

ELSON FRANCISCO DA PAZ

**MODELAGEM E CÁLCULO DE VAZÃO MULTIFÁSICA EM
MEDIDORES DE VAZÃO POR PRESSÃO DIFERENCIAL**

**São Paulo
2007**

ELSON FRANCISCO DA PAZ

**MODELAGEM E CÁLCULO DE VAZÃO MULTIFÁSICA EM
MEDIDORES DE VAZÃO POR PRESSÃO DIFERENCIAL**

Trabalho de Formatura em Engenharia de
Petróleo do curso de graduação do
Departamento de Engenharia de Minas e de
Petróleo da Escola Politécnica da Universidade
de São Paulo.

Orientador: Prof. Dr. Jorge Luis Baliño

São Paulo
2007

*Dedico este trabalho aos
meus pais, José e Maria,
meus maiores & melhores
amigos, por toda a sua
dedicação e apoio durante
estes fatídicos anos de
graduação na EPUSP.*

Agradecimentos.

Inicialmente, gostaria de dedicar meus agradecimentos à Universidade de São Paulo e à Escola Politécnica pela minha formação e pelas oportunidades que tive durante a minha vida acadêmica até agora. Tenho enorme satisfação em ter feito parte do corpo de uma das mais importantes instituições de ensino do Brasil.

Também gostaria de dedicar uma nota de agradecimento a duas importantes instituições:

- Ao NDF (Núcleo de Dinâmica dos Fluidos) do Departamento de Engenharia Mecânica da EPUSP onde realizei meu trabalho. Neste local pude encontrar pessoas sérias, como meu orientador, desenvolvendo projetos de grande porte para empresas como a PETROBRAS e isso foi extremamente importante na minha escolha por esta linha de pesquisa. No NDF encontro toda a estrutura para desenvolver meus trabalhos e tenho orgulho de estar vinculado a este corpo de profissionais.
- A FDTE (Fundação para o Desenvolvimento Tecnológico da Engenharia) pela concessão de uma bolsa de estudos para a realização deste trabalho. Esse apoio remunerado foi de imensa importância para minhas atividades acadêmicas e me incentivou ainda mais a buscar resultados acadêmicos que recompensassem esse apoio.

Gostaria de prestar aqui meus sinceros agradecimentos ao meu professor orientador, Jorge Luis Balíño. Ele sempre esteve presente em todas as fases do meu trabalho e tem dedicado parte do seu tempo na realização de mini-cursos com o intuito de nivelar os conhecimentos de seus orientados dentro da Mecânica dos Fluidos.

Resumo.

Este trabalho apresenta o desenvolvimento do modelo homogêneo de escoamento multifásico para determinar as vazões volumétricas da água, óleo e gás na condição padrão aplicado a poços de petróleo. É feito todo o desenvolvimento da teoria do modelo homogêneo e suas equações são usadas na elaboração de um programa de computador para o cálculo das propriedades do escoamento. São plotados gráficos para comparação entre dados de poços reais e os obtidos no modelo. Por fim, concluímos que o modelo homogêneo apresenta desvios sistemáticos por causa da sua simplicidade, mas permite uma primeira análise rápida e fácil do caso em estudo.

Palavras-chave: medidores de pressão diferencial, escoamento multifásico, modelo homogêneo, vazão volumétrica.

Abstract.

This work presents the development of the homogeneous multiphase flow model to determine water, oil and gas volume flow rates in standard condition applied to oil wells. It is developed the homogeneous model theory and their equations are used to create software for calculation of flow properties. Graphs are plotted to compare data with results obtained with the model. We conclude that the homogeneous model presents systematic deviations caused by its simplicity, but it allows a first easy and quick analysis of the case in study.

Keywords: differential pressure meters, multiphase flow, homogeneous model, volume flow rate.

Sumário

Agradecimentos.....	3
Resumo.....	4
Abstract.....	5
1. Introdução.....	8
1.1. Medição de escoamento multifásico em medidores de pressão diferencial.....	8
1.2. Objetivos.....	9
2. Revisão bibliográfica.....	10
2.1. Thang & Davis (1979).....	10
2.2. Thang & Davis (1981).....	10
2.3. Kuo & Wallis (1988).....	10
2.4. Kowe <i>et al.</i> (1988).....	11
2.5. Sanchez Silva <i>et al.</i> (1991).....	12
2.6. Boyer & Lemonier (1996).....	12
2.7. Kojasov <i>et al.</i> (1997).....	12
2.8. Paladino & Maliska (2002).....	13
2.9. Wörner (2003).....	13
2.10. Handbook of Multiphase Flow Metering (2005).....	14
2.11. Conclusões parciais.....	15
3. Equações de escoamento multifásico unidimensional.....	17
3.1. Introdução.....	17
3.2. Equações de balanço.....	18
3.2.1. Balanço de massa.....	18
3.2.2. Balanço de momento linear.....	19
3.2.3. Relações para escoamento multifásico.....	19
3.2.4. Modelo homogêneo para as fases líquidas.....	20
4. Caracterização dos fluidos.....	22
4.1. Introdução.....	22
4.2. Balanços materiais.....	22
4.3. Propriedades do fluido.....	24
4.3.1. Variáveis independentes.....	24
4.3.2. Razão de solubilidade gás-óleo e pressão no ponto de bolha.....	25
4.3.3. Fator volume de formação de óleo.....	25
4.3.4. Fator volume de formação de gás.....	26
4.3.5. Fator de compressibilidade.....	27
4.3.6. Pressão e temperatura pseudocríticas.....	27
4.3.7. Viscosidade do gás.....	28
4.3.8. Viscosidade do óleo.....	29
4.3.9. Massa específica do gás e do óleo.....	30
4.3.10. Fator volume de formação de água	31
4.3.11. Viscosidade da água.....	31
4.3.12. Massa específica da água.....	32
5. Modelo homogêneo.....	33
5.1. Introdução.....	33
5.2. Soluções baseadas no modelo homogêneo.....	34
6. Implementação numérica e resultados.....	36
6.1. Desenvolvimento e implementação da ferramenta de cálculo.....	36
6.2. Apresentação e discussão dos resultados.....	36
7. Conclusões e trabalhos futuros.....	40

Referências bibliográficas.....	41
APÊNDICE A.....	44
APÊNDICE B.....	45
APÊNDICE C.....	46
APÊNDICE D.....	49
APÊNDICE E.....	52
APÊNDICE F.....	53

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.

Entre os medidores de vazão multifásica *in-line*, estão 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 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 diferente velocidade das fases (escorregamento ou *slip*) deveriam 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 fluido multifásico. Como os medidores de escoamento multifásico necessitam informação de propriedades como densidades e frações das fases, esta informação deve estar disponível e atualizada regularmente.

Para escoamentos finamente dispersos (tanto líquidos com baixa fração de vazio quanto gás com gotículas) o modelo homogêneo (de igual velocidade de fases) pode ser utilizado com boa aproximação. Temos que considerar também em nossa análise a existência de escoamento pulsante (variável no tempo) em poços equipados com bombeamento mecânico, em cavidades progressivas ou centrífugo submerso.

Este trabalho desenvolve o estudo de um modelo homogêneo unidimensional de escoamento de fluidos com uma equação de momento linear da mistura e aplicação deste modelo a um medidor de vazão de tipo bocal, placa de orifício ou Venturi.

1.2. Objetivos.

O presente trabalho tem sua origem em uma necessidade da empresa PETROBRAS na confecção de um dispositivo composto de dois medidores de vazão por pressão diferencial (podendo ser placas de orifício, bocal ou Venturi) localizados respectivamente a montante e a jusante de uma válvula de redução de pressão em uma linha de produção de petróleo.

Dentro deste contexto, podemos definir três objetivos que pretendemos alcançar com a realização deste trabalho:

- Promover o desenvolvimento e simulação de um modelo matemático que permita estimar as vazões volumétricas, na condição padrão, das fases líquidas (água e óleo) e gasosa em um dispositivo medidor de vazão a pressão diferencial;
- Desenvolver um *software* que servirá como ferramenta para o desenvolvimento do trabalho. As equações desenvolvidas neste trabalho apresentam diversas dificuldades de cálculo e é necessário que possamos resolver grande quantidade de equações e iterações numéricas em pouco tempo. Dessa forma, justifica-se o uso de programação para obter resultados satisfatórios;
- Criar uma base que sirva como referência para as fases posteriores do projeto. O modelo matemático utilizado necessitará de constantes ajustes e aperfeiçoamentos. Mas o desenvolvimento deste trabalho serve como referência e ponto de partida para o aprofundamento dos estudos e desenvolvimento de ferramentas de cálculo mais sofisticadas.

2. Revisão bibliográfica.

Foi realizada uma pesquisa bibliográfica nas áreas de medição, modelagem e desenvolvimento de medidores de escoamentos multifásicos por pressão diferencial, com ênfase nos trabalhos mais modernos.

2.1. Thang & Davis (1979).

Neste trabalho foi investigada 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 Venturi entre 0,2 e 0,6 e velocidades da mistura de até 32 m/s.

Foi desenvolvida uma sonda resistiva de duas agulhas deslocadas 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, freqüência 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. Foi observada também coalescência de bolhas na região convergente e fragmentação de bolhas na região divergente.

2.2. Thang & Davis (1981).

Neste trabalho foram utilizados os resultados experimentais obtidos em [Thang, 1979] 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, e a equação de momento linear da mistura, desprezando efeitos de atrito. Supondo que não existe intercambio 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 predizer 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.

2.3. Kuo & Wallis (1988).

Este trabalho teve como objetivo estudar a influencia 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 pelo cruzamento em vários dispositivos localizados ao longo das porções convergentes e divergentes 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, 1974] para 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 a medida que são transportadas pelo escoamento.

Os autores especulam que os termos de arrasto obtidos para bolhas ascendendo em líquido estanco 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 +/- 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.

2.4. Kowe *et al.* (1988).

Este trabalho teve como objetivo deduzir uma expressão entre a velocidade relativa, fração de vazio e velocidade terminal baseada em um modelo de 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. Esta relação é característica do modelo de deriva (*drift flux*). 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 e sem bolhas (para a mesma vazão de líquido) obtida com o modelo foi comparada com os resultados experimentais de [Lewis & Davidson, 1985], resultando uma concordância insatisfatória devido a que o potencial de velocidade utilizado para uma bolha isolada considerava 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.

2.5. Sanchez Silva *et al.* (1991).

Neste trabalho foi investigada a possibilidade de utilizar um Venturi para a medição industrial da 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 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, 1983] para a razão de quedas de pressão na condição multifásica e na condição de igual vazão mássica de líquido o gás escoando unicamente no duto. Esta razão de pressões resulta finalmente uma função do título mássico e da relação de densidades das fases. Devido a que a correlação utilizando a expressão original resultou pouco satisfatória, foi ajustado um coeficiente para melhorar a concordância.

