do ar na condição padrão Petrobras.

- Densidade da água na condição padrão Petrobras γ_{wp} :

$$\gamma_{wp} = \frac{\rho_{wp}}{\rho_{wrefp}} \quad (D.6)$$

Na Equação (D.6), ρ_{wp} é a massa específica da água na condição padrão Petrobras.

- Temperatura de medição T .

D.2 Procedimento de comparação de resultados

Para comparar os resultados do modelo, serão determinados os títulos mássicos e massas específicas das fases na condição de medição. Esta determinação será feita utilizando correlações da Petrobras, específicas para o fluido dos experimentos [37]. Estas correlações correspondem às propriedades físicas do gás da Estação de Atalaia, assim como da sua mistura com óleo morto de Sergipe Terra. Com as massas específicas e títulos mássicos, será utilizado o modelo de *slip* constante para calcular as vazões mássicas totais (em função da queda de pressão através do medidor), que serão comparadas com os valores experimentais.

Posteriormente será feita uma comparação das correlações do fluido da Petrobras, específicas para o fluido das experiências, com as correlações mais gerais utilizadas na caracterização do fluido.

A mistura de vazões de líquido é levada das condições do separador (P_s e T_s) às condições na saída do medidor de vazão de líquido (P_{ml} e T_{ml}), sem variação de massa das fases individuais. Nestas condições, tem-se para a fase água:

$$W_{wm} = \rho_{wm} Q_{wm} = \rho_{wm} VFW Q_{lm} \quad (D.7)$$

$$\rho_{wm} = \frac{\rho_{wm}}{\rho_{wp}} \rho_{wp} = \frac{B_{wp}}{B_{wm}} \rho_{wp} \quad (D.8)$$

Substituindo, obtemos:

$$W_{wm} = \frac{B_{wp}}{B_{wm}} \rho_{wp} VFW Q_{lm} \quad (D.9)$$

Na Equação (D.9), B_{wp} e B_{wm} são os fatores volume de formação de água correspondentemente nas condições Petrobras e no medidor de vazão de líquido. Para a fase óleo, tem-se:

$$W_{om} = \rho_{om} Q_{om} = \rho_{om} (1 - VFW) Q_{lm} \quad (D.10)$$

$$\rho_{om} = \frac{\rho_{om}}{\rho_{os}} \rho_{os} \quad (D.11)$$

$$W_{om} = \frac{\rho_{om}}{\rho_{os}} \rho_{os} (1 - VFW) Q_{lm} \quad (D.12)$$

Das definições do coeficiente de compressibilidade isotérmica c_o e do coeficiente de expansão térmica β_o do óleo:

$$c_o = \frac{1}{\rho_o} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial P} \right)_T \quad (D.13)$$

$$\beta_o = -\frac{1}{\rho_o} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial T} \right)_P \quad (D.14)$$

Das Equações (D.13) e (D.14) resulta:

$$d\rho_o = \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial T} \right)_P dT + \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial P} \right)_T dP = \rho_o (c_o dP - \beta_o dT) \quad (D.15)$$

$$\frac{d\rho_o}{\rho_o} = c_o dP - \beta_o dT \quad (D.16)$$

Supondo que os coeficientes são constantes, a relação anterior pode ser integrada, resultando:

$$\ln \left(\frac{\rho_{om}}{\rho_{os}} \right) = c_o (P_{ml} - P_s) - \beta_o (T_{ml} - T_s) \quad (D.17)$$

$$\frac{\rho_{om}}{\rho_{os}} = \exp [c_o (P_{ml} - P_s) - \beta_o (T_{ml} - T_s)] \quad (D.18)$$

Como ρ_o , c_o e β_o são funções da pressão e temperatura (ver Seção D.3.1), na expressão anterior são utilizados os valores correspondentes à pressão e temperatura médias entre o separador e o medidor de líquido.

