



MODELAGEM DE SLUGGING SEVERO DE RISERS EM CATENÁRIA

José Vilani Oliveira Júnior

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Oceânica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Oceânica.

Orientadores: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Rio de Janeiro


Outubro de 2011

MODELAGEM DE SLUGGING SEVERO DE RISERS EM CATENÁRIA

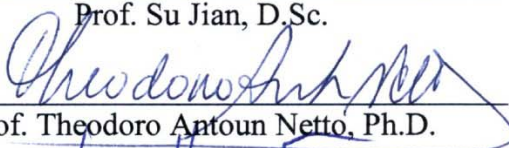
José Vilani Oliveira Júnior

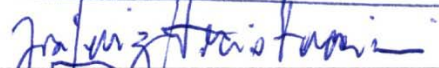
DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA (COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA OCEÂNICA.

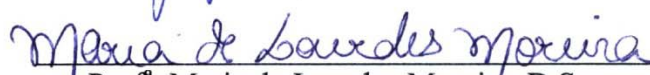
Examinada por:


Prof. Murilo Augusto Vaz, Ph.D.


Prof. Su Jian, D.Sc.


Prof. Theodoro Antoun Netto, Ph.D.


Dr. José Luiz Horácio Faccini, D.Sc.


Prof.^a Maria de Lourdes Moreira, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

OUTUBRO DE 2011

Oliveira Júnior, José Vilani

Modelagem de *Slugging* Severo de *Risers* em Catenária / José Vilani Oliveira Júnior. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2011.

XIV, 102 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Oceânica, 2011.

Referencias Bibliográficas: p. 98-102.

1. Escoamentos Multifásicos. 2. *Slugging* ou Intermitência Severa. 3. Modelo Matemático. 4. Catenária. 5. Escoamento de Petróleo. I. Vaz, Murilo Augusto, *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Oceânica. III. Título.

*Aos meus pais, José Vilani Oliveira
e Sonô Taira Oliveira.*

AGRADECIMENTOS

Aos meus orientadores, professores Murilo Augusto Vaz e Su Jian por todo o apoio, orientação, paciência e conselhos fundamentais durante a execução desta dissertação. Minha sincera admiração e gratidão.

Aos meus pais, José Vilani Oliveira e Sonô Taira Oliveira, pelo incentivo, suporte e apoio indispensáveis, sempre com muito amor e carinho.

Aos amigos que fiz na COPPE, especialmente o grupo do LASME – Laboratório de Simulação e Métodos em Engenharia, Camila Braga Vieira, Livia Alves Oliveira, Felipe Celestino Moreira e Alice Cunha da Silva, pelas boas conversas, estímulo, ajuda e coleguismo, quer nos sucessos ou nos infortúnios dessa jornada, que contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos professores da COPPE, especialmente do Programa de Engenharia Oceânica, pelo conhecimento transmitido.

À Petrobrás Distribuidora, CEFET/RJ e APILANI, empresas nas quais trabalhei, por possibilitarem que eu investisse tempo na minha formação e crescimento.

Aos engenheiros Alexandre Soares Rabelo e Ricardo Fonseca pelo tempo dispensado, pela presteza em atender e pelo suporte.

À Flávia Oliveira, pelo tempo que estamos juntos, pelo tempo que deixamos de estar juntos e pela compreensão das minhas ausências durante esse curso, por todo o suporte, companheirismo e compreensão, sempre com muito carinho para que eu conseguisse cumprir mais esta etapa.

Aos meus irmãos Roberto e Liliane, companheiros da jornada da vida, pelo incentivo e por compreender as minhas ausências.

E a todos que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

MODELAGEM DE SLUGGING SEVERO DE RISERS EM CATENÁRIA

José Vilani Oliveira Júnior

Outubro/2011

Orientadores: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Programa: Engenharia Oceânica

A intermitência severa (“*slugging* severo”) ocorre sob certas condições de baixas vazões de gás e líquido em configurações de um duto em declive seguido de um *riser*. A principal característica da intermitência severa é que ela é pulsante devido à variação da pressão no duto causado por golpes de óleo, alternando períodos produzindo elevados volumes de óleo e períodos produzindo elevados volumes de gás.

O objetivo deste trabalho é desenvolver modelos matemáticos para o cálculo dos principais parâmetros de intermitência severa em sistema duto-*riser* em catenária. Os modelos propostos, um baseado no modelo de Schmidt *et al.* (1980) que utiliza equações diferenciais ordinárias e o outro baseado no modelo de Taitel (1986) que utiliza uma solução algébrica, foram modificados para levar em consideração a configuração geométrica do *riser* em catenária. Com isso, novas formulações para a queda de líquido residual (“*fallback*”) foram propostas e incorporados também nos modelos originais para o *riser* vertical. Os dois modelos desenvolvidos foram validados com dados experimentais de três casos de teste: um de *riser* vertical de 38,1 m (Caso 1), o outro com um conjunto de nove combinações de velocidades superficiais de gás e de líquido obtidos de uma mesma instalação de riser em catenária com altura de 9,886 m (Caso 2), e finalmente um sistema real *offshore* em produção de duto-*riser* em catenária operando em lamina d’água de 1.250 m (Caso 3). Baseado nas comparações dos resultados das simulações e dos dados experimentais, concluímos que o modelo modificado proposto para sistema duto-*riser* em catenária baseado no modelo de Taitel pode ser aplicado na simulação de intermitência severa com boa precisão.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

SEVERE SLUGGING MODELING IN CATENARY RISER

José Vilani Oliveira Júnior

October/2011

Advisors: Murilo Augusto Vaz

Su Jian

Department: Ocean Engineering

The severe slugging occurs under certain conditions of low gas and liquid flow rates in configurations of a downward flowline followed by an upward riser. The main characteristic of the severe slugging is that it is pulsating due to the pressure variations inside the flowline caused by oil blowout in alternated periods of high production of oil and high production of gas.

The objective of this research is to develop mathematical models in order to make it possible to calculate the main parameters of severe slugging in a flowline-riser system in catenary. Both the proposed models, one of which is based on Schmidt et al.'s model (1980) and uses ordinary differential equations, and the other one which is based on Taitel's model (1986) and uses an algebraic solution, have been modified in order to take into consideration the geometric configuration of the riser in catenary. Therefore, new formulations for the residual liquid fallback have also been proposed and incorporated in the original models for the vertical riser. The two developed models have been validated with experimental data of three test cases: being the first one of a vertical riser with 38,1m of length (case 1), the second one of a group of nine combinations of superficial speed of gas and liquid obtained from the same riser in catenary installation with a 9,886m height (case 2), and finally the third one being a real offshore system in production of flowline-riser in catenary, operating in a water depth of 1.250m (case 3).

Based on the comparison of the simulations results and on the experimental data, the obtained conclusion was that the proposed modified model for the flowline-riser system in catenary based on Taitel's model may be applied on the simulation of severe slugging with rather accurate precision.

Sumário

1. Introdução	1
1.1 Motivação	12
1.2 Objetivo	13
1.3 Organização da Dissertação	14
2. Revisão Bibliográfica	15
2.1 Escoamentos Multifásicos	15
2.2 Intermitência Severa	24
3. Modelagem Matemática	38
3.1 Modelos de Catenária	39
3.2 Modelo Geral de Dois Fluidos	44
3.3 Modelo de Schmidt et al. (1980)	47
3.3.1 Modelo para Riser Vertical	49
3.3.2 Modelo para Riser em Catenária	55
3.4 Modelo – Taitel (1986)	56
3.4.1 Modelo Básico para Riser Vertical	56
3.4.2 Fallback	59
3.4.3 Modelo para Riser em Catenária	60
3.4.4 Fallback para a Catenária	61
3.4.5 Modelo Matemático do Escoamento Horizontal Estratificado	62
3.4.6 Cálculo da Espessura do Filme - Modelo para Escoamento Vertical tipo Slug	68
3.5 Critério para Formação do Slugging para a Catenária	69
4. Resultados e Discussões	71
4.1 Caso 1 - Schmidt et al. (1980)	71
4.2 Caso 2 - Baliño et al. (2010)	75
4.3 Caso 3 – Riser em Catenária do Campo A.	77
4.4 Discussões	92
5. Conclusões e Sugestões	96
6. Referências Bibliográficas	98

Lista de Figuras

Figura 1.1 – <i>Risers</i> de produção (Pasqualino, 2009).....	2
Figura 1.2 – Esquema de um <i>riser</i> em catenária livre (Pasqualino, 2009).....	3
Figura 1.3 – Configurações <i>lazy</i> , <i>steep wave</i> e catenária (Pasqualino, 2009).....	4
Figura 1.4 – Campo petrolífero – arranjo dos equipamentos submarinos com diversos poços. (FMC Technologies, 2011).....	5
Figura 1.5 – Relevô do solo marinho. (FMC Technologies, 2011).....	6
Figura 1.6 – Perfil de pressão x tempo (Jansen <i>et al</i> , 1996).....	8
Figura 2.1 – Padrões de escoamento (Barbosa Jr, 2010).....	17
Figura 2.2. – Padrões de escoamento vertical. Borba Filho. 1990.....	19
Figura 2.3 – Mapa de regime de escoamento horizontal. (Oliveira <i>et al.</i> , 2010).....	23
Figura 2.4 – Mapa de regime de escoamento vertical. (Taitel <i>et al.</i> , 1980).....	23
Figura 2.5 – Formação do <i>slug</i> líquido (Taitel, 1986).....	25
Figura 2.6– Fluxo do <i>slug</i> para dentro do separador (Taitel, 1986).....	26
Figura 2.7 – <i>Blowout</i> (Taitel, 1986).....	26
Figura 2.8 – Retorno do líquido ou <i>fallback</i> (Taitel, 1986).....	27
Figura 2.9 - Critério de estabilidade para o escoamento estável (Taitel, 1986).....	30
Figura 2.10 - Bolha de Taylor (Barbosa Jr., 2010).....	31
Figura 2.11 – Processo de <i>gas lift</i> – Injeção de gás (Jansen <i>et al</i> , 1996).....	32
Figura 2.12 – Perfis de vazão e pressão x tempo de escoamento com intermitência severa (Baliño <i>et al.</i> 2010).....	36
Figura 2.13 – Perfis de vazão e pressão x tempo de escoamento <i>slug</i> (Baliño <i>et al.</i> 2010).....	37
Figura 3.1 – Diagramas de distribuição de esforços. (a) Carregamento distribuído; (b) Forças atuantes; (c) Triângulo de forças (Sinquini , 2005).....	39
Figura 3.2 – Cabo em catenária – (Sinquini, 2005).....	40
Figura 3.3 – Detalhe da geometria do <i>riser</i> em catenária. (Baliño <i>et al.</i> , 2010).....	43

