



UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA
ESCOLA POLITÉCNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA
MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

LUCIANA MATOS PIMENTEL

**AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO DE
PETRÓLEO DO POÇO 1-FMO-01-BA DO CAMPO FAZENDA MAMOEIRO**

Salvador

2013



UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA
ESCOLA POLITÉCNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA
MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO DE
PETRÓLEO DO POÇO 1-FMO-01-BA DO CAMPO FAZENDA MAMOEIRO**

LUCIANA MATOS PIMENTEL

Salvador

2013

LUCIANA MATOS PIMENTEL

**AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO DE
PETRÓLEO DO POÇO 1-FMO-01-BA DO CAMPO FAZENDA MAMOEIRO**

Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado em Engenharia Química da Universidade Federal da Bahia como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Área de Concentração: escoamento de fluidos.

Orientador: Prof. Dr. Luiz Mário Nelson de Góis.

Co-orientador: Prof. Dr. Rinaldo Antonio de Melo Vieira.

Salvador

2013

P644 Pimentel, Luciana Matos.

Avaliação do comportamento do escoamento multifásico de petróleo do poço 1-FMO-001-BA do campo fazenda mamoeiro / Luciana Matos Pimentel. – Salvador, 2013.

123 f. : il. color.

Orientador: Prof. Dr. Luiz Mário Nelson de Góis.

Co-orientador: Prof. Dr. Rinaldo Antonio de Melo Vieira.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal da Bahia. Escola Politécnica, 2013.

1. Petróleo. 2. Escoamento multifásico. 3. Gradiente de Pressão. I. Góis, Luiz Mário Nelson. II. Vieira, Rinaldo Antonio de Melo. III. Universidade Federal da Bahia. IV. Título.

CDD: 665.5



UFBA

UNIVERSIDADE FEDERAL DA BAHIA
ESCOLA POLITÉCNICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



EPUFBA

PARECER SOBRE DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Apresentada por LUCIANA MATOS PIMENTEL

Em Sessão Pública de: 02 de abril de 2013

Banca Examinadora: Prof. Dr. Luiz Mário Nelson de Góis
Prof. Dr. Rinaldo Antônio de Melo Vieira
Prof. Dr. Roberto Rodrigues de Souza
Prof. Dr. Luiz Carlos Lobato dos Santos

PARECER

A aluna **Luciana Matos Pimentel** apresentou a sua Dissertação "**AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO DE PETRÓLEO DO POÇO 1-FMO-001-BA DO CAMPO FAZENDA MAMOEIRO**" mostrando conhecimento, segurança e domínio do assunto de seu trabalho, não só na apresentação, mas também na arguição pelos membros da Banca Examinadora. Considerando a qualidade técnica, científica e o conhecimento da candidata, a Banca Examinadora **APROVA** a Defesa da Dissertação.

Prof. Dr. Luiz Mário Nelson de Góis
(Orientador-UFBA)

Rinaldo Antonio de Melo Vieira
Prof. Dr. Rinaldo Antônio de Melo Vieira
(Co-Orientador-PETROBRAS)

Prof. Dr. Roberto Rodrigues de Souza
(UFS)

Prof. Dr. Luiz Carlos Lobato dos Santos
(UFBA)

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente a Deus, por está sempre iluminando o meu caminho e abençoando a minha vida, e dando-me força para superar todas as dificuldades.

À minha avó Áurea Abreu (*in memorian*) por todo o seu amor, carinho e dedicação. Ao meu pai Jessé Pimentel (*in memorian*) pelos seus conselhos, apoio e amor. À minha mãe (*in memorian*), apesar do pouco tempo em que passamos juntas tenho certeza que foi repleto de amor e atenção.

Agradeço, também, aos meus irmãos por todo o carinho e incentivo, e por estarem sempre ao meu lado.

Ao meu amor, Raimundo Lima, pessoa fundamental na minha vida. Nos momentos em que pensei que não conseguiria, ele estava sempre ao meu lado dando-me força.

Ao professor Rinaldo Antonio de Melo Vieira, pela orientação e pelo incentivo para a realização deste trabalho, e por ter dedicado o seu gracioso tempo para tirar as minhas dúvidas.

Aos meus amigos Bárbara Braga e Gabriel Tarantino pelo incentivo, amizade e companheirismo durante este período no mestrado.

Ao Projeto Campo Escola pelas informações fornecidas.

Obrigada!!!

“Todas estas bênçãos virão sobre ti e te alcançarão,
se ouvires a voz do Senhor teu”.

(Deuteronômio 28:2)

RESUMO

O escoamento multifásico está presente em diversos processos industriais, tais como exploração e produção de petróleo, geração de energia nuclear, fabricação de produtos químicos, dentre outros. Para o desenvolvimento de projetos e otimização dos processos existentes nestas áreas, é de extrema importância o conhecimento da mecânica que rege estes escoamentos. Neste trabalho foi realizado um estudo do escoamento na linha e coluna de produção do poço 1-FMO-01-BA, pertencente ao Projeto Campo Escola da UFBA. Para tal, foi utilizado a correlação empírica de Beggs e Brill (1973) e o modelo de mistura *drift-flux*, para determinação do gradiente de pressão tanto na linha quanto na coluna de produção, utilizando como ferramenta um simulador desenvolvido em VBA, sendo realizada uma análise comparativa dos resultados gerados por cada modelo. O simulador DPDL foi utilizado com o intuito de validar o programa desenvolvido em VBA. Os resultados obtidos a partir do programa em VBA frente ao simulador DPDL apresentaram diferenças desprezíveis. O gradiente de pressão encontrado para a coluna de produção utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) apresentou um valor maior que o encontrado para o modelo *drift-flux*. Esta diferença ocorre principalmente devido as considerações adotadas para cada modelo, na determinação do *holdup*. Para a linha de produção o valor obtido para o gradiente de pressão foi insignificante e igual para ambos os modelos, devido ao pequeno comprimento da linha de produção para o poço estudado. A influência dos parâmetros de RGO, °API e diâmetro da tubulação, no comportamento da pressão ao longo da linha e coluna de produção também foram avaliados neste trabalho. O resultado obtido permitiu verificar a influência destes parâmetros no gradiente de pressão, evidenciando as suas importâncias no desenvolvimento de projetos e em processos de otimização da produção de um determinado sistema.

Palavras-chave: Escoamento multifásico. Petróleo. Gradiente de pressão.

ABSTRACT

The multiphase flow is present in many industrial processes such as petroleum exploration and production, nuclear power generation, chemical manufacturing, among others. For project development and optimization of existing processes in these areas is extremely important to know the mechanics governing these flows. In this paper it was realized a study of the flow in the production piping and column of well 1-FMO-01-BA, belonging to the Project Field School *UFBA*. For do that, it was used the Beggs and Brill's correlation and drift-flux model to determine the pressure gradient in the production piping and column, using a simulator developed in VBA, and it was realized a comparative analysis of results generated by each model. The DPDL's simulator was used in order to validate the developed program in VBA. The results from the VBA program in comparison with results from the simulator DPDL showed negligible differences. The pressure gradient found for the production column using Beggs and Brill's (1973) correlation showed a greater than found for model drift-flux's. This difference is primarily due to the considerations taken for each model, to determine the holdup. For the production piping the value obtained for the pressure gradient is negligible and equal for both models, due to the short length of the production piping of the well studied. The influence of parameters of RGO, ° API and pipe diameter, in the pressure behavior along the production piping and column were also evaluated in this work. Since the flow in the production piping is secreted type, and in certain depth in the production column the flow also becomes segregated type was not possible to use the drift-flux model to study the influence of the above mentioned parameters in the behavior of pressure, because this model is applied in flow patterns with the type distributed or intermittent. The results showed the influence of these parameters on the pressure gradient, highlighting their importance in project development and optimization of the production processes of a given system.

Keywords: Multiphase flow. Oil. Pressure gradient.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Diagrama P versus T de uma mistura de hidrocarbonetos.	26
Figura 2 – Etapas de fluxo.....	29
Figura 3 – Curva de IPR – Modelo Linear.....	30
Figura 4 – Curva de IPR – Modelo de Vogel.....	31
Figura 5 – Curva de IPR e TPR.....	32
Figura 6 – Padrões de fluxo em dutos verticais.....	33
Figura 7 – Padrões de fluxo em dutos horizontais.....	35
Figura 8 – Razão de solubilidade em função da pressão.	37
Figura 9 – Fator volume de formação do óleo em função da pressão.	40
Figura 10 – Fator de compressibilidade do gás natural.	43
Figura 11 – Viscosidade do óleo em função da pressão.	44
Figura 12 – Velocidade de <i>drift</i>	53
Figura 13 – Lógica para a identificação dos padrões de fluxo.....	58
Figura 14 – O poço 1-FMO-001-BA.....	63
Figura 15 – Estação de processamento primário do poço 1-FMO-001-BA.....	64
Figura 16 – Ilustração da subdivisão da tubulação em <i>n</i> trechos.	65
Figura 17 – Algoritmo para a determinação do gradiente de pressão, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973), através do programa desenvolvido em VBA.....	68
Figura 18 – Algoritmo para a determinação do gradiente de pressão, utilizando o modelo de <i>drift-flux</i> , através do programa desenvolvido em VBA.	69
Figura 19 – Fluxograma do programa DPDL.	70
Figura 20 – Análise Nodal.	73
Figura 21 – Perfil na coluna de produção, para correlação de Beggs e Brill (1973) e modelo <i>drift-flux</i>	74
Figura 22 – Perfil de pressão na coluna de produção, utilizando programa em VBA e DPDL.	76
Figura 23 – Variação do <i>holdup</i> de líquido na coluna de produção.	76
Figura 24 – Comportamento da pressão em função da variação da RGO na coluna de produção.....	78

Figura 25 – Comportamento da pressão em função da variação do °API na coluna de produção.....	79
Figura 26 –Variação do diâmetro da coluna de produção.....	80
Figura 27 – Comportamento das perdas de pressão em função da variação da vazão de produção.....	81
Figura 28 – Perfil de pressão na linha de produção do poço 1-FMO-001-BA.	82
Figura 29 – Perfil de pressão na linha de produção do poço “x”.	83
Figura 30 – Comportamento da pressão em função da variação da RGO na linha de produção.	85
Figura 31 – Comportamento da pressão em função da variação do °API na linha de produção.	86
Figura 32 – Comportamento da pressão em função da variação do diâmetro na linha de produção.....	87

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Coeficientes para a determinação do <i>holdup</i> de líquido.	59
Tabela 2 – Coeficientes para correção da inclinação da tubulação.	60
Tabela 3 – Propriedades do reservatório, do poço e dos fluidos produzidos em 2006.	64
Tabela 4 – Correlações utilizadas na determinação de algumas propriedades.	66
Tabela 5 – Dados de entrada para a execução dos programas.	66
Tabela 6 – Dados da linha de produção do poço “x”.	83

LISTA DE SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
BSW	<i>Basic Sediments and Water</i>
FMO	Fazenda Mamoeiro
DPDL	<i>Diferencial Pressure for Diferencial Length</i>
GNC	Gás Natural Combustível
ID	Diâmetro Interno
IP	Índice de Produtividade
IPR	<i>Inflow Performance Relationship</i>
PCE	Projeto Campo Escola
RGL	Razão Gás-Líquido
RGO	Razão Gás-Óleo
TPR	<i>Tubing Performance Relationship</i>
UFBA	Universidade Federal da Bahia
UNICAMP	Universidade Estadual de Campinas
VBA	<i>Visual Basic for Applications</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área da seção transversal	ft ²
A _T	Área total da tubulação	ft ²
B _o	Fator volume de formação do óleo	bbbl/stb
B _{ob}	Fator volume de formação do óleo na pressão de saturação	bbbl/stb
B _{oi}	Fator volume de formação do óleo (condições iniciais de P e T)	bbbl/stb
B _g	Fator volume de formação do gás	bbbl/stb
C ₀	Parâmetro de distribuição	-
d	Diâmetro da tubulação	in
d _g	Densidade do gás	-
d _o	Densidade do óleo	-
f _{tp}	Fator de fricção para o fluxo bifásico	-
g	Aceleração da gravidade local	ft/s ²
g _c	Fator de conversão gravitacional	lb.ft/lbf.s ²
J	Fluxo volumétrico	ft/s
L	Comprimento da tubulação	ft
N _{Fr}	Número de Froude	-
N _{Iv}	Número de velocidade do líquido	-
P	Pressão	psia
P _{atm}	Pressão atmosférica	psia
P _b	Pressão de bolha	psia
P _i	Pressão inicial	psia
P _{pc}	Pressão pseudocrítica	psia
P _{pr}	Pressão pseudoreduzida	
P _s	Pressão de saturação	psia
P _{wf}	Pressão no fundo do poço	psia
q _g	Vazão de gás	ft ³ /s
q _l	Vazão de líquido	ft ³ /s
q _m	Vazão da mistura	bbbl/d

Re	Reynolds	-
R _s	Razão de solubilidade	scf/stb
R _{si}	Razão de solubilidade inicial	scf/stb
R _{sob}	Razão de solubilidade na pressão de bolha	scf/stb
T	Temperatura	°F
T _{pc}	Temperatura pseudocrítica	°R
T _{pr}	Temperatura pseudoreduzida	-
V _D	Velocidade de <i>drift</i>	ft/s
V _m	Velocidade do centro de massa da mistura	ft/s
v _{sg}	Velocidade superficial do gás	ft/s
v _{sl}	Velocidade superficial do líquido	ft/s
Z	Fator de compressibilidade do gás	-
α	Fração de vazios	-
α _l	<i>Holdup</i> de líquido	-
α _{lh}	<i>Holdup</i> de líquido horizontal	-
ε	Rugosidade	-
θ	Ângulo de inclinação com a horizontal	graus
λ _l	<i>Holdup</i> de líquido sem escorregamento	-
μ _g	Viscosidade do gás	cp
μ _l	Viscosidade do líquido	cp
μ _{ob}	Viscosidade do óleo na pressão de bolha	cp
μ _{od}	Viscosidade do óleo morto	cp
ρ _g	Massa específica do gás	lb/ft ³
ρ _l	Massa específica do líquido	lb/ft ³
ρ _m	Massa específica da mistura	lb/ft ³
ρ _n	Massa específica da mistura sem escorregamento	lb/ft ³
σ	Tensão superficial	dynes/cm
Γ _l	Termo de transferência de massa da fase líquida	(lb/ft ³)/s
Γ _g	Termo de transferência de massa da fase gasosa	(lb/ft ³)/s

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1	17
1 INTRODUÇÃO	17
1.1 OBJETIVO	19
1.1.1 Objetivo Geral	19
1.1.2 Objetivos Específicos	19
1.2 JUSTIFICATIVAS	20
1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO	20
CAPÍTULO 2	22
2 ESTADO DA ARTE	22
CAPÍTULO 3	26
3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	26
3.1 TIPOS DE RESERVATÓRIO DE PETRÓLEO	26
3.1.1 Reservatório de Gás	27
3.1.2 Reservatório de Óleo	27
3.2 ELEVAÇÃO NATURAL	28
3.3 FLUXO NO MEIO POROSO	29
3.4 FLUXO NA COLUNA DE PRODUÇÃO	31
3.4.1 Padrões de Fluxo em Dutos Verticais	33
3.5 FLUXO NA LINHA DE PRODUÇÃO	34
3.5.1 Padrões de Fluxo em Dutos Horizontais	35
3.6 PROPRIEDADES DO FLUIDO	36
3.6.1 Razão de Solubilidade	37
3.6.2 Fator Volume de Formação	38
3.6.2.1 Fator Volume de Formação do Gás	38
3.6.2.2 Fator Volume de Formação do Óleo	39
3.6.3 Fator de Compressibilidade do Gás	41
3.6.4 Viscosidade	43
3.7 PRINCIPAIS VARIÁVEIS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO	46
3.7.1 Holdup de líquido	46

3.7.2	Velocidades superficiais das fases.....	47
3.7.3	Velocidade de escorregamento entre as fases.....	47
3.8	EQUAÇÃO DO GRADIENTE DE PRESSÃO PARA FLUXO BIFÁSICO	48
3.8.1	Equação de conservação da massa para escoamento bifásico	49
3.8.2	Equação de conservação do momento para escoamento bifásico – Abordagem da Indústria Nuclear	51
3.8.2.1	Modelo <i>drift-flux</i>	53
3.9	CORRELAÇÕES UTILIZADAS NA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO	55
3.9.1	Correlação de Beggs e Brill (1973)	56
3.9.2	Equação do gradiente de pressão em regime permanente.....	56
3.9.2.1	Determinação do padrão de escoamento	57
3.9.2.2	Determinação do <i>holdup</i> de líquido	59
3.9.2.3	Determinação do fator de fricção	60
	CAPÍTULO 4	62
4	ESTUDO DE CASO	62
	CAPÍTULO 5	65
5	METODOLOGIA	65
5.1	PROGRAMAS COMPUTACIONAIS DESENVOLVIDOS EM VBA	65
5.2	PROGRAMA COMPUTACIONAL DPDL	70
	CAPÍTULO 6	72
6	RESULTADOS E DISCUSSÕES	72
6.1	ANÁLISE NODAL	72
6.2	COLUNA DE PRODUÇÃO	74
6.2.1	Efeito no gradiente de pressão da coluna de produção com a variação de alguns parâmetros	77
6.2.1.1	Variação da RGO	77
6.2.1.2	Variação do °API	78
6.2.1.3	Variação do diâmetro da coluna de produção.....	80
6.3	LINHA DE PRODUÇÃO	81
6.3.1	Efeito no gradiente de pressão com a variação de alguns parâmetros.....	85
6.3.1.1	Variação da RGO	85
6.3.1.2	Variação do °API	86

6.3.1.3 Variação do diâmetro da linha de produção	87
CAPÍTULO 7	88
7 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	88
REFERÊNCIAS.....	91
ANEXOS	94
ANEXO A – SIMULAÇÃO DO PROGRAMA COMPUTACIONAL DPDL PARA A COLUNA DE PRODUÇÃO DO POÇO 1-FMO-001-BA.....	95
ANEXO B – SIMULAÇÃO NO PROGRAMA EM VBA UTILIZANDO A CORRELAÇÃO DE BEGGS E BRILL (1973) PARA A LINHA DE PRODUÇÃO DO POÇO 1-FMO-001-BA	98
ANEXO C – SIMULAÇÃO NO PROGRAMA EM VBA UTILIZANDO A CORRELAÇÃO DE BEGGS E BRILL (1973) PARA A COLUNA DE PRODUÇÃO DO POÇO 1-FMO-001-BA	104
ANEXO D – SIMULAÇÃO NO PROGRAMA EM VBA UTILIZANDO O MODELO <i>DRIFT-FLUX</i> PARA A LINHA DE PRODUÇÃO DO POÇO 1-FMO-001-BA	110
ANEXO E – SIMULAÇÃO NO PROGRAMA EM VBA UTILIZANDO O MODELO <i>DRIFT-FLUX</i> PARA A COLUNA DE PRODUÇÃO DO POÇO 1-FMO-001-BA.....	115
ANEXO F – SIMULAÇÃO NO PROGRAMA EM VBA UTILIZANDO A CORRELAÇÃO DE BEGGS E BRILL (1973) PARA A LINHA DE PRODUÇÃO DO POÇO “X”	120
ANEXO G – SIMULAÇÃO NO PROGRAMA EM VBA UTILIZANDO O MODELO <i>DRIFT-FLUX</i> PARA A LINHA DE PRODUÇÃO DO POÇO “X”	122

CAPÍTULO 1

1 INTRODUÇÃO

Desde o século XX, pesquisadores têm realizado estudos sobre escoamento multifásico. Este tipo de escoamento ocorre em vários campos industriais, como por exemplo, na indústria de petróleo, nuclear, química, dentre outras. Para o desenvolvimento de projetos nestas áreas é importante o conhecimento da mecânica que rege estes escoamentos.

Inicialmente, pesquisadores desenvolveram correlações empíricas – baseados em dados experimentais; e mais recentemente, há estudos baseados em leis da mecânica dos fluidos, que são denominados de modelos mecanicistas. Na década de 60, surgiram as primeiras abordagens para a modelagem de escoamento multifásico utilizando o processo de médias, em que condensam a influência da interface para alguns termos extras nas equações de transporte. Este tipo de modelagem é conhecido por modelo de dois fluidos e modelo de mistura (ROSA, 2012).

Segundo Nascimento (2011), os modelos mecanicistas foram desenvolvidos a partir das limitações impostas pelas correlações empíricas, onde os pesquisadores buscaram caracterizar o comportamento do escoamento multifásico a partir de modelos físicos, baseados nos princípios fenomenológicos e físicos.

Dentre as formulações existentes para o modelo de mistura, uma amplamente utilizada é o modelo *drift-flux*. Este modelo considera que os fluidos formam uma mistura com uma fase dispersa na outra. Para uma mistura com n fases, o modelo de mistura isotérmico tem $(n+1)$ equações. Sendo, uma equação da conservação da massa da mistura, uma equação da quantidade de movimento da mistura e $(n-1)$ equações de conservação das $(n-1)$ fases. Este modelo foi desenvolvido pelos pesquisadores Zuber e Findlay em 1965, e desde então, o mesmo tem sido muito utilizado em várias áreas industriais, principalmente na indústria nuclear, para a determinação do gradiente de pressão.

Durante o escoamento multifásico há uma variedade de configurações que os fluidos podem adquirir, as quais são denominadas de padrões ou regimes de fluxos. Em uma tubulação, os padrões de fluxos existentes dependem dos parâmetros operacionais (BSW, vazão, temperatura, etc.), das variáveis geométricas da tubulação e das propriedades dos fluidos (densidade, viscosidade, tensão superficial, etc.).

Segundo Souza (2010), o conhecimento do comportamento da pressão, das vazões das fases e dos padrões de fluxos durante o escoamento na tubulação é fundamental para o projeto de sistemas da indústria de petróleo para se obter uma produção com a máxima eficiência e menores custos.

Existem diversas correlações que foram desenvolvidas para determinar o gradiente de pressão em escoamento multifásico. Porém, durante a escolha da correlação que será utilizada para estimá-lo, é extremamente importante saber para quais condições as mesmas podem ser aplicadas. Cada correlação foi desenvolvida para um conjunto particular de informações. Atualmente, há inúmeros simuladores que são capazes de determinar o comportamento da pressão.

A falta de informação para ajudar na escolha de quais correlações devem ser aplicadas para as condições específicas de cada poço, podem resultar em erros significativos que comprometem no desenvolvimento de projetos e, também, em processos de otimização do sistema. Em campos de petróleo antigos, normalmente, já é conhecida qual correlação se aplica para os poços destes campos. Porém, em poços novos, é necessário obter uma curva de perfil de pressão a partir dos resultados obtidos por mediação direta do poço, onde é realizada a medição de pressão em diferentes profundidades a partir de registradores de pressão. E por fim, comparar os resultados obtidos a partir de simulações com os valores medidos, e assim, verifica-se qual correlação melhor se aplica para as condições do poço.

1.1 OBJETIVO

1.1.1 Objetivo Geral

O principal objetivo deste trabalho é realizar um estudo do escoamento na linha e coluna de produção do poço 1-FMO-01-BA, pertencente ao Projeto Campo Escola da Universidade Federal da Bahia, através do desenvolvimento de um simulador e realizar a comparação entre o modelo de Beggs e Brill (1973), comumente empregado na indústria do petróleo, e o modelo *drift-flux*, muito utilizado pela indústria nuclear porém, pouco explorado na indústria do petróleo em regimes de escoamento permanente.

1.1.2 Objetivos Específicos

Este trabalho possui os seguintes objetivos específicos:

- Construir um simulador utilizando linguagem de programação Excel + VBA (*Visual Basic for Applications*) para determinação do gradiente de pressão tanto da linha como da coluna de produção do poço;
- Utilizar a correlação empírica de Beggs e Brill (1973) e o modelo *drift-flux* (GHAJAR *et al*, 2006) para determinação do gradiente de pressão e assim realizar uma análise crítica dos resultados gerados por cada modelo;
- Validar o simulador desenvolvido através da comparação dos resultados obtidos com o simulador DPDL (*Diferencial Pressure for Diferencial Length*);
- Avaliar o comportamento da pressão ao longo da linha e coluna de produção do poço em estudo, através da variação dos parâmetros: RGO (Razão gás-óleo), °API e diâmetro da tubulação.

1.2 JUSTIFICATIVAS

Na indústria de petróleo existem muitos simuladores que são utilizados como ferramentas para avaliação do comportamento dos fluidos ao longo do escoamento nos dutos visando determinar o gradiente de pressão. Ferramentas comerciais estão disponíveis, porém, por um custo elevado e muitas vezes utilizando uma arquitetura fechada que não se adapta à grande variação das características do petróleo. Por estes motivos, no presente trabalho, será desenvolvido um programa computacional, aberto, com linguagem de programação em VBA, no qual será possível determinar o gradiente de pressão tanto da linha como da coluna de produção de um determinado poço.

Com a proposta de explorar um modelo pouco utilizado na indústria do petróleo, este trabalho além de utilizar a correlação empírica de Beggs e Brill (1973), uma das principais correlações empregadas nos simuladores comerciais da indústria do petróleo, utilizará um modelo de mistura, denominado modelo *drift-flux*, desenvolvido por Zuber e Findlay em 1965. Sendo o mesmo muito aplicado para prever o comportamento dos fluidos em escoamento bifásico, utilizado para prever o comportamento do fluxo em reatores na indústria química e petroquímica, e também, bastante empregado na indústria nuclear.

1.3 ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho está dividido em sete capítulos para melhor entendimento:

- No primeiro capítulo há uma breve introdução sobre o escoamento multifásico, contém o objetivo principal e os objetivos específicos do trabalho;
- No segundo capítulo será feita uma revisão bibliográfica sobre trabalhos publicados com relação a escoamento multifásico e correlações utilizadas para determinação do gradiente de pressão;

- No Capítulo 3 encontra-se a fundamentação teórica, na qual estão os principais conceitos para o desenvolvimento do trabalho;
- Uma breve apresentação sobre o Poço 1-FMO-001-BA está no Capítulo 4;
- A metodologia empregada para o desenvolvimento dos programas está descrita no quinto capítulo, bem como breve apresentação sobre o simulador DPDL;
- No sexto capítulo estão os resultados obtidos a partir dos simuladores desenvolvidos e a análise e interpretação dos mesmos;
- No sétimo capítulo serão expostas as conclusões obtidas para o estudo proposto e sugestões para trabalhos futuros;
- Por fim será apresentada a lista das referências utilizadas neste trabalho, bem como, os anexos com os diversos dados e informações utilizados nesta pesquisa.