Para $c_o(P_{ml} - P_s) \ll 1$ e $\beta_o(T_{ml} - T_s) \ll 1$ resulta:

$$\frac{\rho_{om}}{\rho_{os}} \simeq \frac{1 + c_o(P_{ml} - P_s)}{1 + \beta_o(T_{ml} - T_s)} \quad (\text{D.19})$$

A massa específica do óleo na condição do separador é calculada da correlação da Petrobras das propriedades da mistura como $\rho_{os} = \rho_o(P_s, T_s)$.

A vazão mássica de gás resulta:

$$W_{gm} = \rho_{gm} Q_{gm} \quad (\text{D.20})$$

As variáveis são avaliadas na condição do medidor de vazão de gás (P_{mg} e T_{mg}). Em particular, a massa específica do gás é calculada pela correlação da Petrobras para propriedades do gás de Atalaia como $\rho_{gm} = \rho_{gA}(P_{mg}, T_{mg})$.

As vazões mássicas de gás e óleo se misturam até a condição de pressão e temperatura médias no medidor diferencial P e T , onde:

$$P = P_u - \frac{1}{2} \Delta P \quad (\text{D.21})$$

Consideraremos duas situações limite:

- Mistura desprezível das vazões de gás e óleo (*no solution*).
- Mistura instantânea das vazões de gás e óleo até a condição de equilíbrio termodinâmico (*solution*).

D.2.1 Mistura desprezível das vazões de gás e óleo (*no solution*)

Nesta condição limite, as vazões mássicas no medidor diferencial são:

$$W_w = W_{wm} \quad (\text{D.22})$$

$$W_o = W_{om} \quad (\text{D.23})$$

$$W_g = W_{gm} \quad (\text{D.24})$$

$$W = W_{wm} + W_{om} + W_{gm} \quad (\text{D.25})$$

Assim resultam:

$$x = \frac{W_{gm}}{W} \quad (\text{D.26})$$

$$x_w = \frac{W_{wm}}{W} \quad (\text{D.27})$$

As massas específicas das fases no medidor diferencial resultam:

$$\rho_w = \rho_{wp} \frac{B_{wp}}{B_w} \quad (\text{D.28})$$

$$\rho_o = \rho_{os} \exp [c_o (P - P_s) - \beta_o (T - T_s)] \cong \rho_{os} \frac{1 + c_o (P - P_s)}{1 + \beta_o (T - T_s)} \quad (\text{D.29})$$

Como ρ_o , c_o e β_o são funções da pressão e temperatura (ver Seção D.3.1), na expressão anterior são utilizados os valores correspondentes à pressão e temperatura médias entre o separador e o medidor diferencial.

$$\rho_g = \rho_{gA}(P, T) \quad (\text{D.30})$$

D.2.2 Mistura instantânea das vazões de gás e óleo (*solution*)

As vazões mássicas no medidor diferencial resultam:

$$W_w = W_{wm} \quad (\text{D.31})$$

$$W_o = W_{om} + \Delta W \quad (\text{D.32})$$

$$W_g = W_{gm} - \Delta W \quad (\text{D.33})$$

Aqui ΔW é a vazão mássica de gás que resulta dissolvida no processo de mistura.

A massa de gás dissolvida no processo de mistura pode ser calculada como:

$$\begin{aligned} m_g &= \rho_{dg0} v_{dg0} - \rho_{dgs0} v_{dgs0} = \left(\rho_{dg0} \frac{v_{dg0}}{v_{o0}} - \rho_{dgs0} \frac{v_{dgs0}}{v_{o0}} \right) \frac{v_{o0}}{v_o} v_o \\ &= (R_s \rho_{dg0} - R_{s,s} \rho_{dgs0}) \frac{v_o}{B_o} \end{aligned} \quad (\text{D.34})$$

Na Equação (D.34), ρ_{dg0} e v_{dg0} são correspondentemente a massa específica e volume (na condição padrão) do gás dissolvido na condição de medição, ρ_{dgs0} e v_{dgs0} são correspondentemente a massa específica e volume (na condição padrão) do gás dissolvido na condição do vaso separador, R_s é a razão de solubilidade na condição de medição e $R_{s,s}$ é a razão de solubilidade na condição do vaso separador.