Figura 3.4 – Modelo hidrodinâmico para <i>slugging</i> severo (Schmidt <i>et al.</i> , 1985).....	48
Figura 3.5 – Modelo hidrodinâmico para <i>slugging</i> severo (Schmidt <i>et al.</i> , 1980).....	49
Figura 3.6 – Gráfico da velocidade superficial do gás versus altura do <i>fallback</i> . (Schmidt <i>et al.</i> , 1980).....	52
Figura 3.7 – Equilíbrio do escoamento estratificado (Oliveira <i>et al.</i> , 2010).....	65
Figura 4.1 - Perfil de pressão em função de tempo – <i>riser</i> catenária.....	73
Figura 4.2 - Esquema do sistema duto – <i>riser</i> vertical e em catenária.....	81
Figura 4.3 – Detalhe da transição duto – <i>riser</i> vertical e em catenária.....	81
Figura 4.4 – Gráfico do aumento do volume relativo – catenária/vertical.....	82
Figura 4.5 – Configuração da catenária real x modelo.....	83
Figura 4.6 – Fluxograma de cálculo – Taitel e Taitel modificado.....	84
Figura 4.7 – Perfil de pressão no duto x tempo – <i>riser</i> vertical modelo.....	85
Figura 4.8 – Perfil de pressão x tempo – <i>riser</i> em catenária real x Taitel Modificado.....	85
Figura 4.9 – Pressão no separador x tempo.....	88
Figura 4.10 – Altura do <i>riser</i> x tempo.....	89
Figura 4.11 – Velocidade superficial do líquido e do gás x tempo.....	89
Figura 4.12 – Ângulo de topo x tempo.....	90
Figura 4.13 – Comprimento do duto x tempo.....	90

Lista de Tabelas

Tabela 3.1 – Correlação dos grupos adimensionais com o regime de escoamento..	64
Tabela 3.2 – Valores dos coeficientes C_G e C_L	67
Tabela 4.1 Caso 1 - Parâmetros básicos (Schmidt <i>et al.</i> , 1980).....	71
Tabela 4.2 – Dados comparativos Taitel x Schmidt	72
Tabela 4.3 - Parâmetros básicos (Taitel <i>et al.</i> , 1990).....	74
Tabela 4.4 - Comparação de resultados do período de formação do slug.....	74
Tabela 4.5 – Parâmetros básicos do Caso 2 (Baliño <i>et al.</i> , 2010).....	75
Tabela 4.6 – Caso 2 - Comparação de resultados do período de formação do slug.	76
Tabela 4.7 – Caso 2 - Comparação de resultados da variação da pressão no duto..	76
Tabela 4.8 – Caso 3 – Parâmetros básicos.....	78
Tabela 4.9 - Catenária x riser vertical.....	81
Tabela 4.10 – Simulação entre os modelos modificados e o sistema duto-riser real.....	86
Tabela 4.11 – Comparativo entre os modelos.....	87
Tabela 4.12 – Comparativo entre o modelo da catenária e o riser real.....	87
Tabela 4.13 – Critério de Boe.....	87

Lista de Símbolos

A	Área [m ²], Fração de fase, Fração de vazio
a	Constantes da equação para o <i>fallback</i> , Variável dimensional da catenária
b	bolhas
b, c	Constantes da equação para o <i>fallback</i>
C, n	Constantes na correlação do fator de fricção
crit	Ponto crítico de mudança de padrão
D	Diâmetro [m]
d, ρ	Densidade
f	Fator de fricção
F_B	<i>Fallback</i> do líquido
F, K, Y	Grupos adimensionais
g	Aceleração da gravidade [m/s ²]
G	Vazão mássica
H	Força horizontal
H_l	Fração de líquido ou <i>hold-up</i>
h	Altura do riser [m]
h_L	Altura de líquido no duto
k, m	Constantes para o cálculo da espessura do filme - bolha de Taylor
l	Comprimento do pipeline [m]
m	Massa [kg], Constante na correlação do fator de fricção
M	Massa Molar [kg/mol]
n	Rugosidade do canal
p	Pressão [Pa]
P_L	Perímetro molhado
Q	Vazão, Peso
q	Peso por unidade de comprimento
r	Raio [m]
R	Constante universal dos gases perfeitos [J K ⁻¹ mol ⁻¹]
R_s	Razão de solubilidade
Re	Número de Reynolds
S	Razão de deslizamento, Área da superfície, Força de tração no topo

s	Comprimento do arco
T	Período [s], Temperatura[K], Grupo adimensional
U_K	Velocidade da fase K [m/s]
U_{KS}	Velocidade Superficial da fase K [m/s]
V	Volume [m ³]
ν	Viscosidade Cinemática
X	Grupo adimensional, Projeção horizontal da catenária
x	Comprimento do pistão de líquido no <i>pipeline</i> [m], Relativo ao eixo de referência
y	Fração molar
Z	Comprimento [m]
z	Comprimento do pistão de líquido no <i>riser</i> [m], Constante de compressibilidade do gás
α	Fração de gás
α'	Fração de gás no <i>riser</i>
β	Ângulo de inclinação do duto
δ	Metade do ângulo formado pelo nível do líquido
δ	Espessura do filme
λ	Fração de descarga ou Fração volumétrica
μ	Viscosidade dinâmica
ρ	Massa específica [kg/m ³]
σ	Tensão superficial
τ	Tensão cisalhante
ϕ	<i>Hold-up</i> do líquido, fração de vazio do líquido

Subscritos

<i>a</i>	Ar
<i>Ar</i>	Arraste
<i>f</i>	Filme
<i>fb</i>	<i>Fallback</i>
<i>G</i>	Gás
<i>i</i>	Inicial, Componente <i>i</i> , Interface
<i>K</i>	Fase K
<i>L</i>	Líquido
<i>M</i>	Mistura
<i>p</i>	duto
<i>R</i>	<i>Riser</i>
<i>Rel</i>	Relativa
<i>S</i>	Superficial
<i>s</i>	Separador
<i>T</i>	Total
<i>t</i>	Translacional
<i>W</i>	Água
<i>w</i>	Parede do duto
0	Relativo às condições na atmosfera

1. Introdução

A indústria de petróleo vem batendo novos recordes de exploração e produção *offshore* de hidrocarbonetos, atingindo maiores lâminas d'água com a descoberta de novas fronteiras petrolíferas. Além do desafio de explorar em águas mais profundas, o trabalho de perfuração e produção também é obrigado a evoluir para atender as novas exigências técnicas e ambientais, ampliadas pelas recentes descobertas das grandes jazidas no pré-sal brasileiro.

As novas fronteiras alcançadas para produção de hidrocarbonetos em campos petrolíferos *offshore* necessitam da utilização de plataformas flutuantes ou navios de processamento primário, separadores, redes de dutos submarinos e de *risers*, navios de estocagem e aliviadores, sistemas de bombeamento e transporte de hidrocarbonetos, ou seja, uma grande complexidade e diversidade de sistemas e equipamentos com um único objetivo: extrair petróleo das rochas reservatório.

Nos dutos e *risers* utilizados para produzir os hidrocarbonetos desses campos *offshore* escoam fluidos multifásicos (quando duas ou mais fases escoam na mesma tubulação, simultaneamente), com frações de gás, óleo e água em seu interior, submetidos a elevados gradientes de pressão e percorrendo longas distâncias.

Dentre os desafios de se produzir em campos *offshore* está, além da profundidade do poço, da susceptibilidade às condições ambientais e da logística para atender um empreendimento isolado, a necessidade de elevar os fluidos produzidos no fundo do mar até a superfície, onde os mesmos serão processados. No fundo do mar, no interior da rocha reservatório, os fluidos estão submetidos a elevados gradientes de pressão, mas durante o processo de elevação do petróleo ocorre uma grande perda de pressão, representando uma perda média de 70% da pressão disponível no reservatório (Borba Filho, 1990). Para a produção, quanto menor for a perda de carga ou de pressão do sistema, maior será a vazão disponível do escoamento e, conseqüentemente, será possível recuperar mais óleo dos reservatórios. Num poço de petróleo, duas condições de produção normalmente precisam ser atendidas: a vazão de produção e a pressão de escoamento na superfície (Bolochnini, 2005).

Os *risers* são estruturas utilizadas na indústria do petróleo para conduzir fluidos entre o fundo do mar e a unidade de produção ou perfuração. São estruturas tubulares que conectam o poço de petróleo no fundo do mar à plataforma. Na figura 1.1

podemos observar o detalhe de uma plataforma de petróleo, com as linhas de produção chamadas de *risers* de produção. Os *risers* são componentes básicos da coluna de produção e representam o maior custo dentre os equipamentos de subsuperfície de um sistema de produção *offshore*.



Figura 1.1 – *Risers* de produção (Pasqualino, 2009).

A seleção do *riser* deve levar em consideração diversos critérios de projeto como, por exemplo, o diâmetro interno do revestimento de produção, a vazão de produção, o tipo de fluido a ser escoado e os esforços mecânicos. Um dos requisitos fundamentais dos *risers* é a estanqueidade.