2.6. Boyer & Lemonier (1996).

Neste trabalho 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 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.*, 1988]. 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.*, 1993], [Lewis & Davidson, 1995] e [Doroshenko, 1974].

2.7. Kojasov *et al.* (1997).

Neste trabalho foram modeladas as variações de pressão em escoamento bifásico através de singularidades como placas orifício de paredes delgadas e espessas (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 dissipaçāo 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 como o modelo desenvolvido, resultando erros médios de até 20 %.

2.8. Paladino & Maliska (2002).

Neste trabalho foi feito 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, 1988] e [Lewis & Davisdson, 1985]. 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 relativamente alta concentração 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.

2.9. Wörner (2003).

Este trabalho sumariza os principais modelos para a simulação numérica de escoamentos multifásicos. Trata-se basicamente de uma apostila para um curso sobre o assunto. Inicialmente, são discutidos 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 ebulação 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 acerca 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 necessário 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.

2.10. Handbook of Multiphase Flow Metering (2005).

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 consequência os medidores *in-line* baseados na diferença de pressão precisam ser complementados por outras tecnologias de medição (densitometria

gama, métodos capacitivos ou condutivos, ultra-som) 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.

2.11. Conclusões parciais.

Depois de realizar uma pesquisa bibliográfica nas áreas de medição, modelagem e desenvolvimento de medidores de escoamentos multifásicos por pressão diferencial, podemos extrair as seguintes conclusões:

- Os efeitos físicos mais importantes a serem modelados no escoamento multifásico em obstruções são a configuração e velocidades das fases e a fração de vazio. Outros efeitos menos importantes ou que são desconsiderados nos trabalhos pesquisados são a compressibilidade da fase gasosa e a transferência de massa por vaporização.
- O modelo homogêneo, devido a que considera igual velocidade das fases, resulta apropriado apenas para frações de vazio muito pequenas, mas não consegue predizer a queda de pressão em medidores de vazão multifásicos para padrões de escoamento com frações de vazio maiores.
- 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 pressupõem 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 (óticas 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, o modelo de dois fluidos aplicado ao sistema resultaria com vários parâmetros de ajuste.
- As aplicações de códigos de Dinâmica dos Fluidos Computacional ao escoamento multifásico em Venturis não conseguiram predizer com suficiente precisão as variações de pressão devido aos problemas com as leis de fechamento, descritos no item anterior. Por outro lado, estas aplicações são úteis na estimativa de inhomogeneidades nos campos de velocidades das fases, pressão e fração de vazio. Desta maneira, resultam de ajuda para estimar os afastamentos em relação a um modelo unidimensional.
- 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, 1997], 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, 1983] ou pode ser utilizado uma correlação do modelo de deriva.

- 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 a que a *vena contracta* não coincide com a relação de diâmetros.
- O espaço disponível para a instalação é uma limitação para instalar um medidor tipo Venturi. Por outro lado, o conteúdo de parafinas e impurezas dificulta a operação de misturadores ou endireitadores de escoamento, devido ao risco de entupimento. Em consequência, não seria possível controlar parâmetros importantes nos modelos de dois fluidos, como o grau de mistura e o raio das bolhas.
- Desde que a perda de pressão por irreversibilidade não é uma variável importante nos poços, restam 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.

3. Equações de escoamento multifásico unidimensional.

3.1. Introdução.

Neste item introduzimos as leis de conservação e as generalidades sobre os modelos de escoamento multifásico utilizados para a modelagem e simulação do escoamento em medidores de vazão.

Utilizamos a aproximação unidimensional. As variações das propriedades na direção perpendicular ao escoamento são desprezíveis. Consideramos 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 $A(s)$ (ver Figura 2.1). Aplicamos as leis de conservação (balanços integrais de massa e momento linear).

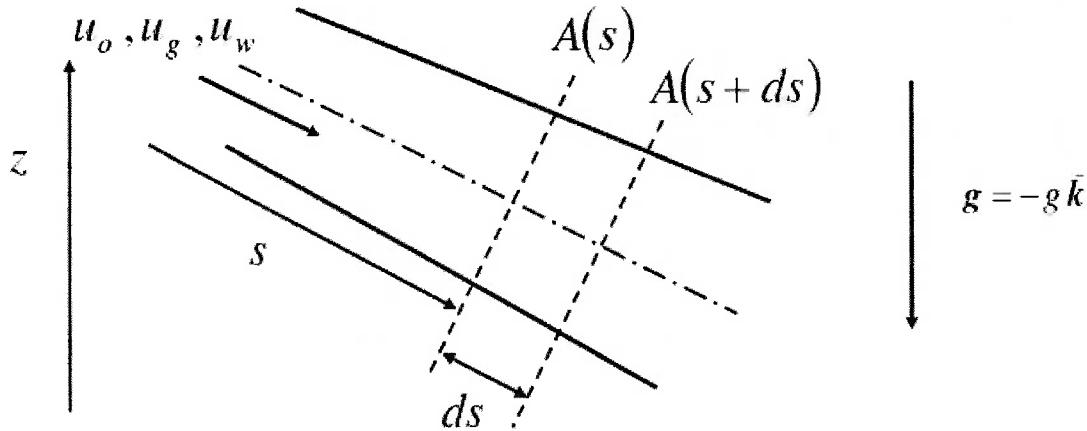


Figura 3.1 - Escoamento unidimensional.

Consideramos escoamento unidimensional permanente com fases óleo (o), gás (g) e água (w) separadas escoando em conjunto. Dessa forma, resultarão equações de conservação para a mistura das fases.

Em base às velocidades e as frações volumétricas das fases, podemos definir as velocidades superficiais, as vazões volumétricas, as vazões mássicas e os títulos mássicos, segundo [Wallis, 1969], como:

$$j_g = u_g \alpha \quad (3.1)$$

$$j_w = u_w \alpha_w \quad (3.2)$$

$$j_o = u_o (1 - \alpha - \alpha_w) \quad (3.3)$$

$$Q_g = u_g \alpha A = j_g A \quad (3.4)$$

$$Q_w = u_w \alpha_w A = j_w A \quad (3.5)$$

$$Q_o = u_o (1 - \alpha - \alpha_w) A = j_o A \quad (3.6)$$

$$W_g = \rho_g u_g \alpha A = \rho_g j_g A = \rho_g Q_o \quad (3.7)$$

$$W_w = \rho_w u_w \alpha_w A = \rho_w j_w A = \rho_w Q_w \quad (3.8)$$

$$W_o = \rho_o u_o (1 - \alpha - \alpha_w) A = \rho_o Q_o \quad (3.9)$$

$$x = \frac{W_g}{W} = \frac{W_g}{W_g + W_w + W_o} \quad (3.10)$$

$$x_w = \frac{W_w}{W} \quad (3.11)$$

onde j_g , j_o e j_w são as velocidades superficiais, u_g , u_o e u_w as velocidades, Q_g , Q_o e Q_w as vazões volumétricas, W_g , W_o e W_w as vazões mássicas e ρ_g , ρ_o e ρ_w as massas específicas das fases, x e α 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. O título mássico e fração de vazio da fase óleo resultam:

$$x_o = 1 - x - x_w \quad (3.12)$$

$$\alpha_o = 1 - \alpha - \alpha_w \quad (3.13)$$

3.2. Equações de balanço.

Consideramos escoamento unidimensional permanente, de área de passagem variável com a posição. Utilizaremos equações de balanço correspondentes a fases separadas escoando em conjunto [Wallis, 1969].

3.2.1. Balanço de massa.

Aplicando a conservação da massa, resulta:

$$[\rho_g u_g \alpha + \rho_o u_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w u_w \alpha_w] A = W = cte \quad (3.14)$$

Em função das velocidades superficiais, resulta:

$$(\rho_g j_g + \rho_o j_o + \rho_w j_w) A = W \quad (3.15)$$

Em função das vazões volumétricas das fases, resulta:

$$\rho_g Q_g + \rho_o Q_o + \rho_w Q_w = W \quad (3.16)$$

3.2.2. Balanço de momento linear.

Desprezando as tensões viscosas normais, resulta:

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ [\rho_g u_g^2 \alpha + \rho_o u_o^2 (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w u_w^2 \alpha_w] A \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (3.17)$$

onde τ_w é a tensão de cisalhamento na parede, g_s é a componente da aceleração gravitacional na direção de escoamento e P_m é o perímetro molhado ($P_m = \pi D$ para um duto cilíndrico de diâmetro D). Em função das velocidades superficiais, resulta:

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \left[\frac{\rho_g j_g^2}{\alpha} + \frac{\rho_o j_o^2}{(1 - \alpha - \alpha_w)} + \frac{\rho_w j_w^2}{\alpha_w} \right] A \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (3.18)$$

Em função das vazões volumétricas das fases, resulta:

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \frac{1}{A} \left[\frac{\rho_g Q_g^2}{\alpha} + \frac{\rho_o Q_o^2}{(1 - \alpha - \alpha_w)} + \frac{\rho_w Q_w^2}{\alpha_w} \right] \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (3.19)$$

Em termos dos títulos mássicos das fases, resulta:

$$\frac{W^2}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \frac{1}{A} \left[\frac{x^2}{\rho_g \alpha} + \frac{(1 - x - x_w)^2}{\rho_o (1 - \alpha - \alpha_w)} + \frac{x_w^2}{\rho_w \alpha_w} \right] \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w] g_s \quad (3.20)$$

3.2.3. Relações para escoamento multifásico.

As relações seguintes podem ser deduzidas em base às definições da seção 3.1.

$$\frac{1 - x - x_w}{x} = \frac{u_o}{u_g} \frac{\rho_o}{\rho_g} \frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha} \quad (3.21)$$

$$\frac{x_w}{x} = \frac{u_w}{u_g} \frac{\rho_w}{\rho_g} \frac{\alpha_w}{\alpha} \quad (3.22)$$

$$x = \frac{\rho_g u_g \alpha}{\rho_g u_g \alpha + \rho_o u_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w u_w \alpha_w} \quad (3.23)$$

3.2.4. Modelo homogêneo para as fases líquidas.

Considerando que as massas específicas da água e do óleo são parecidas, suporemos iguais velocidades $u_o = u_w = u_l$. Definindo como massa específica da fase líquida:

$$\rho_l = \frac{\rho_o(1-\alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w}{1-\alpha} \quad (3.24)$$

resulta:

$$[\rho_g u_g \alpha + \rho_l u_l (1-\alpha)] A = W = cte \quad (3.25)$$

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ [\rho_g u_g^2 \alpha + \rho_l u_l^2 (1-\alpha)] A \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_l (1-\alpha)] g_s \quad (3.26)$$