A vazão mássica de gás dissolvida no processo de mistura resulta, então:

$$\Delta W = (R_s \rho_{dg0} - R_{s,s} \rho_{dgs0}) \frac{W_o}{\rho_o B_o} = \mathfrak{F}_g W_o \quad (\text{D.35})$$

$$\mathfrak{F}_g = (R_s \rho_{dg0} - R_{s,s} \rho_{dgs0}) \frac{1}{\rho_o B_o} \quad (\text{D.36})$$

As razões de solubilidade R_s e $R_{s,s}$, as massas específicas do gás dissolvido na condição padrão ρ_{dg0} e ρ_{dgs0} , o fator volume de formação de óleo B_o e a massa específica do óleo ρ_o são calculados das correlações para as propriedades da mistura.

Substituindo a Equação (D.35) nas Equações (D.32) e (D.33) obteremos:

$$W_o = \frac{W_{om}}{1 - \mathfrak{F}_g} \quad (\text{D.37})$$

$$W_g = W_{gm} - \frac{\mathfrak{F}_g}{1 - \mathfrak{F}_g} W_{om} \quad (\text{D.38})$$

$$x = \frac{W_g}{W} \quad (\text{D.39})$$

$$x_w = \frac{W_w}{W} \quad (\text{D.40})$$

As massas específicas das fases água e óleo no medidor diferencial resultam:

$$\rho_w = \rho_{wp} \frac{B_{wp}}{B_w} \quad (\text{D.41})$$

$$\rho_o = \rho_o(P, T) \quad (\text{D.42})$$

Para calcular a massa específica do gás, aplicamos a lei de Amagat dos volumes parciais. O volume de gás no medidor diferencial resulta:

$$v_g = v_{gmg} - v_{dg} + v_{dgs} \quad (\text{D.43})$$

Na Equação (D.43), v_{gmg} , v_{dg} e v_{dgs} são correspondentemente os volumes de gás do medidor de vazão de gás, de gás dissolvido no óleo no medidor diferencial e de gás dissolvido no óleo no separador, na condição do medidor diferencial. Assim, resultam:

$$v_{gmg} = \frac{v_{gmg}}{v_{gm}} v_{gm} = \frac{B_{gA}}{B_{gAm}} v_{gm} \quad (\text{D.44})$$

Na Equação (D.44), v_{gm} é o volume de gás no medidor de gás na condição do medidor diferencial e B_{gA} e B_{gAm} são os fatores volume de formação do gás de Atalaia, correspondentemente para a condição do medidor diferencial e medidor de gás.

Da Equação (D.43), definimos v_{dg} como:

$$v_{dg} = \frac{v_{dg}}{v_{dg0}} \frac{v_{dg0}}{v_{o0}} \frac{v_{o0}}{v_o} v_o = \frac{B_{gdg} R_s}{B_o} v_o \quad (D.45)$$

Na Equação (D.45), B_{gdg} é o fator volume de formação de gás do gás dissolvido no óleo no medidor diferencial.

Da Equação (D.43), definimos v_{dgs} como:

$$v_{dgs} = \frac{v_{dgs}}{v_{dgs0}} \frac{v_{dgs0}}{v_{o0}} \frac{v_{o0}}{v_o} v_o = \frac{B_{gdgs} R_{ss}}{B_o} v_o \quad (D.46)$$

Na Equação (D.46), B_{gdgs} é o fator volume de formação de gás do gás dissolvido no óleo no separador.

Considerando as variações por unidade de tempo, resulta finalmente a vazão de gás no medidor diferencial:

$$Q_g = \frac{B_{gA}}{B_{gAm}} Q_{gm} - (B_{gdg} R_s - B_{gdgs} R_{ss}) \frac{Q_o}{B_o} \quad (D.47)$$

A massa específica de gás no medidor diferencial resulta, finalmente:

$$\rho_g = \frac{W_g}{Q_g} \quad (D.48)$$

D.3 Correlações utilizadas

Na análise de dados foram utilizadas, quando disponíveis, correlações da Petrobras específicas para os fluidos de trabalho (mistura de gás de Atalaia com óleo de Sergipe terra e gás de Atalaia) [37]. Essas correlações empregam pressão manométrica P em kgf/cm^2 e temperatura em $^{\circ}C$.