O tipo de *riser* mais utilizado no Brasil é o flexível e este é normalmente instalado em forma de catenária livre, porém o projeto e a implementação de *risers* de aço em catenária (SCR - *steel catenary riser*) vêm ganhando espaço devido ao menor custo e ao ganho de confiabilidade à medida que as pesquisas avançam. Os *risers* flexíveis têm como grande vantagem a facilidade de instalação e a fácil realocação em outro empreendimento.

Na figura 1.2 está representada a instalação do *riser* em uma plataforma, tendo como pontos de ancoragem, na extremidade superior, a própria plataforma, e na inferior, o PLET (*pipeline end terminal* – terminal de duto), mas que também poderia ser um *manifold* ou a ANM (árvore de natal molhada). O ponto de contato do *riser* com o leito marinho é chamado de TDP (*touch-down point* ou ponto de contato com o leito marinho).

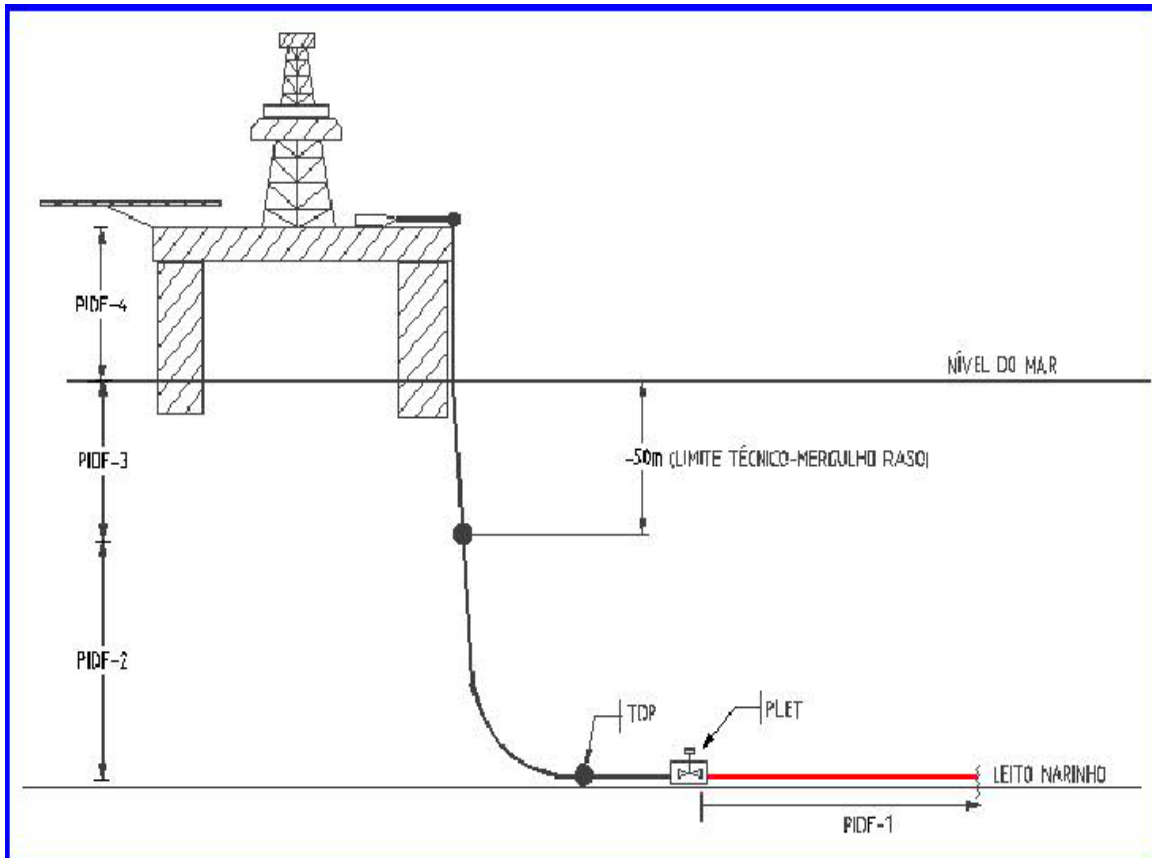


Figura 1.2 – Esquema de um *riser* em catenária livre (Pasqualino, 2009).

Embora a configuração em catenária livre seja mais simples de se instalar, essa configuração causa tração excessiva no topo, entrancheiramento com desgaste na região do “TDP” e fadiga devido às cargas cíclicas no *riser*. Esses problemas são acentuados com o aumento do comprimento do *riser* e, conseqüentemente, do seu peso à medida que a profundidade aumenta. Para se reduzir a sollicitação mecânica nos pontos de apoio e os esforços sobre as linhas, outras configurações podem ser adotadas como, por exemplo, a “*lazy*” e “*steep wave*”, distribuindo o peso do *riser* por outros elementos como os flutuadores de sub-superfície. Em contrapartida, estas configurações apresentam maior dificuldade de instalação devido à necessidade de bóia de sub-superfície ou flutuadores para sustentação do *riser*. Na figura 1.3 podemos observar as três configurações de *riser* esquematizadas para a mesma plataforma.

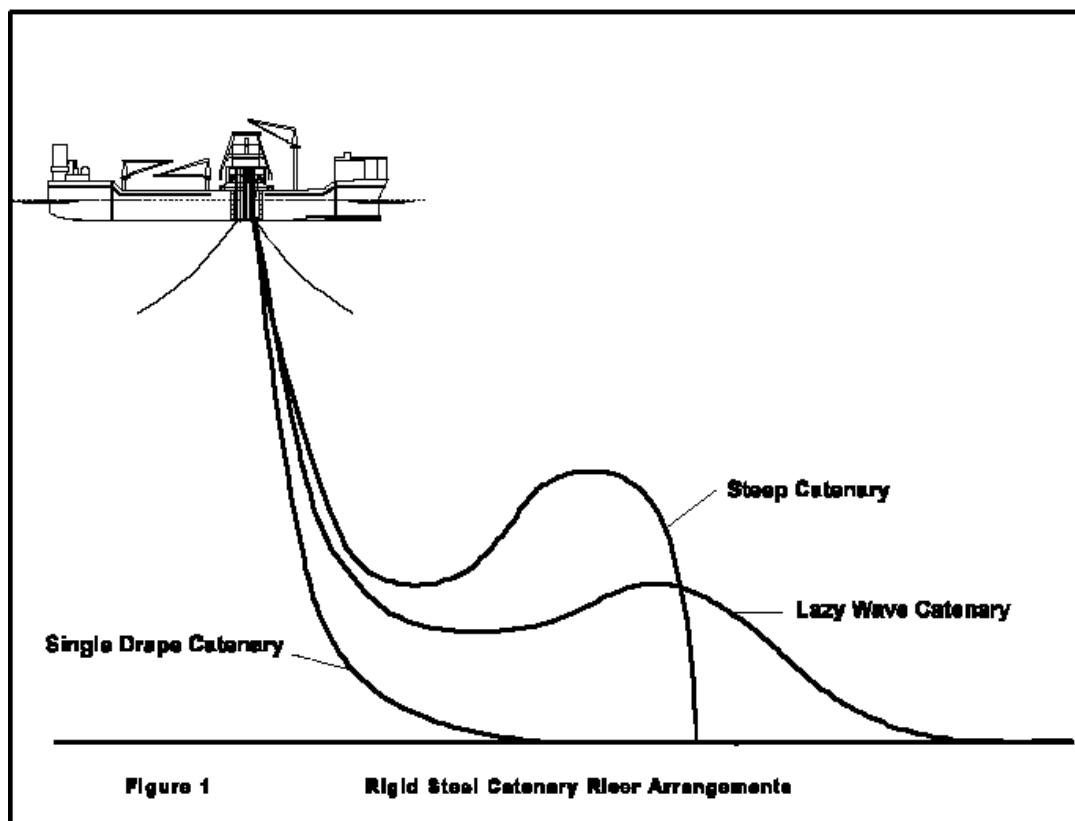


Figura 1.3 – Configurações *lazy*, *steep wave* e catenária (Pasqualino, 2009).

A catenária, da palavra latina *catena*, significa cadeia ou encadeado. Assim é chamada a curva assumida por uma corda (ou cabo flexível) de densidade uniforme, inextensível, que é suspensa entre dois pontos nos seus extremos e está submetida apenas ao seu peso próprio. A grande vantagem da configuração em catenária em sistemas flutuantes submarinos de exploração de petróleo é a sua complacência com os movimentos da plataforma.

A primeira aplicação de *riser* flexível em catenária foi realizada em 1979 em um poço de lâmina d'água (LDA) de 180m, interligando diretamente uma unidade de produção ao poço. Já o primeiro SCR (*Steel Catenary Riser* – *riser* de aço em catenária) foi instalado pela Shell no Golfo do México em uma plataforma TLP (plataforma de pernas tracionadas). No Brasil, a primeira experiência com SCR foi em 1998 na plataforma semi-submersível P-18 da Petrobrás, localizada no Campo de Marlin, Bacia de Campos e posteriormente, em 2001, na plataforma semi-submersível P-36 da Petrobrás que instalou SCRs para exportação de gás e petróleo (Sinquini, 2005).

Em campos petrolíferos *offshore* é usual que uma mesma plataforma receba o petróleo proveniente de diversos poços produtores espalhados por um grande raio ao redor do sistema flutuante, conforme podemos ver na figura 1.4. Durante a fase

de projeto, é realizado um estudo do arranjo submarino ideal para a melhor eficiência operacional do sistema de produção, o que leva em consideração, entre outros aspectos, o relevo do solo marinho para a instalação dos equipamentos submarinos. Como o solo marinho não é um plano perfeito, pelo contrário, possui vales e relevos com diferentes inclinações, um dos pontos que deve ser evitado é que o poço ou a árvore de natal fique em uma cota mais alta do que a cota do início da subida do *riser*, formando uma declividade local que, em certas condições de escoamento, favorecem o acúmulo de líquido produzido neste ponto de transição, bloqueando a passagem do gás. Devido ao grande número de poços produtores, em muitos casos não é possível obter um arranjo que possibilite que todos os poços produtores atendam a esta condição de projeto. Com isso, algum poço acaba operando sob esta geometria, problema que deverá ser tratado pela área de garantia de escoamento.