Em função das velocidades superficiais, resultam:

$$j_l = j_o + j_w = u_l (1-\alpha) \quad (3.27)$$

$$W_l = W_o + W_w \quad (3.28)$$

$$[\rho_g j_g + \rho_l j_l] A = W = cte \quad (3.29)$$

$$\frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \left[\frac{\rho_g j_g^2}{\alpha} + \frac{\rho_l j_l^2}{(1-\alpha)} \right] A \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_l (1-\alpha)] g_s \quad (3.30)$$

Em função do título mássico da fase gasosa, resulta:

$$\frac{W^2}{A} \frac{\partial}{\partial s} \left\{ \frac{1}{A} \left[\frac{x^2}{\rho_g \alpha} + \frac{(1-x)^2}{\rho_l (1-\alpha)} \right] \right\} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_w \frac{P_m}{A} + [\rho_g \alpha + \rho_l (1-\alpha)] g_s \quad (3.31)$$

Das equações (3.21), (3.22), (3.23) e (3.24) resultam:

$$\frac{1-\alpha-\alpha_w}{\alpha} = \frac{1-x-x_w}{x} \frac{\rho_g}{\rho_o} S \quad (3.32)$$

$$\frac{\alpha_w}{\alpha} = \frac{x_w}{x} \frac{\rho_g}{\rho_w} S \quad (3.33)$$

$$x = \frac{S \rho_g \alpha}{S \rho_g \alpha + \rho_l (1-\alpha)} \quad (3.34)$$

onde S é o escorregamento (*slip*):

$$S = \frac{u_g}{u_l} \quad (3.35)$$

Dividindo (3.32) e (3.33) obtemos:

$$\frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha_w} = \frac{1 - x - x_w}{x_w} \frac{\rho_w}{\rho_o} \quad (3.36)$$

de onde resulta:

$$\alpha_w = \frac{(1 - \alpha)x_w \rho_o}{(1 - x - x_w)\rho_w + x_w \rho_o} \quad (3.37)$$

Substituindo (3.37) em (3.24) obtemos uma expressão para a massa específica do líquido em função dos títulos e as propriedades das fases petróleo e água:

$$\frac{\rho_l}{\rho_o} = \frac{(1 - x)\rho_w \rho_o}{(1 - x - x_w)\rho_w + x_w \rho_o} \quad (3.38)$$

De (3.34) obtemos a fração de vazio da fase gasosa como:

$$\alpha = \frac{x\rho_l}{x\rho_l + (1 - x)S\rho_g} \quad (3.39)$$

Em resumo, supondo conhecidas as massas específicas, os correspondentes títulos mássicos e o escorregamento, a massa específica da mistura de líquidos é calculada da equação (3.38), enquanto as frações volumétricas resultam das equações (3.37) e (3.39).

4. Caracterização dos fluidos [McCain, 1990].

4.1. Introdução.

Nesta seção apresentamos os balanços materiais e as correlações que permitirão calcular os títulos mássicos e as propriedades termodinâmicas. Esses valores são necessários tanto para o modelo homogêneo de escoamento multifásico quanto para outros modelos a serem desenvolvidos futuramente.

4.2. Balanços materiais.

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

A vazão mássica, calculada para as variáveis na condição padrão (1 atm e 60 °F, no padrão do *American Petroleum Institute*), resulta:

$$W = \rho_{g0}Q_{g0} + \rho_{o0}Q_{o0} + \rho_{w0}Q_{w0} \quad (4.1)$$

onde 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} são correspondentemente as vazões volumétricas do gás, óleo e água, todas as variáveis na condição padrão. Com as definições da razão gás-óleo GOR e razão água-óleo WOR :

$$GOR = \frac{Q_{g0}}{Q_{o0}} \quad (4.2)$$

$$WOR = \frac{Q_{w0}}{Q_{o0}} \quad (4.3)$$

resulta:

$$W = Q_{o0}(\rho_{g0}GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0}WOR) \quad (4.4)$$

Seguem as definições dos fatores volume de formação de gás B_g , de óleo B_o e de água B_w e da razão de solubilidade R_s :

$$B_g = \frac{Q_{fg}}{Q_{fg0}} \quad (4.5)$$

$$B_o = \frac{Q_o}{Q_{o0}} \quad (4.6)$$

$$B_w = \frac{Q_w}{Q_{w0}} \quad (4.7)$$

$$R_s = \frac{Q_{fg0}}{Q_{o0}} \quad (4.8)$$

onde 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} , desde 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:

$$x = \frac{W_g}{W} = \frac{\rho_g Q_{fg}}{W} = \frac{\rho_g B_g Q_{fg0}}{W} \quad (4.9)$$

Considerando que o gás livre na condição padrão está formado por gás livre mais gás dissolvido na condição de medição, e supondo válida a lei de Amagat dos volumes parciais, podemos escrever:

$$Q_{fg0} = Q_{g0} - Q_{dg0} = Q_{o0}(GOR - R_s) \quad (4.10)$$

Substituindo (4.4) e (4.10) em (4.9) resulta:

$$x = \frac{\rho_g B_g (GOR - R_s)}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (4.11)$$

Da mesma maneira, resulta:

$$1 - x - x_w = \frac{W_o}{W} = \frac{\rho_o Q_o}{W} = \frac{\rho_o B_o Q_{o0}}{W} \quad (4.12)$$

$$1 - x - x_w = \frac{\rho_o B_o}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (4.13)$$

$$x_w = \frac{W_w}{W} = \frac{\rho_w Q_w}{W} = \frac{\rho_w B_w Q_{w0}}{W} = \frac{\rho_w B_w WOR Q_{o0}}{W} \quad (4.14)$$

$$x_w = \frac{\rho_w B_w WOR}{\rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR} \quad (4.15)$$

Somando (4.11), (4.13) e (4.15) obtemos a seguinte relação:

$$\rho_g B_g (GOR - R_s) + \rho_o B_o + \rho_w B_w WOR = \rho_{g0} GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0} WOR \quad (4.16)$$

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:

$$\rho_g B_g (GOR - R_s) + \rho_o B_o = \rho_{g0} GOR + \rho_{o0} \quad (4.17)$$

4.3. Propriedades do fluido.

4.3.1. Variáveis independentes.

Consideraremos as seguintes variáveis independentes:

- Grau *API* ou densidade do óleo na condição padrão γ_{o0} (adimensional).
Resulta:

$$API = \frac{141,5}{\gamma_{o0}} - 131,5 \quad (4.18)$$

$$\gamma_{o0} = \frac{\rho_{o0}}{\rho_{w0}} \quad (4.19)$$

onde $\rho_{w0} = 62,37 \text{ lbm/ft}^3$ é a massa específica da água na condição padrão.

- Razão gás-óleo *GOR* (adimensional).
- Razão água-óleo *WOR* (adimensional) ou razão de água mais sedimentos a líquido mais sedimentos *BSW* (adimensional), definida como:

$$BSW = \frac{Q_{w0}}{Q_{w0} + Q_{o0}} \quad (4.20)$$

Daqui resulta:

$$WOR = \frac{BSW}{1 - BSW} \quad (4.21)$$

- Salinidade da água Y em porcentagem de peso de sólidos.
- Frações molares de contaminantes (nitrogênio, gás carbônico ou gás sulfídrico) y_{N2} , y_{CO2} e y_{H2S} no gás livre na condição de medição.
- Densidade do gás livre na condição padrão γ_{g0} (adimensional), definida como:

$$\gamma_{g0} = \frac{M_{g0}}{M_a} \quad (4.22)$$

$$M_{g0} = \sum_i y_{i0} M_i \quad (4.23)$$

onde 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.

Considerando que o fator de compressibilidade na condição padrão é igual à unidade, podemos dizer que os gases se comportam como gases ideais, resultando:

$$\gamma_{g0} = \frac{M_{g0}}{M_a} = \frac{\rho_{g0}}{\rho_{a0}} \quad (4.24)$$

onde $\rho_{a0} = 0,076362 \text{ lbm/ft}^3$ é a massa específica do ar na condição padrão.

- Pressão P .
- Temperatura T .

4.3.2. Razão de solubilidade gás-óleo e pressão no ponto de bolha.

Segundo [Standing, 1981], baseada no gráfico de [Standing, 1947] para a razão de solubilidade gás-óleo, resulta:

$$R_s = \gamma_{dg} \left[\left(\frac{P}{18,2} + 1,4 \right) 10^{0,0125 API - 0,00091T} \right]^{1,2048} \quad (4.25)$$

$$\gamma_{dg} = \frac{M_{dg0}}{M_a} \quad (4.26)$$

onde R_s está em SCF/STB , P em psia , T em $^{\circ}\text{F}$ e γ_{dg} (adimensional) é a densidade do gás dissolvido. Como todo o gás livre na condição padrão está dissolvido no ponto de bolha, a pressão no ponto de bolha é obtida resolvendo a pressão da relação anterior, com a condição $R_s(P_b, T, \gamma_{dg} = \gamma_{g0}) = GOR$, resultando:

$$P_b = 18,2 \left[\left(\frac{GOR}{\gamma_{g0}} \right)^{\frac{1}{1,2048}} 10^{0,00091T - 0,0125 API} - 1,4 \right] \quad (4.27)$$

4.3.3. Fator volume de formação de óleo.

a) Óleo saturado [Standing, 1981].

Segundo [Standing, 1981], resulta para a condição de saturação:

$$B_o = 0,9759 + 1,20 \times 10^{-4} \left[R_s \left(\frac{\gamma_{dg}}{\gamma_{o0}} \right)^{0,5} + 1,25T \right]^{1,2} \quad (4.28)$$

onde R_s está em SCF/STB e T em $^{\circ}\text{F}$.

b) Óleo subsaturado [Whitson & Brule, 2000].

Para a condição de óleo subsaturado, podemos utilizar a correlação de [Withson & Brule, 2000], resultante de uma modificação da correlação de [Vasquez & Beggs, 1980]:

$$B_o = B_{ob} \left(\frac{P_b}{P} \right)^C \quad (4.29)$$

onde B_{ob} (adimensional) é o fator volume de formação de óleo no ponto de bolha (calculado com a correlação de Standing), e:

$$C = 10^{-4} \left(2,81GOR + 3,10T + \frac{171}{\gamma_{fg100}} - 118\gamma_{fg100} - 1102 \right) \quad (4.30)$$

Na equação anterior 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 °F. Para ajustar a densidade do gás livre da mistura γ_{fgsep} na condição P_{sep} e T_{sep} à condição de referência, [Vasquez & Beggs, 1980] propõem a seguinte correlação:

$$\gamma_{fg100} = \gamma_{fgsep} \left[1 + 5,912 \times 10^{-5} APIT_{sep} \log \left(\frac{P_{sep}}{114,7} \right) \right] \quad (4.31)$$

Para a condição padrão, $\gamma_{fgsep} = \gamma_{g0}$, $P_{sep} = 14,7$ psia e $T_{sep} = 60$ °F.