CAPÍTULO 2

2 ESTADO DA ARTE

Segundo Pacheco *et al* (2007), durante a produção e o transporte de petróleo, o escoamento multifásico é frequentemente observado no interior da coluna de produção e nas tubulações de escoamento, ocorrendo em trechos horizontais, inclinados ou verticais. Devido à complexidade deste tipo de escoamento diversas metodologias foram desenvolvidas com a finalidade de identificar os padrões de fluxo e estimar o gradiente de pressão. O conhecimento dessas propriedades é essencial para o dimensionamento dos dutos e dos equipamentos de produção.

Desde a década de 50 diversas pesquisas têm sido realizadas para o desenvolvimento de tecnologias com o intuito de determinar o comportamento do escoamento multifásico e a estimativa dos gradientes de pressão ao longo de tubulações. De acordo com Brill *et al* (1992), pode-se dividir em três períodos o desenvolvimento de tais tecnologias: de 1950 a 1975, período das correlações empíricas; de 1975 a 1985, período de aplicação e aprimoramento das correlações; e de 1985 até os dias atuais, período das modelagens mecanicista.

O desenvolvimento dos estudos das correlações empíricas foi dividido em três categorias:

- Correlação do tipo I: as correlações que estão nesta categoria caracterizam-se por não considerar o escorregamento entre as fases e não utilizar mapas de padrão de escoamento. Alguns dos pesquisadores que trabalharam com este modelo foram Poettmann e Carpenter (1952); Baxendell e Thomas (1961); e Fancher e Brown (1963).
- Correlação do tipo II: caracteriza-se por considerar o escorregamento entre as fases e não utilizar mapas de padrão de escoamento. Ainda para esta categoria, foram

desenvolvidas correlações para determinar o *holdup* e o fator de fricção. Dentre os autores responsáveis por estes estudos: Hagedorn e Brown (1965).

- Correlação do tipo III: caracteriza-se por considerar não apenas o escorregamento entre as fases, bem como permitir prever os padrões de fluxo. Sendo que, no cálculo do *holdup* e do fator de fricção depende do tipo de padrão de escoamento. Alguns dos pesquisadores que trabalharam com este modelo foram Duns e Ros (1963); Orkiszewski (1967); Aziz, *et al* (1972); Beggs e Brill (1973).

Segundo Aziz *et al* (1998), modelos empíricos são limitados a certas condições de operação e pelos tipos de fluidos que são encontrados nos campos de petróleo e gás. Por outro lado, os modelos mecanicistas são baseados em leis fundamentais e, portanto, podem oferecer uma modelagem mais precisa das variações das propriedades geométricas e do tipo de fluido. Porém, tais modelos ainda apresentam alguns aspectos problemáticos com relação à modelagem. Entre eles, podem-se destacar a determinação da tensão de cisalhamento na interface gás-líquido, os efeitos de dispersão e deposição de gotículas líquidas no escoamento anular, e a determinação das taxas de transferência de calor relativas a cada arranjo de fases específico. Algumas destas grandezas necessitam de correlações experimentais para a solução de problemas, o que induz a certa limitação dos modelos no que tange ao intervalo de validação destas correlações (ALVES, 1989).

Lockhart e Martinelli (1948) foram os primeiros pesquisadores que realizaram um trabalho buscando um tratamento físico do escoamento multifásico. Este trabalho baseou-se na condição de que o gradiente de pressão da fase líquida é igual ao da fase gasosa; e também, que a área ocupada pelo gás mais a do líquido é a área total da tubulação. Estes autores propuseram quatro diferentes correlações de perda de pressão para quatro diferentes mecanismos de fluxos. O mecanismo de fluxo consistiu em: fluxo laminar com duas fases, fluxo turbulento com duas fases e uma fase laminar e outra turbulenta.

Taitel e Dukler (1976) desenvolveram um modelo estacionário bifásico para escoamento estratificado para dutos horizontais, inclinados ou verticais. Neste modelo foi utilizando o parâmetro X de Lockhart e Martinelli (1948) e outro parâmetro adimensional Y. Desta forma,

obteve-se o *holdup* a partir de: um sistema algébrico composto por duas equações não lineares ou um diagrama a partir dos valores de X e Y.

Taitel e Barnea (1990) desenvolveram um modelo estacionário bifásico para escoamento intermitente do tipo *slug* a partir do balanço de momento e correlações empíricas para a geometria do escoamento do tipo *slug*.

Ullmann *et al* (2003) através de um modelo bifásico estacionário mapeou regiões onde existem três soluções para o *holdup* do escoamento em uma tubulação inclinada. Outro fator discutido neste trabalho é o efeito da multiplicidade de soluções sobre a transição dos padrões de escoamento.

Cazarez e Vásquez (2005) desenvolveram um modelo mecanicista baseado na resolução simultânea das equações do balanço de massa, do momento e da energia para prever a queda de pressão, a temperatura e a velocidade das fases gás-líquido da mistura, sendo tais parâmetros funções do tempo e posição. A massa específica e o *holdup* de líquido foram estimados por correlações, enquanto, o fator de atrito e o padrão de fluxo foram estimados utilizando as correlações de Beggs e Brill (1973).

Nos últimos anos houve um aumento significativo do uso de redes neurais artificiais (RNA's) na indústria de petróleo. Apesar de seu potencial não ter sido completamente explorado, muitos pesquisadores têm aplicado RNA's para resolver vários problemas associados ao escoamento multifásico. Pacheco *et al* (2007) desenvolveu um trabalho com uma abordagem não fenomenológica para caracterização do regime de escoamento e estimativa do gradiente de pressão em escoamento multifásico, baseada no emprego da ferramenta de redes neurais. De acordo com o mesmo, apesar dos avanços realizados nos últimos anos nas metodologias mecanicistas e empíricas, ambas ainda não fornecem resultados com a precisão e confiabilidade requeridas pela indústria.

Bilgesu *et al* (1995) desenvolveram um trabalho utilizando redes neurais para a determinação da perda de carga, do *holdup* de líquido e dos padrões de fluxo. Segundo os autores do trabalho, os resultados obtidos a partir das simulações das redes neurais apresentaram melhor desempenho quando comparados com os dados obtidos através das correlações empíricas. As redes neurais mostraram boa concordância com os valores experimentais e de campo.

Ghajar *et al* (2006) realizou um estudo de comparação do desempenho de 68 correlações que determina a fração de vazios (a fração volumétrica da fase gasosa) com 2.845 dados experimentais, sendo 900 com tubulação na horizontal, 1.542 inclinado e 403 com tubos na vertical. A análise mostrou que a maior parte das correlações desenvolvidas são muito restritas em termos do tratamento de uma grande variedade de conjuntos de dados. A partir deste estudo foi observado que o modelo *drift-flux* é uma ferramenta poderosa no desenvolvimento de correlações para determinação da fração de vazios. Sendo que, dentre as seis correlações que apresentaram melhor desempenho, comparado com os dados experimentais, cinco foram desenvolvidas com base no modelo *drift-flux*.

CAPÍTULO 3

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Este capítulo apresentará algumas definições que são essenciais para o desenvolvimento do trabalho.

3.1 TIPOS DE RESERVATÓRIO DE PETRÓLEO

A classificação dos reservatórios depende da composição e das condições de temperatura e pressão em que se encontram as acumulações de petróleo. Existem reservatórios de líquido, que são chamados de reservatório de óleo; reservatórios de gás, e também, reservatórios com duas fases em equilíbrio. O comportamento de qualquer mistura de hidrocarbonetos pode ser representado através de um diagrama de fases. A Figura 1 mostra os detalhes de um diagrama de fases de uma mistura. Esses diagramas são utilizados para classificar os reservatórios e descrever o comportamento das fases do fluido de reservatório.

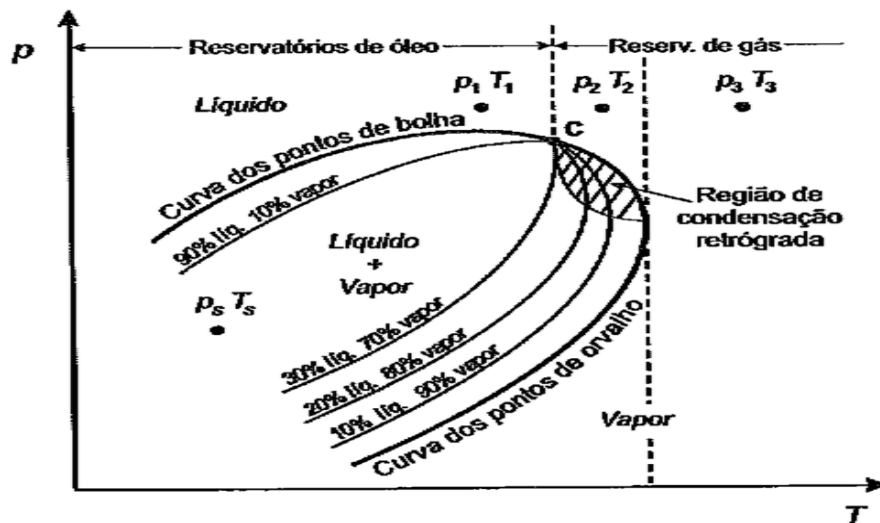


Figura 1 – Diagrama P versus T de uma mistura de hidrocarbonetos.

Fonte: Rosa *et al* (2003).

3.1.1 Reservatório de Gás

O reservatório de gás é aquele em que, na jazida de petróleo que contém a mistura de hidrocarbonetos, se encontra no estado gasoso nas condições de reservatório. No diagrama de fases este tipo de reservatório é representado pelos pontos em que se encontram à direita do ponto crítico (ponto C na Figura 1). Os reservatórios de gás são classificados como: reservatórios de gás seco; reservatório de gás úmido e reservatório de gás retrógrado, dependendo do seu comportamento quando sujeito a reduções de pressão dentro do reservatório e o do tipo de fluido resultante nos equipamentos de superfície (QUEIROZ, 2006).

Um reservatório de gás é classificado como úmido quando a mistura ao ser submetida ao processo de separação produzir certa quantidade de líquido. Caso a quantidade de líquido seja desprezível, o reservatório é classificado como reservatório de gás seco (ROSA *et al*, 2003).

Em uma jazida de hidrocarbonetos na qual a mistura, nas condições iniciais de temperatura e pressão, se encontra no estado gasoso, à medida que o fluido é produzido a pressão no reservatório diminui. Em certo momento da vida produtiva da formação pode ocorrer a condensação de certos componentes da mistura, e à medida que ocorre a produção, o gás que havia se liquefeito retorna para o estado gasoso. Quando ocorre este tipo de fenômeno o reservatório é denominado de reservatório retrógrado (THOMAS, 2004).

3.1.2 Reservatório de Óleo

A depender da posição em que se encontra no diagrama de fases a mistura líquida pode ser classificada como óleo saturado ou óleo subsaturado. Caso o ponto representativo da mistura encontre-se na curva dos pontos de bolha, conforme mostrado na Figura 1, o óleo é saturado. No caso da mistura está submetida a uma pressão maior que a pressão de bolha, o óleo está subsaturado.

À medida que ocorre a produção, o fluido que é produzido sofre alterações pois, o mesmo passa das condições de temperatura e pressão de reservatório, para as condições de temperatura e pressão de superfície. Há também modificações no fluido que permanece no reservatório já que a pressão do reservatório diminui enquanto a temperatura se mantém praticamente constante.

3.2 ELEVAÇÃO NATURAL

Na elevação natural de petróleo, o fluxo de fluidos desde o reservatório até a superfície é devido unicamente à energia do reservatório (THOMAS, 2004).

A elevação natural ocorre geralmente no início da vida produtiva do poço. Contudo, devido à produção contínua, a pressão do reservatório declina, tornando-se insuficiente para os fluidos escoarem desde o reservatório até a superfície.

Para poços em que a pressão do reservatório é relativamente baixa é necessário utilizar um método de elevação artificial para elevá-los. Os métodos de elevação artificiais mais comuns na indústria de petróleo são: *gás-lift* contínuo e intermitente; bombeio centrífugo submerso; bombeio mecânico e bombeio por cavidade progressiva.

Os poços surgentes quando comparados com aqueles que produzem por elevação artificial, produzem com menores problemas operacionais devido à simplicidade dos equipamentos de superfície e subsuperfície, e com menores custos por unidade de volume produzido.

Um sistema de produção de petróleo pode ser dividido em três categorias de fluxos: fluxo no reservatório; fluxo na coluna de produção e fluxo na superfície. A Figura 2 ilustra estas três etapas do fluxo do petróleo.

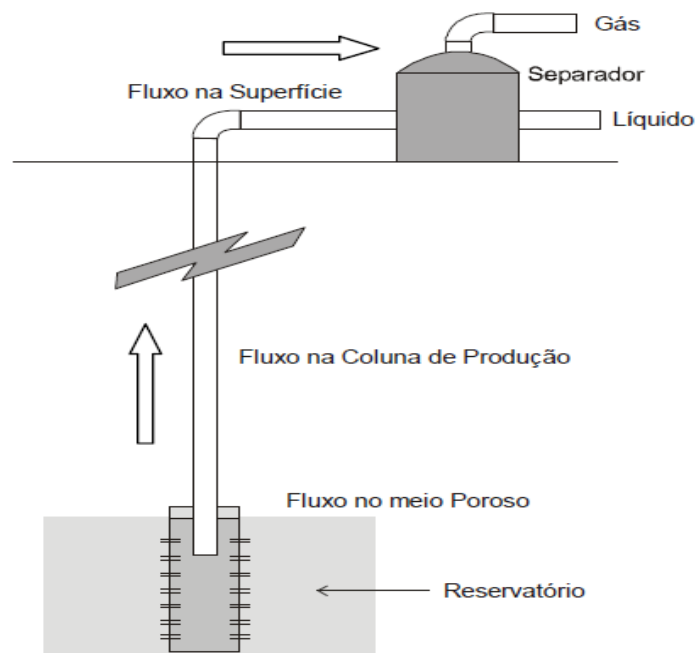


Figura 2 – Etapas de fluxo.

Fonte: Nascimento (2005).

3.3 FLUXO NO MEIO POROSO

A capacidade de produção de um reservatório é dada a partir do Índice de Produtividade (IP). Sendo o mesmo definido a partir da seguinte equação:

$$IP = \frac{q}{P_e - P_{wf}} \quad (3.1)$$

Sendo,

q a vazão de produção,

P_e a pressão estática do poço e

P_{wf} a pressão de fundo do poço.

Quanto maior o diferencial de pressão sobre o meio poroso, maior será a vazão de líquido que se desloca para o poço. Sendo que, a máxima vazão que poderia ser obtida ocorreria quando a

pressão do fundo do poço fosse igual a zero. Porém, para poços surgentes isto não é possível pois, é necessário uma pressão mínima para vencer as perdas ao longo da coluna e linha de produção, e assim, o fluido consiga atingir os equipamentos de separação na superfície.

O valor do IP é determinado, na prática, efetuando-se um teste de produção, em que consiste na medição da pressão de fluxo ($P_e - P_{wf}$) para vazões constantes.

Re-escrevendo a Equação 3.1:

$$P_{wf} = P_e - \frac{q}{IP} \quad (3.2)$$

Casos em que o índice de produtividade é constante, independentemente da vazão de produção, a curva da Equação 3.2 será uma linha reta (Figura 3), chamada de *Inflow Performance Relationship* (IPR).

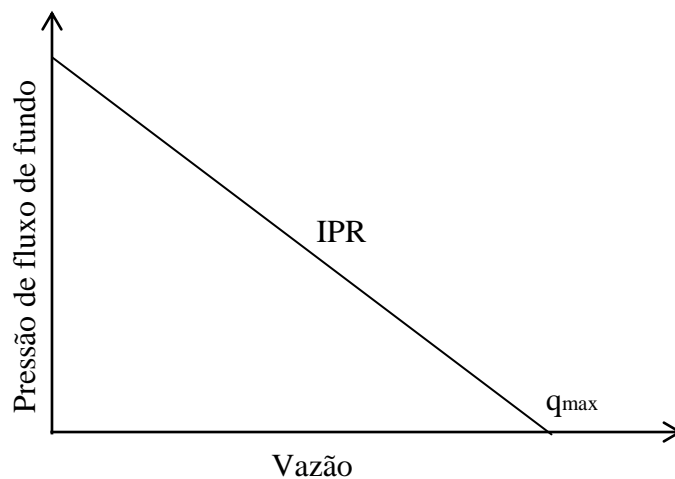


Figura 3 – Curva de IPR – Modelo Linear.

A curva de IPR obtida a partir da Equação 3.2 é conhecida como Modelo Linear. Este modelo é aplicado para reservatórios em que a pressão de fluxo de fundo é maior que a pressão de saturação.

Como pode-se observar na Figura 3, o ponto em que a curva de IPR intercepta o eixo da abscissa (vazão), a vazão do reservatório é máxima, este ponto é conhecido como o potencial do poço. Para que ocorra esta máxima vazão é necessário que a P_{wf} seja igual a zero.

Para reservatórios de gás em solução com pressão igual ou abaixo da pressão de saturação, o modelo utilizado para determinar a capacidade de produção do reservatório é o Modelo de Vogel, o qual é dado pela seguinte expressão:

$$\frac{q}{q_{\max}} = 1 - 0,2\left(\frac{P_{wf}}{P_e}\right) - 0,8\left(\frac{P_{wf}}{P_e}\right)^2 \quad (3.3)$$

A representação gráfica do Modelo de Vogel é a seguinte (Figura 4):

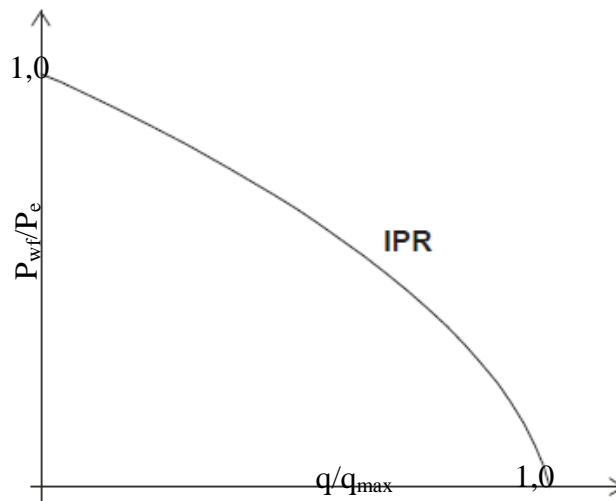


Figura 4 – Curva de IPR – Modelo de Vogel.

3.4 FLUXO NA COLUNA DE PRODUÇÃO

O fluxo na coluna de produção inicia-se na região em frente aos canhoneados e termina na cabeça do poço. Para que este fluxo ocorra, a pressão do fundo do poço deve ser suficiente para vencer as perdas por hidrostática, fricção e aceleração na coluna de produção, além da pressão da cabeça do poço.

O gradiente de pressão na coluna de produção corresponde à soma das perdas devido à hidrostática, fricção e aceleração. Sendo que, a perda devido à hidrostática equivale ao peso da coluna hidrostática, que é função da massa específica dos fluidos. Já a perda relacionada à

fricção existirá sempre que houver movimentação dos fluidos e a mesma depende diversos fatores, dentre os quais tem-se o diâmetro, a rugosidade da coluna e a vazão em que os fluidos se encontram. E por fim, o gradiente devido à aceleração corresponde à perda causada pela variação da velocidade dos fluidos na coluna.

A determinação do gradiente de pressão é feita através de simuladores os quais utilizam as chamadas correlações de petróleo ou modelos mecanicistas. Porém, é importante salientar que tais correlações foram desenvolvidas para um conjunto particular de informações, e com isso, a aplicação de cada uma deve ocorrer em poços que possuam características semelhantes àquelas utilizadas para o desenvolvimento das mesmas.

O desempenho do fluxo na coluna de produção é avaliado pela curva de *Tubing Performance Relationship* (TPR), a qual relaciona a vazão com a pressão necessária no fundo do poço. Ao comparar o fluxo na coluna de produção com o fluxo no meio poroso observa-se comportamentos diferentes. Estes comportamentos distintos podem ser observados na Figura 5.

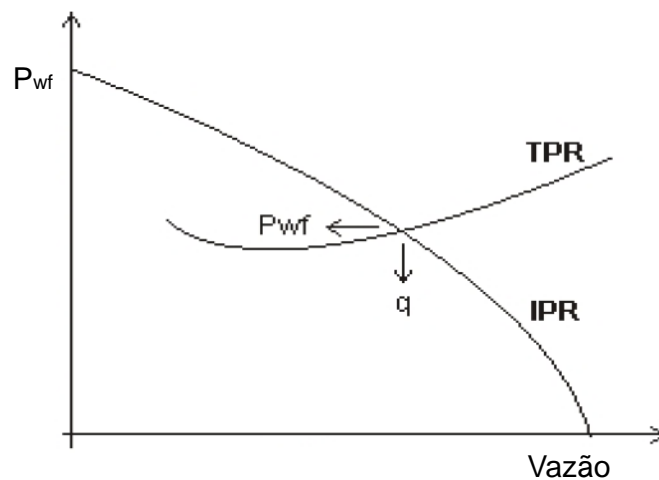


Figura 5 – Curva de IPR e TPR.

O ponto de interseção entre as curvas representa a vazão de equilíbrio (ponto de operação) e a pressão de fluxo no fundo do poço para esta vazão.

A partir da análise nodal é possível traçar as curvas de pressão disponível (curva de IPR) e pressão necessária (curva de TPR). A pressão disponível no fundo do poço é calculada

diminuindo as perdas de pressão desde o reservatório até o nó escolhido, ou seja, é determinada no mesmo sentido de fluxo. Porém, a pressão requerida é calculada somando as perdas de pressão desde o separador até o nó escolhido (sentido contrário ao fluxo).

A seguir serão apresentados os padrões de fluxo que geralmente são aceitos para fluxos verticais multifásicos.

3.4.1 Padrões de Fluxo em Dutos Verticais

Os padrões de fluxo em dutos verticais e com escoamento co-corrente ascendente encontrados na literatura são: bolha, gulfada, transição e anular. Estes padrões estão apresentados na Figura 6.

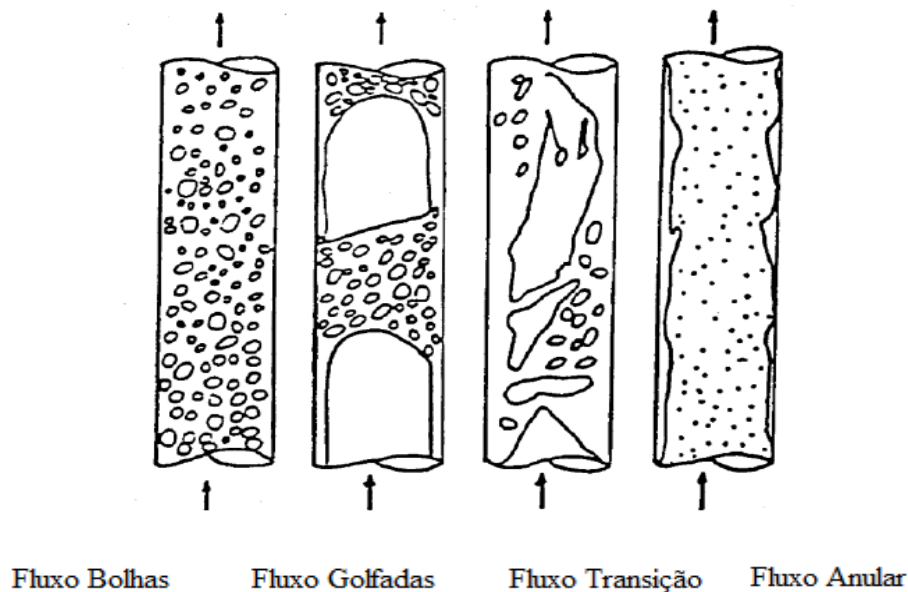


Figura 6 – Padrões de fluxo em dutos verticais.

Fonte: Pereira (2011).

- Regime de Bolhas – No fluxo de bolhas a fase gasosa está dispersa em forma de pequenas bolhas na fase líquida. A depender da presença ou ausência de escorregamento entre as fases, este regime de fluxo pode ser subdividido em bolhas e bolhas dispersas. No regime de bolhas, a fase gasosa se move mais rapidamente do

que a fase líquida, e há o escorregamento entre as fases. Já o regime de bolhas dispersas é caracterizado pelo arraste da fase gasosa pela fase líquida, causando o não escorregamento entre as fases.

- Regime de Golfadas – Neste regime a fase gasosa está na forma de vários bolsões com o diâmetro similar ao da coluna, os mesmos escoam pelo centro da tubulação, e entre a parede da coluna e os bolsões de gás escoam a fase líquida.
- Regime de Transição – O fluxo de transição é um pouco semelhante ao de golfadas porém, é mais caótico e desordenado. Neste regime o líquido possui um movimento oscilatório para cima e para baixo na tubulação, e a mistura gás-líquido pode apresentar-se de forma contínua.
- Regime Anular – Neste regime a fase contínua é a gasosa. O gás escoam pelo centro da tubulação e uma fina camada de líquido separa o gás da parede da coluna. A fase gasosa é que predomina sobre os efeitos no gradiente de pressão.

3.5 FLUXO NA LINHA DE PRODUÇÃO

O fluxo na linha de produção compreende o escoamento dos fluidos desde a cabeça do poço até o vaso separador. Assim como o gradiente de pressão da coluna de produção, o gradiente de pressão na linha de produção é resultado da soma das perdas por hidrostática, fricção e aceleração.

A seguir estão descritos os padrões de fluxo em tubulações horizontais que podem ser encontrados durante o escoamento.

3.5.1 Padrões de Fluxo em Dutos Horizontais

Os padrões de fluxos horizontais são divididos em três grupos: segregado, intermitente e distribuído. Estes grupos podem vistos na Figura 7.

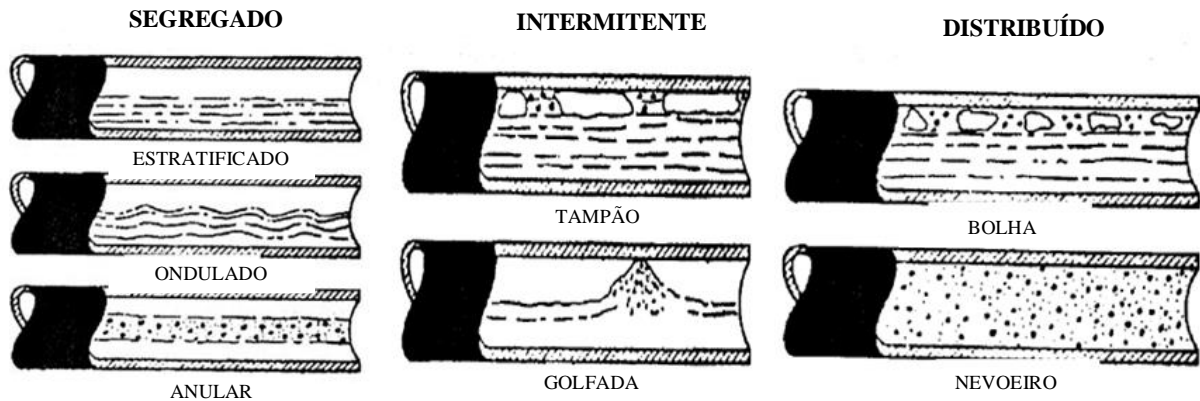


Figura 7 – Padrões de fluxo em dutos horizontais.