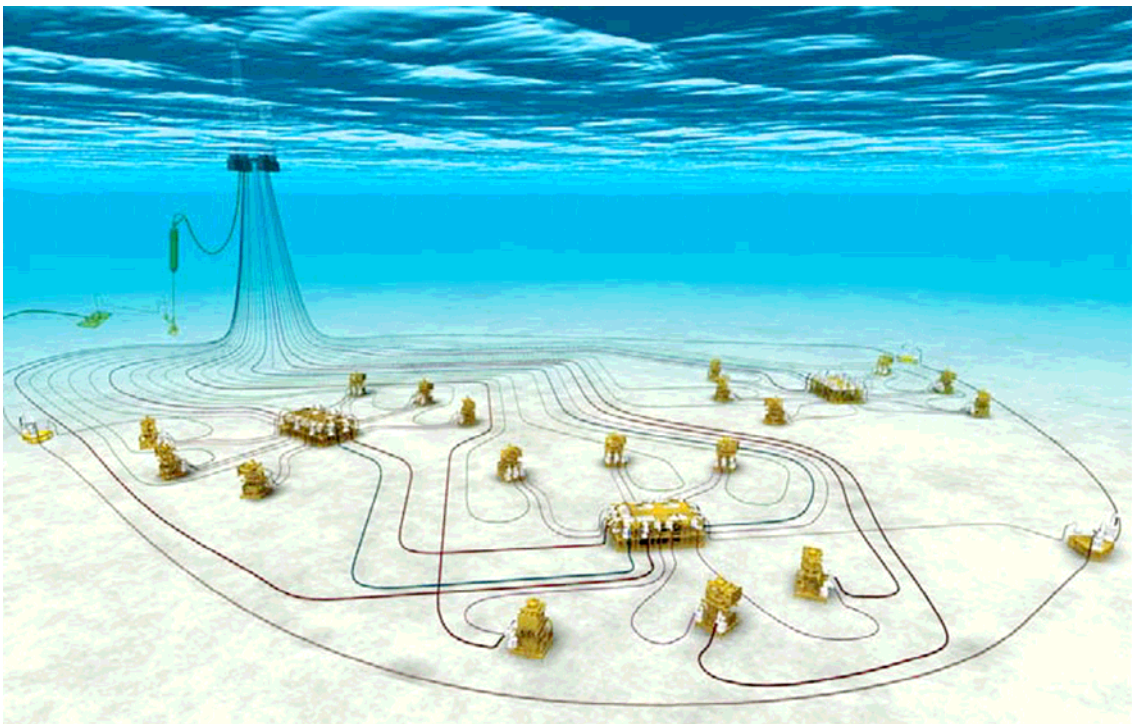


Figura 1.4 – Campo petrolífero – arranjo dos equipamentos submarinos com diversos poços (FMC Technologies, 2011).

O acúmulo de líquido no interior dos dutos é algo indesejável e pode ocorrer basicamente devido a dois fatores: o efeito hidrodinâmico e o efeito de topografia ou geométrico. O efeito hidrodinâmico é formado basicamente por escoamentos estratificados com ondas de líquido crescentes, até que a sua crista toque o

topo do duto e a onda ocupe toda a seção, formando pistões de líquido ou *slugs*, que podem se fundir formando pistões maiores. O efeito de topografia ou geométrico, além de ocorrer na declividade local formada no sistema duto-*riser*, com o duto em inclinação descendente terminando em um *riser* ascendente, também pode ocorrer nas declividades e vales formados pelo próprio terreno marinho, nas curvaturas formadas pelos *jumpers* flexíveis ou nas curvaturas das configurações “*lazy*” e “*steep wave*” conforme podemos visualizar na figura 1.5, sendo que a sua ocorrência está associada à baixa vazão de líquido e de gás no duto. As baixas vazões de líquido e de gás, operando em níveis abaixo do que o sistema fora inicialmente projetado para produzir, constitui normalmente uma característica de poços maduros ou no final do ciclo de vida (Sivertsen *et al.*, 2010), uma vez que os poços não tem produção com pressões, vazões e frações de líquido e de gás constantes durante toda a sua vida produtiva.

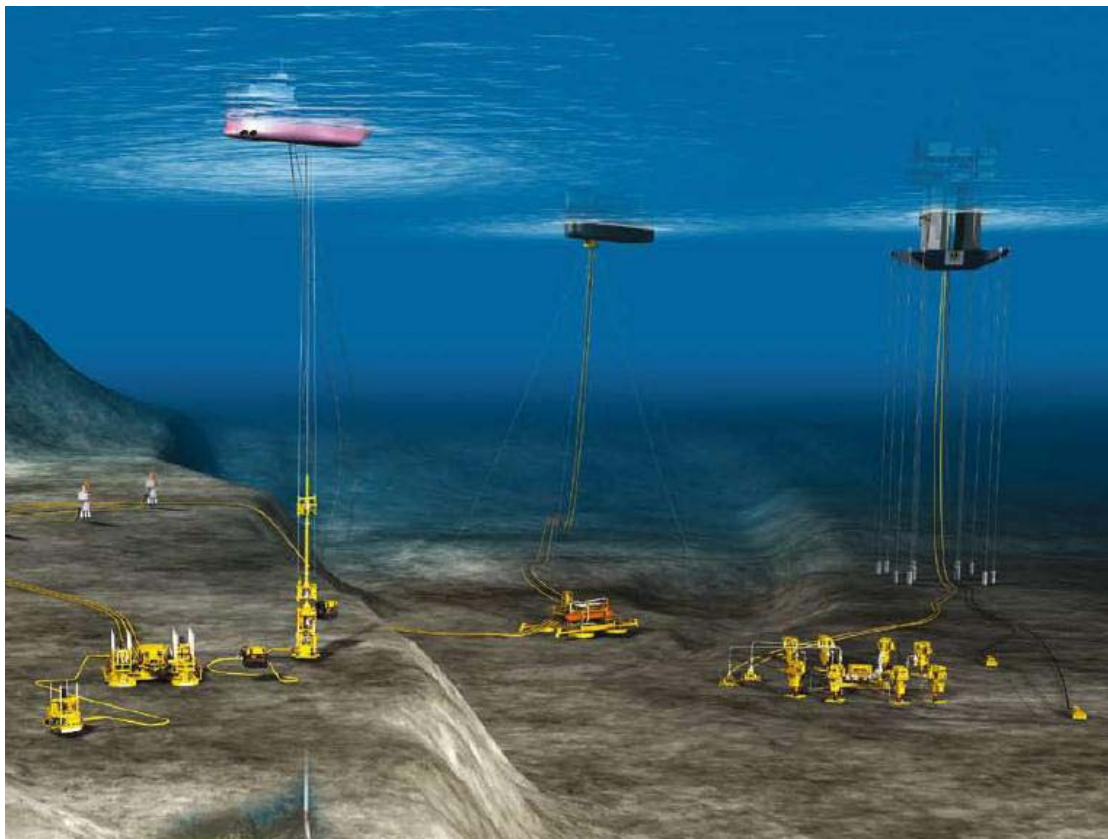


Figura 1.5 – Relevô do solo marinho (FMC Technologies, 2011).

O acúmulo de líquido nessa região mais baixa pode gerar o bloqueio da passagem do gás no *riser*, fazendo com que o gás seja então comprimido até que a sua pressão seja maior do que a pressão hidrostática do líquido que está bloqueando o fluxo, e conseqüentemente fazendo com que o pistão líquido seja “empurrado” pelo gás

acumulado, vencendo o obstáculo que o estava impedindo de escoar. Assim, o gás se expande, diminuindo a pressão, até que mais líquido volte a se acumular nesta depressão e bloqueie a passagem do gás novamente, reiniciando o ciclo. Este fenômeno é conhecido como “*slugging*” severo, golfada severa ou intermitência severa, e tem influência direta sobre fatores como produtividade, operação, meio ambiente e segurança.

O escoamento do tipo intermitente ou *slug* pode então ser classificado em dois grupos principais: o hidrodinâmico e o severo (Taitel, 1986, Sivertsen *et al.*, 2010). O escoamento intermitente hidrodinâmico é um tipo de padrão cujas bolhas de gás e os pistões de líquido são de pequeno comprimento e ocorrem com certa frequência. Para longos períodos de tempo, este tipo de escoamento se comporta como estável e não causa problemas nos equipamentos de superfície uma vez que os volumes de gás e de líquido, assim como as variações de pressão, são pequenos.

Já o escoamento intermitente severo (*slugging* severo) é o mais indesejado. Os pistões de líquido podem ter desde centenas de metros até o comprimento do *riser*. Uma característica deste tipo de escoamento é que ele é pulsante devido à variação da pressão no duto causada por golpes de óleo similares a golfadas, alternando períodos produzindo elevados volumes de óleo e períodos produzindo elevados volumes de gás. Esta oscilação na produção e na pressão acarreta o aumento do nível repentino no separador, podendo ocorrer transbordamento e parada do processo, sobrecarga no sistema de queima de processo (*flare*) com risco de vazamentos, falha no processo de separação, desgaste prematuro de equipamentos, diminuição da produção podendo até, em casos extremos, “matar” o poço.

Podemos ver, na figura 1.6, o gráfico pressão (kPa) x tempo (s) do artigo de Jansen *et al.* (1996) com a “assinatura” do perfil de um escoamento com intermitência severa.