4.3.4. 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:

$$\frac{P_0}{\rho_{fg0} Z_0 T_0} = \frac{P}{\rho_{fg} Z T} \quad (4.32)$$

onde Z é o fator de compressibilidade e as temperaturas são absolutas. Como $Z_0 = 1$, o fator volume de formação de gás resulta:

$$B_g = \frac{\rho_{fg0}}{\rho_{fg}} = \frac{P_0}{T_0} \frac{ZT}{P} \quad (4.34)$$

Finalmente, escrevendo as variáveis na condição padrão ($P_0 = 14,7$ psia, $T_0 = 520R$), obtemos:

$$B_g = 0,02827 \frac{ZT}{P} \quad (4.35)$$

onde a temperatura está em graus Rankine (R) e a pressão em psia, resultando B_g adimensional.

4.3.5. Fator de compressibilidade.

Segundo a correlação de [Dranchuk & Abbou-Kassem, 1975], que correlaciona os resultados do gráfico de [Standing & Katz, 1942]:

$$Z = 1 + C_1 \rho_{pr} + C_2 \rho_{pr}^2 - A_9 C_3 \rho_{pr}^5 + A_{10} \left(1 + A_{11} \rho_{pr}^2 \right) \left(\frac{\rho_{pr}^2}{T_{pr}^3} \right) \exp(-A_{11} \rho_{pr}^2) \quad (4.36)$$

onde:

$$C_1 = A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \quad (4.37)$$

$$C_2 = A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \quad (4.38)$$

$$C_3 = \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \quad (4.39)$$

$$\rho_{pr} = \frac{0,27 P_{pr}}{Z T_{pr}} \quad (4.40)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (4.41)$$

$$T_{pc} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (4.42)$$

Nas relações anteriores ρ_{pr} , P_{pr} e T_{pr} são respectivamente a massa específica, pressão e temperatura pseudo-reduzida da mistura de gás, enquanto P_{pc} (psia) e T_{pc} (R) são respectivamente a pressão e temperatura pseudocrítica (dependentes da composição molar) da mistura. As constantes de ajuste A_1 a A_{11} são dadas no apêndice A.

Como a massa específica pseudo-reduzida da mistura depende do fator de compressibilidade, deve ser utilizado um método iterativo para resolver (2.82). A correlação de Dranchuk & Abbou-Kassem é confiável na seguinte faixa de variáveis: $0,2 \leq P_{pr} < 30$ e $1,0 \leq T_{pr} < 3,0$.

4.3.6. Pressão e temperatura pseudocríticas.

a) Gás natural [Standing, 1981].

Para sistemas de gás natural, [Standing, 1981] correlacionou os dados apresentados na carta de [Brown *et al.*, 1948] em função da densidade do gás, resultando:

$$P_{pc} = 677 + 15,0 \gamma_g - 37,5 \gamma_g^2 \quad (4.43)$$

$$T_{pc} = 168 + 325 \gamma_g - 12,5 \gamma_g^2 \quad (4.44)$$

$$\gamma_g = \frac{M_g}{M_a} \quad (4.45)$$

onde γ_g ($0,54 \leq \gamma_g \leq 1,2$) é a densidade do gás e a temperatura está em Rankine.

b) Correção por contaminantes [Carr *et al.*, 1954].

As variáveis pseudocríticas calculadas em (4.43) e (4.44) não estão corrigidas pela presença de contaminantes (nitrogênio, gás carbônico ou gás sulfídrico). [Carr *et al.*, 1954] corrigiram os valores pela presença de contaminantes, resultando:

$$P_{pc}^* = P_{pc} + 440 y_{CO_2} + 600 y_{H_2S} - 170 y_{N_2} \quad (4.46)$$

$$T_{pc}^* = T_{pc} - 80 y_{CO_2} + 130 y_{H_2S} - 250 y_{N_2} \quad (4.47)$$

onde y_i é a fração molar do componente i .

4.3.7. Viscosidade do gás.

A viscosidade do gás é uma função da pressão, temperatura e composição da mistura de gases:

$$\mu_g = \mu_g(P, T, y_i) \quad (4.48)$$

a) Viscosidade à pressão atmosférica [Standing, 1981].

Segundo a correlação de [Standing, 1981], baseada no gráfico de [Carr *et al.*, 1954] a viscosidade do gás natural μ_{g1} (em centiPoise) à pressão de 1 *atm* pode ser calculada como:

$$\mu_{g1} = \mu_{g1}^* + (\Delta\mu_{g1})_{N_2} + (\Delta\mu_{g1})_{CO_2} + (\Delta\mu_{g1})_{H_2S} \quad (4.49)$$

$$\mu_{g1}^* = (1,709 \times 10^{-5} - 2,062 \times 10^{-6} \gamma_g) T + 8,188 \times 10^{-3} - 6,15 \times 10^{-3} \log_{10} \gamma_g \quad (4.50)$$

$$(\Delta\mu_{g1})_{N_2} = y_{N_2} (8,489 \times 10^{-3} \log_{10} \gamma_g + 9,59 \times 10^{-3}) \quad (4.51)$$

$$(\Delta\mu_{g1})_{CO_2} = y_{CO_2} (9,08 \times 10^{-3} \log_{10} \gamma_g + 6,24 \times 10^{-3}) \quad (4.52)$$

$$(\Delta\mu_{g1})_{H_2S} = y_{H_2S} (8,49 \times 10^{-3} \log_{10} \gamma_g + 3,73 \times 10^{-3}) \quad (4.53)$$

Em (4.49) e (4.50) μ_{g1}^* é o valor não corrigido, enquanto $(\Delta\mu_{g1})_{N2}$, $(\Delta\mu_{g1})_{CO2}$ e $(\Delta\mu_{g1})_{H2S}$ são termos de correção devidos à presença respectivamente de nitrogênio, gás carbônico e gás sulfídrico e a temperatura está em graus Fahrenheit.

b) Viscosidade à condição de medição [Dempsey, 1965].

A razão da viscosidade na condição de medição e a correspondente à pressão atmosférica foi correlacionada por [Dempsey, 1965], baseada no gráfico de [Carr *et al.*, 1954], em função da pressão e temperatura pseudo-reduzidas:

$$\mu_g = \frac{\mu_{g1}}{T_{pr}} \exp[C(P_{pr}, T_{pr})] \quad (4.54)$$

$$\begin{aligned} C(P_{pr}, T_{pr}) = & A_o + A_1 P_{pr} + A_2 P_{pr}^2 + A_3 P_{pr}^3 + T_{pr} (A_4 + A_5 P_{pr} + A_6 P_{pr}^2 + A_7 P_{pr}^3) + \\ & + T_{pr}^2 (A_8 + A_9 P_{pr} + A_{10} P_{pr}^2 + A_{11} P_{pr}^3) + T_{pr}^3 (A_{12} + A_{13} P_{pr} + A_{14} P_{pr}^2 + A_{15} P_{pr}^3) \end{aligned} \quad (4.55)$$

As constantes de ajuste são dadas no apêndice A.

4.3.8. Viscosidade do óleo.

a) Viscosidade do óleo morto [Ng & Egbogah, 1983].

A viscosidade do óleo morto em centiPoise (cP) (à pressão padrão) de [Beal, 1946] foi correlacionada por [Ng & Egbogah, 1983] da forma:

$$\log_{10} \log_{10} (\mu_{od} + 1) = 1,8653 - 0,025086 API - 0,5644 \log_{10} T \quad (4.56)$$

onde T está em $^{\circ}F$. As faixas de valores das variáveis para a correlação são: temperatura 60-175 $^{\circ}F$, grau API 5-58.

b) Viscosidade do óleo saturado [Beggs & Robinson, 1975].

As curvas de viscosidade do óleo saturado μ_o (em centiPoise) em função da viscosidade do óleo morto μ_{od} de [Chew & Connally, 1959] foram correlacionadas por [Beggs & Robinson, 1975] da forma:

$$\mu_o = A(\mu_{od})^B \quad (4.57)$$

$$A = 10,715(R_s + 100)^{-0,515} \quad (4.58)$$

$$B = 5,44(R_s + 150)^{-0,338} \quad (4.59)$$

onde R_s está em SCF/STB . As faixas de valores das variáveis para a correlação são: temperatura 70-295 $^{\circ}F$, razão de solubilidade 20-2070 SCF/STB .

c) Viscosidade do óleo subsaturado [Vasquez & Beggs, 1980].

A viscosidade do óleo subsaturado de [Beal, 1946] foi correlacionada por [Vasquez & Beggs, 1980] da forma:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P_b}{P} \right)^m \quad (4.60)$$

$$m = 2,6 P^{1,187} 10^a \quad (4.61)$$

$$a = -3,9 \times 10^{-5} P - 5 \quad (4.62)$$

onde μ_{ob} é a viscosidade no ponto de bolha (avaliada das correlações anteriores para $R_s=GOR$) e as pressões estão em $psia$. As faixas de valores das variáveis para a correlação são: pressão até 9515 $psia$.

4.3.9. Massa específica do gás e do óleo.

a) Balanço material do fator volume de formação de óleo.

Baseando-se na definição do fator volume de formação de óleo:

$$B_o = \frac{v_o}{v_{o0}} \quad (4.63)$$

onde v_o e v_{o0} são correspondentemente os volumes de óleo na condição de medida e na condição padrão.

Isso resulta a seguinte relação de balanço material:

$$B_o = \frac{\rho_{o0} + \frac{P_0 M_a}{\Lambda T_0} R_s \gamma_{dg}}{\rho_0} \quad (4.64)$$

onde $\Lambda = 8,314 m^2 s^{-2} K^1$ é a constante universal dos gases.

b) Aproximação de *black oil*.

A medida que o fluido escoa 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*. Segundo este modelo, existem dois pseudocomponentes: 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. O modelo de *black oil* funciona razoavelmente para misturas de hidrocarbonetos pesados e leves, com baixos valores de *GOR* e densidade em grau *API*. Supondo densidade constante, resulta:

$$\gamma_g \cong \gamma_{g0} \quad (4.65)$$

$$\gamma_{dg} \cong \gamma_{g0} \quad (4.66)$$

Substituindo (4.66) em (4.64) e levando em conta a equação de gás ideal, resultam:

$$\rho_o \cong \frac{\rho_{o0} + \rho_{g0} R_s}{B_o} \quad (4.67)$$

$$\rho_g \cong \frac{\rho_{g0}}{B_g} \quad (4.68)$$

4.3.10. Fator volume de formação de água .

O fator volume de formação de água resulta [Hewlett-Packard, 1982]:

$$B_w = A_1 + A_2 P + A_3 P^2 \quad (4.69)$$

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

$$A_i = a_{i1} + a_{i2} T + a_{i3} T^2 \quad (4.70)$$

As constantes resultam:

Tabela 4.1 – Constantes para o cálculo do fator volume de formação da água.

i	a_{i1}	a_{i2}	a_{i3}
1	0,9911	$6,35 \times 10^{-5}$	$8,5 \times 10^{-7}$
2	$-1,093 \times 10^{-6}$	$-3,497 \times 10^{-9}$	$4,57 \times 10^{-12}$
3	$-5,0 \times 10^{-11}$	$6,429 \times 10^{-13}$	-143×10^{-15}

4.3.11. Viscosidade da água.

a) Viscosidade da água à pressão padrão [Collins, 1987].