As correlações utilizadas para o óleo da mistura são:

- Fator volume de formação de óleo (-):

$$B_o = 0,98708 + 0,00070 P + 0,00084 T \quad (D.49)$$

- Razão de solubilidade (-):

$$R_s = 0,74650 + 0,34260 P - 0,01150 T \quad (D.50)$$

- Massa específica do óleo (g/cm^3):

$$\rho_o = 0,90659 - 0,00030 P - 0,00071 T \quad (D.51)$$

- Viscosidade do óleo (cP):

$$\mu_o = 91.645,69 R_s^{-0,15190} T^{-2,12025} \quad (D.52)$$

- Fator de compressibilidade do gás produzido na liberação diferencial (-):

$$Z_{dg} = 0,98684 - 0,00182 P + 0,00021 T \quad (D.53)$$

- Massa molecular média do gás produzido na liberação diferencial (-), variando de 18,52 (mistura a 25 °C), 19,00 (mistura a 40 °C) até 19,63 (mistura a 60 °C).

As correlações utilizadas para o gás de Atalaia são:

- Fator de compressibilidade do gás de Atalaia (-):

$$Z_A = 0,99997 - 0,3004 \left(\frac{P_{pr}}{T_{pr}} \right) - 0,0548 \left(\frac{P_{pr}}{T_{pr}} \right)^2 \quad (D.54)$$

A pressão e temperatura pseudo-reduzidas são:

$$P_{pr} = \frac{14,22 P + 14,70}{1212,1} \quad (D.55)$$

$$T_{pr} = \frac{1,8 T + 492}{407,95} \quad (D.56)$$

As condições pseudo-críticas do gás de Atalaia são $P_{pc} = 1212,1 psia$ e $T_{pc} = 407,95 R$.

- Massa molecular do gás de Atalaia (-): 20,49.

D.3.1 Coeficientes de compressibilidade isotérmica e de expansão térmica do óleo

Para o cálculo dos coeficientes de compressibilidade isotérmica (c_o) e expansão térmica (β_o) foi utilizada a seguinte correlação para o cálculo das variações de massa específica do óleo, por expansão térmica e compressão sem troca de massa [31,41]:

$$\rho_{bs}(P) = \rho_{o0} + \Delta\rho_P(P) \quad (D.57)$$

$$\begin{aligned}\Delta\rho_P &= (0,167 + 16,181 \times 10^{-0,0425\rho_{o0}}) \left(\frac{P}{1000}\right) \\ &\quad - 0,01 (0,299 + 263 \times 10^{-0,0603\rho_{o0}}) \left(\frac{P}{1000}\right)^2\end{aligned}\quad (D.58)$$

$$\rho_o(P, T) = \rho_{bs}(P) - \Delta\rho_T(\rho_{bs}, T) \quad (D.59)$$

$$\begin{aligned}\Delta\rho_T &= (0,00302 + 1,505 \rho_{bs}^{-0,951}) (T - 60)^{0,938} \\ &\quad - (0,0216 - 0,0233 \rho_{bs}^{-0,0161\rho_{bs}}) (T - 60)^{0,475}\end{aligned}\quad (D.60)$$

Nas expressões anteriores, ρ_{o0} é a massa específica do óleo na condição padrão (todas as massas específicas são em lbm/ft^3), P é a pressão (em $psia$) e T é a temperatura (em $^{\circ}F$). As derivadas para o cálculo dos coeficientes resultam:

$$\frac{\partial\rho_o}{\partial P} = \frac{\partial\rho_{bs}}{\partial P} - \frac{\partial\Delta\rho_T}{\partial\rho_{bs}} \frac{\partial\rho_{bs}}{\partial P} = \left(1 + \frac{\partial\Delta\rho_T}{\partial\rho_{bs}}\right) \frac{\partial\rho_{bs}}{\partial P} \quad (D.61)$$

$$\frac{\partial\rho_o}{\partial T} = -\frac{\partial\Delta\rho_T}{\partial T} \quad (D.62)$$