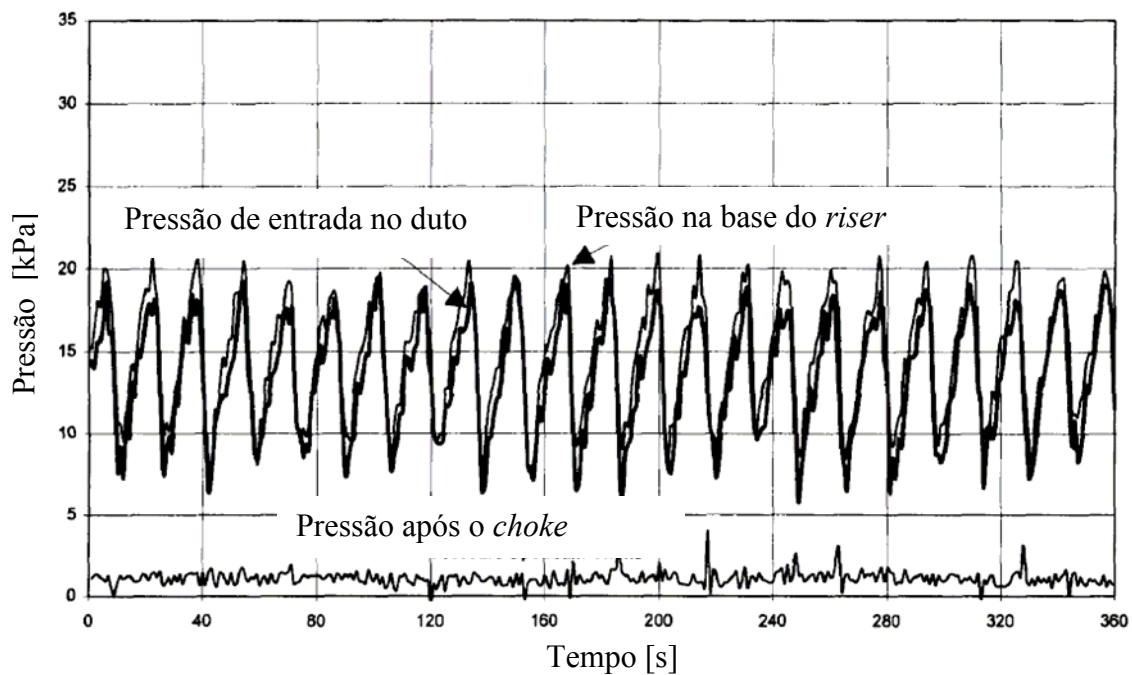


Figura 1.6 – Perfil de pressão x tempo (Jansen *et al*, 1996).

Existe uma grande preocupação na ocorrência deste tipo de fenômeno, pois o mesmo gera impacto direto na produção e, conseqüentemente, no retorno sobre o investimento realizado. Esta preocupação não se estabelece somente na indústria de petróleo, mas é também de interesse de outras áreas como a indústria nuclear e a indústria de refrigeração e troca térmica, por isso, vários estudos vêm sendo conduzidos a respeito do tema desde a década de 40.

Deve-se, portanto, mitigar a intermitência severa uma vez que a produção estável e contínua resultará na diminuição das intervenções na operação, em menos fechamento de poços e na maior recuperação de hidrocarboneto. Existem mecanismos e técnicas para evitar ou diminuir a sua ocorrência. Pode-se, por exemplo, adequar o relevo submarino no percurso do duto, redimensionar os equipamentos de superfície, efetuar o controle por válvula *choke*, utilizar o método de injeção de gás (*gas lift*) ou instalar o *slug catcher*.

A adequação do relevo marinho é, na maioria das vezes, inviável devido às elevadas profundidades envolvidas.

A utilização da válvula *choke* gera uma maior resistência do escoamento proporcional à velocidade do fluido (que é mais alta durante a intermitência severa) devido ao aumento na contrapressão. Aumentar a contrapressão significa também uma menor vazão e menor produtividade do poço.

Redimensionar os equipamentos para operar com maiores vazões de gás e óleo momentâneas poderia resolver a questão de transbordamento e de vazão elevada do gás no queimador de processo, porém causaria maior peso e maior área ocupada devido ao aumento dos equipamentos, o que é crítico em sistemas flutuantes. O mesmo ocorre com o *slug catcher*, que se trata de mais um vaso de pressão anterior ao separador.

A injeção de gás aumenta a velocidade do gás do escoamento, fazendo com que o líquido seja “carregado”, evitando a formação do pistão de líquido (*slug*) e resultando em um escoamento contínuo. A injeção de gás tem ainda como grande vantagem a de facilitar a elevação do petróleo pela diminuição da coluna hidrostática no *riser*. Porém, é necessária, na grande maioria das vezes, a instalação de compressores na plataforma.

Em muitos campos petrolíferos a pressão do reservatório não é suficiente para que o petróleo chegue até os equipamentos de processo na superfície, em outros casos o poço é surgente, porém a vazão produzida é baixa. Mesmo em campos maduros ou no final de vida, com menor pressão no reservatório, faz-se necessária a injeção de gás ou água na rocha reservatório através de poços de injeção para compensar o volume já extraído e, com isso, elevar a pressão do reservatório. A situação é mais crítica quando se trata dos campos em águas profundas e ultraprofundas, onde o fluido precisa escoar através de grandes extensões de dutos e vencer a contrapressão nos *risers* causada pelo peso da coluna do próprio líquido, para finalmente alcançar os equipamentos de superfície na plataforma. Nesses casos, onde a energia do reservatório para garantir o escoamento rentável até a superfície é insuficiente, a produção de petróleo e gás requer o emprego de métodos artificiais de elevação. A utilização desses métodos se justifica, principalmente, para aumentar o volume produzido pelo campo petrolífero, antecipar a produção, extrair óleos pesados, em poços não surgentes ou em poços muito profundos, e também se aplica para evitar a ocorrência da intermitência severa.

As tecnologias existentes para a elevação artificial em águas profundas são divididas basicamente em três grupos (Bolonhini, 2005 e Souza, 2010):

- Sistemas elevadores de pressão como o bombeio centrífugo submerso (BCS), bombeio com cavidade progressiva;
- Sistemas acumuladores de pressão como o *plunger-lift*, *pig-lift* e

o *gas lift* intermitente;

- Sistemas redutores de gradiente representado pelo *gas lift* contínuo.

Os sistemas de elevação por bombeio centrífugo submerso e por bombeio com cavidade progressiva fornecem ao fluido energia que deve ser suficiente para vencer as perdas geradas no percurso até a superfície com vazão rentável. Porém, o bombeio multifásico ainda encontra-se em desenvolvimento, ganhando confiabilidade para a produção *offshore*.

Os sistemas acumuladores de pressão fornecem uma produção intermitente, pois um determinado volume produzido pelo poço é elevado por vez, seja através de *pigs* ou *plungers* que utilizam um mecanismo físico para elevação, ou o *gas lift* intermitente, onde um grande “bolsão” de gás eleva o petróleo. Este é um bom sistema para poços de baixa produtividade.

O *gas lift* contínuo ainda é o método mais utilizado na indústria de exploração *offshore*, pois permite a produção contínua de hidrocarbonetos através de um princípio físico simples: a diminuição da densidade média. Como a densidade do gás é muito menor do que a do líquido, a mistura do gás de injeção ao fluxo de hidrocarbonetos proveniente do reservatório, resulta em uma mistura final com menor densidade média. Com isso, reduz-se o gradiente de pressão a partir do ponto de injeção e a curva do gradiente deixa de ser linear. Isto se deve à compressibilidade do gás, que por estar sendo despressurizado à medida que se eleva, expande (Bolonhini, 2005).

As velocidades requeridas de gás e óleo para que um regime de escoamento contínuo e estável seja atingido são partes do processo de produção, sendo que o escoamento só é estável a partir de certas velocidades de gás e, a partir de um determinado valor. Qualquer incremento na velocidade e pressão de injeção não acarreta em aumento significativo na produção de óleo, mas apenas no aumento de custo de compressão. Por outro lado, baixas vazões de gás têm impacto direto na quantidade de óleo produzido e no regime de escoamento, que pode vir a ser o indesejável regime de intermitência ou *slugging* severo.

A escolha do sistema de elevação artificial também deve levar em consideração o local de instalação, as utilidades locais disponíveis, a eficiência esperada, a relação líquido-gás do escoamento, o volume produzido, dentre outros. Normalmente, o fator limitante de produção de um poço é a pressão no separador. Na

produção em águas profundas, devido à elevada contrapressão hidrostática, a utilização de elevação artificial é mandatória.

A solução ideal em termos de escoamento seria que as instalações dos equipamentos de processo, que hoje se encontram nas plataformas, fossem no leito marinho, o mais próximo possível do poço ou de uma rede de poços. Com isso, o potencial de produção do poço seria mais bem utilizado, pois as únicas contrapressões a serem vencidas seriam: a pressão do separador, a perda de carga nas tubulações locais e acessórios, e a coluna de líquido apenas do fundo do poço até a ANM.

Isso resultaria também em economia de energia, uma vez que não seria utilizada a pressão do reservatório somada à energia para elevação artificial para elevar o hidrocarboneto e água até a superfície. Separando o óleo da água e do gás próximo à cabeça do poço, apenas o óleo seria bombeado e escoado imediatamente para um sistema armazenador flutuante na superfície, o gás poderia ser escoado para um sistema de dutos servindo para geração de energia do próprio sistema submarino de produção, para re-injeção no poço e/ou exportação, e a água seria tratada e re-injetada no reservatório para manter a pressão do mesmo. Portanto, seria elevado até a superfície e/ou escoado para a terra somente o necessário.

A tecnologia de equipamentos submarinos ainda está sendo pesquisada, desenvolvida e validada para operar em grandes profundidades, sob elevadas pressões externas, com confiabilidade e durabilidade.