Segundo [Collins, 1987], a viscosidade da água em centiPoise à pressão padrão pode ser expressada como:

$$\mu_{w1} = AT^B \quad (4.71)$$

$$A = 109,574 - 8,40564Y + 0,313314Y^2 + 8,72213 \times 10^{-3} Y^3 \quad (4.72)$$

$$B = -1,12166 + 2,63951 \times 10^{-2} Y - 6,79461 \times 10^{-4} Y^2 - \\ - 5,47119 \times 10^{-5} Y^3 + 1,55586 \times 10^{-6} Y^4 \quad (4.73)$$

onde 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: temperaturas 100-400 $^{\circ}F$ e salinidades de até 26%.

b) Viscosidade da água à condição de medição [Collins, 1987].

Segundo [Collins, 1987], a viscosidade da água à condição de medição pode ser expressa como:

$$\mu_w = \mu_{w1} (0,9994 + 4,0295 \times 10^{-5} P + 3,1062 \times 10^{-9} P^2) \quad (4.74)$$

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

4.3.12. Massa específica da água.

Os dados de massa específica da água na condição padrão da [International Critical Tables II, 1927] podem ser correlacionados como:

$$\rho_{w0} = 62,368 + 0,438603Y + 1,60074 \times 10^{-3} Y^2 \quad (4.74)$$

onde 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:

$$\rho_w = \frac{\rho_{w0}}{B_w} \quad (4.75)$$

5. Modelo homogêneo.

5.1. Introdução.

O modelo homogêneo fornece a técnica mais simples para analisar escoamentos multifásicos. O modelo homogêneo considera 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 pseudofluido monofásico.

As equações de balanço da Seção 3.2 para o modelo homogêneo resultam:

$$\rho_m u A = W = cte \quad (5.1)$$

$$\rho_m u \frac{\partial u}{\partial s} = -\frac{\partial P}{\partial s} - \tau_m \frac{P_m}{A} + \rho_m g_s \quad (5.2)$$

onde a massa específica da mistura resulta:

$$\rho_m = \rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w \quad (5.3)$$

Das relações para escoamento multifásico (3.21), (3.22) e (3.23) resulta, sabendo que as velocidades das fases são iguais:

$$\frac{1 - x - x_w}{x} = \frac{\rho_o}{\rho_g} \frac{1 - \alpha - \alpha_w}{\alpha} \quad (5.4)$$

$$\frac{x_w}{x} = \frac{\rho_w}{\rho_g} \frac{\alpha_w}{\alpha} \quad (5.5)$$

$$x = \frac{\rho_g \alpha}{\rho_g \alpha + \rho_o (1 - \alpha - \alpha_w) + \rho_w \alpha_w} = \frac{\rho_g \alpha}{\rho_m} \quad (5.6)$$

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{x}{\rho_g} + \frac{1 - x - x_w}{\rho_o} + \frac{x_w}{\rho_w} \quad (5.7)$$

De (5.6) e (5.7) podemos obter as frações volumétricas das fases:

$$\alpha = \frac{\rho_m}{\rho_g} x \quad (5.8)$$

$$\alpha_w = \frac{\rho_m}{\rho_w} x_w \quad (5.9)$$

Em resumo, supondo conhecidas as massas específicas e os correspondentes títulos mássicos, a massa específica da mistura é calculada da equação (5.7) enquanto as frações volumétricas resultam das equações (5.8) e (5.9).

5.2. Solução baseada no modelo homogêneo.

Para o estudo do escoamento de poços de petróleo por meio do modelo homogêneo, precisamos criar uma estratégia que permitisse gerar relações conceitualmente lógicas entre as diversas equações do capítulo passado.

A estratégia utilizada foi calcular as evoluções das variáveis sem considerar o efeito do atrito e corrigir o resultado teórico com o correspondente coeficiente de descarga do medidor. Esta estratégia está baseada no fato das perdas por atrito serem pequenas no trecho convergente de medidores de vazão por pressão diferencial. Em medidores tipo Venturi ou bocal os coeficientes de descarga têm valores próximos à unidade, enquanto em medidores tipo placa orifício os coeficientes têm valores menores devido a efeitos de *vena contracta*.

Para o modelo homogêneo a vazão mássica é dada por (4.4), enquanto a densidade da mistura resulta de (5.7), (4.11), (4.13) e (4.15):

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{B_g(GOR - R_s) + B_o + B_w WOR}{\rho_{g0}GOR + \rho_{o0} + \rho_{w0}WOR} \quad (5.10)$$

Da Eq. (5.2) e desprezando o atrito, resulta:

$$\frac{\partial}{\partial s} \left(\frac{1}{2} u^2 \right) = -\frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} + g_s \quad (5.11)$$

Integrando, obtemos:

$$\frac{1}{2} (u_2^2 - u_1^2) = - \int_{s_1}^{s_2} \frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} ds + g_s (s_2 - s_1) \quad (5.12)$$

Da equação (5.1) e da relação de diâmetros β :

$$\beta = \frac{d}{D} \quad (5.13)$$

podemos escrever a vazão mássica teórica W_t como:

$$W_t = \rho_{m2} A_2 \left[\frac{- \int_{s_1}^{s_2} \frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} ds + g_s (s_2 - s_1)}{1 - \left(\frac{\rho_{m2}}{\rho_{m1}} \right)^2 \beta^4} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (5.14)$$

Introduzindo um coeficiente de descarga adimensional C_D para levar em consideração perdas por atrito, inhomogeneidades do escoamento e efeitos de *vena contracta*:

$$C_D = \frac{W}{W_t} \quad (5.15)$$

Isto resulta finalmente:

$$W = C_D \rho_{m2} A_2 \left[2 \frac{\int_{s_1}^{s_2} \frac{1}{\rho_m} \frac{\partial P}{\partial s} ds + g_s (s_2 - s_1)}{1 - \left(\frac{\rho_{m2}}{\rho_{m1}} \right)^2 \beta^4} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (5.16)$$

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

$$C_D = C_D (Re_{Dm}, \beta) \quad (5.17)$$

$$Re_{Dm} = \frac{\rho_m u_1 D}{\mu_m} = \frac{WD}{A_1 \mu_m} \quad (5.18)$$

No apêndice D são mostrados os diferentes tipos de medidores de vazão que podem ser escolhidos e as correspondentes correlações para o cálculo do coeficiente de descarga.

No modelo que estudamos, foi introduzida ainda a aproximação de escoamento com fases incompressíveis e sem mudança de fase. Portanto, para o equacionamento, considerando que não existe mudança de fase, resulta que x e x_w são constantes. Também considerando que as fases individuais são incompressíveis, resulta da equação (2.30), ρ_m e α constantes.

Definindo:

$$\Delta P = P_1 - P_2 + \rho_m g_s (s_2 - s_1) \quad (5.19)$$

podemos integrar (5.16), obtendo finalmente:

$$W = C_D A_2 \left(\frac{2\Delta P \rho_m}{1 - \beta^4} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.20)$$

6. Implementação numérica e resultados.

6.1. Desenvolvimento e implementação da ferramenta de cálculo.

Foi desenvolvida uma rotina em linguagem C para o cálculo do medidor de vazão com o modelo homogêneo. A rotina calcula as vazões das diferentes fases e outras variáveis de interesse. No apêndice B é mostrada a estrutura do arquivo de entrada de dados (HOMOGENEO.DAT) e no apêndice C é mostrado o arquivo dos resultados da rotina (HOMOGENEO.OUT). Foram considerados diferentes tipos de medidores de vazão, detalhados no apêndice D.

O arquivo de entrada de dados tem os dados necessários para caracterizar os fluidos, o tipo de medidor, as variáveis de medição e as constantes dimensionais e do 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).

No arquivo dos resultados da rotina 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 às variáveis calculadas com o modelo homogêneo na condição de medição e as vazões volumétricas das fases na condição padrão.

6.2. Apresentação e discussão dos resultados.

Na Figura 6.1 mostramos, a maneira de exemplo, a curva característica de um medidor de placa orifício tipo ISO 5167 com tomadas de pressão *flange*, com $D = 75\text{ mm}$, $\beta = 0,5$, ângulo do medidor com a horizontal $\mu = 0^\circ$. As variáveis que caracterizam o fluido são: $\gamma_{o0} = 0,78$, $\gamma_{g0} = 0,81$, $BSW = 20\%$, $GOR = 2000$, $Y = 20\%$. A pressão a montante é $P = 80\text{ kgf/cm}^2$ e a temperatura é $T = 50\text{ }^\circ\text{C}$. Os dados de entrada são valores representativos dos dados fornecidos pela PETROBRAS. Para este caso particular os resultados obtidos devem ser enxergados como aproximados, pois o alto *GOR* evidencia frações de vazio altas no medidor, sendo importante o escorregamento entre as fases.

A relação entre ΔP e Q dada pelas curvas acima é uma amostra da funcionalidade do modelo desenvolvido. Mas a constatação de que altos valores de *GOR* podem criar desvios entre os valores teóricos e os obtidos experimentalmente no campo nos levam a buscar quanto vale essa diferença ou qual é o valor do nosso erro.

Continuando nossa investigação sobre a funcionalidade do modelo homogêneo desenvolvido aqui, vamos agora estabelecer uma comparação entre os resultados teóricos obtidos pelo modelo e dados reais de um poço fornecidos pela PETROBRAS e apresentados nas tabelas 6.1 e 6.2.