O coeficiente de compressibilidade isotérmica resulta, por definição:

$$c_o = \frac{1}{\rho_o} \frac{\partial\rho_o}{\partial P} = \frac{1}{\rho_o} \left(1 + \frac{\partial\Delta\rho_T}{\partial\rho_{bs}}\right) \frac{\partial\rho_{bs}}{\partial P} \quad (D.63)$$

O coeficiente de expansão térmica resulta, por definição:

$$\beta_o = -\frac{1}{\rho_o} \frac{\partial\rho_o}{\partial T} = \frac{1}{\rho_o} \frac{\partial\Delta\rho_T}{\partial T} \quad (D.64)$$

Em conseqüência, c_o resulta em psi^{-1} e β_o resulta em $^{\circ}F^{-1}$. Das Equações (D.58) e (D.60) obtemos:

$$\begin{aligned}\frac{\partial\rho_{bs}}{\partial P} &= 10^{-3} (0,167 + 16,181 \times 10^{-0,0425\rho_o}) \\ &\quad - 2 \times 10^{-8} (0,299 + 263 \times 10^{-0,0603\rho_o})\end{aligned}\quad (D.65)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \Delta \rho_T}{\partial \rho_{bs}} &= -1,431255 \rho_{bs}^{-1,951} (T - 60)^{0,938} \\ &- 8,63769 \times 10^{-4} \times 10^{-0,0161 \rho_{bs}} (T - 60)^{0,475} \end{aligned} \quad (\text{D.66})$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \Delta \rho_T}{\partial T} &= 0,938 (0,00302 + 1,505 \rho_{bs}^{-0,951}) (T - 60)^{-0,062} \\ &- 0,475 (0,0216 - 0,0233 \rho_{bs}^{-0,0161 \rho_{bs}}) (T - 60)^{-0,525} \end{aligned} \quad (\text{D.67})$$

Apêndice E

Província Petrolífera de Urucu (AM)



Figura E.1: Vista aérea das instalações em Urucu.

Antes de sua descoberta, a Província Petrolífera de Urucu era uma área de pesquisa e desenvolvimento para exploração de petróleo na região amazônica.

As primeiras tentativas de extração de combustíveis datam do início do século vinte quando, em 1917, o Serviço Mineralógico do Brasil¹ perfurou o primeiro poço da região.

Somente em 1948 foram iniciados os primeiros levantamentos sísmicos na Amazônia, com o objetivo de encontrar especificamente gás natural e petróleo.

O primeiro poço produtor de petróleo foi perfurado em 1955, mas as descobertas significativas na região ocorreram a partir da década de 70 com a intensificação das pesquisas

¹O Serviço Mineralógico do Brasil (SMG) era um órgão do Governo Federal criado em 1905 para localizar jazidas de carvão e outros combustíveis.

na Bacia do Solimões. A primeira descoberta significativa de gás ocorreu em 1978 no Rio Juruá.

A intensificação das pesquisas levou a descobertas de óleo e gás em níveis comerciais por volta de 1986 na região próxima ao Rio Urucu.

A produção comercial da Província Petrolífera de Urucu inicia-se oficialmente em 1988 com uma produção inicial de 3500 barris de petróleo por dia transportados por meio de balsas até a Refinaria Isaac Sabbá (Reman) em Manaus.



Figura E.2: Vista da área de produção com destaque para um *flare*.

Hoje, a produção média de petróleo em Urucu é de mais de 50 mil barris por dia, enquanto a de gás natural é de 10,36 mil m^3/dia . Com essa produção, a Amazônia torna-se um importante pólo produtor abastecendo com gás liquefeito de petróleo (GLP ou gás de cozinha) os Estados do Pará, Amazonas, Rondônia, Maranhão, Tocantins, Acre, Amapá e parte do Nordeste.

O petróleo produzido em Urucu é classificado como de alta qualidade e é aproveitado para a produção de gasolina, nafta petroquímica, óleo diesel e GLP.