Fonte: Pereira (2011), modificado.

O fluxo segregado possui a seguinte subdivisão:

- Regime Estratificado – Neste regime a fase líquida escoar na parte inferior enquanto que o gás escoar na parte superior, e a interface entre as fases é lisa.
- Regime Ondulado – É também caracterizado pela separação total das fases porém, à medida que a velocidade do gás aumenta ocorre a formação de ondas sobre a superfície do líquido. Este tipo de fluxo é comum em sistemas de gás condensado.
- Regime Anular – À medida que a velocidade do gás aumenta, a fase gasosa fica na parte central da parede da tubulação, e a fase líquida forma um anel ao redor da parede da tubulação.

O fluxo intermitente possui a seguinte subdivisão:

- Regime Tampão – Este regime é caracterizado pela formação de alongadas bolhas de gás, as quais normalmente escoam na parte superior da tubulação.

- Regime Golfadas – Com o aumento da velocidade do gás, as ondas do regime segregado ondulado crescem, e com isso, em alguns casos, as ondas ocupam toda a seção transversal da tubulação, formando as golfadas.

E por fim, o fluxo distribuído pode ocorrer das seguintes formas:

- Regime Bolha – É similar ao descrito para fluxo em tubulações verticais, mas há a tendência das bolhas escoarem na parte superior do duto.
- Regime Nevoeiro – Ocorre quando há escoamento de gás e líquido com elevadas velocidades superficiais. O líquido flui com a mesma velocidade que o gás sendo que, o mesmo encontra-se totalmente disperso no gás.

3.6 PROPRIEDADES DO FLUIDO

A determinação das propriedades físicas das fases é uma etapa importante para o estudo do escoamento. Segundo Alves (1989), podem ser utilizados os seguintes métodos para determinação das propriedades físicas:

- Modelo composicional – as propriedades são determinadas a partir de cálculos baseados em equações de estado que predizem o equilíbrio das fases. Este método é utilizado para óleos voláteis e quando se dispõe da composição da mistura.
- *Black-oil* – não é necessário o conhecimento da composição da mistura. As propriedades são determinadas a partir de correlações que foram desenvolvidas baseadas em dados experimentais.

Os tópicos seguintes abordam as correlações *black-oil* que serão utilizadas neste trabalho para determinar algumas propriedades.

3.6.1 Razão de Solubilidade

Nas condições de pressão e temperatura do reservatório, o líquido possui certa quantidade de gás dissolvido. A razão de solubilidade (R_s) é o parâmetro que exprime a quantidade de gás presente no líquido, ou seja, é a razão entre o volume de gás que está dissolvido, nas condições padrão, e volume de óleo que será obtido da mistura, nas condições padrão, conforme Equação 3.4.

$$R_s = \frac{\text{Volume do gás em solução (1atm, 60°F)}}{\text{Volume do óleo morto (1atm, 60°F)}} \quad (3.4)$$

A Figura 8 apresenta um diagrama de razão de solubilidade versus pressão.

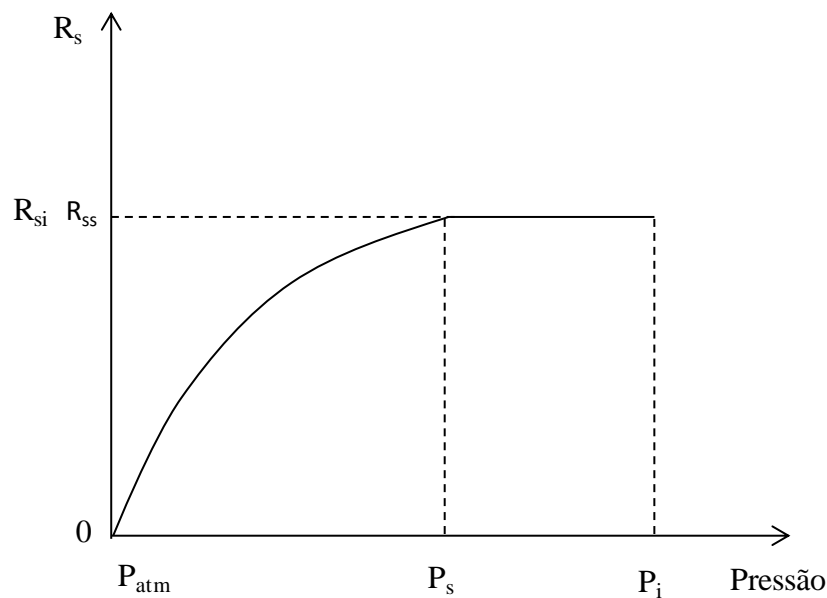


Figura 8 – Razão de solubilidade em função da pressão.

Fonte: Thomas (2004).

A partir deste gráfico pode-se observar que acima da pressão de bolha a razão de solubilidade se mantém constante e igual a inicial. Isto ocorre pois, durante a fase que o reservatório permanece subsaturado nenhum gás sai de solução. À medida que, a pressão diminui, abaixo

da pressão de saturação, no reservatório a razão de solubilidade diminui, ou seja, o gás começa a se desprender do líquido.

Há na literatura algumas correlações que foram desenvolvidas para determinar a razão de solubilidade, dentre as quais se destaca a correlação proposta por Standing (1981).

Neste trabalho, a razão de solubilidade é determinada a partir da correlação de Standing (1981). Esta correlação é a mais antiga e bastante utilizada para se determinar a razão de solubilidade. A Equação 3.5 é a expressão matemática desenvolvida por Standing (1981) para determinar a R_s .

$$R_s = d_g \left[\frac{P}{18} 10^{0,0125 P_{API} - 0,000917 T} \right]^{1,2048} \quad (3.5)$$

Onde:

d_g é a densidade do gás em solução,

P é a pressão do sistema em psia e

T é a temperatura dada em °F.

Por simplicidade, a densidade do gás livre e em solução foi assumida constante e igual à densidade média do gás do separador.

3.6.2 Fator Volume de Formação

3.6.2.1 Fator Volume de Formação do Gás

O fator volume de formação do gás (B_g) é definido como a razão entre o volume que o gás ocupa em uma determinada pressão e temperatura, e o volume que o mesmo ocupa nas condições padrão. Pode-se demonstrar pela Equação 3.6.

$$B_g = 0,02827 \frac{ZT}{P} \quad (3.6)$$

Z é o fator de compressibilidade dos gases reais,

T é a temperatura absoluta em °R e

P é a pressão do sistema em psia.

3.6.2.2 Fator Volume de Formação do Óleo

O fator volume de formação do óleo (B_o) é definido como a razão entre o volume que o óleo ocupa em uma determinada pressão e temperatura, e o volume que o mesmo ocupa nas condições padrão.

O fator volume de formação reflete os fenômenos de contração e expansão do volume do óleo, em função da variação da pressão e temperatura que o fluido está submetido.

Como pode-se observar na Figura 9, o fator volume de formação de óleo depende da pressão. Para pressões superiores a pressão de saturação (P_s) do óleo, devido à compressibilidade do líquido, qualquer redução na pressão irá resultar no aumento do volume do óleo. Já devido à vaporização das frações leves, para pressões abaixo da P_s do óleo, reduções de pressão resulta em uma menor quantidade do volume do óleo.

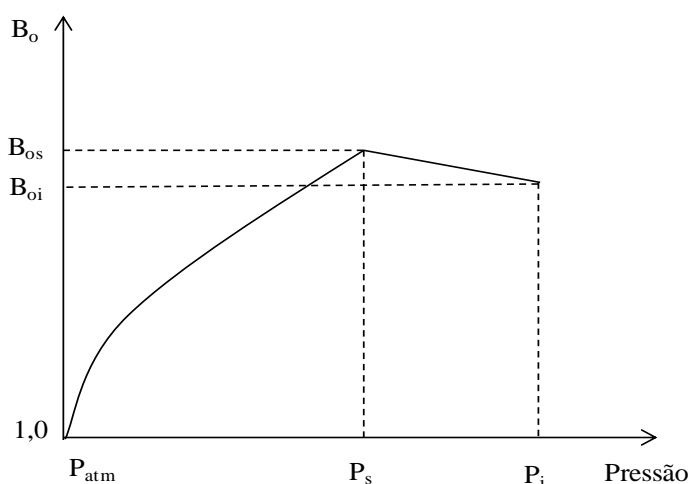


Figura 9 – Fator volume de formação do óleo em função da pressão.

Fonte: Thomas (2004).

As correlações mais empregadas na determinação do B_o são as de Standing (1981) e de Vazquez e Beggs (1980). No presente trabalho o fator volume de formação do óleo é determinado a partir da correlação de Standing (1981).

Standing (1981) realizou experimentos laboratoriais feitos a partir de 105 amostras de 22 tipos diferentes de óleos da Califórnia (SHOHAM, 2007). Em sua correlação o B_o é função da temperatura, razão de solubilidade e densidade do óleo e gás.

Para pressões menores que a pressão de saturação, a correlação de Standing (1981) é representada pela seguinte equação:

$$B_o = 0,9759 + 0,00012 \left[R_s \left(\frac{d_g}{d_o} \right)^{0,5} + 1,25T \right]^{1,2} \quad (3.7)$$

Onde:

B_o é dada em bbl/stb,

R_s é a razão de solubilidade, em scf/stb e

T é a temperatura dada em °F.

Para pressões maiores que a pressão de saturação utiliza-se a Equação 3.8 para determinar o B_o . Sendo que, para determinar o B_{ob} (fator volume de formação do óleo na pressão de bolha) aplica-se a Equação 3.7 para $P=P_s$ (STANDING, 1981).

$$B_o = B_{ob} e^{\frac{-1433+5R_s+17,2T-1180d_g+12,61^\circ API}{10^5 P}(P_s-P)} \quad (3.8)$$

Sendo, as pressões em psig.

3.6.3 Fator de Compressibilidade do Gás

O fator de compressibilidade (Z) é uma medida do desvio de comportamento do gás real em relação ao comportamento do gás ideal.

$$Z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad (3.9)$$

O fator de compressibilidade varia com a composição do gás, com a temperatura e com a pressão. O valor de Z pode ser determinado para a maioria dos gases usando o princípio dos estados correspondentes. Para misturas, usa-se a pressão e temperatura pseudoreduzidas, as quais são definidas como:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (3.10)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (3.11)$$

Sendo, P_{pc} a pressão pseudocrítica e T_{pc} a temperatura pseudocrítica, representadas pelas Equações 3.12 e 3.13 (ROSA *et al*, 2003).

$$P_{pc} = 677 + 15d_g - 37,5d_g^2 \quad (3.12)$$

$$T_{pc} = 168 + 325d_g - 12,5d_g^2 \quad (3.13)$$

Valores de Z podem ser estimados utilizando-se gráficos obtidos experimentalmente, conforme Figura 10.

No presente trabalho foi utilizada a correlação de Beggs e Brill (1973), em que fornece valores do fator de compressibilidade do gás:

$$Z = A + \frac{1-A}{\exp B} + CP_{pr}^D \quad (3.14)$$

$$A = 1,39(T_{pr} - 0,92)^{0,5} - 0,36T_{pr} - 0,101 \quad (3.15)$$

$$B = (0,62 - 0,23T_{pr})P_{pr} + \left(\frac{0,066}{T_{pr} - 0,86} - 0,037 \right) P_{pr}^2 + \frac{0,32}{10^{9(T_{pr}-1)}} P_{pr}^6 \quad (3.16)$$

$$C = 0,132 - 0,32 \log T_{pr} \quad (3.17)$$

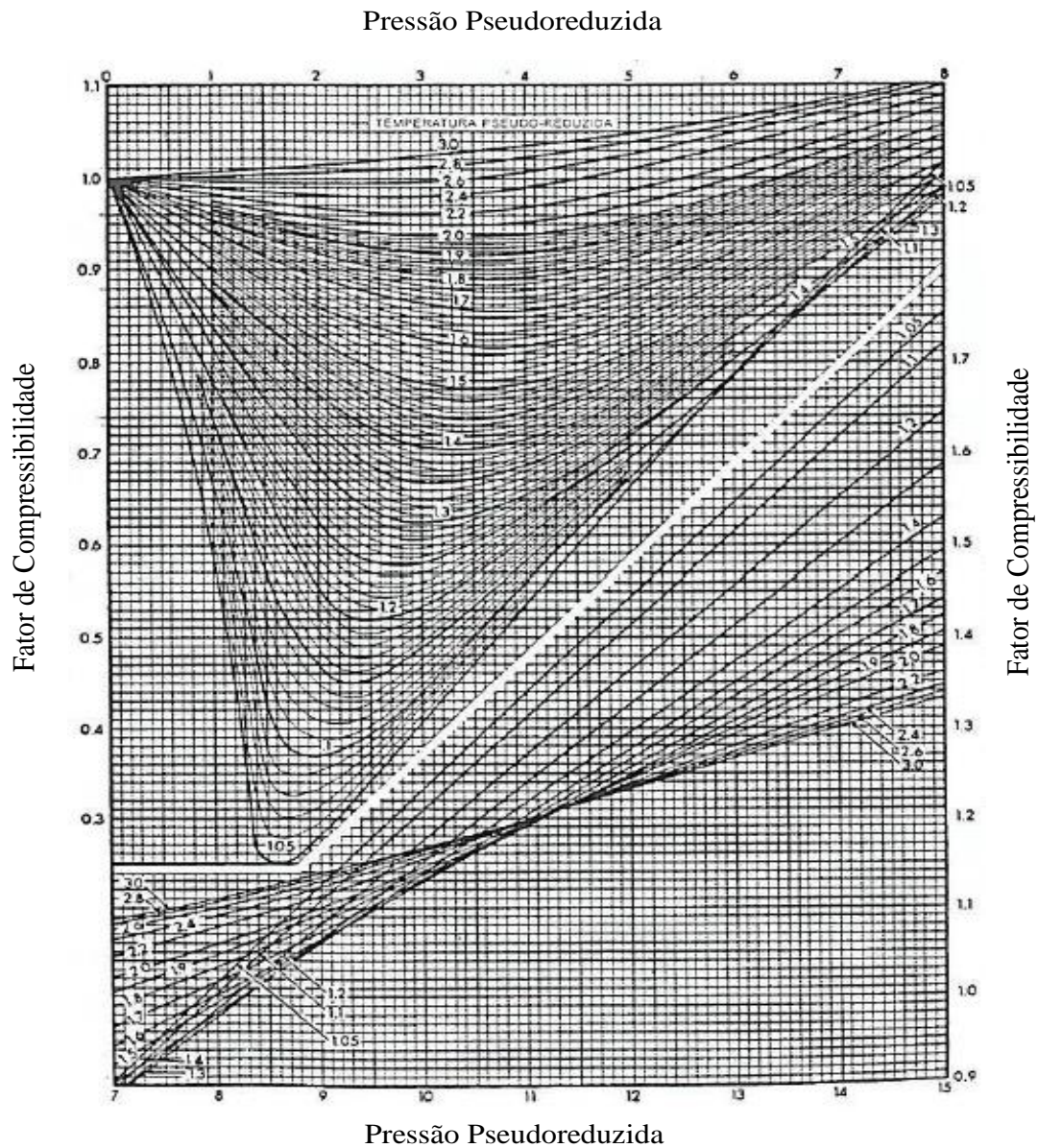


Figura 10 – Fator de compressibilidade do gás natural.

Fonte: Standing *et al* (1942).

3.6.4 Viscosidade

A viscosidade de um fluido é a medida de resistência ao fluxo. A mesma depende tanto da pressão quanto da temperatura que o fluido se encontra. A viscosidade do óleo presente no

reservatório depende, também, da quantidade de gás dissolvido no líquido, ou seja, depende da razão de solubilidade.

O comportamento da viscosidade do óleo depende se o mesmo encontra-se com a pressão abaixo ou acima do ponto de bolha. Para pressões acima do ponto de bolha, a viscosidade diminui à medida que decresce a pressão, isto por causa da compressibilidade. Mas, para o caso em que o óleo encontra-se abaixo do ponto de bolha, o comportamento da viscosidade é o inverso, à medida que a pressão diminui a viscosidade do óleo aumenta pois, com a queda da pressão haverá o desprendimento do gás que estava dissolvido no líquido. A partir da Figura 11, pode-se observar este comportamento da viscosidade do óleo com a variação da pressão.

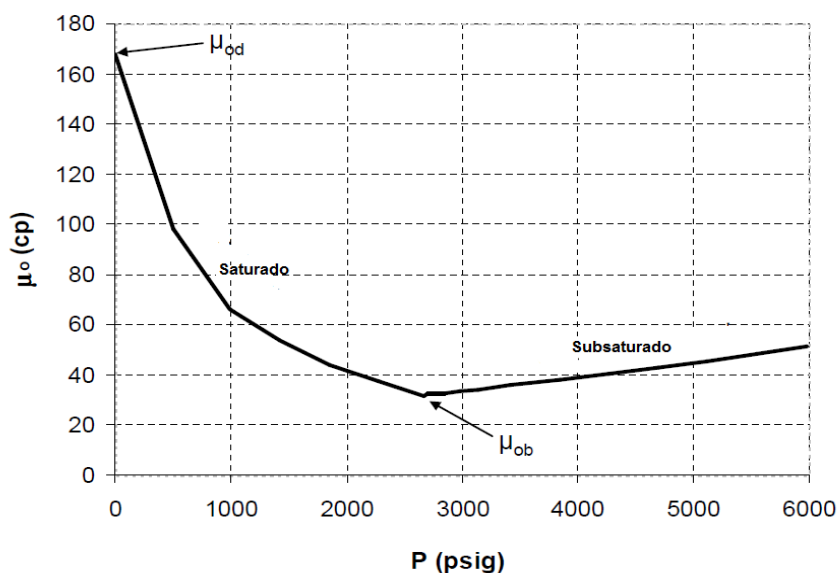


Figura 11 – Viscosidade do óleo em função da pressão.

Fonte: Slides da aula do professor Dr. Rinaldo A. M. Vieira (2011).

Existem algumas correlações empíricas para determinar a viscosidade do óleo saturado e subsaturado. No presente trabalho foi utilizado a correlação de Beggs e Robinson (1975) para estimar a viscosidade do óleo saturado, e a correlação de Vasquez e Beggs (1980) para determinar a viscosidade do óleo subsaturado.

A correlação de Beggs e Robinson é dada pela seguinte equação:

$$\mu_o = \left[10,715(R_s + 100)^{-0,515} \right] \mu_{od}^{5,44(R_s + 150)^{-0,318}} \quad (3.18)$$

Sendo, μ_{od} a viscosidade do óleo morto, determinada pela seguinte expressão:

$$\mu_{od} = 10^{10 \left[\frac{3,0324 - 0,02023 API}{T^{1,163}} \right] - 1} \quad (3.19)$$

A correlação de Vasques e Beggs é dada pela Equação 3.20, para pressões acima do pressão de bolha.

$$\mu_o = \mu_{ob} \left[\frac{P}{P_b} \right]^{2,6P^{1,187} \exp(-11,513 - 8,98 \cdot 10^{-5} P)} \quad (3.20)$$

E, μ_{ob} é viscosidade do óleo na pressão de bolha, correlação de Vasques e Beggs.

$$\mu_{ob} = \left[10,715 (R_{sob} + 100)^{-0,515} \right] \mu_{od}^{5,44 (R_{sob} + 150)^{-0,318}} \quad (3.21)$$

Onde, a R_{sob} é a razão de solubilidade na pressão de bolha (P_b).

A viscosidade do gás, também, pode ser determinada a partir de equações empíricas. Lee *et al* (1966) desenvolveram uma correlação para determinar a viscosidade do gás, representada pela Equação 3.22.

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp \left[x \left(\frac{\rho_g}{62,4} \right)^{2,4 - 0,2 \cdot x} \right] \quad (3.22)$$

Sendo que,

$$K = \frac{(9,4 + 0,02 M_g) T^{1,5}}{209 + 19 M_g + T} \quad (3.23)$$

$$x = 3,5 + \frac{986}{T} + 0,01 M_g \quad (3.24)$$

3.7 PRINCIPAIS VARIÁVEIS DO ESCOAMENTO BIFÁSICO

Para o escoamento bifásico é extremamente importante a definição de algumas variáveis que representam a relação de influência de uma fase sobre a outra durante o fluxo. Dentre estas variáveis destacam-se: *holdup* de líquido, as velocidades das fases e a velocidade de escorregamento entre as fases. A seguir serão apresentadas estas variáveis.

3.7.1 *Holdup* de líquido

Em um duto com escoamento co-corrente ascendente ou horizontal, durante o fluxo bifásico (gás e líquido), existe diferença de comportamento das fases devido a desigualdade das propriedades físicas. Como o gás apresenta menor viscosidade e densidade, o mesmo possui maior mobilidade que a fase líquida, ou seja, o gás flui com maior velocidade. Esta diferença entre as velocidades dos fluidos é denominada de escorregamento das fases. Tal fenômeno provoca variação do volume local de líquido quando analisada por trecho na tubulação (BRILL e MUKHERJEE, 1999). Com isso, evidencia-se um conceito importante para o escoamento bifásico: *holdup* de líquido, que é definido como a fração volumétrica de uma seção da tubulação ocupada pela fase líquida.

$$\alpha_l = \frac{\text{Volume ocupado pelo líquido}}{\text{Volume do seguimento da tubulação}} \quad (3.25)$$

$$\alpha_l = \frac{A_l}{A_T} \quad (3.26)$$

$$\alpha_g = \frac{A_g}{A_T} \quad (3.27)$$

Onde:

$$\alpha_l + \alpha_g = 1 \quad (3.28)$$

O *holdup* de líquido varia de zero, quando somente gás flui na tubulação, a um, quando há apenas líquido escoando. O *holdup* de gás varia de zero, quando somente líquido flui na tubulação, a um, quando há apenas gás escoando

Em função da ocorrência ou não de escorregamento das fases, o *holdup* de líquido pode ser definido como, *holdup* de líquido com escorregamento e sem escorregamento. Quando a velocidade do gás é igual a velocidade do líquido, ou seja, não há escorregamento entre as fases, o *holdup* de líquido é determinado por mera ponderação das vazões volumétricas:

$$\lambda_l = \frac{q_l}{q_l + q_g} \quad (3.29)$$

3.7.2 Velocidades superficiais das fases

Outro conceito relevante para escoamento bifásico é de velocidade superficial, que é definido como a velocidade que uma fase teria se estivesse fluindo sozinha na tubulação. As Equações 3.30 e 3.31, representam a expressão matemática para obter as velocidades superficiais do líquido e do gás, respectivamente.

$$v_{sl} = \frac{q_l}{A_T} \quad (3.30)$$

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A_T} \quad (3.31)$$

3.7.3 Velocidade de escorregamento entre as fases

A velocidade de escorregamento é definida como a diferença entre as velocidades reais da fase gasosa e da líquida, conforme Equação 3.32.

$$V_s = V_g - V_l \quad (3.32)$$

Como a definição de vazão é:

$$q_l = A_l V_l \quad (3.33)$$

$$q_g = A_g V_g \quad (3.34)$$

Desta forma, a velocidade de escorregamento pode ser apresentada da seguinte maneira (Equação 3.35):

$$V_s = \frac{q_g}{A_g} - \frac{q_l}{A_l} \Rightarrow V_s = \frac{q_g}{\alpha_g A_T} - \frac{q_l}{\alpha_l A_T}$$

$$V_s = \frac{v_{sg}}{(1 - \alpha_l)} - \frac{v_{sl}}{\alpha_l} \quad (3.35)$$

3.8 EQUAÇÃO DO GRADIENTE DE PRESSÃO PARA FLUXO BIFÁSICO

Dentre as formulações existentes na indústria de petróleo para a modelagem do escoamento bifásico, os modelos mais utilizados são os de dois fluidos unidimensional e o de mistura unidimensional. O modelo de dois fluidos unidimensional é expresso pelas equações de transporte para cada fase separadamente, tornando este modelo mais complexo quando comparado com o modelo de mistura. Para o modelo de mistura, o fluido bifásico é considerado como um fluido onde uma fase está dispersa na outra, isto é, a mistura bifásica é tratada como sendo um único fluido com características específicas. O modelo de mistura pode representar uma mistura multifásica com n fases, onde o mesmo é numericamente mais estável e mais simples de ser implementado computacionalmente do que o modelo de dois fluidos (ROSA, 2012).

De acordo com Rosa (2012), devido a capacidade de representação do processo físico e, também, por causa da relativa facilidade de implementação, o modelo de mistura

unidimensional constitui a base dos simuladores de fluxo para tubulações aplicados nas indústrias petrolífera, nuclear e química.

Para ambos os modelos a forma unidimensional é obtida a partir da aplicação de um processo de média na seção transversal do escoamento. O processo de média na seção transversal condensa as propriedades do escoamento na seção transversal a um único valor, mas é capaz de mostrar como o valor médio da seção transversal varia em função da distância axial da linha (HIBIKI, 2003). A Equação 3.36 mostra a definição do processo de média na seção transversal para uma variável genérica F .

$$\langle F \rangle = \frac{1}{A} \int_A F dA \quad (3.36)$$

Sendo, A a área de seção transversal.

O conjunto de equações que são utilizadas para estas modelagens são expressas a partir dos balanços de conservação da massa e quantidade de movimento. O modelo de dois fluidos considera uma equação de conservação para cada fase. Enquanto, o modelo de mistura considera a equação de conservação da massa para mistura, equação do momento para mistura, equação de conservação da massa de uma das fases (geralmente a fase dispersa – gás).

A seguir serão apresentadas as equações de conservação da massa e de conservação do momento para a mistura, utilizando o modelo de mistura unidimensional.