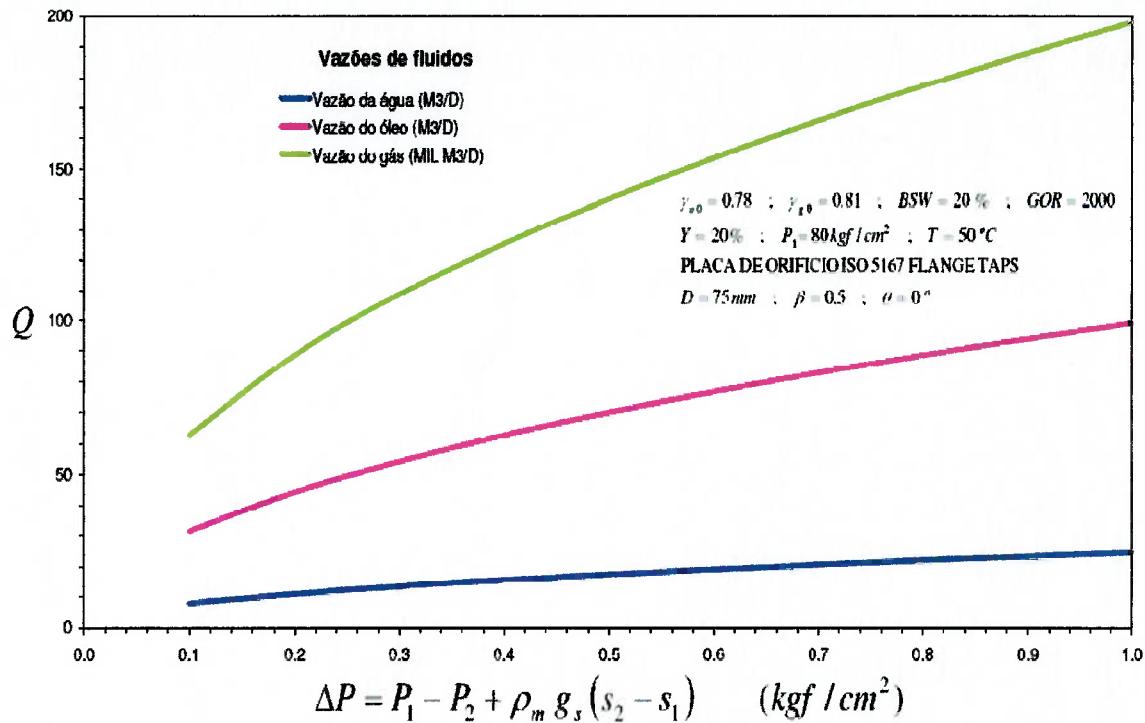


Figura 6.1- Curva característica do medidor de placa orifício.

Vale lembrar que a montagem em estudo corresponde a dois medidores de vazão instalados a montante e a jusante de uma válvula redutora de pressão (válvula de choque). Então, examinaremos o escoamento nos dois medidores adotando ainda que ambos são placas orifício tipo ISO 5167 com tomadas de pressão flange, salinidade $Y = 20\%$ e ângulo do medidor com a horizontal $\mu = 0^\circ$.

Tabela 6.1 – Dados do medidor e dos fluidos do poço a montante do choque.

Pressão a montante do choque (kgf/cm ²)	144,3
Pressão diferencial a montante do choque (kgf/cm ²)	1,027
Temperatura a montante do choque (°C)	52
Diâmetro da linha a montante do choque (mm)	58,39
Diâmetro do orifício a montante do choque (mm)	40,99
Densidade relativa do óleo	0,80
Densidade relativa do gás	0,82
Densidade relativa da água	1,15
BSW (%)	20,09
GOR (m ³ /m ³)	1462

Tabela 6.2 – Dados do medidor e dos fluidos do poço a jusante do choque.

Pressão a jusante do choque (kgf/cm ²)	74,30
Pressão diferencial a jusante do choque (kgf/cm ²)	0,934
Temperatura a jusante do choque (°C)	40
Diâmetro da linha a jusante do choque (mm)	77,90
Diâmetro do orifício a jusante do choque (mm)	51,00
Densidade relativa do óleo	0,80
Densidade relativa do gás	0,82
Densidade relativa da água	1,15
BSW (%)	20,09
GOR (m ³ /m ³)	1462

Com esses dados, executamos o programa desenvolvido para o cálculo do modelo homogêneo (veja no apêndice B como é feita a entrada de dados). Os resultados obtidos para as vazões volumétricas de óleo, água e gás assim como os valores das vazões reais são apresentados nas tabelas 6.3 (para medidor a montante) e 6.4 (para medidor a jusante).

Tabela 6.3 – Dados de vazão obtidos para placa a montante.

	Q _o (m ³ /d)	Q _a (m ³ /d)	Q _g (mil m ³ /d)
☐ Vazões reais	160,7	40,4	234,942
■ Modelo homogêneo	232,95	58,57	340,58
▢ Modelo BR	278,7	70,1	407,42

Tabela 6.4 – Dados de vazão obtidos para placa a jusante.

	Q _o (m ³ /d)	Q _a (m ³ /d)	Q _g (mil m ³ /d)
☐ Vazões reais	160,7	40,4	234,942
■ Modelo homogêneo	240,04	60,35	350,93
▢ Modelo BR	295,8	74,4	432,47

A PETROBRAS possui resultados provenientes de um modelo semi-empírico de estimativa de vazões (para acompanhamento de poços) desenvolvido dentro da empresa (o qual estamos denominando Modelo BR). Dessa forma, comparando os resultados do modelo homogêneo, do modelo usado pela empresa e os valores das vazões reais de fluidos (obtidos por meio de medições em tanques), construímos os gráficos comparativos dos apêndices E e F.

O mais importante nesta análise é que chegamos a um resultado esperado, ou seja, as diferenças entre os valores reais e os resultados apresentados pelos modelos teóricos são consideráveis, devido a que desprezamos o escorregamento entre as fases. Mas o modelo homogêneo desenvolvido neste trabalho já possui um maior refinamento. Veja, nas tabelas 6.5 e 6.6, a comparação dos resultados. Obtemos uma diminuição de aproximadamente 11,3 % no erro quando comparamos nosso resultado com o correspondente ao modelo estimativo a montante do choque. Já a jusante, essa diminuição foi de aproximadamente 12,6 %.

Tabela 6.5 – Comparação dos desvios obtidos com o modelo de estimativa (Petrobras).

% de desvio	Medidor a montante	Medidor a jusante
Vazão de óleo	42,34%	45,67%
Vazão de água	42,37%	45,70%
Vazão de gás	42,33%	45,67%

Tabela 6.6 – Comparação dos desvios obtidos com o modelo homogêneo desenvolvido.

% de desvio	Medidor a montante	Medidor a jusante
Vazão de óleo	31,02%	33,05%
Vazão de água	31,02%	33,06%
Vazão de gás	31,02%	33,05%

Do que foi visto acima, chegamos à boa constatação de que nossos resultados apresentam um maior nível de coerência que os preditos pelo modelo de estimativa. Um fato relevante é que nosso modelo de escoamento, embora apresente desvios em relação às vazões reais, já apresenta uma maior aproximação da situação real, sem existência de constantes de ajuste. Essas constantes de ajuste teriam a função de minimizar o erro entre valores teóricos e experimentais. No entanto, tais constantes seriam válidas para poços particulares e não teriam validez para situações gerais.

Além disso, uma avaliação mais adequada das incertezas dos resultados do modelo envolveria a aplicação da análise de sensibilidade sobre as incertezas existentes nos dados de entrada (parâmetros) do *software*. Afinal, esses dados de entrada são obtidos experimentalmente e, portanto, possuem incertezas associadas que serão propagadas durante o cálculo resultando incertezas nos resultados. Faz parte de etapas futuras deste projeto, o amadurecimento desses conceitos de forma a estimar os resultados do modelo de escoamento associados com suas incertezas para uma comparação mais adequada dos valores numéricos.

O estudo das incertezas das variáveis de entrada do modelo é importante para analisar outro fato interessante. Num escoamento regular, as vazões de fluidos nas placas localizadas a montante e a jusante deveriam ser as mesmas. Mas não é isso que acontece (como pode ser visto nos apêndices E e F): os valores de vazão dos modelos BR e homogêneo são maiores para o escoamento a jusante.

Esse fenômeno está ligado à própria coerência do modelo aplicado. De fato, os erros para a placa a jusante são maiores, dentro do modelo homogêneo, porque a pressão a jusante é menor e, em consequência, a fração de vazio será maior por efeito da maior liberação de gás na linha de produção. Isso significa que o modelo de escoamento homogêneo desenvolvido aqui tende a ter menores erros para análise de poços que possuam pressões de produção altas (onde o gás encontra-se mais dissolvido na fase líquida) ou baixos valores de razão gás-óleo (diferentemente dos exemplos tratados aqui).

7. Conclusões e trabalhos futuros.

Estudamos um modelo de escoamento, o modelo homogêneo, no qual as fases líquidas e a fase gasosa apresentam a mesma velocidade de escoamento. E com este conhecimento em mãos criamos um *software* em linguagem C que permite o cálculo das propriedades termodinâmicas dos fluidos provenientes dos poços e das vazões volumétricas na condição padrão.

No entanto, este modelo é bem simplificado em sua concepção e ocorrem desvios entre os valores teóricos e os experimentais. Para o desenvolvimento deste trabalho, consideramos as aproximações de fases incompressíveis sem mudança de fases, adotando para o sistema óleo-gás a aproximação de *black oil* (desenvolvida no capítulo 4). Como foi mostrado no capítulo 6, valores altos de *GOR*, como os fornecidos nos dados de comparação pela PETROBRAS, podem causar desvios em relação ao modelo teórico apresentado neste trabalho. Mas, ao analisar os dados obtidos via *software* com os dados de campo e os resultados do modelo de estimativa de vazões da empresa, percebemos que o modelo homogêneo tem desvios menores.

Com o ponto de partida dado por este trabalho, já é possível sofisticar o modelo de escoamento e as ferramentas de cálculo. Nesse sentido, as fases posteriores do projeto envolvem o desenvolvimento de um modelo de escoamento que trabalhe a questão do escorregamento entre as fases água, óleo e gás visando à diminuição dos erros. Também será feito o desenvolvimento da análise de sensibilidade para investigar as variações dos resultados em função das incertezas contidas na medição das variáveis de entrada do modelo.

Referências bibliográficas.

- 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.
- Beggs, H. D. & Robinson, J. R., **Estimating the viscosity of crude oil systems**, JPT, pp. 1140-1141, Setembro 1975.
- 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.
- Brown, G. G., Katz, D. L., Oberfell, G. G. & Alden, R. C., **Natural gasoline and the volatile hydrocarbons**, Tulsa, OK, NGAA, 1948.
- Carr, N, Kobayashi, R. & Burrows, D., **Viscosity of hydrocarbon gases under pressure**, Trans. AIME, Vol. 201, pp. 270-275, 1954.
- Chew, J. & Connally Jr, C. A., **A viscosity correlaton for gas-saturated crude oils**, Trans. AIME, Vol. 216, pp. 23-25, 1959.
- Chisholm, D., **Two-Phase Flow in Pipelines and Heat Exchangers**, George Godison Publisher, London & New York, 1983.
- Collins, A. G., **Properties of produced waters**, Petroleum Engineering Handbook, H. B. Bradley et al., (eds.), SPE, Dallas, 1987.
- Dempsey, J. R., **Computer routine treats gas viscosity as a variable**, Oil Gas and Journal, Agosto, pp. 141-143, 1965.
- 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.
- 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.
- H.P. 41C Petroleum fluids PAC manual**, Hewlett-Packard, 1982.
- International Critical Tables II**, 1927.
- ISO Standard 5167-1, **Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices**, International Standards Organization, Geneva, 1991.
- 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.
- 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.