Apêndice F

Descrição dos poços avaliados em Urucu

F.1 Poços simulados do separador SEP.IMT-04G

Os poços 3-IMT-04-AM-U (1/7/2008, 20:00:00), 7-LUC-38HP-AM-U (22/7/2008, 23:00:00), 7-LUC-36HP-AM-U (12/7/2008, 11:00:00) e 7-LUC-41HP-AM-U apresentaram pequenas diferenças entre os resultados experimentais e os obtidos pelo modelo numérico desenvolvido. De fato, as medidas a montante oscilam entre 2,02% e 4,64% enquanto as medidas a jusante encontram variações entre 0,59% e 5,70%.

O poço 3-LUC-09-AM-I (16/7/2008, 09:30:00) possui desvios significativos de resultados nas duas placas (aproximadamente 58% a montante e 25,3% a jusante) e o poço 7-LUC-36HP-AM-U (11/7/2008, 09:00:00) possui um desvio levemente maior a montante da ordem de 12,2%. Foram realizadas mais duas simulações para cada poço. Em 3-LUC-09-AM-I (17/8/2008, 18:30), temos a mesma tendência de erro repetida no poço em 16/7/2008, ou seja, a placa a montante sinaliza algum problema para obtenção de dados. Na terceira simulação de 3-LUC-09-AM-I (30/10/2008, 16:00:00) surge um erro acima de 100% mas, mesmo assim, a jusante está dentro das previsões.

F.2 Poços simulados do separador SEP.LUC-12B

Neste separador, o poço escolhido foi 7-LUC-39HP-AM-U.

O poço 4-LUC-03-AM-I (13/7/2008, 20:00:00) tem erro maior na placa a montante e a tendência se mantém nas outras simulações do mesmo poço. Os resultados do erro ficam entre 11% e 12,7% contra 1% a 2% observados na placa instalada a jusante. O poço 3-LUC-04-AM-I (22/7/2008, 01:00:00) possui erros nas duas placas, sendo que a placa a montante tem mais de 45% de desvio e a placa a jusante está com resultados em torno 25% de desvio. O erro varia pouco em todas as simulações.

O poço 3-LUC-06-AM-U apresenta erros próximos de 30% na placa a jusante em duas simulações (7/7/2008, 16:00:00 e 23/7/2008, 14:00:00). Na terceira (24/7/2008, 18:00:00), o erro mais pronunciado está na jusante, mas cai para algo próximo a 17,5%.

F.3 Poços simulados do separador SG-70202A

Neste separador, testamos quatro poços e foram escolhidos 3-RUC-16D-AM-U (15/7/2008, 10:00:00) e 7-RUC-31-AM-U (12/7/2008, 11:00:00)

O poço 7-RUC-43HA-AM-U (25/7/2008, 20:00:00) só foi medido uma única vez e não permite uma previsão do seu comportamento em outras ocasiões. A diferença entre dados de montante gira entre 3,4% e 4,1%, enquanto na placa a jusante está entre 15,4% e 16,1%.

Já o poço 7-RUC-33D-AM-U (24/7/2008, 15:00:00) foi simulado mais duas vezes (30/6/2008, 20:00:00 e 2/8/2008, 21:00:00) e os dados teóricos apresentaram grande proximidade com os resultados experimentais, diminuindo os erros para faixas aceitáveis (entre 0% e 6%).

F.4 Poços simulados do separador SG-70202B

Neste separador testamos três poços, sendo que o 7-RUC-31-AM-U (20/7/2008, 20:00:00) foi descartado por apresentar um erro enorme na placa a montante, registrando desvio de mais de 162% entre resultados teóricos e experimentais. Na realização de contra-prova testamos o poço em mais duas simulações, sendo que em uma (5/8/2008, 23:00:00) os resultados são os esperados para o modelo construído. Em outra simulação desse poço (21/8/2008, 01:00:00), a placa a montante voltou a ter erros, mas estes foram da ordem de 33%.

O poço 3-RUC-21-AM-U (29/6/2008, 10:10:00) também foi descartado e escolhemos o poço 7-RUC-24D-AM-U (12/7/2008, 05:00:00).