Uma das maneiras de projetar e dimensionar os equipamentos de superfície, dutos e *risers* de produção, é através da simulação utilizando códigos, modelos matemáticos e simuladores computacionais. Com essas ferramentas é possível prever o comportamento do escoamento, identificar o seu padrão, verificar a sua estabilidade e analisar quais as correções ou intervenções precisam ser realizadas no projeto para obter a melhor produtividade do campo e, conseqüentemente, maior retorno sobre o investimento realizado.

No princípio, os modelos matemáticos eram obtidos através de formulações empíricas, através de observações dos experimentos e dos padrões de escoamento. Segundo Borba Filho, (1990) as correlações empíricas para o cálculo das frações de vazio e perda de carga trazem, como toda a correlação empírica, o problema congênito da não aplicabilidade a situações outras que não aquelas nas quais foram geradas, necessitando, quase sempre, de correções também empíricas quando há troca de ambiente. Por outro lado, segundo Souza (2010) os modelos empíricos têm como

grande vantagem a possibilidade de serem aplicados independente do conhecimento do padrão de escoamento, pois esse componente já está incorporado ao modelo mesmo estando restrito às faixas de diâmetro e às vazões e propriedades de fluidos testados para o ajuste do modelo.

Posteriormente, foram concebidos modelos matemáticos a partir dos aspectos fenomenológicos do escoamento, os quais possibilitaram a aplicação mais ampla já que os mesmos estão baseados na descrição das leis físicas que descrevem a dinâmica dos fluidos (Souza, 2010). Um grande investimento tem sido realizado em pesquisa e desenvolvimento, demandado principalmente pela indústria do petróleo, para a obtenção de modelos matemáticos, correlações e programas computacionais para simular os escoamentos multifásicos, tanto para dutos horizontais e levemente inclinados quanto para *risers* na vertical. Já existem no mercado ferramentas comerciais como os programas OLGA e TACITE, porém com elevado custo de aquisição e arquitetura fechada que não se adapta à grande variação das características do petróleo nacional (Souza, 2010).

1.1 Motivação

A descoberta de novas jazidas em águas ultraprofundas no pré-sal brasileiro, aliada aos maciços investimentos em exploração e produção desse petróleo, e os desafios tecnológicos inerentes para viabilizar a produção nessas novas fronteiras fazem com que mais se pesquise e estude para assegurar que o empreendimento seja rentável, seguro e para que não se agrida o meio ambiente.

Seja o processamento primário do petróleo realizado na plataforma ou no fundo do mar, vai continuar existindo a necessidade de se escoar e elevar o hidrocarboneto produzido. Neste cenário, os dutos submarinos e *risers* continuarão desempenhando papel fundamental, independentemente do modo pelo qual o hidrocarboneto será extraído e processado. As elevadas pressões impostas pelas grandes profundidades dos poços e a distância entre o ponto de exploração e o de refino, assim como a perfuração e produção em águas ultraprofundas, continuam sendo um desafio.

Existe hoje uma lacuna na literatura no que se refere aos escoamentos multifásicos em sistemas *risers*/dutos submarinos causada principalmente pela exploração das novas fronteiras, pois mesmo existindo diversos modelos matemáticos e

programas computacionais implementados para simular os escoamentos multifásicos tanto para dutos horizontais e inclinados quanto para *risers* na vertical, ainda precisamos pesquisar e estudar mais o comportamento do escoamento no interior de *risers* em catenária, assim como em outras configurações aplicadas em águas ultraprofundas. Faz-se necessário, então, conhecer o fenômeno de *slugging* severo nesta configuração de *riser* em catenária para se obter a modelagem adequada, e assim gerar informações que dêem suporte no projeto de empreendimentos para que estes operem distante das faixas de ocorrência do *slugging* severo, minimizando o risco de parada da planta de processo da plataforma, e auxiliando na otimização do projeto.

1.2 Objetivo

Dentre os desafios apresentados na motivação acima, a presente dissertação tem como objetivo obter um modelo matemático que consiga prever o comportamento de escoamentos multifásicos em regime de *slugging* ou intermitência severa para simular a elevação de petróleo no novo cenário exploratório brasileiro: as águas ultraprofundas.

Serão aplicados, na presente dissertação, modelos já testados e amplamente reconhecidos no estudo de escoamentos multifásicos, sendo um apresentado por Schmidt *et al.* (1980) que utiliza equações diferenciais ordinárias, e o outro apresentado por Taitel (1986) que utiliza uma solução algébrica, sendo que ambos foram modificados para a aplicação do *riser* em catenária. Os modelos desenvolvidos serão posteriormente validados com um caso real de um sistema *offshore* com *riser* em catenária sob a ocorrência de intermitência severa e com os resultados experimentais de um sistema duto-*riser* em catenária e em escala de laboratório conduzidos por Baliño *et al.* (2010) e os dados experimentais de Schmidt *et al.* (1980) para um sistema duto-*riser* vertical.

Como resultado, obteremos um modelo matemático capaz de gerar os principais parâmetros que governam a intermitência severa e a análise de sua ocorrência no *riser* em catenária. O programa computacional utilizado para implementação dos modelos é o *Wolfram Mathematica 7.0*.

1.3 Organização da Dissertação

A dissertação está estruturada em cinco capítulos assim divididos:

O primeiro capítulo expõe o cenário atual da exploração de petróleo *offshore*, introduz o fenômeno da intermitência severa e apresenta os fatores que influenciam sua ocorrência. São caracterizados os tipos de intermitência e os métodos e mecanismos para evitá-la. Fechando o capítulo, temos a motivação e os objetivos da presente dissertação.

No capítulo 2 temos a Revisão Bibliográfica que inicia com uma introdução aos escoamentos multifásicos, descreve os padrões de escoamentos em dutos horizontais e verticais, e posteriormente as transições entre os padrões. Depois vamos tratar dos mapas de regime ou de padrão para os escoamentos horizontal e vertical. Em seguida, citaremos os modelos empíricos e fenomenológicos para escoamentos multifásicos, apresentaremos os critérios utilizados para a estabilidade do escoamento e os trabalhos experimentais e estudos de caso realizados para o escoamento intermitente severo e métodos de remediá-lo.

O capítulo 3 tem como objetivo apresentar os modelos matemáticos utilizados na presente dissertação e a modificação dos modelos para a catenária, sendo um modelo apresentado por Schmidt *et al.* (1980) que utiliza equações diferenciais ordinárias, e o outro apresentado por Taitel (1986) que utiliza uma solução algébrica, ambos modificados para a aplicação do *riser* em catenária.

No capítulo 4, os resultados obtidos nas simulações com os modelos matemáticos e os principais parâmetros de intermitência severa em sistema duto-*riser* em catenária são validados com os dados experimentais de três casos de teste: um de *riser* vertical de 38,1 m (Caso 1), outro com um conjunto de nove combinações de velocidades superficiais de gás e de líquido obtidas de uma mesma instalação de *riser* em catenária com altura de 9,886 m (Caso 2), e finalmente um sistema real *offshore* em produção de duto-*riser* em catenária operando em lâmina d'água de 1.250 m (Caso 3). Discussões a respeito dos resultados e das comparações são conduzidas neste capítulo

No capítulo final teremos a conclusão da dissertação desenvolvida e sugestões para futuras pesquisas e novos trabalhos.

2. Revisão Bibliográfica

Neste capítulo iremos desenvolver a revisão bibliográfica que está estruturada da seguinte maneira: inicialmente faremos uma introdução dos escoamentos multifásicos para, em seguida, descrever os padrões de escoamento em dutos horizontais, passando para os dutos verticais, e posteriormente as transições entre os padrões. Depois vamos tratar dos mapas de regime ou de padrão para o escoamento horizontal e vertical. Posteriormente, citaremos os modelos empíricos e fenomenológicos para escoamentos multifásicos, apresentaremos os critérios utilizados para a estabilidade do escoamento e os trabalhos experimentais ou estudos de caso realizados para o escoamento intermitente severo e métodos de remediá-lo.

2.1 Escoamentos Multifásicos

Os escoamentos multifásicos são amplamente estudados desde a década de 40 devido à sua presença constante em diversos processos industriais e também na natureza. Os trocadores de calor industriais, como o de plantas de geração de vapor e refrigeração, devem considerar o escoamento bifásico para o correto balanço de massa, velocidade dos fluidos e cálculo da troca térmica. Circuitos de refrigeração primários de plantas nucleares necessitam de constante controle e monitoramento do escoamento gás-líquido, assim como o escoamento do petróleo desde o poço até o separador de produção na superfície.

Quando temos uma única fase escoando e uma outra fase passa a coexistir na mesma tubulação, a existência dessa nova fase causa uma diminuição da área antes ocupada por apenas um fluido ou uma das fases do fluido, acarretando em perda de carga devido, principalmente, ao aumento da velocidade decorrente da diminuição da área da seção transversal. Como as densidades não são iguais, as fases se movimentam de maneiras diferentes devido à inércia característica de cada uma delas e, com isso, existe um movimento relativo entre elas. Além disso, a viscosidade de cada fase costuma ser também diferente e a interação entre elas causa uma resistência ao escoamento.

A partir do conhecimento do tipo de escoamento, equipamentos e sistemas são projetados, ou mecanismos são incorporados para modificar ou se adaptar a um determinado tipo de escoamento. O conhecimento do comportamento dinâmico da pressão, das vazões das fases e dos padrões de escoamento durante o escoamento simultâneo de gás e líquido é fundamental para o projeto de sistemas da indústria química e de petróleo (Beggs e Brill, 1973, Souza, 2010).

Problemas envolvendo escoamentos multifásicos em engenharia contemplam dois fenômenos complexos: a turbulência em cada uma das fases e a dinâmica das interfaces entre elas. Uma forma natural de lidar com problemas de escoamento de duas fases é relacioná-los de alguma forma a um escoamento monofásico equivalente. Por exemplo, o modelo homogêneo trata a mistura de duas fases como um fluido monofásico com propriedades físicas médias. Outros exemplos são os modelos pioneiros de Lockhart e Martinelli (1949) que propuseram a correlação da queda de pressão devido ao atrito por meio de um multiplicador bifásico, para a queda de pressão em um escoamento equivalente de uma única fase (Barbosa Jr., 2010).