3.8.1 Equação de conservação da massa para escoamento bifásico

As Equações 3.37 e 3.38 representam as equações de conservação da massa da fase gasosa e a equação da conservação da massa da fase líquida, respectivamente (ISHII, 2003).

$$\frac{\partial \alpha_g \rho_g}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_g \rho_g V_g}{\partial x} = \Gamma_g \quad (3.37)$$

$$\frac{\partial \alpha_l \rho_l}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_l \rho_l V_l}{\partial x} = \Gamma_l \quad (3.38)$$

Sendo, Γ_g e Γ_l os termos de transferência de massa entre as fases gasosa e líquida, onde:

$$\Gamma_g + \Gamma_l = 0 \quad (3.39)$$

Somando as Equações 3.37 e 3.38, obtém-se:

$$\frac{\partial \alpha_g \rho_g}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_g \rho_g V_g}{\partial x} + \frac{\partial \alpha_l \rho_l}{\partial t} + \frac{\partial \alpha_l \rho_l V_l}{\partial x} = 0 \quad (3.40)$$

$$\frac{\partial (\alpha_g \rho_g + \alpha_l \rho_l)}{\partial t} + \frac{\partial (\alpha_g \rho_g V_g + \alpha_l \rho_l V_l)}{\partial x} = 0 \quad (3.41)$$

Sendo, ρ_m a massa específica da mistura e V_m a velocidade do centro de massa da mistura.

$$\rho_m = \rho_l \alpha_l + \rho_g (1 - \alpha_l) \quad (3.42)$$

$$V_m = \frac{\rho_g v_{sg} + \rho_l v_{sl}}{\rho_m} \quad (3.43)$$

Onde α_l é o *holdup* de líquido, ou seja, afração volumétrica de uma secção da tubulação ocupada pela fase líquida. Tal parâmetro é determinado a partir de correlação.

Por consequência da Equação 3.43:

$$\rho_m V_m = \rho_l \alpha_l V_l + \rho_g (1 - \alpha_l) V_g \quad (3.44)$$

Com isso, a Equação 3.41 é apresentada da seguinte forma:

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \frac{\partial \rho_m V_m}{\partial x} = 0 \quad (3.45)$$

A equação de conservação da massa da mistura, em regime permanente é dada por:

$$\frac{\partial \rho_m V_m}{\partial x} = 0 \quad (3.46)$$

3.8.2 Equação de conservação do momento para escoamento bifásico – Abordagem da Indústria Nuclear

As Equações 3.47 e 3.48 são as equações de conservação do momento da fase gasosa e a equação da conservação da massa da fase líquida, respectivamente (ISHII, 2003).

$$\frac{\partial(\alpha_g \rho_g V_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_g \rho_g V_g^2)}{\partial x} + \alpha_g \frac{\partial p_g}{\partial x} - (p_i - p_g) \frac{\partial \alpha_g}{\partial x} = -\alpha_g \rho_g g \sin \theta + \phi_{wg} + F_{ig} + \Gamma_g V_i \quad (3.47)$$

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l V_l)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_l \rho_l V_l^2)}{\partial x} + \alpha_l \frac{\partial p_l}{\partial x} - (p_i - p_l) \frac{\partial \alpha_l}{\partial x} = -\alpha_l \rho_l g \sin \theta + \phi_{wl} + F_{il} + \Gamma_l V_i \quad (3.48)$$

Sabendo que,

$$\alpha_g + \alpha_l = 1 \quad (3.49)$$

E, $\Gamma_k V_k$ é a transferência de momento devido à mudança de fase, sendo que:

$$\Gamma_g V_i + \Gamma_l V_i = 0 \quad (3.50)$$

Os termos F_{ig} e F_{il} são atrito da interface gás-líquido, sendo que:

$$F_{ig} + F_{il} = 0 \quad (3.51)$$

Sendo,

p_i é pressão da interface;

p_g a pressão da fase gasosa e

p_l a pressão da fase líquida.

Assumindo equilíbrio das pressões:

$$p_i = p_g = p_l$$

Somando as duas equações do momento, obtém-se:

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l V_l + \alpha_g \rho_g V_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_l \rho_l V_l^2 + \alpha_g \rho_g V_g^2)}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial x} = -(\alpha_l \rho_l + \alpha_g \rho_g) g \sin \theta + \phi_{wtp} \quad (3.52)$$

Sendo, ρ_m a massa específica da mistura e ϕ_{wtp} o termo relacionado ao atrito bifásico na parede da tubulação.

Vários autores sugerem que o cálculo da fricção possa ser feita adaptando-se a equação do escoamento monofásico onde, para escoamento monofásico, tem-se que:

$$\phi = -\frac{1}{2} \rho f \frac{|V|V}{D} \quad (3.53)$$

A indústria nuclear adaptou a Equação 3.53 utilizando a velocidade do centro de massa da mistura, utilizando o seguinte formato (Ishii, 2003):

$$\phi_{wtp} = -\frac{1}{2} \rho_m f_{tp} \frac{|V_m|V_m}{D} \quad (3.54)$$

Desta forma, a equação da conservação do momento será:

$$\frac{\partial \rho_m V_m^2}{\partial x} + \frac{\partial \rho_m V_m}{\partial t} + \frac{\partial p}{\partial x} = -(\alpha_l \rho_l + \alpha_g \rho_g) g \sin \theta + \phi_{wtp} - \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\alpha_g \rho_g \rho_l}{(1 - \alpha_g) \rho_m} V_D^2 \right) \quad (3.55)$$

Sendo V_D a velocidade de *drift*, este termo será visto no próximo tópico.

3.8.2.1 Modelo *drift-flux*

Como no modelo de mistura as duas equações de quantidade de movimento são “combinadas”, resultando numa única equação, falta fornecer alguma relação que substitua uma delas, para o fechamento do modelo. Uma possibilidade é utilizar o modelo *drift-flux*.

Este modelo foi desenvolvido por Zuber e Findlay em 1965, sendo o mesmo considerado um modelo de mistura. Segundo Schlegel *et al* (2010), desde então este modelo tornou-se um dos mais usados para prever o comportamento dos fluidos em escoamento bifásico. O modelo *drift-flux* é muito utilizado para prever o comportamento do fluxo em reatores, na indústria química e petroquímica, sendo também empregado na indústria nuclear para determinar o comportamento dos sistemas BWR (*Boiling Water Reactor*). Pesquisadores desenvolveram correlações para a determinação dos parâmetros *drift-flux*, os quais são: o parâmetro de distribuição (C_0) e a velocidade de *drift* (V_D).

Segundo Rosa (2012), as equações do modelo de mistura unidimensional, quando expressas em termos da velocidade de mistura, fração de vazios, pressão e velocidade de *drift*, constituem o modelo *drift-flux*. Entretanto, alguns pesquisadores apresentam uma forma alternativa para o modelo de mistura unidimensional baseada nas seguintes variáveis: velocidade das fases, fração de vazios e pressão. Esta modelagem emprega diretamente a velocidade relativa entre as fases ao invés de empregar a velocidade de *drift*.

Hibiki *et al* (2003) define a velocidade de *drift* na seção transversal como a diferença entre a velocidade da fase dispersa (velocidade do gás) menos a velocidade do centro de volume da mistura, como está ilustrado na Figura 12.

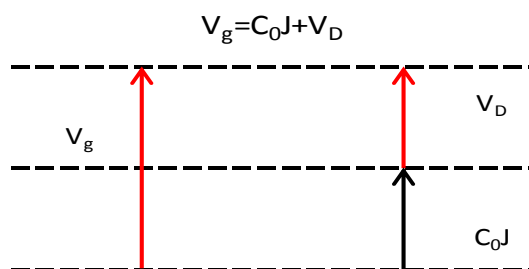


Figura 12 – Velocidade de *drift*.

A Equação 3.56 demonstra tal relação, na qual combina os efeitos da não uniformidade do fluxo, a partir do parâmetro de distribuição (C_0), com a velocidade relativa das fases (Zuber *et al*, 1965).

$$V_g = C_0 J + V_D \quad (3.56)$$

Sendo J o fluxo volumétrico (velocidade do centro de volume da mistura) que é determinado pela soma da velocidade superficial do gás e a velocidade superficial do líquido, conforme Equação 3.57.

$$J = v_{sg} + v_{sl} \quad (3.57)$$

A partir Equação 3.56 encontra-se a relação que determina a fração de vazios (α_g), que representa a fração volumétrica ocupada pela fase gasosa, conforme demonstração abaixo.

$$\frac{v_{sg}}{\alpha_g} = C_0 (v_{sg} + v_{sl}) + V_D$$

$$\alpha_g = \frac{v_{sg}}{C_0 (v_{sg} + v_{sl}) + V_D} \quad (3.58)$$

No presente trabalho foi utilizada a correlação proposta por Ghajar e Woldesemayat (2006) para determinar C_0 e V_D .

$$C_0 = \frac{v_{sg}}{(v_{sg} + v_{sl})} \left[1 + \left(\frac{v_{sl}}{v_{sg}} \right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,1} \right] \quad (3.59)$$

$$V_D = 2,9(1,22 + 1,22 \text{sen} \theta) \frac{P_{atm}}{P} \left(\frac{gd\sigma(1 + \cos \theta)(\rho_l - \rho_g)g_c}{39,37\rho_l^2} \right)^{0,25} \quad (3.60)$$

3.9 CORRELAÇÕES UTILIZADAS NA INDÚSTRIA DO PETRÓLEO

As correlações empíricas desenvolvidas para a determinação do gradiente de pressão em dutos são as principais correlações empregadas na indústria do petróleo.

Segundo Shoham (2007), o desenvolvimento dos estudos das correlações empíricas foi dividido em três categorias:

- Correlação do tipo I: as correlações que estão nesta categoria caracterizam-se por não considerar o escorregamento entre as fases e não utilizar mapas de padrão de escoamento. Alguns dos pesquisadores que trabalharam com este modelo foram: Poettmann e Carpenter; Baxendell e Thomas; e Fancher e Brown.
- Correlação do tipo II: caracteriza-se por considerar o escorregamento entre as fases e não utilizar mapas de padrão de escoamento. Ainda para esta categoria, foram desenvolvidas correlações para determinar o *holdup* de líquido e o fator de fricção. Dentre os autores responsáveis por estes estudos: Hagedorn e Brown.
- Correlação do tipo III: caracteriza-se por considerar não apenas o escorregamento entre as fases, bem como permiti prever os padrões de fluxo. Sendo que, a determinação do *holdup* de líquido e do fator de fricção depende do tipo de padrão de escoamento. Alguns dos pesquisadores que trabalharam com este modelo foram: Duns e Ros; Orkiszewski; Beggs e Brill.

A seguir será mostrado uma breve descrição sobre a correlação empírica de Beggs e Brill (1973), tal correlação será aplicada neste trabalho para a determinação do gradiente de pressão.

3.9.1 Correlação de Beggs e Brill (1973)

Beggs e Brill (1973) foram os primeiros pesquisadores que desenvolveram uma correlação empírica para determinar o gradiente de pressão em tubulação com qualquer inclinação. Para a formulação desta correlação, eles realizaram experimentos utilizando água e ar para simular o escoamento bifásico no interior de um duto de acrílico de 90 ft de comprimento e dotado de um dispositivo para inclinação, variando de -90° a $+90^\circ$. A vazão de água variava de 0 a 1.000 bbl/d e a vazão ar variava de 0 a 300 Mscf/d. O *holdup* de líquido medido com válvulas de fechamento rápido, encontrava-se na faixa de 0 a 0,870.

A seguir serão apresentadas as equações que foram desenvolvidas por Beggs e Brill (1973) para determinar o gradiente de pressão em tubulação para qualquer inclinação.

3.9.2 Equação do gradiente de pressão em regime permanente

A maioria das correlações desenvolvidas na indústria do petróleo assumem formas similares à proposta por Beggs e Brill (1973):

$$\frac{\partial p}{\partial x} = -\rho_m g \sin\theta - \frac{1}{2} \rho_n f_{tp} \frac{|J|J}{D} - \frac{\partial \rho_m J^2}{\partial x} \quad (3.61)$$

Onde, J é a velocidade do centro de volume da mistura, dada por:

$$J = \frac{q_l + q_g}{A} = v_{sl} + v_{sg} \quad (3.62)$$

Comparando a equação de Beggs e Brill (1973) (Equação 3.61) com a equação de *drift-flux* (Equação 3.55), pode-se observar que a primeira é baseada na velocidade do centro de volume da mistura e a outra no centro de massa da mistura.

No caso do escoamento horizontal a parcela da hidrostática é igual à zero. A depender das condições do escoamento J e V_m são completamente diferentes, sendo J usualmente maior que

V_m . Assim, como no escoamento horizontal o gradiente de fricção em ambas equações é representado por funções quadráticas destas variáveis, os resultados obtidos pelos dois modelos podem ser muito diferentes.

A seguir serão apresentados os parâmetros e considerações aplicadas por Beggs e Brill (1973) para determinar o gradiente de pressão.

3.9.2.1 Determinação do padrão de escoamento

Para a determinação do padrão de escoamento Beggs e Brill (1973) utilizaram o número de Froude da mistura, que é determinado a partir da Equação 3.63.

$$N_{Fr} = \frac{J^2}{gd} \quad (3.63)$$

Sendo, g a gravidade, d o diâmetro da tubulação.

Como pode-se observar na Equação 3.62, para a correlação de Beggs e Brill (1973), a velocidade da mistura é a soma das velocidades superficiais das fases. É importante salientar que para esta correlação a velocidade da mistura é considerada como a velocidade do centro de volume da mistura, e não do centro de massa da mistura, como é para o modelo *drift-flux*.

O padrão de escoamento é determinado, primeiramente, considerando que a tubulação tem inclinação zero, ou seja, horizontal. Depois que é feita a correção em função da inclinação da tubulação.

Para a identificação do padrão de escoamento é necessário determinar quatro números adimensionais (L_1 , L_2 , L_3 e L_4), que são calculados pelas seguintes equações:

$$L_1 = 316\lambda_l^{0,302} \quad (3.64)$$

$$L_2 = 0,000925\lambda_l^{-2,468} \quad (3.65)$$

$$L_3 = 0,1\lambda_l^{-1,452} \quad (3.66)$$

$$L_4 = 0,5\lambda_l^{-6,738} \quad (3.67)$$

O padrão de fluxo horizontal é determinado através de testes lógicos, como demonstrado na Figura 13:

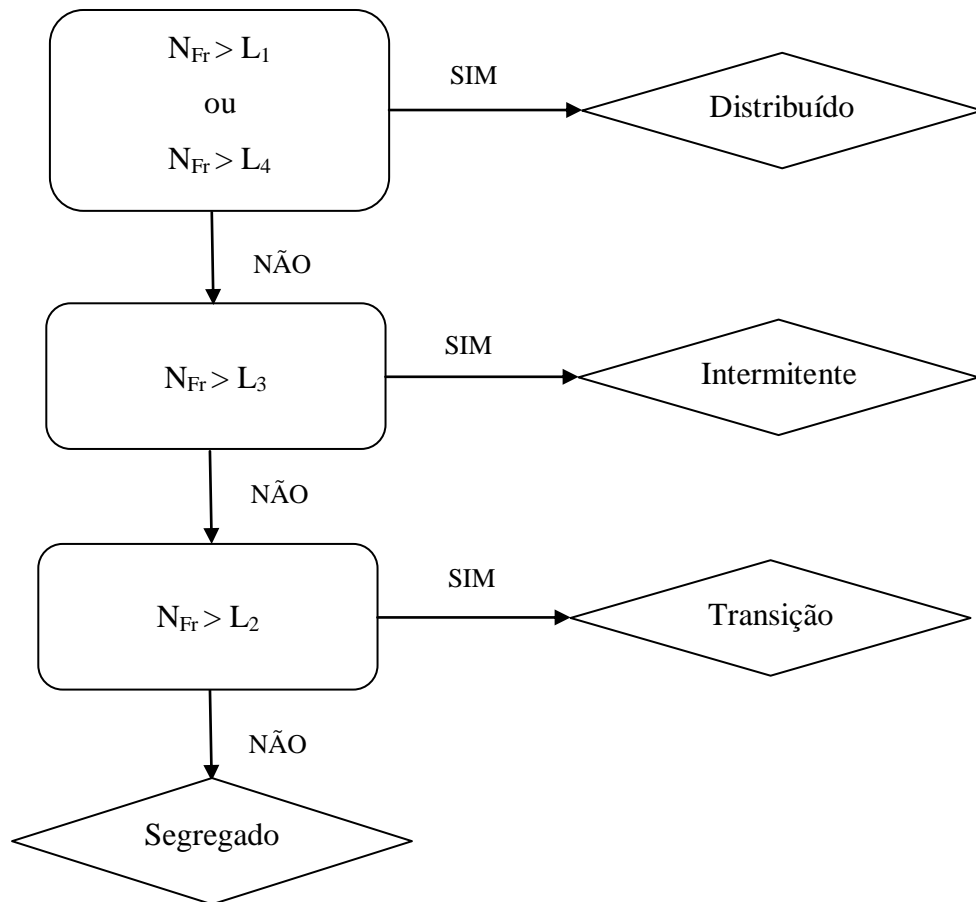


Figura 13 – Lógica para a identificação dos padrões de fluxo.

3.9.2.2 Determinação do *holdup* de líquido

O *holdup* de líquido é determinado a partir da Equação 3.68, onde os coeficientes dependem do padrão de fluxo do escoamento. Na Tabela 1 encontram-se os coeficientes para obter o *holdup* de líquido para dutos na horizontal, em função do padrão de escoamento.

$$\alpha_l^h = \frac{a\lambda_l^b}{N_{Fr}^c} \quad (3.68)$$

Tabela 1 – Coeficientes para a determinação do *holdup* de líquido.

Padrão de escoamento	a	b	c
Segregado	0,980	0,4846	0,0868
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173
Distribuído	1,065	0,5824	0,0609

Fonte: Shoham (2007).

No caso em que o padrão de escoamento é do tipo transição, o *holdup* de líquido horizontal é obtido a partir da interpolação do *holdup* de líquido dos padrões segregado e intermitente, como mostra a Equação 3.69.

$$\alpha_l^{h,transição} = A\alpha_l^{h,segregado} + (1-A)\alpha_l^{h,intermitente} \quad (3.69)$$

Onde, A é calculada por:

$$A = \frac{L_3 - N_{Fr}}{L_3 - L_2} \quad (3.70)$$

O fator responsável pela correção do *holdup* de líquido devido à inclinação real da tubulação, é obtido pela equação:

$$\psi = 1 + \left[(1 - \lambda_l) \ln(d\lambda_l^e N_{lv}^f N_{Fr}^g) \right] \left[\sin(1,8\theta) - 0,333\sin^3(1,8\theta) \right] \quad (3.71)$$

Sendo,

$$N_{lv} = v_{sl}^4 \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g}} \quad (3.72)$$

As constantes (d, e, f, g), para aplicação na Equação 3.71, encontram-se na Tabela 2, conforme a direção e o padrão do escoamento definidos.

Tabela 2 – Coeficientes para correção da inclinação da tubulação.

Direção	Padrão de Escoamento	d	e	f	g
Ascendente	Segregado	0,0110	-3,7680	3,5390	-1,6140
	Intermitente	2,9600	0,3050	-0,4473	0,0978
	Distribuído	Sem correção C=0, $\psi=1$			
Descendente	Todos	4,7000	-0,3692	0,1244	-0,5056

Fonte: Shoham (2007).

Com isso, o *holdup* de líquido para qualquer inclinação é determinado por:

$$\alpha_l = \psi \alpha_l^h \quad (3.73)$$

Para o padrão de escoamento do tipo transição o *holdup* de líquido é calculado a partir da interpolação do *holdup* de líquido dos padrões segregado e intermitente, como mostra a Equação 3.74.

$$\alpha_l^{\text{transição}} = A \alpha_l^{\text{segregado}} + (1 - A) \alpha_l^{\text{intermitente}} \quad (3.74)$$

3.9.2.3 Determinação do fator de fricção

O fator de fricção da mistura é igual a (Beggs e Brill, 1973):

$$f_{tp} = \left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) f_n \quad (3.75)$$

Sendo, f_{tp}/f_n a normalização do fator de fricção, que pode ser calculada por:

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = e^s \quad (3.76)$$

Onde, o fator de fricção da mistura sem escorregamento das fases (f_n) é determinado a partir do Diagrama de Moody, utilizando as propriedades da mistura considerando que não há escorregamento das fases. Para obter tais propriedades deve-se utilizar o *holdup* de líquido sem escorregamento (Equação 3.29).

Sendo,

$$s = \begin{cases} \ln(2,2y - 1,2), \text{ caso } 1 < y < 1,2 \\ \frac{\ln y}{-0,0523 + 3,182 \ln y - 0,8725(\ln y)^2 + 0,01853(\ln y)^4} \end{cases} \quad (3.77)$$

$$y = \frac{\lambda_l}{\alpha_l^2} \quad (3.78)$$

Após determinado os parâmetros apresentados anteriormente (padrões de escoamento, *holdup* de líquido, velocidade da mistura e fator de fricção) o gradiente de pressão é calculado a partir da Equação 3.61.

CAPÍTULO 4

4 ESTUDO DE CASO

Alguns campos considerados antieconômicos para a Petrobras foram devolvidos para a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Bicomustível (ANP) e dentre estes, cinco campos – Quiambina, Fazenda Mamoeiro, Caracatu, Riacho Sesmaria e Bela Vista – foram concedidos para a Universidade Federal da Bahia (UFBA). O Projeto Campo Escola (PCE) foi criado a partir de uma parceria da ANP com a UFBA com a finalidade de gerir e operacionalizar os campos.

Segundo Júnior *et al* (2005), o PCE tem como principais objetivos: formação de mão-de-obra local qualificada, treinada em operação de campos de petróleo e gás, para atuar nas pequenas e médias empresas operadoras de campos de petróleo e propiciar o reinvestimento das riquezas geradas pela atividade petrolífera nas comunidades locais, proporcionando o desenvolvimento econômico; desenvolver, aperfeiçoar e/ou disseminar tecnologias para o aproveitamento racional do petróleo e do gás natural como fontes de energia; conduzir as operações de acordo com as melhores práticas de segurança, de modo a garantir a preservação do meio ambiente.

O campo Fazenda Mamoeiro, fonte de estudo do presente trabalho, está situado na Bacia do Recôncavo a 120 km da cidade de Salvador, no município Entre Rios, BA. O campo possui um poço perfurado (1-FMO-001-BA) que produziu por surgência e que atualmente está fechado por questões burocráticas. O poço 1-FMO-001-BA foi perfurado em 1982 e foi operado pela Petrobras por cinco anos, sendo devolvido à ANP em 1987. Nesta época a sua produção era cerca de 20 bbl/d e RGO de 3.000 m³std/m³std, sendo que nestas condições a produção era inviável economicamente para a Petrobras (UNICAMP, 2000). O mesmo foi entregue para o PCE no ano de 2003.

O poço 1-FMO-001-BA possui profundidade final de 3.622 m, porém, a região de interesse está entre 3.368 m e 3.380 m. As profundidades de assentamento dos revestimentos são as

seguintes: revestimento condutor de 18 5/8 in, 310 m; revestimento de superfície de 13 3/8 in, 1.457 m; revestimento intermediário de 9 5/8 in, 2.457 m; e por fim, revestimento de produção 5 1/2 in, 3.622 m. A Figura 14 representa o esquema dos revestimentos e suas respectivas profundidades do poço 1-FMO-001-BA. Conforme se pode observar na Figura 14, o poço foi cimentado em cinco regiões e esta cimentação ocorreu antes de ser devolvido à ANP.

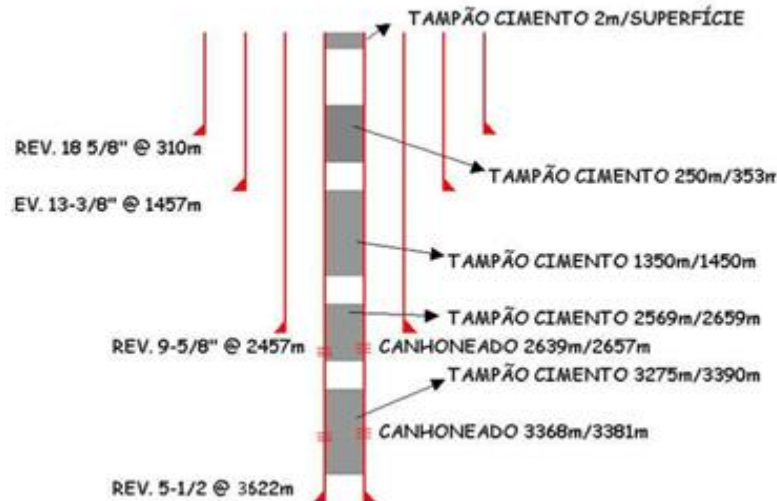


Figura 14 – O poço 1-FMO-001-BA.

Fonte: UNICAMP (2000).

O reservatório é da Formação Água Grande e possui o mecanismo de produção de gás em solução, ou seja, a produção é resultado da expansão do gás que inicialmente estava dissolvido e que se desprende do líquido à medida que a pressão cai (THOMAS, 2004).

Quando o poço recomeçar a operar a mistura gás/óleo produzida será encaminhada, através de uma linha de diâmetro interno de 3 in e comprimento equivalente de 122,5 ft, para um separador de gás SG-01, onde será feita a separação primária. Os fluidos aí separados possuem os seguintes destinos: o óleo será enviado ao tanque de armazenamento de óleo TQ-01, com capacidade de 500 bbl e, em seguida, transportado por carretas para a Petrobras; o gás irá para a sucção da Unidade de Compressão de Gás (C-01) onde será comprimido e depois transportado por carretas para a Petrobras.

A Figura 15 mostra a estação de processamento primário da produção do poço 1-FMO-001-BA.



Figura 15 – Estação de processamento primário do poço 1-FMO-001-BA.

Quando o poço foi entregue para o PCE em 2003, foram realizados alguns estudos de intervenções para a retomada da produção. Na Tabela 3 estão os dados do reservatório e dos fluidos coletados em 2006.

Tabela 3 – Propriedades do reservatório, do poço e dos fluidos produzidos em 2006.

	Propriedade	Valor
Dados do reservatório	Espessura	29,5 ft
	Pressão estática	3.442 psia
	Porosidade	15%
	Permeabilidade	5,0 mD
	Saturação de água irreduzível	16%
	IP_{ideal}	0,044 stb/d/psi
	IP_{real}	0,017 stb/d/psi
	Fator dano da formação	29
Dados do poço	Diâmetro da coluna de produção	2,0 in
	Comprimento da coluna de produção	11.073 ft
	Diâmetro da linha de produção	3,0 in
	Comprimento da linha de produção	122,5 ft
Dados dos fluidos	° API	42,7
	BSW	0,0

Fonte: UNICAMP (2000).

CAPÍTULO 5

5 METODOLOGIA

Neste tópico será apresentada a metodologia utilizada para determinar o gradiente de pressão da linha e coluna de produção, a partir dos programas desenvolvidos na linguagem de programação em VBA, em que um utiliza a correlação de Beggs e Brill (1973) e o outro o modelo de *drift-flux*, o qual é amplamente utilizado na indústria nuclear e de pouco uso atualmente na indústria do petróleo para regime permanente. Além disso, será mostrada a metodologia utilizada para a simulação do programa computacional DPDL.