Referências Bibliográficas

- [1] Beal, C., The viscosity of air, water, natural gas, crude oils and its associated gases at oil field temperatures and pressures, *Trans. AIME*, Vol. 165, pp. 94-112, 1946.
- [2] Beggs, H. D. & Robinson, J. R., Estimating the viscosity of crude oil systems, *JPT*, pp. 1140-1141, Setembro 1975.
- [3] Boyer, C. & Lemonier, H., Design of a flow metering process for two-phase dispersed flow, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 22, No. 4, pp. 713-732, 1996.
- [4] Brown, G. G., Katz, D. L., Oberfell, G. G. & Alden, R. C., Natural gasoline and the volatile hydrocarbons, Tulsa, OK, NGAA, 1948.
- [5] Carr, N, Kobayashi, R. & Burrows, D., Viscosity of hydrocarbon gases under pressure, *Trans. AIME*, Vol. 201, pp. 270-275, 1954.
- [6] Chew, J. & Connally Jr, C. A., A viscosity correlation for gas-saturated crude oils, *Trans. AIME*, Vol. 216, pp. 23-25, 1959.
- [7] Chisholm, D., Pressure gradients during the flow of incompressible two-phase mixtures through pipes, Venturis and orifice plates, *British Chemical Engineering 12 (9)*, pp. 454-457, 1967.
- [8] Chisholm, D., *Two-Phase flow in pipelines and heat exchangers*, G. Goldwin, Londres, 1983.
- [9] Collins, A. G., Properties of produced waters, *Petroleum Engineering Handbook*, H. B. Bradley *et al.*, (eds.), SPE, Dallas, 1987.
- [10] Dempsey, J. R., Computer routine treats gas viscosity as a variable, *Oil Gas and Journal*, Agosto, pp. 141-143, 1965.
- [11] Doroshenko, V. A., On the discharge coefficient of nozzles for single and two-phase fluids, *Fluid Mechanics - Soviet Research*, Vol. 3, pp. 52-56, 1974.
- [12] Dranchuk, P. M. & Abu-Kassem, J. H., Calculation of Z-factors for natural gases using equations of state, *JCPT*, pp. 34-36, Julho-Setembro 1975.

- [13] Fischer, C., Development of a metering system for total mass flow and compositional measurements of multiphase/multicomponent flows such as oil/water/air mixtures, *Flow Meas. Instrum.*, Vol. 5, Number 1, 1994.
- [14] *H.P. 41C Petroleum fluids PAC manual*, Hewlett-Packard, 1982.
- [15] International Critical Tables II, 1927.
- [16] Ishii, R., Umeda, Y., Murata, S. & Shishido, N., Bubbly flows through a converging-diverging nozzle, *Phys. Fluids*, Vol. A5, pp. 1630-1643, 1993.
- [17] *ISO Standard 5167-1, Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices*, International Standards Organization, Geneva, 1991.
- [18] Kojasov, G., Landis, F., Kwame-Mensah, P. & Chang, C. T., Two-Phase Pressure Drop in Multiple Thick- and Thin-Orifice Plates, *Experimental and Thermal Fluid Science*, Vol. 15, pp. 347-358, 1997.
- [19] Kowe, R, Hunt, J. C. R., Hunt, A., Couet, B. & Bradbury, L. J. S., The effects of bubbles on the volume fluxes and the pressure gradients in unsteady and non-uniform flow of liquids, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 14, No. 5, pp. 587-606, 1988.
- [20] Kuo, J. T. & Wallis, G. B., Flow of bubbles through nozzles, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 14, No. 5, pp. 547-564, 1988.
- [21] Lewis, D. A. & Davidson, J. F., Pressure drop for bubbly gas-liquid flow through orifice plates and nozzles, *Chem. Engng. Res. Des.*, Vol. 63, pp. 149-156, 1985.
- [22] McCain, W. D., *The properties of petroleum fluids*, 2a. Edição, PennWell Books, ISBN 13978-0-87814-335-1, 1990.
- [23] Handbook of Multiphase Flow Metering, produzido pela *Norwegian Society for Oil and Gas Measurement* (NFOGM) e *The Norwegian Society of Chartered Technical and Scientific Professionals* (TEKNA), ISBN 82-91341-89-3, 2005.
- [24] Ng, J. T. H. & Egbogah, E. O., An improved temperature-viscosity correlation for crude oil systems, paper 83-34-32, *34th Annual Technical Meeting of the Petroleum Society of CIM*, Banff, 1983.
- [25] Oliveira, J. L. G., Passos, J. C., Verschaeren R. & van der Geld, C., Mass flow rate measurement in gas-liquid flows by means of Venturi or orifice plate coupled to a void fraction sensor, *Experimental Thermal and Fluid Sciences*, Vol. 33, pp. 253-260, 2009.