Os primeiros trabalhos realizados correspondem a análises experimentais para a determinação de padrões de escoamento bifásico. Diferentes autores exploraram o desenvolvimento de modelos para o escoamento bifásico estacionário. Esses modelos podem basicamente ser divididos em modelos empíricos (baseados apenas na determinação de correlações a partir de dados experimentais) ou modelos fenomenológicos (baseados em equações de balanço de massa e momento com equações de fechamento determinadas por intermédio de experimentos em função do padrão de escoamento), Souza (2010).

Os escoamentos multifásicos podem ser divididos em três categorias dependendo da direção do escoamento:

- Escoamento Vertical;
- Escoamento Horizontal;
- Escoamento Inclinado.

A grande maioria dos trabalhos acadêmicos considera o escoamento apenas vertical e horizontal com pequenas variações no ângulo de até 10° descendente e ascendente.

Os escoamentos multifásicos, além da classificação em função da direção

apresentada acima, pode ser classificado conforme o padrão do regime de escoamento.

Os padrões de escoamento remetem à configuração interfacial entre as fases de um escoamento multifásico e são definidos por balanços de forças de campo e de superfície locais no interior de cada fase e entre elas. Essas forças dependem de parâmetros associados a fatores geométricos (tais como diâmetro do duto, inclinação, rugosidade interna), ao escoamento (velocidade das fases, frações de cada fase) e propriedades dos fluidos (densidade, pressão, viscosidade, temperatura, etc). A transição entre os padrões de escoamento ocorre quando o regime existente, devido à variação de um ou mais parâmetros, se torna instável, fazendo com que um novo padrão ocorra.

Os padrões de escoamento em tubulações horizontais, apresentados na figura 2.1, dependem principalmente das velocidades do gás e do líquido, e da relação gás/líquido. Para velocidades muito altas do líquido e baixa relação gás/líquido, pode ser observado o fluxo de bolhas dispersas (regime 1). Para baixas velocidades de líquido e gás, um fluxo estratificado liso ou estratificado ondulado (regimes 2 e 3) é normalmente esperado. Para velocidades intermediárias do líquido, são formadas ondas rolantes de líquidos (regime 4). Com o aumento da velocidade, as ondas rolantes crescem até o ponto de formarem um fluxo com tampões (regime 5) ou um fluxo de golfadas ou *slugs* (regimes 6 e 7). Para velocidades de gás muito altas, o fluxo anular (regime 8) é observado (Barbosa Jr., 2010).

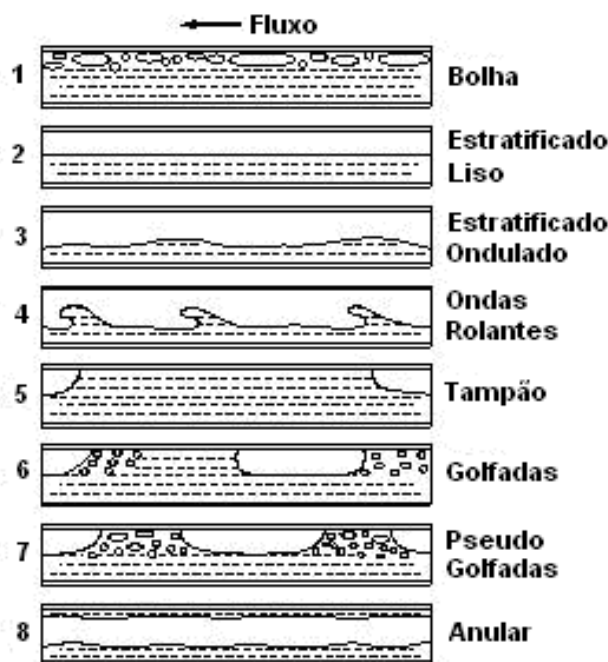


Figura 2.1 – Padrões de escoamento (Barbosa Jr., 2010).

Para escoamentos verticais, vide figura 2.2, em ordem crescente de vazão mássica de gás, os padrões de fluxo encontrados dividem-se em: Bolhas, Bolhas dispersas, Golfadas ou Pistoneado (*Slug*) ou Intermitência, Agitante (*Churn*) e Anular. Uma descrição qualitativa dos padrões de escoamento foi apresentada por Barbosa Jr. (2010) e Borba Filho (1990), conforme descrito a seguir:

1. Bolhas. O gás ou vapor apresenta-se disperso sob a forma de bolhas na fase líquida. Os tamanhos, formatos e a distribuição espacial das bolhas dependem de fatores como o modo com que as mesmas foram introduzidas ou geradas na fase contínua e do regime de escoamento (laminar ou turbulento). A fração de vazio ou a fração volumétrica de gás (α) é menor do que 0,25 e o líquido tem contato constante com a parede do *riser*, fazendo com que a perda de carga decorrente do atrito seja apenas do líquido. Este é o padrão esperado quando temos velocidades superficiais do líquido de baixas a médias (U_{LS}) e baixas velocidades superficiais do gás (U_{GS}).

2. Bolhas dispersas – A diferença entre este padrão e o anterior são o efeito da turbulência, que tem influência na estabilidade das bolhas e conseqüentemente limita seus diâmetros, e a fração de vazio que passa a ter razões mais elevadas, com fração volumétrica de gás crítica (α_{crit}) com valor até 0,52. A velocidade superficial do líquido (U_{LS}) é alta e a velocidade superficial do gás (U_{GS}) se mantém de baixa à média.

3. Golfada ou *Slug* - O gás escoava como bolhas alongadas (bolhas de Taylor) resultantes da coalescência de bolhas menores à medida que se aumenta a vazão de gás. Ao redor das bolhas de Taylor o filme de líquido escoava na descendente. Separando bolhas de Taylor consecutivas, pistões de líquido ou *slugs* escoam na ascendente, sendo responsáveis pelo fluxo líquido dessa fase. Segundo Taitel *et al.* (1980), quando a fração volumétrica de gás (α) é maior do que 0,52 (com elevadas velocidades de líquido), ocorre a coalescência das bolhas, e é o padrão esperado para velocidades superficiais de gás (U_{GS}) médias a altas, sendo indiferente a velocidade superficial do líquido (U_{LS}).

4. Agitante (*Churn*). O gás escoava na ascendente e o líquido, deslocado para a parede do canal, escoava de forma caótica, ora na descendente ora na ascendente, uma

vez que o fluxo de gás ainda não é suficientemente elevado para arrastar o líquido continuamente em direção ao topo do canal (daí a terminologia “agitado”). O transporte do líquido é realizado por meio de grandes ondas que se deslocam sobre um substrato de líquido caracterizado pelas sucessivas quebras de trechos da fase líquida entre duas bolhas de Taylor, causando o movimento descendente do líquido e a coalescência da bolha de Taylor. O movimento descendente do líquido encontra com outra fase líquida ascendente sendo impulsionado pelo gás, carregando este líquido que estava descendo por um substrato líquido, até que esse substrato se rompa e inicie o movimento descendente, iniciando um novo ciclo. Esta variação do fluxo do líquido, ora ascendente ora descendente, demonstra o caos no escoamento, inviabilizando quaisquer modelagens matemáticas. A velocidade superficial do gás (U_{GS}) varia de alta a muito alta, já a velocidade superficial do líquido (U_{LS}) é indiferente.

5. Anular. Este é o padrão de escoamento que ocorre com maior frequência em aplicações industriais, cobrindo uma faixa de valores de título mássico que vai de menos de dez por cento até próximo de cem por cento. O líquido escoava como um filme fino que reveste a parede do tubo, e a fase gasosa escoava pelo núcleo central. A velocidade superficial do gás (U_{GS}) é muito alta e a velocidade superficial do líquido (U_{LS}) é indiferente.

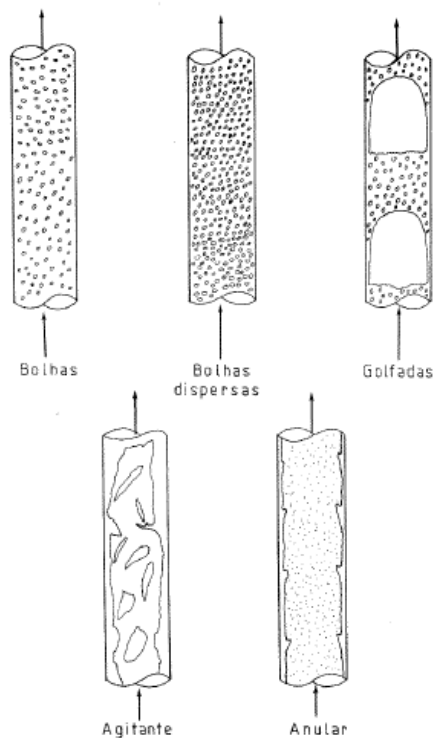


Figura 2.2. – Padrões de escoamento vertical (Borba Filho, 1990).

Os mapas de padrão de escoamento empíricos, ou seja, através da visualização do escoamento, têm como grande limitação a dificuldade de aplicação em problemas ou cenários diferentes daqueles em que são levantados, sendo difícil a sua correlação. O grande avanço que ocorreu na modelagem matemática das transições dos diferentes padrões de escoamento, validadas com dados experimentais com boa convergência, foi apresentado por Taitel *et al.* (1980). Desde então outros trabalhos têm sido publicados baseados no trabalho de Taitel (Barbosa Jr., 2010 e Borba Filho, 1990).