5.1 PROGRAMAS COMPUTACIONAIS DESENVOLVIDOS EM VBA

Os simuladores desenvolvidos foram baseados no método numérico, que consiste no cálculo da grandeza equivalente a ser determinada em finitas subdivisões (n), sendo a grandeza total a soma das n grandezas equivalentes. Deste modo, a tubulação tanto da linha quanto da coluna de produção foi subdividida em 25 trechos iguais, sendo o gradiente de pressão calculado em cada trecho, conforme ilustrado na Figura 16.

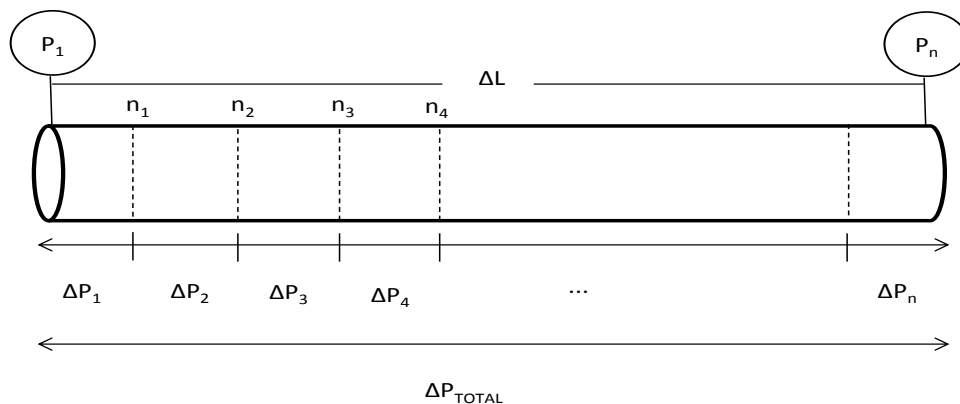


Figura 16 – Ilustração da subdivisão da tubulação em n trechos.

No entanto, para encontrar o gradiente de pressão em cada um dos n trechos, é necessário determinar as propriedades dos fluidos que são dependentes da pressão em cada um dos n trechos. Para isto foi utilizado o modelo *black-oil*. As correlações empregadas para a determinação de cada uma das propriedades estão descritas na Tabela 4.

Tabela 4 – Correlações utilizadas na determinação de algumas propriedades.

Propriedade	Correlação
Razão de solubilidade (R_s)	Standing (1981)
Fator volume de formação do óleo (B_o)	Standing (1981)
Viscosidade do óleo (μ_o)	Beggs e Robinson (1975)
Viscosidade do gás (μ_g)	Lee <i>et al</i> (1966)
Fator de compressibilidade do gás (Z)	Standing e Katz (1942)
Pressão de saturação (P_{sat})	Standing (1981)

É importante salientar que foi estabelecido como premissa que a temperatura não varia ao longo da tubulação, sendo considerado desta forma o sistema como isotérmico.

O gradiente de pressão total da tubulação é o somatório da perda de carga determinado em cada subdivisão do trecho, conforme Equação 5.1.

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 + \dots + \Delta P_n \quad (5.1)$$

Os dados de entrada para a execução dos programas estão apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 – Dados de entrada para a execução dos programas.

Propriedade	Valores	Unidade
Vazão de óleo	43,4	bb/d
RGO	5.205	scf/stb
Pressão separador	70	psia
Diâmetro da linha	3	in
Comprimento da linha	122,5	ft
Diâmetro da coluna	2	in
Comprimento da coluna	11.073	ft

Tabela 5 – Dados de entrada para a execução dos programas (continuação).

Propriedade	Valores	Unidade
Densidade do gás	0,824	-
°API	42,7	-
Ângulo de inclinação da linha	0,0	rad
Ângulo de inclinação da coluna	1,57	rad
Temperatura média na linha	104	°F
Temperatura média na coluna	205,25	°F
Rugosidade da linha	0,0006	ft

Nos simuladores desenvolvidos, conhecendo-se os dados de entrada (Tabela 5) estima-se a pressão P_{i+1} , ou seja, a pressão no ponto n_{i+1} , conforme ilustrado na Figura 16.

As propriedades dos fluidos e os parâmetros necessários para determinar o gradiente de pressão neste primeiro trecho (ΔP_1), são calculadas a partir da pressão média entre a pressão do vaso separador e a pressão P_{i+1} inicialmente estimada.

Em seguida é determinado pelos programas, o gradiente de pressão do trecho considerando a soma dos gradientes de pressão devido à fricção e à gravidade, utilizando os modelos de Beggs e Brill (1973), e o de *drift-flux*.

Por fim, como critério de convergência dos cálculos, é determinado o erro absoluto entre a pressão estimada inicialmente e a pressão calculada pelo programa. Caso este erro seja superior a 10^{-3} , considera-se que o cálculo da pressão para o trecho não convergiu, sendo estimada uma nova pressão para o trecho n_1 e iniciam-se todos os cálculos novamente. Caso o erro absoluto seja menor do que 10^{-3} , considera-se que o cálculo da pressão para o trecho convergiu, passando-se para o cálculo do gradiente de pressão do próximo trecho da tubulação (n_2), e assim sucessivamente até o último trecho (n) da tubulação.

As Figuras 17 e 18 estão representado o algoritmo utilizado no programa desenvolvido para determinar o gradiente de pressão da linha e coluna de produção, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) e o modelo *drift-flux*, respectivamente.

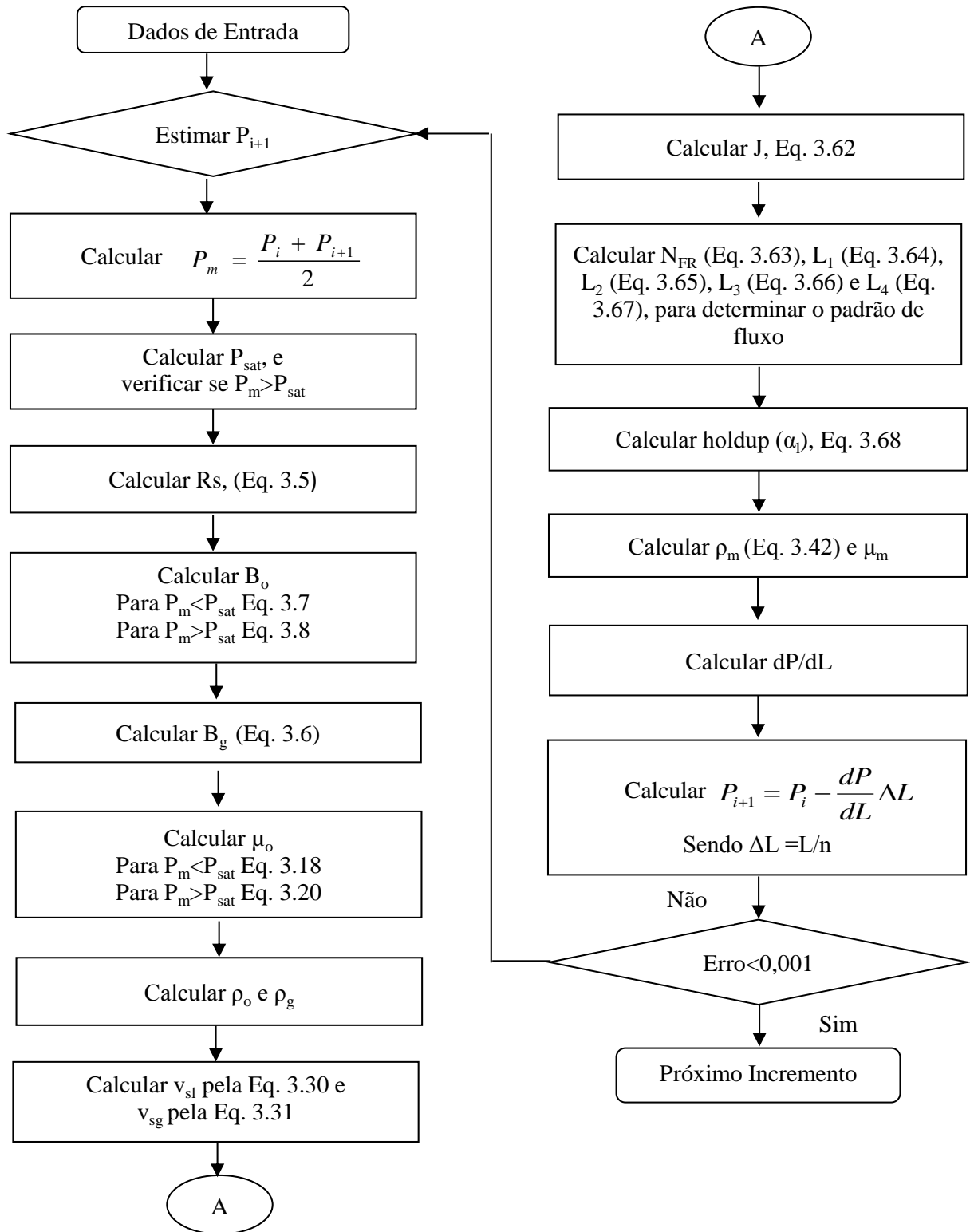


Figura 17 – Algoritmo para a determinação do gradiente de pressão, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973), através do programa desenvolvido em VBA.

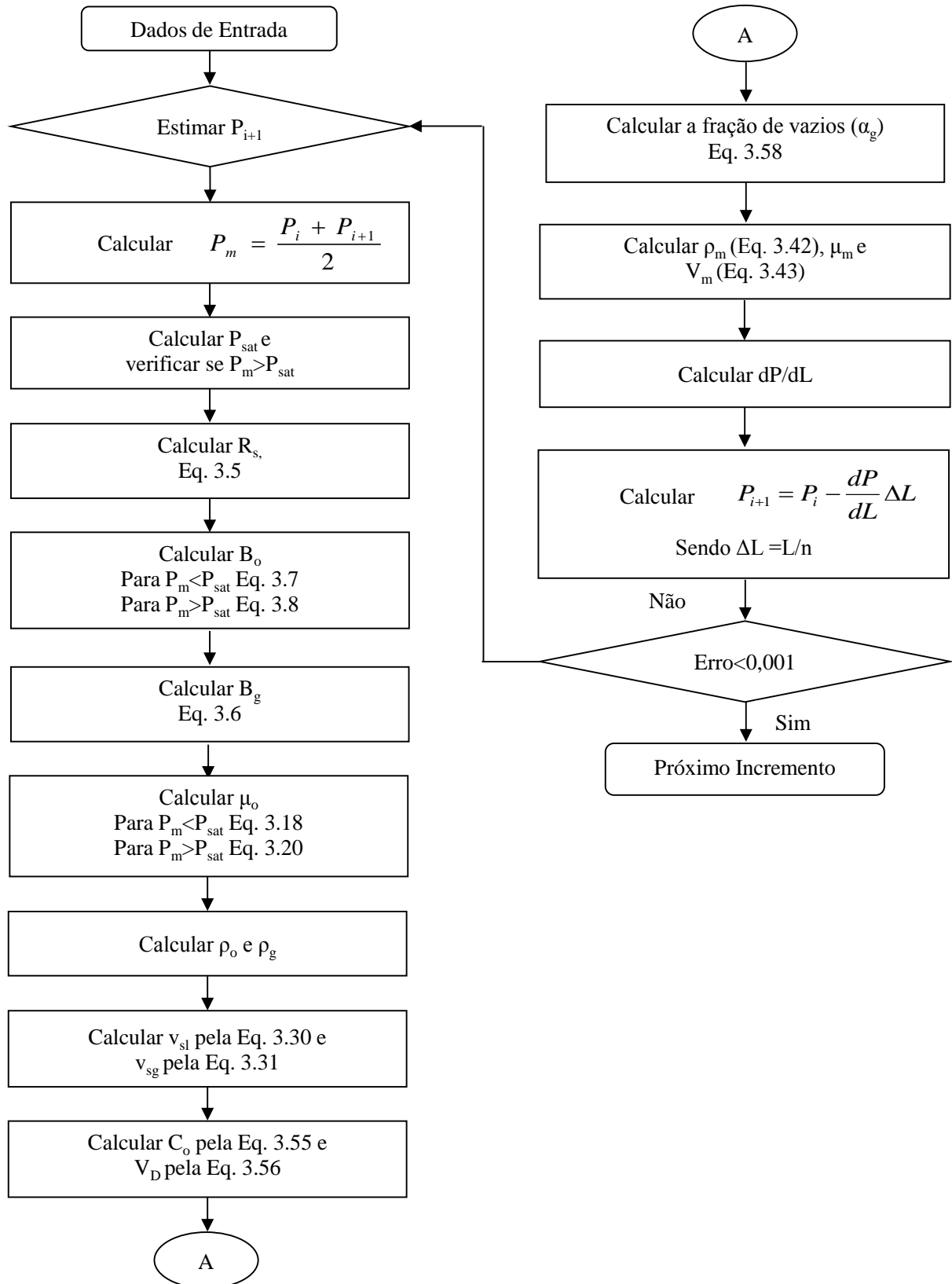


Figura 18 – Algoritmo para a determinação do gradiente de pressão, utilizando o modelo de *drift-flux*, através do programa desenvolvido em VBA.

5.2 PROGRAMA COMPUTACIONAL DPDL

O programa computacional DPDL (*Diferencial Pressure for Diferencial Length*) foi desenvolvido por Gomez em 2005 para a determinação do gradiente de pressão da tubulação, sendo a linguagem de programação deste em Fortran. Este simulador determina a queda de pressão por trecho da tubulação, assim como foi explicado na seção anterior.

Foi utilizado este programa como fonte de comparação entre os resultados da simulação do programa desenvolvido aplicando a correlação de Beggs e Brill (1973). Foi escolhido este programa pois o mesmo é fornecido sem nenhum custo. Além disto, este possui as principais correlações aplicadas na indústria do petróleo para avaliação do comportamento da pressão durante o fluxo desde o fundo do poço até o vaso separador.

A Figura 19 apresenta o fluxograma simplificado para a utilização do simulador DPDL.

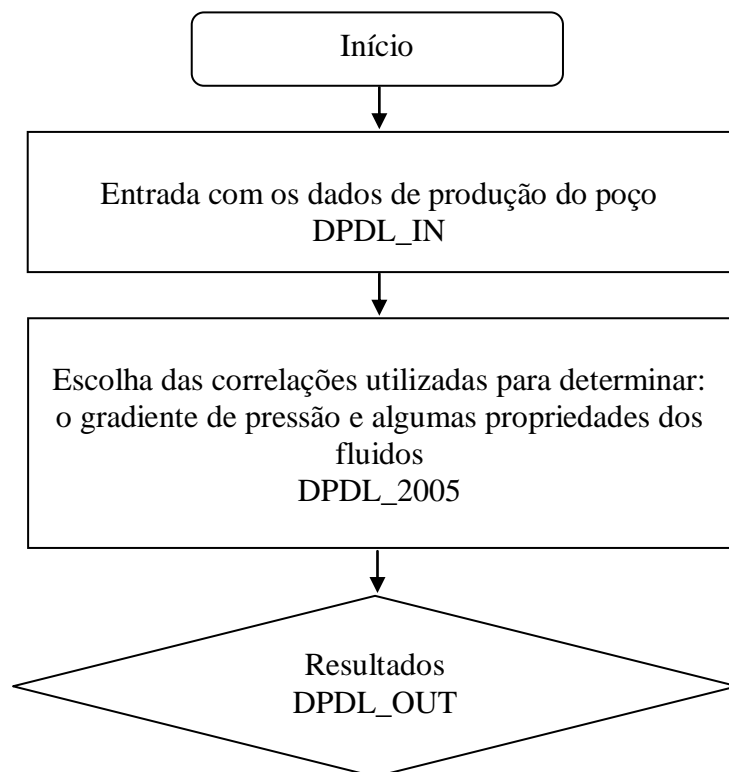


Figura 19 – Fluxograma do programa DPDL.

Conforme se pode observar no fluxograma, a simulação inicia-se com a entrada de dados do poço, que são: vazão de óleo, vazão de gás, comprimento e diâmetro da tubulação, ângulo de

inclinação, rugosidade, °API, densidade do gás, temperatura e pressão. Em seguida executa-se o aplicativo DPDL_2005, sendo que neste, deve-se escolher as correlação que serão utilizadas tanto para o cálculo do gradiente de pressão, quanto para a determinação das propriedades dos fluidos (viscosidade, razão de solubilidade, fator volume de formação do óleo e fator de compressibilidade do gás). Por fim, os resultados são impressos em DPDL_OUT.

Este programa foi utilizado no presente trabalho para verificar a validação do simulador desenvolvido através da comparação dos resultados obtidos de ambos simuladores, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973). Não foi possível fazer a verificação com o modelo *drift-flux* pois, tal modelo não se encontra disponível no simulador DPDL.

CAPÍTULO 6

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nesta seção serão apresentados os resultados das simulações que foram realizadas para a coluna de produção e linha de produção do poço 1-FMO-001-BA do Campo Fazenda Mamoeiro, utilizando o programa desenvolvido em Excel + VBA (*Visual Basic for Applications*).

6.1 ANÁLISE NODAL

O desempenho de fluxo no reservatório do poço 1-FMO-001-BA será avaliado a partir da Análise Nodal. Esta metodologia consiste na construção das curvas IPR (*Inflow Performance Relationship*) e TPR (*Tubing Performance Relationship*), tornando possível determinar a pressão no fundo do poço.

Para traçar a curva de IPR (ou curva de pressão disponível do reservatório) foi utilizado o modelo de Vogel, visto que, para reservatórios de gás em solução com pressão igual ou abaixo da pressão de saturação. Em função da ausência de dados registrados de teste de produção para o poço em questão, no qual consiste na medição da pressão de fluxo ($P_e - P_{wf}$) para vazões constantes, foi adotada a consideração que para baixas vazões o modelo de Vogel se aproxima do modelo Linear. A partir desta premissa foi possível obter a curva de IPR hipotética do reservatório utilizando o modelo de Vogel (Equação 3.3).

Para traçar a curva de TPR (ou curva de pressão necessária) foram utilizados os resultados da simulação realizada através do programa desenvolvido, aplicando a correlação de Beggs e Brill (1973) e o modelo *drift-flux*.

Na Figura 20 estão as curvas de TRP e a curva de IPR hipotética para o poço 1-FMO-001-BA.

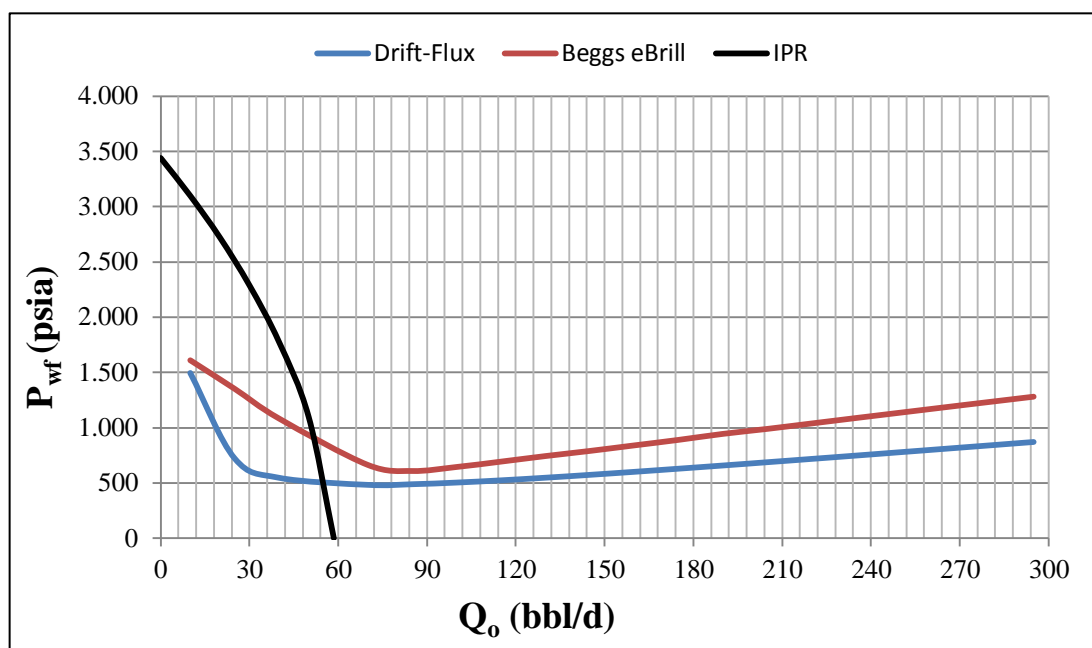


Figura 20 – Análise Nodal.

De acordo com a Figura 20, o ponto de interseção entre a curva IPR com a curva TRP, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973), foi na vazão de 51 bbl/d e P_{wf} de 1.000 psia. Enquanto que, para a curva de TRP aplicando o modelo *drift-flux* o ponto de interseção foi na vazão de 54 bbl/d e 500 psia.

A partir da IPR hipotética, sabendo-se que a vazão de produção do poço é 43,4 bbl/d, tem-se que a P_{wf} para esta vazão é de 1.570 psia. O modelo que se aproximou desta condição a partir da análise nodal, foi a correlação de Beggs e Brill (1973), sendo assim, o modelo que melhor se aplica para este caso hipotético.

Esta análise é apenas qualitativa, pois como explicado anteriormente não existem dados reais de teste de produção do poço registrados para a construção da curva de IPR real do reservatório, não podendo assim afirmar qual o modelo que melhor se aplica as condições de produção do poço. Portanto, esta análise foi realizada apenas com o intuito de demonstrar a importância da mesma para avaliar o desempenho do fluxo em um reservatório.

6.2 COLUNA DE PRODUÇÃO

O gradiente de pressão da coluna de produção é o resultado da soma do gradiente devido à elevação, do gradiente devido à fricção e do gradiente devido à aceleração. Porém, é o gradiente devido à elevação, que corresponde ao gradiente hidrostático do fluido, o qual possui maior influência sobre o gradiente de pressão total da coluna de produção.

Como a pressão varia continuamente desde o fundo poço até a superfície, espera-se que a curva de gradiente de pressão na coluna de produção não seja linear.

A Figura 21 apresenta o perfil de pressão na coluna de produção do poço 1-FMO-001-BA, resultado das simulações realizadas no programa computacional desenvolvido em VBA, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) e o modelo *drift-flux*.

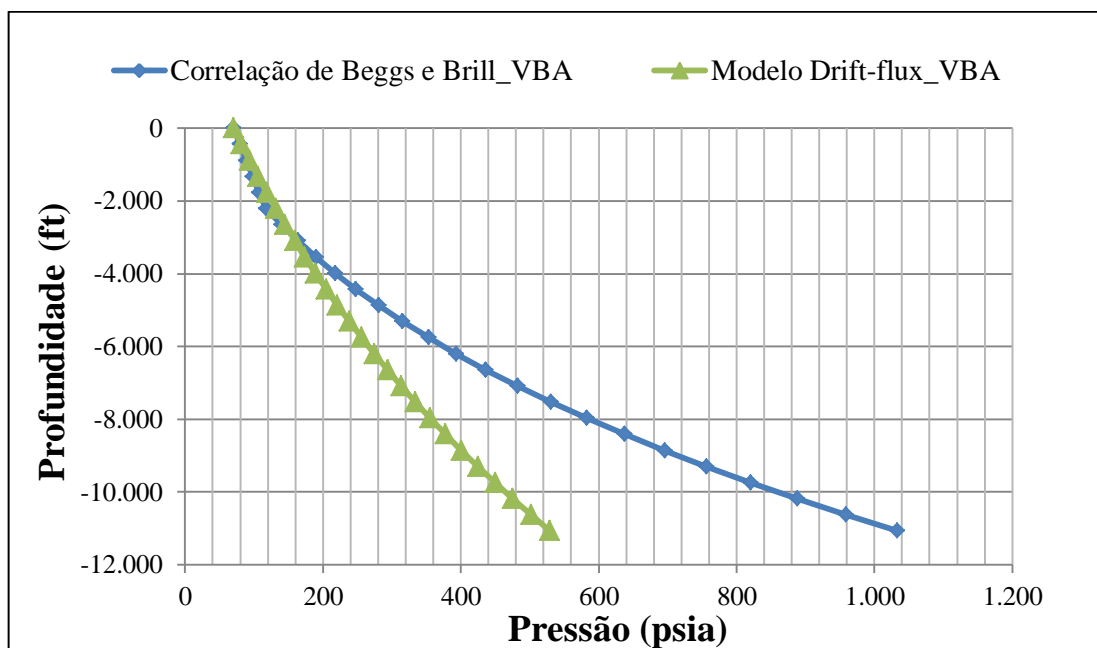


Figura 21– Perfil na coluna de produção, para correlação de Beggs e Brill (1973) e modelo *drift-flux*.

Como se pode observar na Figura 21, o comportamento do perfil de pressão da coluna de produção do poço 1-FMO-001-BA é o esperado, ou seja, varia continuamente desde o fundo do poço até a superfície. À medida que o fluxo ocorre e o fluido se aproxima da cabeça do

poço, o gradiente de pressão na coluna de produção diminui. Isto ocorre pois, o fluido torna-se menos denso devido ao desprendimento do gás que está dissolvido na fase líquida, e também, pela expansão do gás que está livre.

Verifica-se na Figura 21, que a simulação realizada utilizando o modelo *drift-flux* apresentou um comportamento distinto em comparação com a correlação de Beggs e Brill (1973), onde a perda de pressão para o primeiro foi de aproximadamente 460 psi, enquanto que para o segundo foi de aproximadamente 960 psi.

A parcela que maior influencia na perda de pressão ao longo da coluna de produção é a hidrostática, tal parcela depende diretamente da massa específica da mistura. Para isso é necessário calcular a fração de vazios (fração volumétrica da fase gasosa), conforme Equação (3.35). Cada um dos modelos (modelo *drift-flux* e a correlação de Beggs e Brill) possui particularidades para encontrar tais parâmetros, conforme descrito nos tópicos 3.8.3 e 3.9.2.2, respectivamente. Desta forma, fica claro que a diferença entre os comportamentos das curvas apresentadas na Figura 21 se deve a esta distinção dos modelos para determinar a massa específica da mistura.

Conforme explicado anteriormente no tópico 6.1, não é possível afirmar qual modelo é melhor aplicado para as condições do poço em estudo. Contudo, sendo a correlação de Beggs e Brill (1973) uma das principais e consolidadas na indústria do petróleo, será utilizada a mesma para avaliação do comportamento da pressão ao longo da coluna a partir da variação da RGO, do diâmetro da coluna e do °API.