Kuo, J. T. & Wallis, G. B., **Flow of bubbles through nozzles**, Int. J. Multiphase Flow, Vol. 14, No. 5, pp. 547-564, 1988.

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.

McCain, W. D., **The properties of petroleum fluids**, 2a. Edição, PenWell Books, 1990.

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.

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.

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.

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.

Standing, M. B. & Katz, D. L., **Density of natural gases**, Trans. AIME, Vol. 146, pp. 140-149, 1942.

Standing, M. B. **A pressure-volume-temperature correlation for mixtures of California oil and gases**, Drilling and Production Practice, pp. 275-287, API, 1947.

Standing, M. B., **Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems**, Dallas, SPE, 9a. edição, 1981.

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.

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.

Vasquez, M. & Beggs, D., **Correlations for fluid physical properties prediction**, JPT, vol. 32, pp. 968-970, Junho 1980.

Wallis, G. B., **One-dimensional Two-phase Flow**, McGraw-Hill Inc., 1969.

Wallis, G. B., **The terminal speed of single drops or bubbles in an infinite medium**, Int. J. Multiphase Flow, Vol. 1, pp. 491-511, 1974.

White, F. M., **Mecânica dos Fluidos**, 4a. Edição, McGraw-Hill Interamericana do Brasil Ltda., ISBN 85-86804-24-X, 1999.

Whitson, C. H. & Brule, M. R., **Phase behavior**, SPE Monograph, vol. 20, Henry L. Doherty Series, Richardson, Texas, 2000.

Wörner, M., **A Compact Introduction to the Numerical Modeling of Multiphase Flows**, Relatório FZKA 6932 Forschungszentrum Karlsruhe, 2003.

APÊNDICE A – Constantes de ajuste para o fator de compressibilidade e viscosidade.

A tabela a seguir foi elaborada segundo os valores das constantes de ajuste encontradas em [Dranchuk & Abbou-Kassem, 1975] (para o cálculo do fator de compressibilidade) e [Dempsey, 1965] (para a determinação da viscosidade do gás à condição de medição).

Tabela A.1 - Constantes de ajuste.

Constantes de ajuste	Determinação de Z	Determinação de μ_g
A ₀	-	-2,46211820
A ₁	0,3265	2,97054714
A ₂	-1,0700	-2,86264054 × 10 ⁻¹
A ₃	-0,5339	8,05420522 × 10 ⁻³
A ₄	0,01569	2,80860949
A ₅	-0,05165	-3,49803305
A ₆	0,5475	3,60373020 × 10 ⁻¹
A ₇	-0,7361	-1,04432413 × 10 ⁻²
A ₈	0,1844	-7,93385684 × 10 ⁻¹
A ₉	0,1056	1,39643306
A ₁₀	0,6134	-1,49144925 × 10 ⁻¹
A ₁₁	0,7210	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

APÊNDICE B - Estrutura do arquivo de entrada de dados (HOMOGENEO.DAT).

ENTRADA DE DADOS CALCULO DE MEDIDOR DE VAZAO, MODELO HOMOGENEO.

SISTEMA DE UNIDADES: (P : PETROBRAS, A : AMERICANO, S : SI)

P

CARACTERIZACAO DO FLUIDO:

DENSIDADE DO OLEO (60 F)/GRAU API: (P : -, A : GRAU API, S : -)

0.78

DENSIDADE DO GAS (60 F): (P : -, A : -, S : -)

0.81

PORCENTAGEM BSW (BASIC SEDIMENTS AND WATER): (%)

20

GOR (GAS OIL RATIO): (P : -, A : SCF/STB, S : -)

2000

SALINIDADE DA AGUA (PORCENTAGEM EM PESO): (%)

20

FRACAO MOLAR DE N2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO: (-)

0

FRACAO MOLAR DE CO2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO: (-)

0

FRACAO MOLAR DE H2S EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO: (-)

0

CARACTERIZACAO DO MEDIDOR:

CODIGO: MEDIDOR RELACIONADO:

1 VENTURI ISA 1932

2 BOCAL DE VAZAO ISO RAIO LONGO RADIUS TAPS

3 BOCAL DE VAZAO ISA 1932 RAIO 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)

75

DIAMETRO DO ORIFICIO: (P : MM, A : IN, S : MM)

37.5

ANGULO DE INCLINACAO COM A HORIZONTAL (GRAUS)

0

VARIAVEIS NO MEDIDOR:

PRESSAO A MONTANTE: (P : KGF/CM2, A : PSIA, S : PA)

80

QUEDA DE PRESSAO: (P : KGF/CM2, A : PSIA, S : PA)

0.1

TEMPERATURA NO MEDIDOR: (P : GRAU C, A : GRAU F, S : GRAU C)

50

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

APÊNDICE C – Arquivo dos resultados da rotina (HOMOGENEO.OUT).

DADOS DE ENTRADA CALCULO DE MEDIDOR DE VAZAO, MODELO HOMOGENEO

SISTEMA DE UNIDADES:
PETROBRAS

CARACTERIZACAO DO FLUIDO
GRAVIDADE ESPECIFICA DO OLEO (60 F)/GRAU API:
0.780000
GRAVIDADE ESPECIFICA DO GAS (60 F):
0.810000
PORCENTAGEM BSW (BASIC SEDIMENTS AND WATER):
20.000000 %
GOR (GAS OIL RATIO):
2000.000000
SALINIDADE DA AGUA (PORCENTAGEM EM PESO):
20.000000 %
FRACAO MOLAR DE N2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0.000000
FRACAO MOLAR DE CO2 EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0.000000
FRACAO MOLAR DE H2S EM GAS NA CONDICAO DE MEDICAO:
0.000000

CARACTERIZACAO DO MEDIDOR
PLACA DE ORIFICIO ISO 5167 FLANGE TAPS
DIAMETRO INTERNO DO TUBO:
75.000000 MM
DIAMETRO DO ORIFICIO:
37.500000 MM
ANGULO DE INCLINACAO COM A HORIZONTAL:
0.000000

VARIAVEIS NO MEDIDOR
PRESSAO A MONTANTE:
80.000000 KGF/CM2
QUEDA DE PRESSAO:
0.100000 KGF/CM2
TEMPERATURA MEDIA NO MEDIDOR:
50.000000 GRAU C

CONSTANTES DIMENSIONAIS E DO ESQUEMA NUMERICO:
ACELERACAO GRAVITACIONAL:
9.800000 M/S2
CONSTANTE DE SUBRELAXAMENTO:
0.500000
LIMITE DE CONVERGENCIA:
0.000010

RESULTADOS

PRESSAO MEDIA DE OPERAÇÃO DO MEDIDOR:
79.949997 KGF/CM2
PRESSAO NO PONTO DE BOLHA:
1074.703964 KGF/CM2
CONDICAO DE OLEO SATURADO

PARAMETROS DO GAS LIVRE NA CONDICAO DE MEDICAO:

PRESSAO PSEUDOCRITICA:

46.722237 KGF/CM2

TEMPERATURA PSEUDOCRITICA:

234.693743 GRAU K

PRESSAO PSEUDOREDUZIDA:

1.711177

TEMPERATURA PSEUDOREDUZIDA:

1.374948

DENSIDADE PSEUDOREDUZIDA:

0.431658

FATOR VOLUME DE FORMAÇAO DO GAS:

0.011263

GRAVIDADE ESPECIFICA DO GAS:

0.810000

FATOR DE COMPRESSIBILIDADE DO GAS:

0.778447

MASSA ESPECIFICA DO GAS:

0.087968 G/CM3

VISCOSIDADE DO GAS:

0.014136 CP

PARAMETROS DO OLEO NA CONDICAO DE MEDICAO:

RAZAO DE SOLUBILIDADE DE GAS EM OLEO:

89.571953

FATOR VOLUME DE FORMAÇAO DO OLEO:

1.268692

GRAVIDADE ESPECIFICA DO GAS DISSOLVIDO EM OLEO:

0.810000

VISCOSIDADE DO OLEO:

0.365181 CP

MASSA ESPECIFICA DO OLEO:

0.684152 G/CM3

PARAMETROS DA AGUA NA CONDICAO DE MEDICAO:

FATOR VOLUME DE FORMAÇAO DA AGUA:

1.009857

MASSA ESPECIFICA DA AGUA:

1.138588 G/CM3

VISCOSIDADE DA AGUA:

0.904817 CP

PARAMETROS DOS FLUIDOS NA CONDICAO PADRAO:

GRAU API DO OLEO:

49.910263 GRAU API

MASSA ESPECIFICA DO OLEO:

0.779231 G/CM3

RAZAO AGUA-OLEO:

0.250000

MASSA ESPECIFICA DA AGUA:

1.149811 G/CM3

MASSA ESPECIFICA DO GAS:

0.000991 G/CM3

RESULTADOS DO MODELO HOMOGENEO NA CONDICAO DE MEDICAO:

TITULO MASSICO DA AGUA:

0.094300
TITULO MASSICO DO OLEO:
0.284745
TITULO MASSICO DO GAS:
0.620955
FRACAO VOLUMETRICA DA AGUA:
0.010958
FRACAO VOLUMETRICA DO OLEO:
0.055068
FRACAO VOLUMETRICA DO GAS:
0.933973
VISCOSIDADE DA MISTURA:
0.022316 CP
NUMERO DE REYNOLDS DA MISTURA:
843825.625000
COEFICIENTE DE DESCARGA:
0.603647
VAZAO MASSICA TOTAL:
1.109203 KG/S
VELOCIDADE DA MISTURA A MONTANTE:
1.897577 M/S
DIFERENCA DE PRESSAO CORRIGIDA POR DENSIDADE DA MISTURA:
0.100000 KGF/CM²

VAZOES VOLUMETRICAS DOS FLUIDOS
VAZAO VOLUMETRICA DA AGUA:
7.859801 M³/D
VAZAO VOLUMETRICA DO OLEO:
31.439205 M³/D
VAZAO VOLUMETRICA DO GAS:
62.878409 MIL M³/D

APÊNDICE D - Tipos de medidores de vazão por pressão diferencial.

Faremos neste apêndice uma descrição dos medidores de vazão [ISSO, 1991] que podem ser escolhidos no programa de cálculo desenvolvido. Um desenho das formas padronizadas pode ser visto na Figura D.1.