- [26] Paladino, E. E. & Maliska, C. R., The effect of the slip velocity on the differential pressure in multiphase Venturi flow meters, *Proceedings of IPC'02, 2002 ASME International Pipeline Conference*, Paper 27099, 8p., 2002.
- [27] Rosa, A. J., Carvalho, R. S., Xavier, J. A. D., Engenharia de reservatórios de petróleo, p. 9, Interciência, 2006.
- [28] Sanchez Silva, S., Andreussi, P. Di Marco, P., Total mass flowrate measurement in multiphase flow by means of a Venturi meter, *Multiphase Production*, A. P. Burns (Ed.), pp. 145-155, Elsevier, 1991.
- [29] Standing, M. B. & Katz, D. L., Density of natural gases, *Trans. AIME*, Vol. 146, pp. 140-149, 1942.
- [30] Standing, M. B. A pressure-volume-temperature correlation for mixtures of California oil and gases, *Drilling and Production Practice*, pp. 275-287, API, 1947.
- [31] Standing, M. B., *Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems*, Dallas, SPE, 9a. edição, 1981.
- [32] Taitel, Y. & Dukler, A. E., A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow, *AIChE Journal*, Vol. 22, 1, pp. 47-55, 1976
- [33] Thang, N. T. & Davis, M. R., The structure of bubbly flow through Venturis, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 5, No. 1, pp. 17-37, 1979.
- [34] Thang, N. T. & Davis, M. R., Pressure distribution in bubbly flow through Venturis, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 7, No. 1, pp. 191-210, 1981.
- [35] Thorn, R., Johansen, G. A. & Hammer, E. A., Three-phase flow measurements in the offshore oil industry: is there a place for process tomography?, *1st World Congress on Industrial Process Tomography, Buxton, Greater Manchester*, 14-17, Abril 1999.
- [36] Vasquez, M. & Beggs, D., Correlations for fluid physical properties prediction, *JPT*, vol. 32, pp. 968-970, Junho 1980.
- [37] Vieira, A. J. M., Espósito, R. O. (relatores), Estudo de comportamento de fases da mistura de gás de Atalaia e óleo de Sergipe terra, *Comunicação Técnica TR 160/2004*, revisão julho 2008, 17 p., 2008.
- [38] Wallis, G. B., *One-dimensional Two-phase Flow*, McGraw-Hill Inc., 1969.
- [39] White, F. M., *Mecânica dos Fluidos*, 4a. Edição, McGraw-Hill Interamericana do Brasil Ltda., ISBN 85-86804-24-X, 1999.

- [40] Whitson, C. H. & Brule, M. R., *Phase behavior*, SPE Monograph, vol. 20, Henry L. Doherty Series, Richardson, Texas, 2000.
- [41] Witte, T. W., Jr., *The Development of a Correlation for Determining Oil Density in High Temperature Reservoirs*, M. S. Thesis, Texas A&M University, 1987.
- [42] Wörner, M., A Compact Introduction to the Numerical Modeling of Multiphase Flows, Relatório *FZKA 6932 Forschungszentrum Karlsruhe*, 2003.
- [43] Zhang, H. J., Yue, W. T., Hunag, Z. Y., Investigation of oil-air two-phase mass flow rate measurement using Venturi and void fraction sensor, *Journal of Zhejiang University Science* 6A (6), pp. 601-606, 2005.