Para efeito de validação do simulador desenvolvido, foi realizada a comparação dos resultados obtidos a partir da simulação no programa em VBA com os resultados do programa DPDL, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973). Este programa foi escolhido, diante de tantos simuladores existentes na indústria do petróleo, pois, o mesmo contém a correlação de Beggs e Brill e não houve custos para obtenção deste, já que é um simulador que está disponível em Shoham (2007).

Como esperado, os resultados foram similares, conforme Figura 22, sendo a perda de pressão de aproximadamente de 960 psi. Com isso, pode-se afirmar que o simulador desenvolvido na

linguagem de programação VBA apresentou resultados satisfatórios, reproduzindo bem a simulação para a determinação do gradiente de pressão.

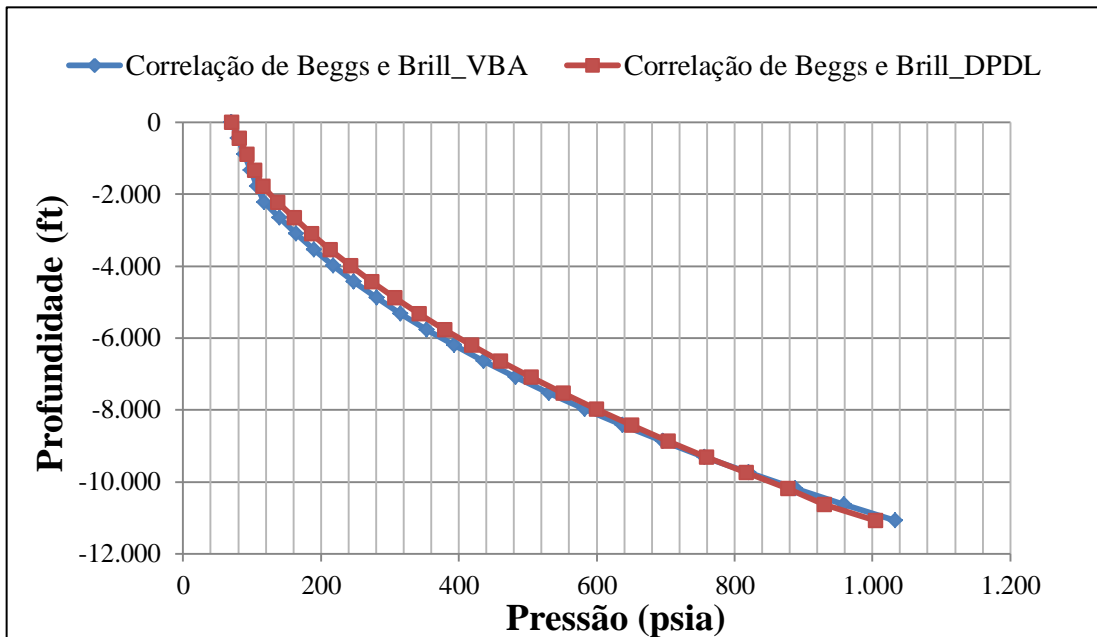


Figura 22– Perfil de pressão na coluna de produção, utilizando programa em VBA e DPDL.

A partir da simulação realizada no programa em VBA, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973), foi possível construir o gráfico que mostra a variação do *holdup* de líquido ao longo da coluna de produção, conforme Figura 23.

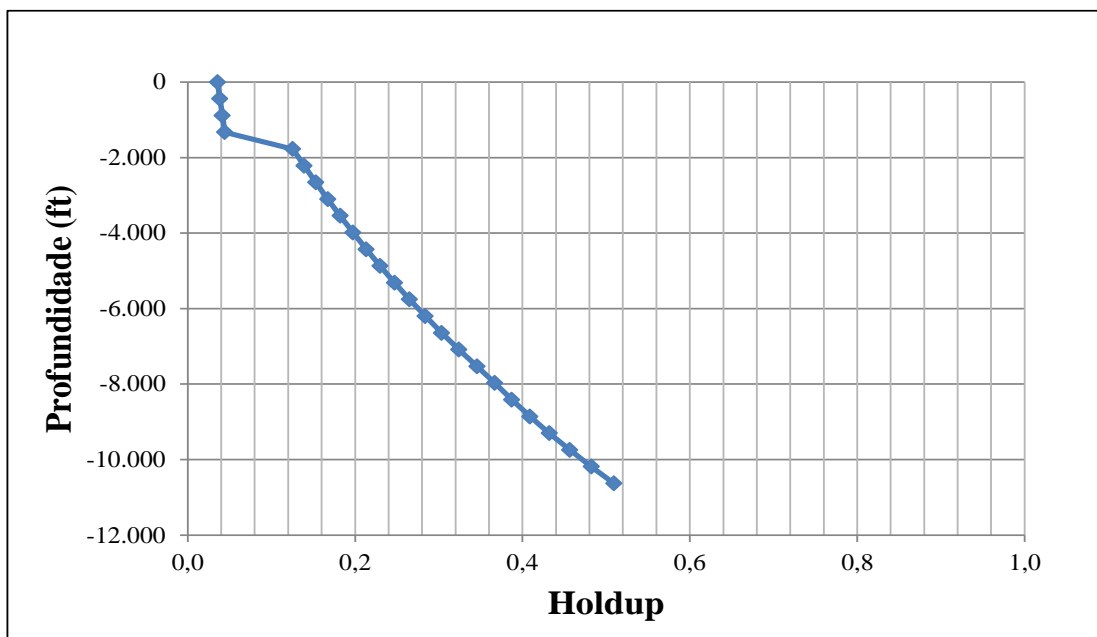


Figura 23 – Variação do *holdup* de líquido na coluna de produção.

Verifica-se a partir da Figura 23, à medida que o fluxo se aproxima da cabeça do poço o *holdup* de líquido diminui, ou seja, a fração volumétrica de líquido diminui na coluna. Isto ocorre pois, à medida que o fluido escoar na coluna de produção, o gás que está dissolvido no óleo se desprende e, também, o gás que estava livre se expande. Além disto, pode-se observar que há uma considerável mudança do valor do *holdup* de líquido no trecho da coluna de 1.800 ft para 2.200 ft, onde o *holdup* de líquido era 0,04 e 0,08, respectivamente. Esta acentuada diferença ocorre por causa da mudança de regime de fluxo, onde o regime era segregado (a 2.200 ft) e passou para distribuído (a 1.800 ft). Esta diferença ocorre pois, na correlação de Beggs e Brill (1973) não há uma suavização no cálculo para a mudança de regime de fluxo.

6.2.1 Efeito no gradiente de pressão da coluna de produção com a variação de alguns parâmetros

A partir do programa desenvolvido em VBA (com a correlação de Beggs e Brill) foram realizadas simulações para verificar o comportamento do perfil de pressão da coluna de produção variando os seguintes parâmetros: RGO, °API e diâmetro da coluna de produção. Foram feitas variações destes parâmetros com valores superiores e inferiores aos dados reais (Tabela 5) do poço 1-FMO-001-BA.

6.2.1.1 Variação da RGO

À medida que se aumenta a RGO, para uma mesma vazão de óleo, espera-se que o gradiente de pressão total na coluna de produção diminua. Porém, com o aumento da RGO chega-se a um ponto em que o gradiente de pressão passa a aumentar, em consequência da elevação das perdas por fricção e aceleração, que não são mais compensados pela redução da perda por hidrostática, devido à diminuição da densidade da mistura.

A Figura 24 ilustra o comportamento encontrado da pressão ao longo da coluna de produção, variando a RGO de 2.000 scf/stb a 6.000 scf/stb, para uma mesma vazão de óleo (43,4 bbl/d). Sendo que, para as condições do poço em estudo o valor real é de 5.205 scf/stb.

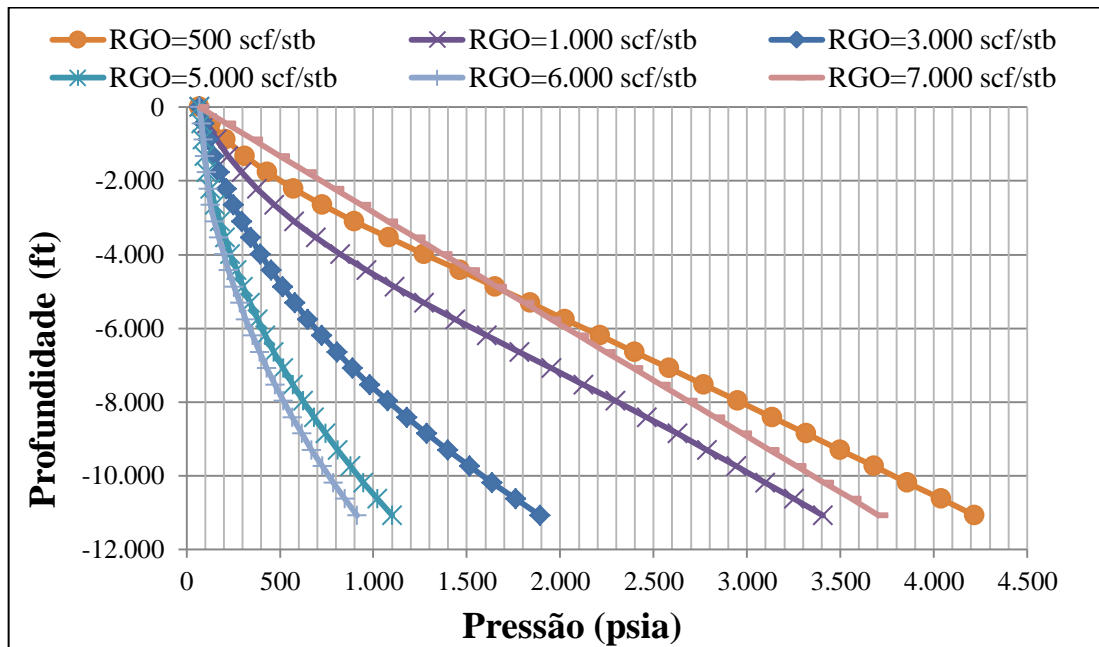


Figura 24 – Comportamento da pressão em função da variação da RGO na coluna de produção.

Nota-se a partir do gráfico acima que, para a RGO de 1.000 scf/stb a perda de pressão foi, aproximadamente, de 3.337 psi. Porém, para a RGO de 6.000 scf/stb, a perda de pressão apresentou o menor valor, de 841 psi. Este comportamento ocorre pois, a elevação da RGO significa que maior será a quantidade de gás e com isso o fluido ficará mais leve, ou seja, menos denso. Logo, a perda de pressão referente à parcela por hidrostática irá diminuir, consequentemente, o gradiente total da coluna reduzirá.

6.2.1.2 Variação do °API

Conforme Tabela 5, o °API para as condições do poço em estudo é de 42,7. Sendo assim, foi realizada a variação de no mínimo 20 °API e no máximo 50 °API, para avaliar o efeito desta variação sobre o gradiente de pressão da coluna de produção.

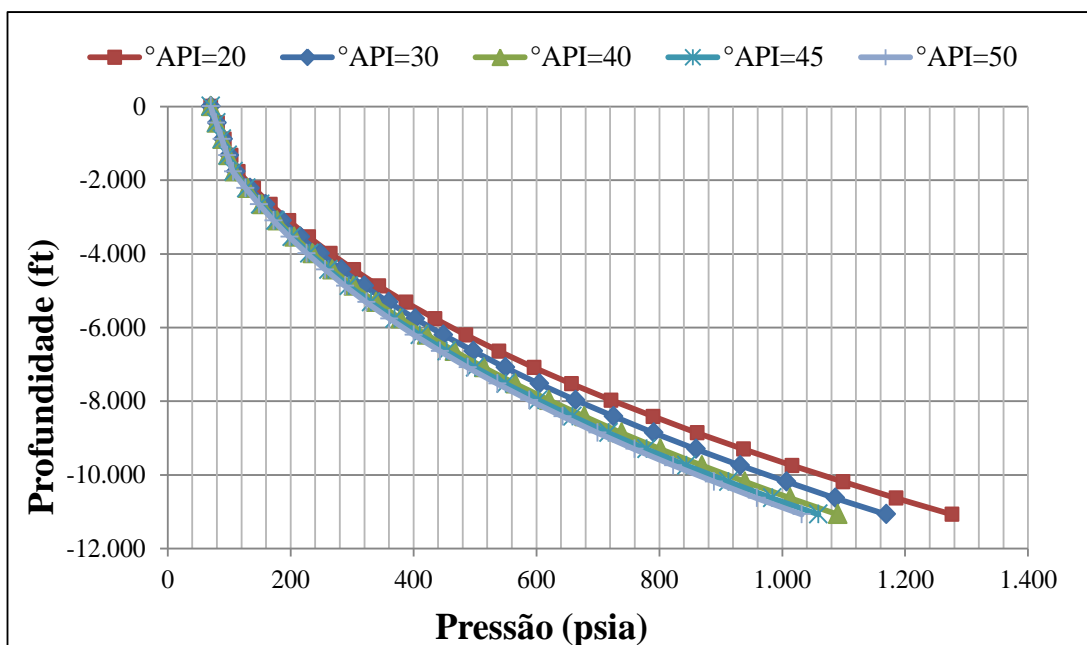


Figura 25– Comportamento da pressão em função da variação do °API na coluna de produção.

Como pode observar na Figura 25, quanto menor é o °API do óleo, o gradiente de pressão total da coluna de produção aumenta. Menores valores de °API significa que maior será a densidade do fluido, e com isso, maior será o gradiente de pressão devido à hidrostática. Então, quanto mais leve for o fluido na coluna de produção menor será a perda de pressão ao longo da mesma.

O conhecimento do °API de um determinado petróleo é de extrema importância, pois o mesmo está relacionado com a obtenção de maior quantidade de derivados nobres (petróleo mais leve), de elevado valor comercial, como a gasolina, o diesel e o GLP (gás liquefeito de petróleo). Quanto menor a densidade do petróleo (petróleo leve), maior o °API e quanto maior densidade do petróleo (petróleo pesado), menor o °API.

6.2.1.3 Variação do diâmetro da coluna de produção

Para avaliar a influência do diâmetro da coluna de produção no gradiente de pressão foram traçadas as curvas P_{wf} versus vazão variando o diâmetro de 1,5 in a 2,5 in, sendo o diâmetro da coluna de produção do poço em estudo de 2,0 in.

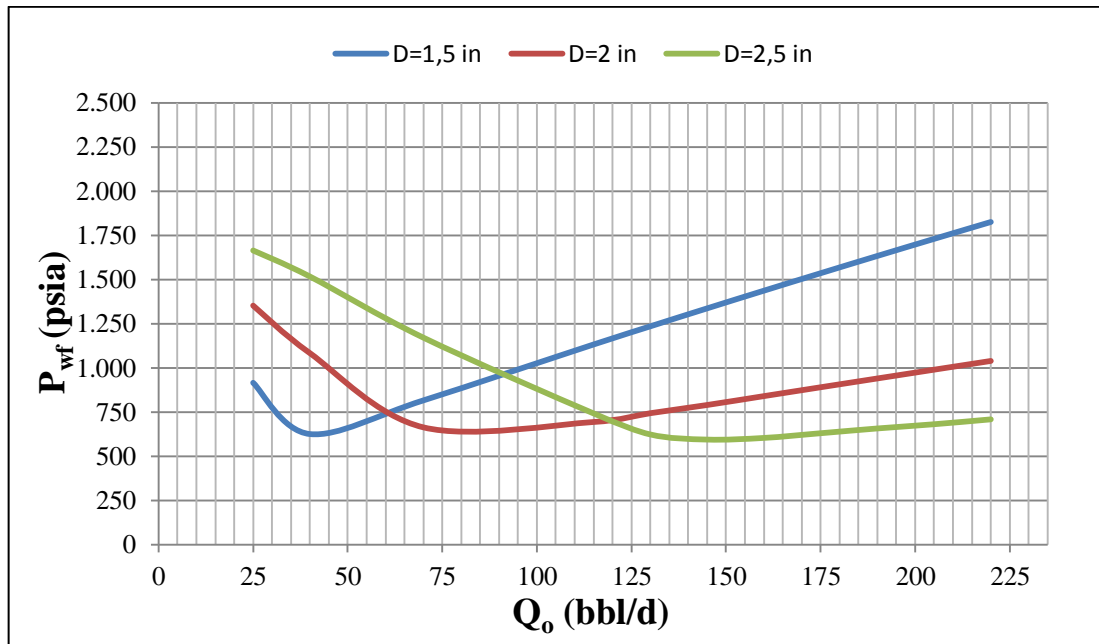


Figura 26 –Variação do diâmetro da coluna de produção.

Conforme Figura 26, para baixas vazões de produção quanto maior o diâmetro da coluna maior será a P_{wf} , com isso, maior é a perda de pressão ao longo da coluna. Isto ocorre pois, quanto maior o diâmetro menor será a velocidade superficial dos fluidos, logo, menor será a velocidade da mistura e menor o valor da fração de vazios (α_g), por consequência maior será a massa específica da mistura. Com isso, a parcela de perda de pressão por hidrostática será maior. Porém, a partir de uma determinada vazão o comportamento torna-se o inverso. A partir da Figura 27 será explicado o porquê da distinção de tais comportamentos.

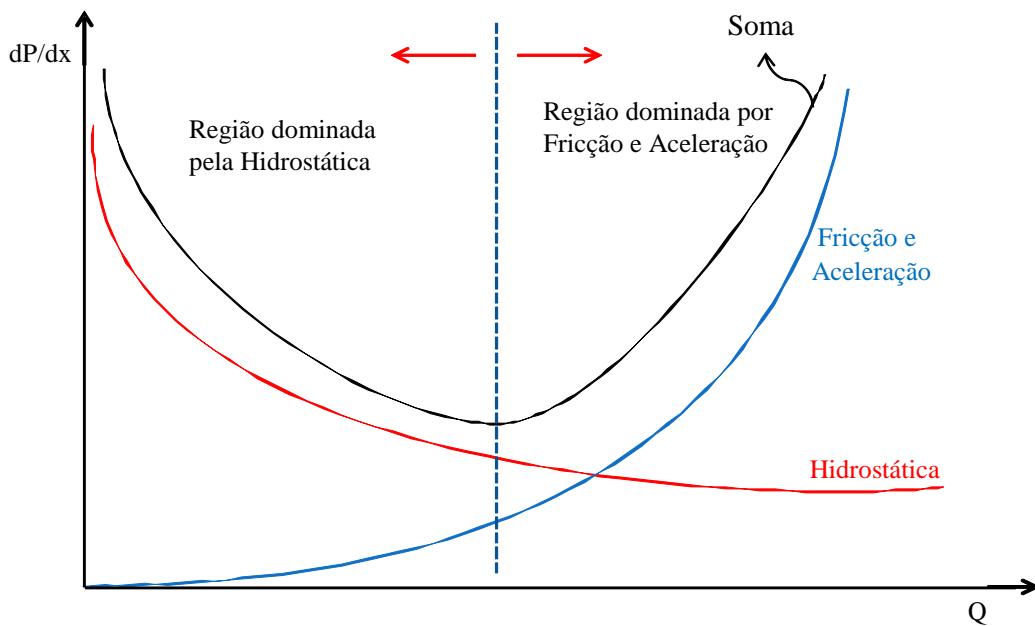


Figura 27 – Comportamento das perdas de pressão em função da variação da vazão de produção.

Conforme ilustrado na Figura 27, no gráfico dP/dx versus vazão há duas regiões, sendo uma dominada pela parcela hidrostática e outra pela fricção e aceleração. Na primeira região, à medida que aumenta a vazão diminui a perda de pressão por hidrostática, porém, aumenta insignificamente a perda por fricção e aceleração. Já na segunda região, onde há domínio da fricção e aceleração, à medida que se eleva a vazão maior será a perda por fricção e aceleração e a parcela hidrostática mantém-se praticamente constante.

6.3 LINHA DE PRODUÇÃO

O fluxo na linha de produção inicia-se na cabeça do poço e termina no vaso separador. Para que este escoamento ocorra, a pressão na cabeça do poço deve ser suficiente para vencer as perdas de pressão na linha devido à fricção, elevação e aceleração.

A partir dos programas desenvolvidos na linguagem de programação VBA foi determinado o gradiente de pressão na linha de produção do poço 1-FMO-001-BA.

A Figura 28 mostra a curva do perfil de pressão obtido como resultado das simulações.

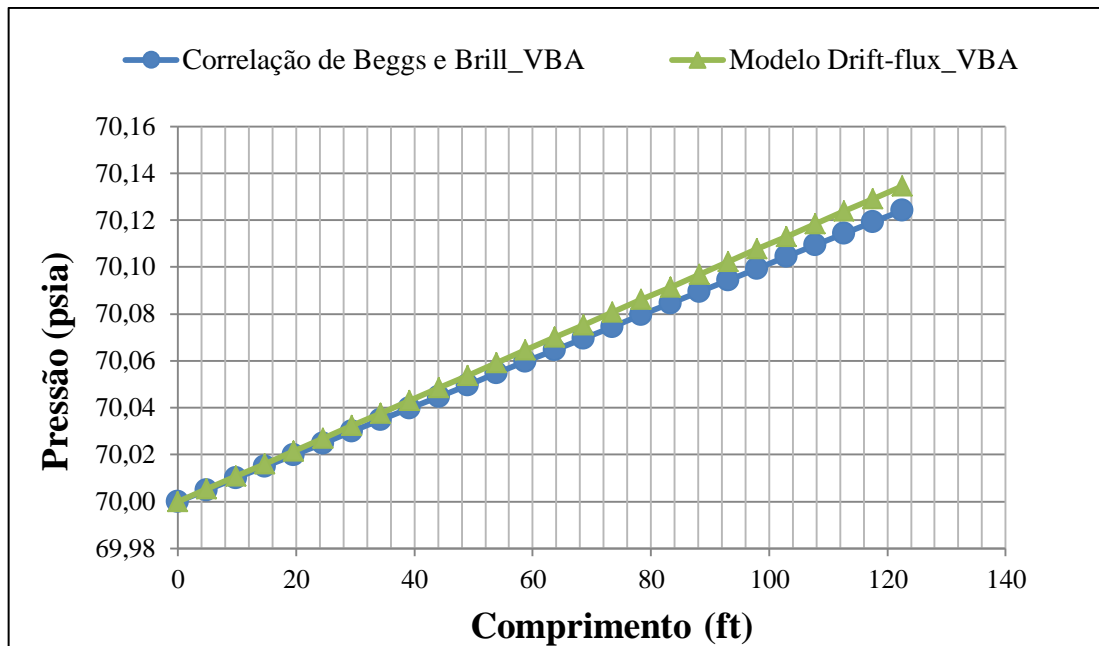


Figura 28 – Perfil de pressão na linha de produção do poço 1-FMO-001-BA.

Como se pode observar na Figura 28, o comportamento da curva do perfil de pressão da linha de produção do poço 1-FMO-001-BA é o esperado, ou seja, varia continuamente desde a cabeça do poço até o vaso separador.

Conforme Figura 28, o delta de pressão apresentou praticamente os mesmos valores para ambas as correlações, de 0,12 psi. Este valor insignificante é devido ao pequeno comprimento da linha de produção, pois, sendo um trecho relativamente pequeno as parcelas referentes à perda de fricção e aceleração tornam-se desprezíveis.

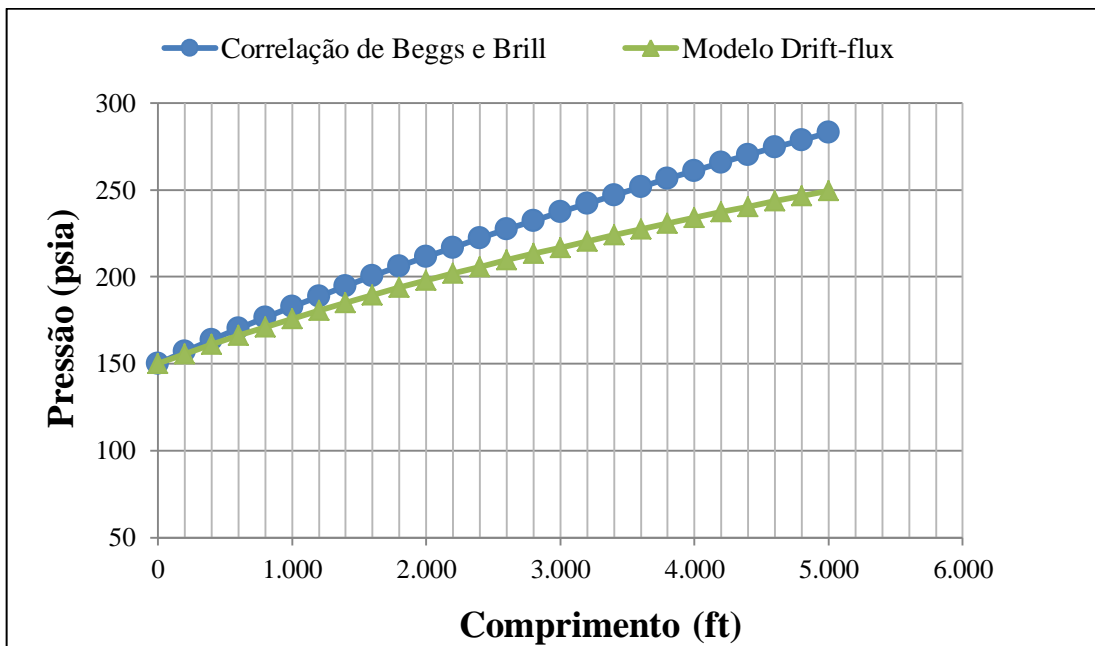
Como para os dados da linha de produção do poço 1-FMO-001-BA não foi possível verificar a diferença entre os modelos utilizados na simulação, devido ao pequeno comprimento da linha de produção, foi simulado dados de um poço “x” de uma empresa fictícia produtora de petróleo.

Na Tabela 6 estão os dados de entrada para a simulação na linha de produção do poço “x”.

Tabela 6 – Dados da linha de produção do poço “x”.

Propriedade	Valores	Unidade
Vazão de óleo	500	bb/d
RGO	400	scf/stb
Pressão separador	150	psia
Diâmetro da linha	2	in
Comprimento da linha	5.000	ft
Rugosidade da linha	0,0006	ft
Densidade do gás	0,8	-
°API	30	-
Ângulo de inclinação da linha	0,0	rad
Temperatura média na linha	80	°F

A Figura 29 ilustra a curva do perfil de pressão para o poço “x”, sendo assim possível verificar a diferença entre os resultados das simulações com os modelos utilizados.

**Figura 29** – Perfil de pressão na linha de produção do poço “x”.

Conforme pode-se observar na Figura 29, o delta de pressão na linha de produção a partir da simulação utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) foi de 133 psi, enquanto que para o modelo *drift-flux*, foi de 100 psi.