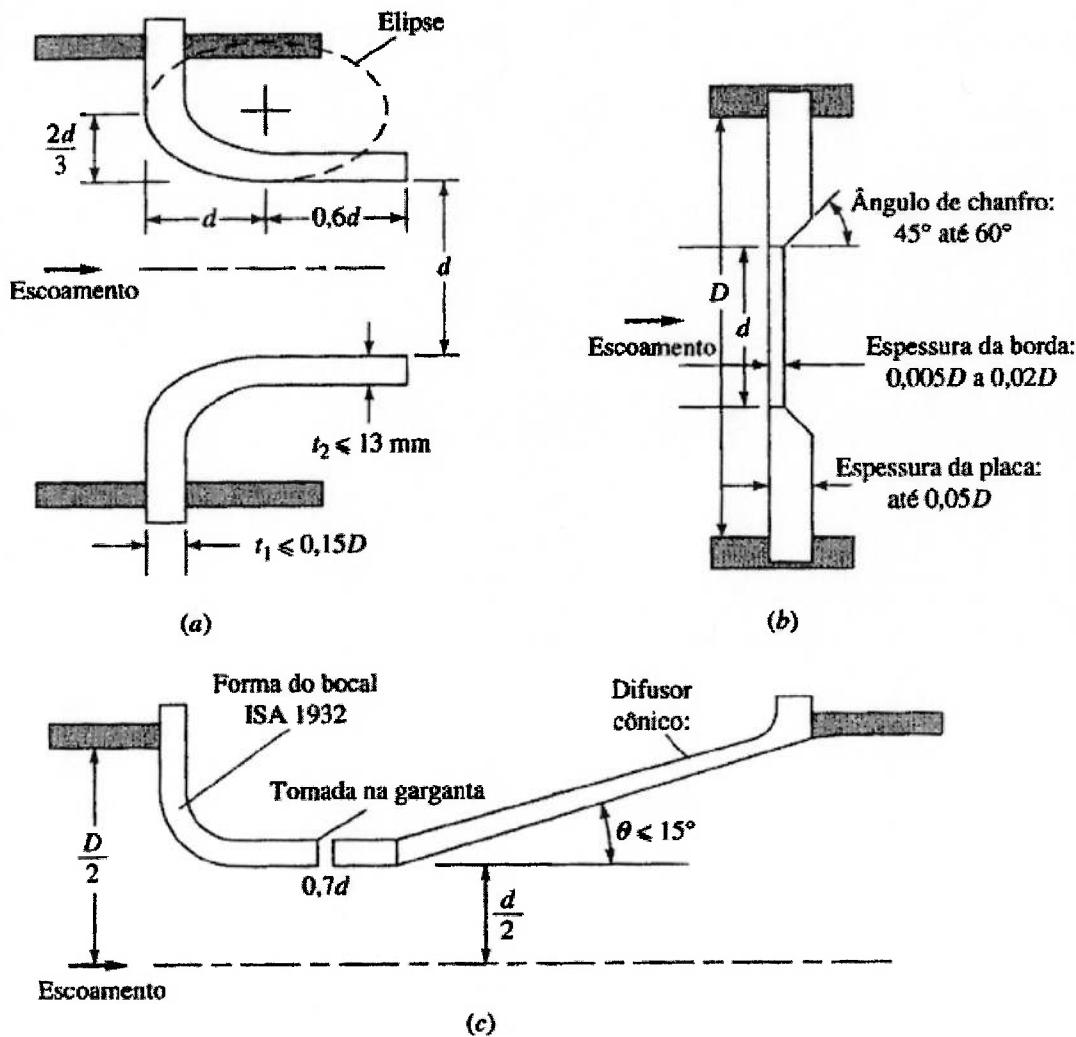


Figura D.1 – Formas padronizadas internacionais para os três principais medidores: (a) bocal de raio longo; (b) placa de orifício; (c) bocal Venturi (de [White, 1999]).

1. Venturi (ISA 1932):

- $0,065 \text{ m} \leq D \leq 0,5 \text{ m};$
- $d \geq 0,05 \text{ m};$
- $0,316 \leq \beta \leq 0,775;$
- $1,5 \times 10^5 \leq Re_D \leq 2 \times 10^6;$
- $C_D = 0,9858 - 0,196\beta^{4,5}$ (D.1);
- $s_2 - s_1 = 0,7d$ (D.2).

2. Bocal ISO raio longo *radius taps*:

- $0,05 \text{ m} \leq D \leq 0,63 \text{ m};$

- b. $0,2 \leq \beta \leq 0,8$;
- c. $10^4 \leq Re_D \leq 10^7$;
- d. $C_D = 0,9965 - 0,00653\beta^{0,5} \left(\frac{10^6}{Re_D} \right)^{0,5}$ (D.3);
- e. $s_2 - s_1 = 1,5D$ (D.4).

3. Bocal ISA 1932 raio curto *corner taps*:

- a. $0,05 m \leq D \leq 0,5 m$;
- b. $0,3 \leq \beta \leq 0,8$;
- c. $7 \times 10^4 \leq Re_D \leq 10^7 (\beta < 0,44)$;
- d. $10^4 \leq Re_D \leq 10^7 (\beta \geq 0,44)$;
- $C_D = 0,9900 - 0,2262\beta^{4,1} +$
- e. $+ (0,000215 - 0,001125\beta + 0,00249\beta^{4,7}) \left(\frac{10^6}{Re_D} \right)^{1,15}$ (D.5);
- f. $s_2 - s_1 = 0$ (D.6).

Para o uso de placas de orifício, devemos definir numericamente os parâmetros L_1 e L_2 , segundo o tipo de tomadas de pressão descrito a seguir.

4. Placa de orifício ISO 5167 *corner taps*:

- a. $L_1=L_2=0$;
- b. $0,05 m \leq D \leq 1 m$;
- c. $d \geq 0,0125 m$;
- d. $0,2 \leq \beta \leq 0,75$;
- e. $Re_D \geq 5 \times 10^3 (\beta \leq 0,45)$;
- f. $Re_D \geq 1 \times 10^4 (\beta > 0,45)$;
- g. $s_2 - s_1 = 0$ (D.7).

5. Placa de orifício ISO 5167 *flange taps*:

- a. $L_1 = L_2 = \frac{0,0254}{D}$, com D em metros, (D.8);
- b. $0,05 m \leq D \leq 1 m$;
- c. $d \geq 0,0125 m$;
- d. $0,2 \leq \beta \leq 0,75$;
- e. $Re_D \geq 1,26 \times 10^6 \beta^2 \times D$, com D em metros, (D.9);
- f. $s_2 - s_1 = 0,0508 m$ (D.10).

6. Placa de orifício ISO 5167 *radius taps*:

- a. $L_1=1, L_2=0,47$;
- b. $0,05 m \leq D \leq 1 m$;
- c. $d \geq 0,0125 m$;
- d. $0,2 \leq \beta \leq 0,75$;
- e. $Re_D \geq 1,26 \times 10^6 \beta^2 \times D$, com D em metros;
- f. $s_2 - s_1 = 1,5D$.

Para todas as placas de orifício ISO 5167, o coeficiente de descarga é definido segundo o valor de L_1 :

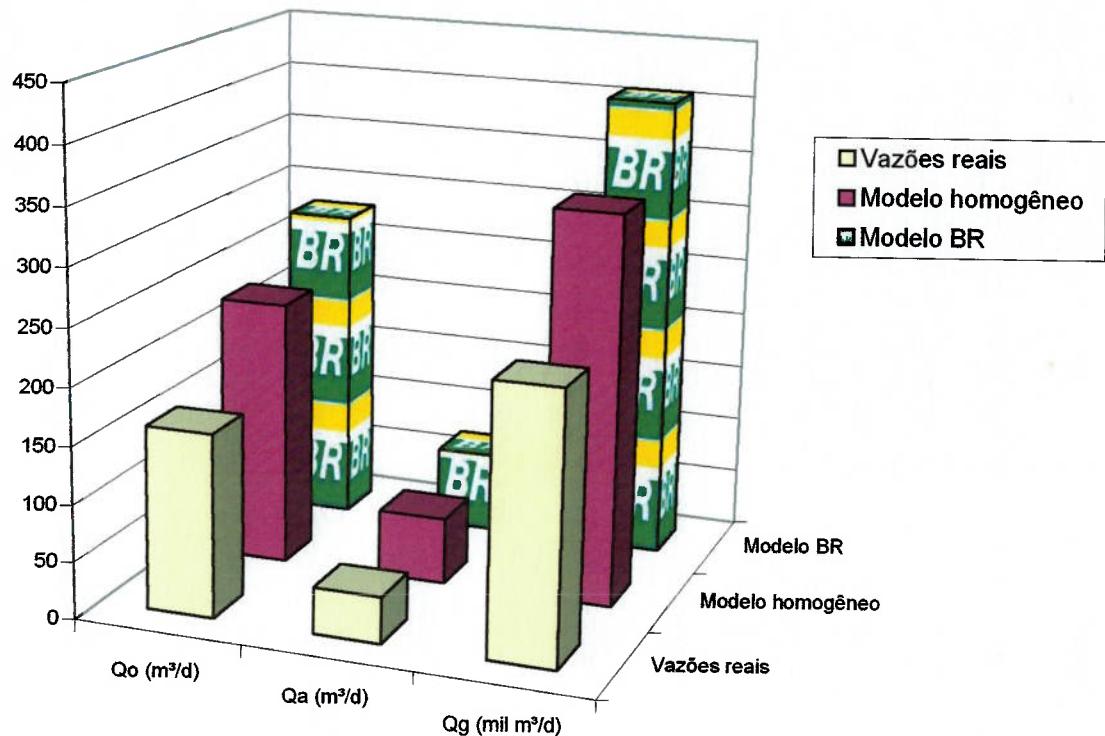
1. $L_1 < 0,4333$:

$$C_D = 0,5959 + 0,0312\beta^{2,1} - 0,184\beta^8 + 0,0029\beta^{2,5}\left(\frac{10^6}{\text{Re}_D}\right)^{0,75} + \\ + 0,09L_1\left(\frac{\beta^4}{1-\beta^4}\right) - 0,0337L_2\beta^3 \quad (\text{D.11}).$$

2. $L_1 \geq 0,4333$:

$$C_D = 0,5959 + 0,0312\beta^{2,1} - 0,184\beta^8 + 0,0029\beta^{2,5}\left(\frac{10^6}{\text{Re}_D}\right)^{0,75} + \\ + 0,039L_1\left(\frac{\beta^4}{1-\beta^4}\right) - 0,0337L_2\beta^3 \quad (\text{D.12}).$$

APÊNDICE E - Comparação das vazões volumétricas dos fluidos do poço no medidor a montante.



APÊNDICE F - Comparação das vazões volumétricas dos fluidos do poço no medidor a jusante.