Para este caso como a parcela da hidrostática é zero, e foi desprezado a aceleração, na linha de produção a parcela que influencia na perda de pressão total é a fricção.

Este comportamento é devido ao desprendimento do gás que está dissolvido na fase líquida assim como pela expansão do gás que está livre. Estes mecanismos combinados levam ao aumento da velocidade da mistura, à medida que a pressão diminui. Como o gradiente de fricção é proporcional ao quadrado da velocidade da mistura, este vai aumentando no sentido do escoamento.

Como já mencionado anteriormente, uma das principais diferenças entre os modelos utilizados é na determinação da velocidade da mistura. Para a correlação de Beggs e Brill (1973) é considerada a soma das velocidades superficiais das fases, ou seja, a velocidade do centro de volume da mistura (J). Já para o modelo *drift-flux*, a velocidade da mistura é determinada como a velocidade do centro de massa da mistura (V_m). Como $J > V_m$, desta forma esta é a explicação da diferença apresentada no Gráfico 29.

Como os resultados encontrados entre as simulações utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) e o modelo *drift-flux* apresentaram valores com diferenças significativas, e o poço “x” não possui valores de pressão medidos em diferentes profundidades para a construção da curva do gradiente de pressão por medição direta, não é possível afirmar qual modelo melhor se aplica para as condições de tal poço.

Devido às diferenças encontradas entre os resultados das simulações para os modelos utilizados, foi considerado para a escolha entre ambos, para a análise do comportamento da pressão ao longo da linha de produção do poço 1-FMO-001-BA, o seguinte critério: como a correlação de Beggs e Brill (1973) já está consolidada da indústria do petróleo, sendo assim, será utilizada esta correlação para tal análise.

6.3.1 Efeito no gradiente de pressão com a variação de alguns parâmetros

Assim como para a coluna de produção, foram realizadas simulações variando a RGO, o $^{\circ}$ API e o diâmetro da linha, entre valores que sejam superior e inferior aos dados reais do poço (Tabela 5). Isto para verificar o comportamento da pressão ao longo da linha de produção do poço 1-FMO-001-BA.

A seguir serão apresentados os resultados de tais simulações, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973).

6.3.1.1 Variação da RGO

Ao aumentar a RGO ocorre a elevação da perda de pressão da linha de produção. Quanto maior a RGO maior será a J (velocidade do centro de volume da mistura), conseqüentemente maior a perda por fricção. Este comportamento pode ser observado a partir da Figura 30.

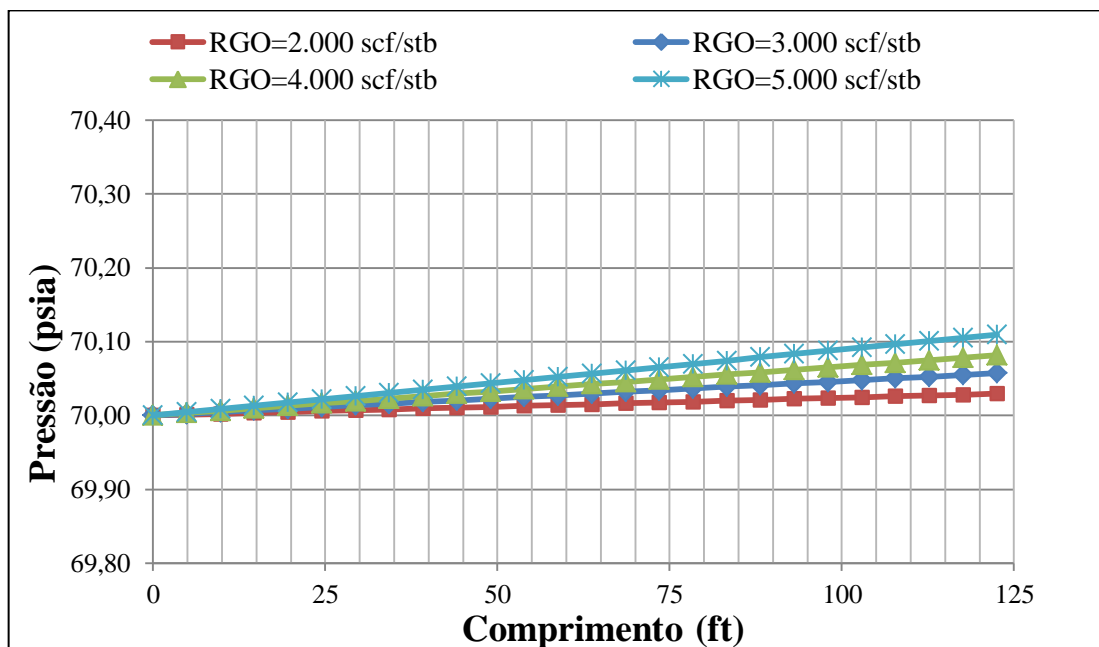


Figura 30 – Comportamento da pressão em função da variação da RGO na linha de produção.

Observa-se na Figura 30, que para a linha de produção do poço em estudo, ao aumentar de 2.000 scf/stb para 5.000 scf/stb, a perda de pressão aumentou insignificamente. Isto pode ser explicado pelo fato da linha de produção apresentar um comprimento pequeno.

6.3.1.2 Variação do °API

O comportamento esperado da pressão para a elevação do °API é que a perda de pressão total da linha de produção diminua. Para maiores valores do °API, a densidade do fluido será menor e por consequência a perda devido à fricção será menor. Este comportamento pode ser observado na Figura 31.

Porém, verifica-se que a diferença entre as simulações são desprezíveis. Isto se deve ao fato do comprimento da linha de produção ser pequeno.

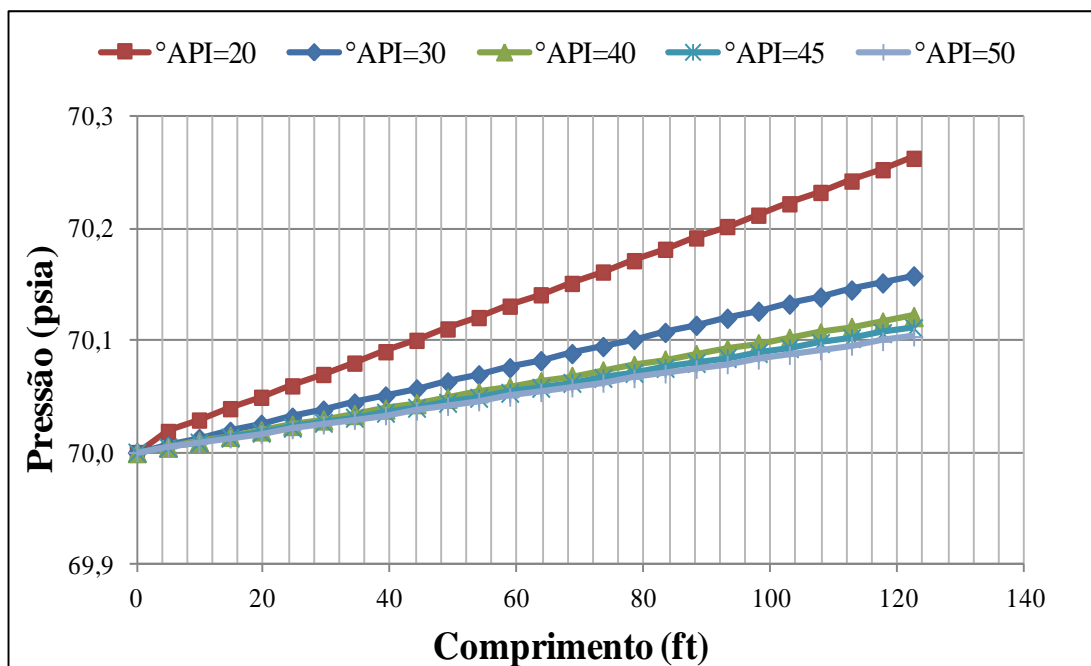


Figura 31 – Comportamento da pressão em função da variação do °API na linha de produção.

6.3.1.3 Variação do diâmetro da linha de produção

A Figura 32 ilustra a variação da pressão em função da variação do diâmetro da linha de produção de 1,0 in a 5,0 in. Sendo que, o diâmetro da linha de produção do poço 1-FMO-001-BA é de 3,0 in.

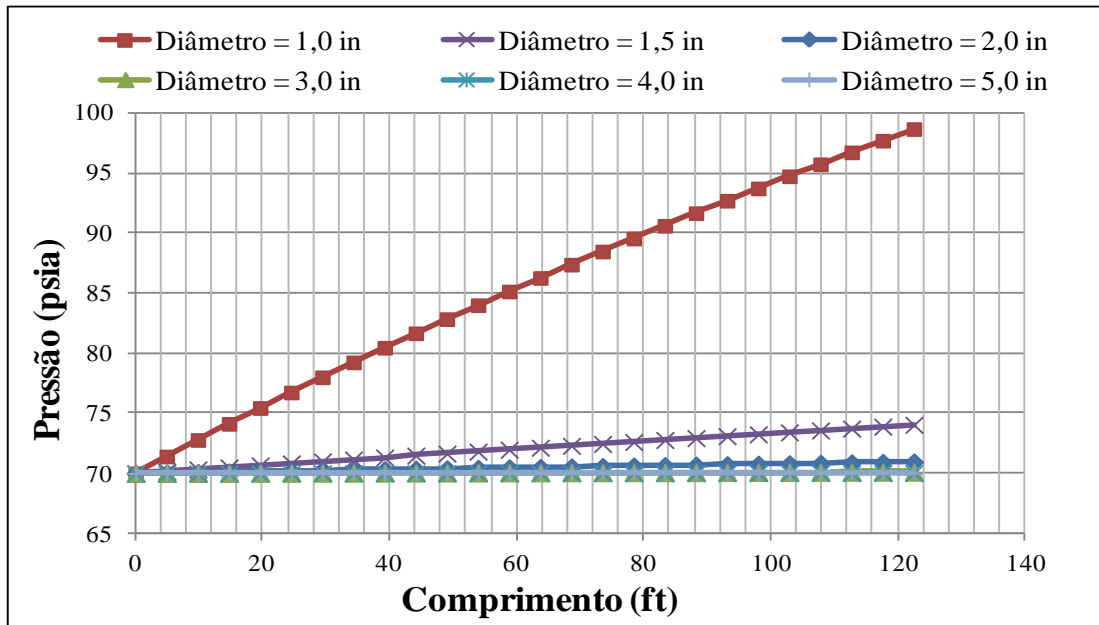


Figura 32 – Comportamento da pressão em função da variação do diâmetro na linha de produção.

Como pode-se observar na Figura 32, a perda de pressão na linha de produção é inversamente proporcional ao diâmetro da mesma. Isto ocorre pois, à medida que aumenta o diâmetro da linha a velocidade diminui, consequentemente a perda por atrito é reduzida. Na Figura 32 observa-se que, ao aumentar de 1,0 in para 1,5 in o diâmetro da linha, há uma redução considerável na perda de pressão. Porém, aumentando o diâmetro para 2,0 in, 3,0 in, 4,0 in, e 5,0 in a queda de pressão manteve-se praticamente igual. Como em projetos e otimização de sistemas sempre é considerado o custo-benefício, o diâmetro de 1,0 in é inviável devido à elevada perda de carga. Já para os diâmetros de 4,0 in e 5,0 in o custo seria maior quando comparado com os diâmetros de 2,0 in e 3,0 in. Sendo as perdas de pressão praticamente iguais para tais diâmetros então, deverá ser levada em consideração a questão econômica para a escolha do diâmetro.

CAPÍTULO 7

7 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Diante dos resultados obtidos neste trabalho as seguintes conclusões foram encontradas:

- ✓ O programa desenvolvido se mostrou eficiente na simulação para a determinação do perfil de pressão, isto foi verificado a partir da comparação com os resultados obtidos da simulação utilizando o programa DPDL.
- ✓ Não foi possível afirmar qual modelo melhor se aplica para as condições do poço em estudo pois, não há dados de teste de produção registrados do poço 1-FMO-001-BA. A partir destes dados seria possível construir a curva de IPR real do reservatório para avaliação do modelo que melhor se aplica para o poço.
- ✓ Sendo a correlação de Beggs e Brill (1973) uma das principais e consolidadas na indústria do petróleo, foi utilizada a mesma para avaliação do comportamento da pressão ao longo da coluna a partir da variação da RGO, do diâmetro da coluna e do °API. Foram obtidos tais resultados:
 - Ao aumentar a RGO observou-se que o gradiente de pressão reduziu, sendo este o comportamento esperado. Isto por que, à medida que aumenta-se a RGO o fluido torna-se menos denso e com isso a perda de pressão devido à hidrostática reduz.
 - Para menores valores de °API o gradiente de pressão aumenta. Este foi o comportamento encontrado na simulação para diferentes valores de °API. Isto ocorre pois, para menores valores de °API significa que mais denso é o fluido. Com isso, maior será a perda de pressão por hidrostática.

- Ao aumentar o diâmetro da coluna notou-se que a pressão requerida do fundo do poço aumentou, na região que há predominância da perda por hidrostática. Porém, na região que há predominância da perda por fricção e aceleração o comportamento é o inverso.
- ✓ Para as condições de escoamento simuladas na linha de produção notou-se que a perda de pressão total na linha foi insignificante, devido ao pequeno comprimento da mesma.
- ✓ A partir da simulação no poço “x” pôde-se observar a diferença dos resultados encontrados do gradiente de pressão na linha de produção, utilizando correlação de Beggs e Brill e o modelo *drift-flux*. Esta diferença encontrada pôde ser explicada pelo fato de cada um, correlação de Beggs e Brill (1973) e o modelo *drift-flux*, possui considerações distintas para a determinação da velocidade da mistura. Sendo este um parâmetro aplicado para encontrar a parcela de perda por fricção, visto que, para a linha de produção esta é a parcela que mais influencia no gradiente de pressão total. Sendo assim, fica claro o porquê da distinção dos resultados.
- ✓ Apesar de praticamente não existirem modelos de drift-flux disponíveis nos simuladores comerciais utilizados pela indústria do petróleo, esse paradigma deveria ser quebrado, uma vez que estes modelos podem se adequar a determinados cenários onde as correlações do petróleo falham. Sem contar que o modelos de *drift-flux* são amplamente utilizados em outras indústrias.
- ✓ As simulações para a análise do comportamento da pressão na linha de produção ao variar a RGO, °API e diâmetro da linha, utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973), foram:
 - Ao aumentar a RGO observou-se a elevação da perda de pressão.
 - Ao aumentar o diâmetro da linha notou-se que menor foi o gradiente de pressão.
 - Ao aumentar o °API observou-se a elevação na perda de pressão.

Para próximos trabalhos a serem realizados ficam as seguintes sugestões:

1. Quando o poço 1-FMO-001-BA recomeçar a operar, realizar as medições diretas em vários trechos da coluna de produção e construir a curva de gradiente de pressão. Assim, poderá ser verificado qual correlação melhor se aplica para as condições de tal poço.
2. Desenvolver um simulador considerando transferência de calor.

REFERÊNCIAS

- ALVES NETO, S. J. **Estudo de escoamento bifásico em gasoduto de modelagem mecanicista**. Dissertação – Faculdade de Engenharia de Campinas, São Paulo, 1989.
- AZIZ, K.; PETALAS, N. **A Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes**. 49° annual technical meeting of the petroleum society of the Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum held in Calgary, Alberta, Canada, June 1998.
- BEGGS, H. D.; BRILL, J. P. **A Study of Two Phases in Inclined Pipes**. Journal of Petroleum Technology, 1973.
- BEGGS, H. D.; ROBINSON, J. R. **Estimating the Viscosity of Crude Oil System**. JPT, September 1975.
- BILGESU, H. I.; ROSE, D. M.; IV, J.; MOHAGHEGH, S. **Virtual Measurement in Pipes: Part 1-Flowing Bottom Hole Pressure under Multi-Phase Flow and Inclined Wellbore Conditions**. SPE Eastern Regional Meeting, September, 1995.
- BRILL, J. P.; MUKHERJEE, H. **Multiphase Flow in Wells**. Texas: Society of Petroleum Engineering Inc., 1999.
- BRILL, J. P., ARIRACHAKARAN, S. J. **State of the art in multiphase flow**. J. Petrol. Tech. May 1992, p 538-541.
- BROWN, K. E.; BEGGS, H. D. **The Technology of Artificial Lift Methods**. Tulsa, Oklahoma: Penn Well Publishing Company, 1984, Vol. 1.
- CAZAREZ, O.; VÁSQUEZ, M. **Prediction of Pressure, Temperature, and Velocity Distribution of Two-Phase Flow in Oil Wells**. Journal of Petroleum Science and Engineering 46, p. 195-208, 2005.
- GOMEZ, L. E.; SHOHAM, O.; SCHMIDT, Z.; CHOKSHI, R. N.; NORTHUG, T. **Unified Mechanistic Model for Steady-State Two-Phase Flow: Horizontal to Vertical Upward Flow**. SPE Journal 5 (3). September, 2000.
- GHAJAR, A. J.; WOLDESEMAYAT, M. A. **Comparison of void fraction correlations for different flow patterns in horizontal and upward inclined pipes**. International Journal of Multiphase Flow 33, 347–370. 2006.
- HIBIKI, T.; ISHII, M. **One-dimensional drift-flux model and constitutive equations for relative motion between phases in various two-phase flow regimes**. International Journal of Heat and Mass Transfer 46, 2003.
- JÚNIOR, J. B. O.; GALO, D. B. **O Projeto Campo Escola**. 3° Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás. Salvador, 2005.

LEE, A. L.; GONZALEZ, M. H.; EAKIN, B. E. **The Viscosity of Natural Gas.** JPT, August, 1966. 997; Trans.. AIME 237.

LOCKHART, R. W.; MARTINELLI, R. C. **Proposed Correlation Data Isothermal Two-Phase, Two Components Flow in Pipes.** Chem. Eng. Prog., v. 45, p. 39-48, 1948.

NASCIMENTO, J. C. S. **Otimização de Escoamento Multifásico: Um Estudo no Poço 1-FMO-01-BA.** Monografia – Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2011.

OLIVEIRA, M. F. D.; **Análise de Aplicação de um Sistema de Bombeamento Multifásico Submarino na Produção de Petróleo.** Dissertação, PUC-RJ, Rio de Janeiro, 2003.

PACHECO, F.; CAVALCANTE, C. C. P.; MENDES, J. R. P.; BANNWART, A. C.; SERAPIÃO, A. B. S. **Identificação de Padrões de Escoamento Multifásico e Determinação da Perda de Carga com o Auxílio de Redes Neurais.** 4º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás. Campinas, São Paulo, 2007.

PEREIRA, U. L. T. **Estudo do Escoamento Multifásico em Campos Maduros: o caso do poço 1-FMO-01 BA.** Dissertação – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2011.

POETTMANN, F.H; CARPENTER, P. G. **The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water through Vertical Flow Strings with Application to the Design and Gas-lift Installations.** *Drill & Prod. Prac.* (1952) 257.

QUEIROZ, G. O. **Otimização da Injeção Cíclica de Vapor em Reservatório.** Dissertação – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2006.

ROSA, J. A.; CARVALHO, R. S.; XAVIER, J. A. D. **Engenharia de Reservatórios de Petróleo.** Rio de Janeiro, Interciência, 2003.

ROSA, E. S. **Escoamento Multifásico Isotérmico: Modelos de Multifluidos e de Mistura.** Editora Bookman, Porto Alegre, RS, 2012.

SCHLEGEL, J.; HIBIKI, T.; ISHII, M. **Development of a comprehensive set of drift-flux constitutive models for pipes of various hydraulic diameters.** *Progress in Nuclear Energy* 52 (2010), 666 e 677.

SHOHAM, O. **Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes.** University of Tulsa – SPE, 2007.

STANDING, M. B. **Volumetric and Phase Behavior of Oil Field of Hydrocarbon Systems.** 9º edition, SPE, Richardson, Texas, 1981.

STANDING, M. B., KATZ, D. L. **Density of Natural Gases.** Trans., AIME, 146, 1942.

SOUZA, J. M. N.; **Modelagem e Simulação de Escoamento Multifásico em Dutos de Produção de Óleo e Gás Natural**. Tese – Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2010.

TAITEL, Y., BARNEA, D., **A Consistent Approach for Calculating Pressure Drop in Inclined Slug Flow**, Chemical Engineering Science, v. 45, 1990.

TAITEL, Y., DUKLER A. E., **A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near-Horizontal Gas-Liquid Flow**. AIChE Journal, v. 22, 1976.

THOMAS, J. E. **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. Rio de Janeiro: Interciência, 2004, 2ª edição, 180-182.

ULLMANN, A., ZAMIR, M., BRAUNER, N., **Multi-holdups in Co-current Stratified Flow in Inclined Tubes**, Int. J. Multiphase Flow, v. 29, 2003.

UNICAMP, **Relatório de Devolução do Campo de Fazenda Mamoeiro**. Processo nº 48.610.002415/98-34. Campinas, 2000.

VAZQUEZ, M.; BEGGS, H. D. **Correlation for Fluids Physical Property Prediction**. JPT (1980) 968. Trans., AIME, 269.

ZUBER N.; FINDLAY J. **Average Volumetric Concentration in Two-Phase Systems**. Trans ASME J. Heat Transfer, 1965.

ANEXOS

ANEXO A – Simulação do programa computacional DPDL para a coluna de produção do poço 1-FMO-001-BA

Resultados da simulação utilizando o DPDL, na coluna de produção.

INPUTFLOW VARIABLES ECOPRINT

```

-----
QO (STBO/D) = 43.4
QW (STBW/D) = 0.0
QG (MSCF/D) = 225.9
LENGTH (FT) =11073.0
DIA (IN) = 2.00
ANG (DEG) = 90.00
ROUGHNESS (FT) = 0.0006
API (DEG) = 42.7
SGPG (AIR=1) = 0.824
TEMP (DEG F) = 205.250
PRESS (PSIG) = 55.420
CALCULATION = 2
  
```

SELECTED CALCULATION OPTIONS CODES ECOPRINT

```

-----
PRESSURE DROP METHOD = 12
SOLUTION GAS-OIL RATIO = 2
OIL FORMATION VOLUME FACTOR = 2
LIQUID VISCOSITY = 1
Z FACTOR = 0
  
```

NODE	PRESSURE (psia)	LENGTH (ft)	VSL (ft/s)	VSG (ft/s)	FPAT	DENLIQ (lbm/cf)	VISLIQ (cp)	HOLDUP
0	70.1	0.	0.00	0.00		0.00	0.000	0.001
1	81.5	443.	0.14	29.42	DSTB	47.22	0.945	0.034
2	92.7	886.	0.14	25.56	DSTB	47.21	0.935	0.038
3	103.9	1329.	0.14	22.61	DSTB	47.20	0.926	0.042
4	115.3	1772.	0.14	20.24	DSTB	47.18	0.916	0.045
5	137.3	2215.	0.14	17.52	SEG	47.16	0.903	0.126
6	161.0	2658.	0.14	14.78	SEG	47.12	0.884	0.139
7	186.4	3100.	0.14	12.64	SEG	47.09	0.865	0.152
8	213.5	3543.	0.14	10.93	SEG	47.05	0.845	0.165
9	242.6	3986.	0.14	9.54	SEG	47.00	0.825	0.178
10	273.6	4429.	0.14	8.38	SEG	46.95	0.804	0.191
11	306.7	4872.	0.14	7.42	SEG	46.90	0.783	0.205
12	341.8	5315.	0.14	6.60	SEG	46.83	0.762	0.219

13	379.1	5758.	0.14	5.90	SEG	46.77	0.741	0.233
14	418.6	6201.	0.14	5.29	SEG	46.69	0.720	0.247
15	460.4	6644.	0.14	4.77	SEG	46.61	0.699	0.262
16	504.4	7087.	0.15	4.31	SEG	46.53	0.678	0.277
17	550.8	7530.	0.15	3.91	SEG	46.43	0.658	0.292
18	599.5	8415.	0.15	3.55	SEG	46.33	0.638	0.308
19	650.6	8415.	0.15	3.24	TRAN	46.22	0.619	0.323
20	703.9	8858.	0.15	2.96	TRAN	46.10	0.600	0.338
21	759.4	9301.	0.15	2.71	TRAN	45.97	0.582	0.352
22	817.1	9744.	0.15	2.49	TRAN	45.83	0.564	0.367
23	877.1	10187.	0.15	2.29	TRAN	45.68	0.547	0.383
24	939.4	10630.	0.15	2.11	TRAN	45.53	0.531	0.398
25	1004.0	11073.	0.16	1.95	TRAN	45.36	0.515	0.415

TOTAL PRESSURE DROP

 PRESURE DROP (PSI) = 933.9
 TOTAL LENGTH (FT) = 11073.0

LEGEND FOR FLOW PATTERN "FPAT":

 LIQ: Single Phase Liquid;
 GAS: Single Phase Gas;
 TP: Two-Phase Flow;
 BUBL: Bubble;
 STRT: Stratified;
 SEG: Segregated;
 INT: Intermittent (Slug or Elongated Bubble);
 SLUG: Slug;
 DBUB: Dispersed Bubble;
 MIST: Mist;
 DSTB: Distributed;
 TRAN: Transition;
 ANUL: Annular;
 NA: Not Applicable or Not Available.

LEGEND FOR PRESSURE DROP METHODS:

 METHOD = 1: GOMEZ ET AL. (2000)
 METHOD = 2: ANSARI ET AL. (1994)
 METHOD = 3: XIAO ET AL. (1990)
 METHOD = 4: CHOKSHI ET AL. (1996)
 METHOD = 5: DUKLER (1964)-EATON (1967)-FLANIGAN (1958)
 METHOD = 6: MUKHERJEE - BRILL (1985)

METHOD = 7: AZIZ - GOVIER - FOGARASI (REFER TO ANSARI ET AL.. 1994)
METHOD = 8: POETTMANN - CARPENTER (REFER TO ANSARI ET AL.. 1994)
METHOD = 9: DUNS - ROS (1963)
METHOD = 10: ORKISZEWSKI (1967)
METHOD = 11: HAGEDORN-BROWN (1965)
METHOD = 12: BEGGS - BRILL (1973)

LEGEND FOR PVT CORRELATIONS:

NOTE: REFER TO McCAIN (1990) AND BRILL AND MUKHERJEE (1999) FOR
CORRELATION REFERENCES

SOLUTION GAS-OIL RATIO = 0: KARTOATMODJO
SOLUTION GAS-OIL RATIO = 1: VASQUEZ - BEGGS
SOLUTION GAS-OIL RATIO = 2: STANDING
SOLUTION GAS-OIL RATIO = 3: LASATER
SOLUTION GAS-OIL RATIO = 4: GLASO

OIL FORMATION VOLUME FACTOR = 0: KARTOATMODJO
OIL FORMATION VOLUME FACTOR = 1: VASQUEZ - BEGGS
OIL FORMATION VOLUME FACTOR = 2: STANDING
OIL FORMATION VOLUME FACTOR = 3: GLASO

OIL VISCOSITY = 0: KARTOATMODJO
OIL VISCOSITY = 1: BEGGS - ROBINSON
OIL VISCOSITY = 2: GLASO

Z FACTOR = 0: STANDING
Z FACTOR = 1: HALL - YARBOROUGH
Z FACTOR = 2: DRANCHUK
Z FACTOR = 3: GOPAL

ANEXO B – Simulação no programa em VBA utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) para a linha de produção do poço 1-FMO-001-BA

DADOS DE ENTRADA

Dados de entrada	
Q _o ^{sc} (bbl/d)	43,4
Q _g (Mscf/d)	225,897
RGO (scf/stb)	5205
D (in)	3
L (ft)	122,5
d _g ^{sc}	0,824
d _o ^{sc}	0,8123
Θ	0,00
T _{média} (°F)	104
°API	42,7
Δx	4,90
ε (ft)	0,0006
ε/d	0,0002
MMg	23,87128
g (ft/s ²)	32,174
g _c (lb.ft/lbf.s ²)	32,174
P _{sat} (psi)	9423,197182
P_i (psi)	70,1

Calcular Pressão

Para calcular Z	
T _{pc} (°R)	427,31
P _{pc} (psia)	663,90
T _{pr}	1,32
Para calcular Z a 14,7psi e 60°F	
P _{pr}	0,02
T _{pr}	1,22
A	0,218
B	0,008
C	0,105
D	0,965
Z (14,7psi e 60°F)	0,997

Constantes para a determinação do holdup				
Padrão de fluxo	a _{regime}	b _{regime}	c _{regime}	
Segregado	0,98	0,4846	0,0868	
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173	
Distribuído	1,065	0,5824	0,0609	
Padrão de fluxo	e	f	g	h
Segregado	0,011	-3,768	3,539	-1,614
Intermitente	2,96	0,305	-0,4473	0,0978
Distribuído	C=0 e Ψ=1			

RESULTADOS

Comprimento (ft)	Pressão (psi)	Padrão de Fluxo	α _L	Erro absoluto (psi)
0,00	70,00			
4,90	70,00	Segregado	0,058	0,0000
9,80	70,01	Segregado	0,058	0,0000
14,70	70,01	Segregado	0,058	0,0000
19,60	70,02	Segregado	0,058	0,0000
24,50	70,02	Segregado	0,058	0,0000
29,40	70,03	Segregado	0,058	0,0000
34,30	70,03	Segregado	0,058	0,0000
39,20	70,04	Segregado	0,058	0,0000
44,10	70,04	Segregado	0,058	0,0000
49,00	70,05	Segregado	0,058	0,0000
53,90	70,05	Segregado	0,058	0,0000
58,80	70,06	Segregado	0,058	0,0000
63,70	70,06	Segregado	0,058	0,0000
68,60	70,06	Segregado	0,058	0,0000
73,50	70,07	Segregado	0,058	0,0000
78,40	70,07	Segregado	0,058	0,0000
83,30	70,08	Segregado	0,058	0,0000
88,20	70,08	Segregado	0,058	0,0000
93,10	70,09	Segregado	0,058	0,0000
98,00	70,09	Segregado	0,058	0,0000
102,90	70,10	Segregado	0,058	0,0000
107,80	70,10	Segregado	0,058	0,0000
112,70	70,11	Segregado	0,058	0,0000
117,60	70,11	Segregado	0,058	0,0000
122,50	70,12	Segregado	0,058	0,0000

SIMULAÇÃO																								
	Pressão (psi)	Pressão média (psi)	R _s (scf/stb)	C _o (psi ⁻¹)	B _o (bbl/stb)	P _{pr}	Parametros para calcular Z				Z _p ^T	B _g (bbl/scf)	ρ _g ^{P,T} (lb/ft ³)	ρ _o ^{P,T} (lb/ft ³)	Para calcular a μ _o		μ _o (cp)	Para calcular a μ _g				μ _g (cp)	σ _{od} (dyn/cm)	σ _o (dyn/cm)
							A	B	C	D					μ _{od} (cp)	μ _{ob} (cp)		K	X	Y	ρ _g			
1	70,26000	70,18772	20,5712	Não se aplica	1,025215	0,10572	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,9871	0,0400664	0,2798775	49,6118277	3,622956	0,023	3,115648	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111	24,52377
0	70,11544	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
1	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
2	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
3	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
4	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
5	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
6	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
7	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
8	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
9	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
10	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
11	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
12	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
13	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
14	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
15	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
16	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
17	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574
18	70,115444	70,11544	20,5525	Não se aplica	1,025208	0,10561	0,3028	0,0346	0,0934	0,9586	0,98712	0,0401083	0,2795853	49,6119813	3,622956	0,023	3,116039	107,86	5,49	1,30	0,00449	0,01	26,86111	24,52574

Subrotina para cálculo interativo do gradiente de pressão da linha de produção:

```
Sub LinhadeProdução()  
,  
' Calcular a pressão para linha de produção  
  
For j = 0 To 24  
  
Range("B34:B52").Clear  
  
For i = 0 To 18  
  
Cells(34 + i, 2) = Cells(33 + i, 67)  
  
Next i  
  
Cells(4 + j, 19) = Cells(52, 68)  
  
Cells(17, 3) = Cells(52, 2)  
  
Cells(4 + j, 16) = Cells(52, 2)  
  
Cells(4 + j, 17) = Cells(52, 38)  
  
Cells(4 + j, 18) = Cells(52, 47)  
  
Cells(33, 2) = Cells(33, 2) + 0.01  
  
Next j  
  
End Sub
```

ANEXO C – Simulação no programa em VBA utilizando a correlação de Beggs e Brill (1973) para a coluna de produção do poço 1-FMO-001-BA

DADOS DE ENTRADA

Dados de entrada		Para calcular Z	
Q _o ^{sc} (bbl/d)	43,4	T _{pc} (°R)	427,31
Q _g (Mscf/d)	225,897	P _{pc} (psia)	663,90
RGO (scf/stb)	5205	T _{pr}	1,56
D (in)	2	Para calcular Z a 14,7psi e 60°	
L (ft)	11073	P _{pr}	0,02
d _g ^{sc}	0,824	T _{pr}	1,22
d _o ^{sc}	0,8123	A	0,218
Θ	1,57	B	0,008
T _{wh} (°F)	104	C	0,105
T _{wf} (°F)	306,5	D	0,965
T _{média} (°F)	205,25	Z (14,7psi e 60°F)	0,997
°API	42,7		
Δx	442,92		
ε(ft)	0,0006		
ε/d	0,0003		
MMg	23,87128		
g (ft/s ²)	32,174		
g _c (lb.ft/lbf.s ²)	32,174		
P _{sat} (psi)	11656,286		
P_i (psi)	1033,3		

Constantes para a determinação do holdup				
Padrão de fluxo	a _{regime}	b _{regime}	c _{regime}	
Segregado	0,98	0,4846	0,0868	
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173	
Distribuido	1,065	0,5824	0,0609	
Padrão de fluxo	e	f	g	h
Segregado	0,011	-3,768	3,539	-1,614
Intermitente	2,96	0,305	-0,4473	0,0978
Distribuido	C=0 e Ψ=1			

Calcular Pressão

RESULTADOS

Comprimento (ft)	Pressão (psi)	Padrão de Fluxo	α _L	Erro absoluto (psi)
0,00	71,12			
442,92	79,27	Distribuído	0,036	0,0000
885,84	88,54	Distribuído	0,038	0,0000
1328,76	98,00	Distribuído	0,041	0,0000
1771,68	107,72	Distribuído	0,044	0,0000
2214,60	117,73	Segregado	0,125	0,0000
2657,52	139,71	Segregado	0,139	0,0000
3100,44	163,62	Segregado	0,153	0,0000
3543,36	189,54	Segregado	0,167	0,0000
3986,28	217,60	Segregado	0,182	0,0000
4429,20	247,89	Segregado	0,198	0,0000
4872,12	280,50	Segregado	0,213	0,0000
5315,04	315,55	Segregado	0,230	0,0000
5757,96	353,13	Segregado	0,247	0,0000
6200,88	393,34	Segregado	0,265	0,0000
6643,80	436,30	Segregado	0,284	0,0000
7086,72	482,11	Segregado	0,303	0,0000
7529,64	530,89	Segregado	0,324	0,0000
7972,56	582,76	Segregado	0,346	0,0000
8415,48	637,85	Transição	0,367	0,0000
8858,40	695,82	Transição	0,387	0,0000
9301,32	756,79	Transição	0,409	0,0000
9744,24	820,90	Transição	0,432	0,0000
10187,16	888,28	Transição	0,457	0,0000
10630,08	959,04	Transição	0,482	0,0000
11073,00	1033,27	Transição	0,509	0,0000

SIMULAÇÃO																									
	Pressão (psi)	Pressão média (psi)	R _s (scf/stb)	C _o (psi ⁻¹)	B _o (bbl/stb)	P _{pr}	Parametros para calcular Z				Z _p ^T	B _g (bbl/scf)	ρ _g ^{P,T} (lb/ft ³)	ρ _o ^{P,T} (lb/ft ³)	Para calcular a μ _o		μ _o (cp)	Para calcular a μ _g				μ _g (cp)	σ _{od} (dyn/cm)	σ _o (dyn/cm)	q _o ^{T,P} (ft ³ /s)
							A	B	C	D					μ _{od} (cp)	μ _{ob} (cp)		K	X	Y	ρ _g				
1	330,000	681,63581	177,375	Não se aplica	1,151944	1,02672	0,44778	0,32977	0,07048	0,97688	0,9172	0,0045216	2,48000936	45,6800229	1,00251	0,006	0,59244	127,64	5,22	1,36	0,03986	0,01	22,224517	11,37304	0,00325
0	1015,624	1024,4477	285,574	Não se aplica	1,206087	1,54308	0,44778	0,54165	0,07048	0,97688	0,87673	0,0028758	3,89930018	44,6352109	1,00251	0,005	0,49993	127,64	5,22	1,36	0,06267	0,01	22,224517	7,690622	0,0034
1	1032,854	1033,0628	288,399	Não se aplica	1,207532	1,55606	0,44778	0,54737	0,07048	0,97688	0,87578	0,0028488	3,93635052	44,6080227	1,00251	0,005	0,49805	127,64	5,22	1,36	0,06326	0,01	22,224517	7,617641	0,00341
2	1033,262	1033,2667	288,466	Não se aplica	1,207566	1,55636	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,93722816	44,6073788	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615925	0,00341
3	1033,271	1033,2715	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372489	44,6073636	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615885	0,00341
4	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,93724939	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
5	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
6	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
7	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
8	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
9	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
10	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
11	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
12	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
13	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
14	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
15	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
16	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
17	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341
18	1033,272	1033,2716	288,468	Não se aplica	1,207567	1,55637	0,44778	0,54751	0,07048	0,97688	0,87576	0,0028481	3,9372494	44,6073632	1,00251	0,005	0,498	127,64	5,22	1,36	0,06328	0,01	22,224517	7,615884	0,00341

Subrotina para cálculo interativo do gradiente de pressão da coluna de produção:

```
Sub LinhadeProdução()
```

```
,
```

```
' Calcular a pressão para coluna e linha de produção
```

```
For j = 0 To 24
```

```
Range("B34:B52").Clear
```

```
For i = 0 To 18
```

```
Cells(34 + i, 2) = Cells(33 + i, 67)
```

```
Next i
```

```
Cells(4 + j, 19) = Cells(52, 68)
```

```
Cells(17, 3) = Cells(52, 2)
```

```
Cells(4 + j, 16) = Cells(52, 2)
```

```
Cells(4 + j, 17) = Cells(52, 38)
```

```
Cells(4 + j, 18) = Cells(52, 47)
```

```
Cells(33, 2) = Cells(33, 2) + 10
```

```
Next j
```

```
End Sub
```

ANEXO D – Simulação no programa em VBA utilizando o modelo *drift-flux* para a linha de produção do poço 1-FMO-001-BA

DADOS DE ENTRADA

Dados		Para calcular Z	
Q_o^{sc} (bbl/d)	43,4	T_{pc} (°R)	427,31
Q_g (Mscf/d)	225,897	P_{pc} (psia)	663,90
RGO (scf/stb)	5205	T_{pr}	1,32
D (in)	3	Para calcular Z a 14,7psi e 60°F	
L (ft)	122,5	P_{pr}	0,02
d_g^{sc}	0,824	T_{pr}	1,22
d_o^{sc}	0,8123	A	0,218
Θ	0,00	B	0,008
$T_{m\acute{e}dia}$ (°F)	104	C	0,105
°API	42,7	D	0,965
Δx	4,90	Z (14,7psi e 60°F)	0,997
ϵ (ft)	0,0006		
ϵ/d	0,0002		
MMg	23,87128		
g (ft/s ²)	32,174		
g_c (lb.ft/lbf.s ²)	32,174		
P_{sat} (psi)	9423,20		
P_i (psi)	70,1		

Calcular Pressão

RESULTADOS

Comprimento (ft)	Pressão (psi)	α_L	Erro absoluto (psi)
0,00	70,00		
4,90	70,01	0,095	0,000
9,80	70,01	0,095	0,000
14,70	70,02	0,095	0,000
19,60	70,02	0,095	0,000
24,50	70,03	0,095	0,000
29,40	70,03	0,095	0,000
34,30	70,04	0,095	0,000
39,20	70,04	0,095	0,000
44,10	70,05	0,095	0,000
49,00	70,05	0,095	0,000
53,90	70,06	0,095	0,000
58,80	70,06	0,095	0,000
63,70	70,07	0,095	0,000
68,60	70,08	0,095	0,000
73,50	70,08	0,095	0,000
78,40	70,09	0,095	0,000
83,30	70,09	0,095	0,000
88,20	70,10	0,095	0,000
93,10	70,10	0,095	0,000
98,00	70,11	0,095	0,000
102,90	70,11	0,095	0,000
107,80	70,12	0,095	0,000
112,70	70,12	0,095	0,000
117,60	70,13	0,095	0,000
122,50	70,13	0,095	0,000

SIMULAÇÃO																							
	Pressão (psi)	Pressão média (psi)	R _s (scf/stb)	C _o (psi ⁻¹)	B _o (bbl/stb)	P _{pr}	Parametros para calcular Z				Z _p ^T	B _g (bbl/scf)	ρ _g ^{P,T} (lb/ft ³)	ρ _o ^{P,T} (lb/ft ³)	Para calcular a μ		μ _o (cp)	Para calcular a μ _g				μ _g (cp)	σ _{od} (dyn/cm)
							A	B	C	D					μ _{od} (cp)	μ _{ob} (cp)		K	X	Y	ρ _g		
1	70,26000	70,1972	20,57364	Não se aplica	1,0252164	0,10573	0,30282	0,03465	0,09343	0,95855	0,9871	0,040061	0,27991603	49,6118075	3,62296	0,023	3,1156	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
2	70,134495	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966232	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
3	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
4	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
5	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
6	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
7	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
8	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
9	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
10	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
11	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
12	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
13	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
14	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
15	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
16	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
17	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
18	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
19	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111
20	70,134499	70,1345	20,55739	Não se aplica	1,02521	0,10564	0,30282	0,03462	0,09343	0,95855	0,98711	0,040097	0,27966233	49,6119408	3,62296	0,023	3,1159	107,86	5,49	1,30	0,0045	0,01	26,86111

Subrotina para cálculo interativo do gradiente de pressão da linha de produção:

```
Sub LinhadeProdução()  
,  
' Calcular a pressão para linha de produção  
  
For j = 0 To 24  
  
Range("B34:B52").Clear  
  
For i = 0 To 18  
  
Cells(34 + i, 2) = Cells(33 + i, 46)  
  
Next i  
  
Cells(4 + j, 17) = Cells(52, 47)  
  
Cells(17, 3) = Cells(52, 2)  
  
Cells(4 + j, 15) = Cells(52, 2)  
  
Cells(4 + j, 16) = Cells(52, 35)  
  
Cells(33, 2) = Cells(33, 2) + 0.01  
  
Next j  
  
End Sub
```

**ANEXO E – Simulação no programa em VBA utilizando o modelo *drift-flux* para a
coluna de produção do poço 1-FMO-001-BA**

DADOS DE ENTRADA			
Dados		Para calcular Z	
Q _o ^{sc} (bbl/d)	43,4	T _{pc} (°R)	427,31
Q _g (Mscf/d)	225,897	P _{pc} (psia)	663,90
RGO (scf/stb)	5205	T _{pr}	1,56
D (in)	2	Para calcular Z a 14,7psi e 60°F	
L (ft)	11073	P _{pr}	0,02
d _g ^{sc}	0,824	T _{pr}	1,22
d _o ^{sc}	0,8123	A	0,218
Θ	1,57	B	0,008
T _{wh} (°F)	104	C	0,105
T _{wf} (°F)	306,5	D	0,965
T _{média} (°F)	205,25	Z (14,7psi e 60°F)	0,997
°API	42,7		
Δx	442,92		
ε (ft)	0,0006		
ε/d	0,0003		
MMg	23,87128		
g (ft/s ²)	32,174		
g _c (lb.ft/lbf.s ²)	32,174		
P _{sat} (psi)	11656,28624		
P_i (psi)	529,2		

Calcular Pressão

RESULTADOS			
Comprimento (ft)	Pressão (psi)	α _L	Erro absoluto (psi)
0,00	70,12		
442,92	81,68	0,058	0,000
885,84	93,51	0,062	0,000
1328,76	105,70	0,065	0,000
1771,68	118,31	0,069	0,000
2214,60	131,36	0,073	0,000
2657,52	144,91	0,076	0,000
3100,44	158,98	0,080	0,000
3543,36	173,60	0,084	0,000
3986,28	188,81	0,087	0,000
4429,20	204,62	0,091	0,000
4872,12	221,06	0,095	0,000
5315,04	238,15	0,099	0,000
5757,96	255,91	0,103	0,000
6200,88	274,38	0,108	0,000
6643,80	293,56	0,112	0,000
7086,72	313,48	0,116	0,000
7529,64	334,16	0,121	0,000
7972,56	355,62	0,125	0,000
8415,48	377,87	0,130	0,000
8858,40	400,95	0,135	0,000
9301,32	424,85	0,139	0,000
9744,24	449,62	0,144	0,000
10187,16	475,24	0,149	0,000
10630,08	501,76	0,154	0,000
11073,00	529,17	0,159	0,000

SIMULAÇÃO																							
	Pressão (psi)	Pressão média (psi)	R _s (scf/stb)	C _o (psi ⁻¹)	B _o (bbl/stb)	P _{pr}	Parametros para calcular Z				Z _p ^T	B _g (bbl/scf)	ρ _g ^{P,T} (lb/ft ³)	ρ _o ^{P,T} (lb/ft ³)	Para calcular a μ		μ _o (cp)	Para calcular a μ _g				μ _g (cp)	σ _{od} (dyn/cm)
							A	B	C	D					μ _{od} (cp)	μ _{ob} (cp)		K	X	Y	ρ _g		
1	330,00000	429,5865	104,298	Não se aplica	1,116851	0,647067	0,44778	0,19365	0,07048	0,97688	0,94885	0,0074222	1,5108368	46,3817568	1,002506	0,008	0,693611	127,64	5,22	1,36	0,0243	0,01	22,22452
2	525,59579	527,3844	131,866	Não se aplica	1,129937	0,794375	0,44778	0,24449	0,07048	0,97688	0,93651	0,0059672	1,8792151	46,1181701	1,002506	0,007	0,649791	127,64	5,22	1,36	0,0302	0,01	22,22452
3	529,11386	529,1435	132,372	Não se aplica	1,130178	0,797025	0,44778	0,24543	0,07048	0,97688	0,93629	0,005946	1,8859296	46,1133195	1,002506	0,007	0,649062	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
4	529,17207	529,1726	132,38	Não se aplica	1,130182	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860408	46,1132392	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
5	529,17303	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
6	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
7	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
8	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
9	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
10	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
11	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
12	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
13	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
14	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
15	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
16	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
17	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
18	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
19	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452
20	529,17305	529,173	132,38	Não se aplica	1,130183	0,797069	0,44778	0,24545	0,07048	0,97688	0,93629	0,0059456	1,8860426	46,1132378	1,002506	0,007	0,649049	127,64	5,22	1,36	0,0303	0,01	22,22452

Subrotina para cálculo interativo do gradiente de pressão da coluna de produção:

```
Sub ColunadeProdução()  
,  
' Calcular a pressão para coluna de produção  
  
For j = 0 To 24  
  
Range("B34:B52").Clear  
  
    For i = 0 To 18  
  
        Cells(34 + i, 2) = Cells(33 + i, 46)  
  
    Next i  
  
Cells(4 + j, 17) = Cells(52, 47)  
  
Cells(17, 3) = Cells(52, 2)  
  
Cells(4 + j, 15) = Cells(52, 2)  
  
Cells(4 + j, 16) = Cells(52, 35)  
  
Cells(33, 2) = Cells(33, 2) + 10  
  
Next j  
  
End Sub
```

**ANEXO F – Simulação no programa em VBA utilizando a correlação de Beggs e Brill
(1973) para a linha de produção do poço “x”**

DADOS DE ENTRADA

Dados		Para calcular Z	
Q _o ^{sc} (bbl/d)	500	T _{pc} (°R)	420,00
Q _g (Mscf/d)	200	P _{pc} (psia)	665,00
RGO (scf/stb)	400	T _{pr}	1,29
D (in)	2	Para calcular Z a 14,7psi e 60°F	
L (ft)	5000	P _{pr}	0,02
d _g ^{sc}	0,8	T _{pr}	1,24
d _o ^{sc}	0,8762	A	0,237244775
Θ	0,00	B	0,007477744
T _{média} (°F)	80	C	0,102318703
°API	30	D	0,962787875
Δx	200,00	Z (14,7psi e 60°F)	0,996924071
ε(ft)	0,0006		
ε/d	0,0003		
MMg	23,176		
g (ft/s ²)	32,174		
g _c (lb.ft/lbf.s ²)	32,174		
P _{sat} (psi)	1552,191178		
P _{separador} (psi)	283,1		

Calcular Pressão

Padrão de fluxo	a _{regime}	b _{regime}	c _{regime}	
Segregado	0,98	0,4846	0,0868	
Intermitente	0,845	0,5351	0,0173	
Distribuido	1,065	0,5824	0,0609	
Padrão de fluxo	e	f	g	h
Segregado	0,011	-3,768	3,539	-1,614
Intermitente	2,96	0,305	-0,4473	0,0978
Distribuido	C=0 e Ψ=1			

RESULTADOS

Comprimento (ft)	Pressão (psia)	Padrão de Fluxo	α _L	Erro absoluto (psia)
0,00	150,00			
200,00	157,00	Intermitente	0,280	0,0000
400,00	163,77	Intermitente	0,287	0,0000
600,00	170,31	Intermitente	0,293	0,0000
800,00	176,67	Intermitente	0,299	0,0000
1000,00	182,84	Intermitente	0,305	0,0000
1200,00	188,85	Intermitente	0,311	0,0000
1400,00	194,72	Intermitente	0,316	0,0000
1600,00	200,44	Intermitente	0,321	0,0000
1800,00	206,04	Intermitente	0,326	0,0000
2000,00	211,51	Intermitente	0,331	0,0000
2200,00	216,88	Intermitente	0,335	0,0000
2400,00	222,14	Intermitente	0,340	0,0000
2600,00	227,29	Intermitente	0,344	0,0000
2800,00	232,36	Intermitente	0,348	0,0000
3000,00	237,34	Intermitente	0,352	0,0000
3200,00	242,23	Intermitente	0,356	0,0000
3400,00	247,04	Intermitente	0,360	0,0000
3600,00	251,78	Intermitente	0,364	0,0000
3800,00	256,45	Intermitente	0,367	0,0000
4000,00	261,05	Intermitente	0,371	0,0000
4200,00	265,58	Intermitente	0,375	0,0000
4400,00	270,05	Intermitente	0,378	0,0000
4600,00	274,45	Intermitente	0,381	0,0000
4800,00	278,80	Intermitente	0,385	0,0000
5000,00	283,10	Intermitente	0,388	0,0000

ANEXO G – Simulação no programa em VBA utilizando o modelo *drift-flux* para a linha de produção do poço “x”

DADOS DE ENTRADA		Para calcular Z	
Dados			
Q_o^{sc} (bbl/d)	500	T_{pc} (°R)	420,00
Q_g (Mscf/d)	200	P_{pc} (psia)	665,00
RGO (scf/stb)	400	T_{pr}	1,29
D (in)	2	Para calcular Z a 14,7psi e 60°F	
L (ft)	5000	P_{pr}	0,02
d_g^{sc}	0,8	T_{pr}	1,24
d_o^{sc}	0,8762	A	0,237
θ	0,00	B	0,007
$T_{m\acute{e}dia}$ (°F)	80	C	0,102
°API	30	D	0,963
Δx	200,00	Z (14,7psi e 60°F)	0,997
ϵ (ft)	0,0006		
ϵ/d	0,0003		
MMg	23,176		
g (ft/s ²)	32,174		
g_c (lb.ft/lbf.s ²)	32,174		
P_{sat} (psi)	1552,19		
$P_{cabe\c{c}a\ do\ po\c{c}o}$ (psi)	150,0		

Calcular Pressão

RESULTADOS			
Comprimento (ft)	Pressão (psia)	α_L	Erro absoluto (psia)
0,00	150,00		
200,00	155,64	0,518	0,000
400,00	161,04	0,519	0,000
600,00	166,22	0,519	0,000
800,00	171,20	0,520	0,000
1000,00	176,01	0,521	0,000
1200,00	180,65	0,521	0,000
1400,00	185,14	0,522	0,000
1600,00	189,50	0,522	0,000
1800,00	193,73	0,523	0,000
2000,00	197,85	0,523	0,000
2200,00	201,85	0,524	0,000
2400,00	205,76	0,524	0,000
2600,00	209,56	0,525	0,000
2800,00	213,28	0,525	0,000
3000,00	216,92	0,526	0,000
3200,00	220,47	0,526	0,000
3400,00	223,95	0,527	0,000
3600,00	227,36	0,527	0,000
3800,00	230,70	0,528	0,000
4000,00	233,98	0,528	0,000
4200,00	237,19	0,529	0,000
4400,00	240,35	0,529	0,000
4600,00	243,45	0,529	0,000
4800,00	246,50	0,530	0,000
5000,00	249,50	0,530	0,000