A classificação de padrões de fluxo pode envolver aspectos subjetivos como a inspeção visual, por exemplo. Uma forma mais científica e criteriosa de estabelecer limites entre os padrões de fluxo envolve a medição de propriedades do escoamento, tais como a fração volumétrica das fases e suas velocidades, visando eventuais aplicações em critérios objetivos que correlacionem uma determinada mudança de regime. O estudo da transição entre padrões de fluxo é tradicionalmente uma área de ativa pesquisa em escoamentos multifásicos. Ao longo dos anos, diversos estudos foram desenvolvidos a fim de descrever com precisão os fenômenos associados a transições de padrão gás-líquido.

O critério objetivo mais adequado para a transição entre os padrões em bolhas dispersas e golfadas (*slug*) é aquele baseado na fração volumétrica de gás crítica (α_{crit}), que representa a fração de gás limite para que ocorra a mudança do padrão. Este conceito foi proposto por Taitel *et al.* (1980), que sugeriram $\alpha_{crit} = 0,25$ para bolhas dispersas e $\alpha_{crit} = 0,30$ para golfadas, respectivamente. Os autores usaram uma formulação de dois fluidos para determinar a velocidade de propagação das perturbações por meio do método das características e previram que a transição bolhas/slug ocorre quando $\alpha_{crit} = 0,26$ (Barbosa Jr., 2010).

Taitel (1986) trata o regime agitado (*churn*) como um fenômeno de entrada hidrodinâmica. Para o autor, trata-se de um escoamento pistonado instável — com bolhas de Taylor e pistões de líquido (*slugs*) curtos — que irão evoluir para um regime pistonado estável à medida que se coalescem as bolhas de Taylor (Barbosa Jr., 2010).

Os mapas de padrões ou de regimes ou de fluxo de escoamento foram criados para identificar o padrão existente em um escoamento através de áreas delimitadas por linhas. Normalmente são apresentados em gráficos bidimensionais.

Conhecendo-se o padrão, pode-se aplicar corretamente os modelos matemáticos e as respectivas correlações, atendendo as características que cada padrão

de escoamento possui. Normalmente a relação utilizada nos mapas é a de velocidade superficial de gás e do líquido, porém existem mapas empíricos que utilizam coordenadas adimensionais.

A obtenção dos mapas em muitos trabalhos é empírica e elaborada em laboratório, através da observação visual, ou por aparelhos onde os padrões do escoamento são analisados. Taitel e Duckler apresentaram, em 1976, a primeira modelagem matemática para as transições de fluxo bifásico em dutos horizontais e com pequenas variações na inclinação. Outros mapas foram propostos tentando delinear as fronteiras de transição entre os diversos padrões de fluxo através de modelagens matemáticas e correspondentes validações experimentais (Borba Filho, 1990).

Dentre os modelos empíricos, um dos mais antigos foi apresentado por Lockhart e Martinelli (1949) que estudaram a correlação para determinação da perda de carga em dutos com escoamento bifásico horizontal. O parâmetro de Lockhart-Martinelli (X) foi obtido através das razões de perda de carga de cada fase, do líquido e do gás, a partir das suas velocidades superficiais. Dependendo do tipo de regime de escoamento de cada fase, se laminar ou turbulento, fazendo a correlação com o parâmetro X e com o fator multiplicador bifásico para a queda de pressão em um escoamento equivalente monofásico, é possível obter a perda de carga e *hold-up* (fração de vazio ou de retenção de gás) que é um parâmetro relevante para todos os modelos atuais de escoamentos multifásicos. Segundo Souza (2010), a correlação de Lockhart-Martinelli gera bons resultados para regime laminar, porém subestima a perda de carga em regimes turbulentos.

Uma correlação muito utilizada pela indústria de petróleo cujos cálculos preliminares têm ampla aplicação por abranger todos os padrões de escoamento e inclinações (Souza, 2010) foi desenvolvida por Beggs e Brill (1973) através de dados colhidos de uma instalação experimental composta por uma rede de dutos de acrílico com inclinação ajustável.

Schmidt *et al.* (1980) desenvolveram um modelo matemático utilizando equações diferenciais ordinárias para um sistema duto-*riser* com escoamento intermitente severo e intermitente, e o validaram para o sistema experimental construído. Foi o trabalho que serviu como fundamento para outros autores estudarem os escoamentos multifásicos e desenvolverem seus modelos matemáticos. Schmidt *et al.* também desenvolveram um sistema de controle da válvula de *choke* para criar uma contrapressão no escoamento e assim evitar a ocorrência do *slugging* severo,

concluindo que a sua utilização resultava em um acréscimo mínimo na pressão do duto e a estabilização do fluxo.

Os modelos fenomenológicos têm uma gama de aplicação mais ampla do que os modelos empíricos, uma vez que se encontram fundamentados na descrição das leis físicas que governam a dinâmica dos fluidos (Souza, 2010), mas dependem da validação através de dados e equações experimentais, e que variam conforme cada padrão de escoamento.

Um dos principais trabalhos foi conduzido por Taitel e Dukler (1976) que desenvolveram um modelo para escoamento estratificado horizontal e levemente inclinado. O modelo associou a transição de regimes de escoamento (estratificado liso, estratificado ondulado, intermitente, anular e bolhas dispersas) às seguintes variáveis: vazões mássicas de gás e líquido, propriedades dos fluidos, diâmetro do duto e ângulo de inclinação em relação à horizontal (Oliveira *et al*, 2010). Utilizando o parâmetro de Lockhart-Martinelli (X) e um outro parâmetro adimensional Y obtido através de duas equações não-lineares, eles associaram a três grupos adimensionais de transição de regime, o grupo F (referente à transição entre o regime estratificado e o intermitente ou anular), o grupo K (referente à transição entre os regimes estratificados liso e ondulado) e o grupo T (referente à transição entre os regimes intermitente e bolhas dispersas), Oliveira *et al.* (2010).

Como resultado desse trabalho é possível obter o *hold-up* e o mapa de transição para cada regime. Os autores estabeleceram o balanço de momento de cada fase, líquido e gás, através de observações do escoamento e relacionaram a queda de pressão nas duas fases para que exista o equilíbrio do escoamento estratificado, obtendo grupos adimensionais X e Y , assim como os grupos de transição do escoamento F , K e T .

Os grupos adimensionais F , K e T representam as linhas de transição do mapa da figura 2.3 em relação às velocidades superficiais do líquido (U_{LS}) e do gás (U_{GS}), para um escoamento horizontal de água e ar em um duto de 25mm de diâmetro.

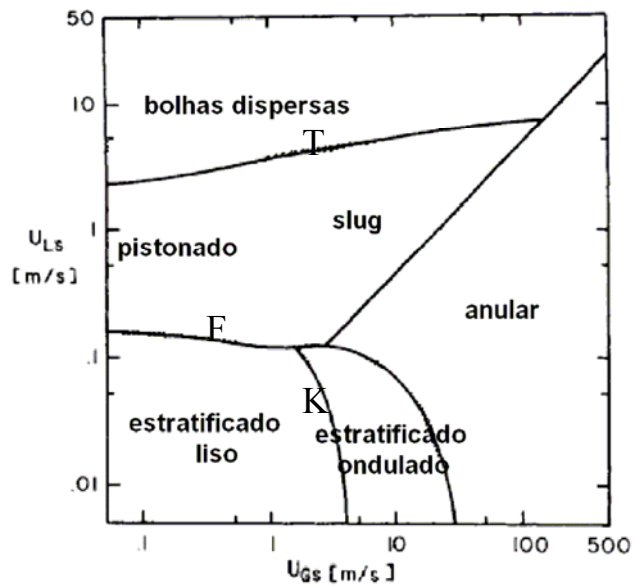


Figura 2.3 – Mapa de regime de escoamento horizontal (Oliveira *et al.*, 2010).

Taitel *et al.* (1980) desenvolveram um modelo matemático para a transição entre os padrões de escoamento para escoamentos multifásicos vertical, incluindo a modelagem para o padrão intermitente. Na figura 2.4 temos o mapa de regime de escoamento vertical de petróleo cru e gás natural.

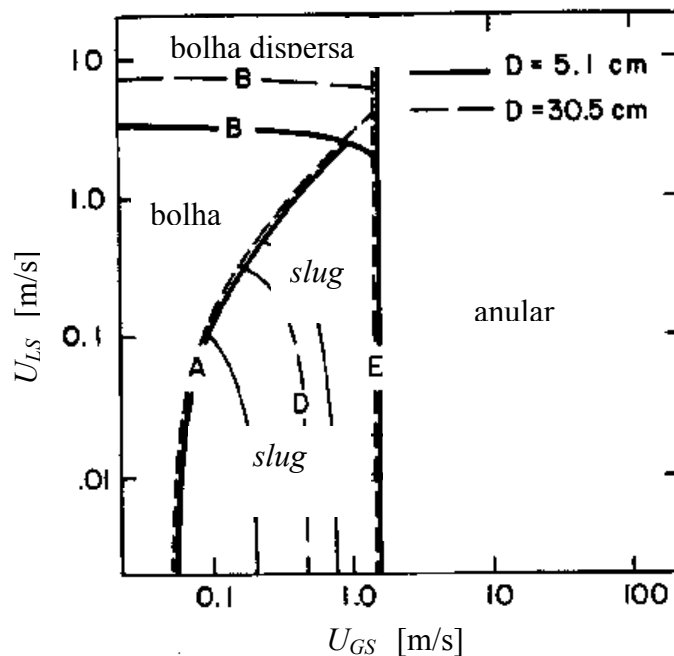


Figura 2.4 – Mapa de regime de escoamento vertical. (Taitel *et al.*, 1980)

Comparando os mapas, podemos notar, para o escoamento vertical, a inexistência do padrão estratificado e o aumento das áreas dos padrões *slug* e anular. A transição do padrão anular para *slug* deixou de ser inclinado para se tornar vertical, e o padrão anular passou a ocupar grande parte do mapa. Podemos verificar também que a velocidade superficial do gás torna-se mais relevante para a mudança do padrão de escoamento do que a velocidade superficial do líquido no escoamento vertical.

2.2 Intermittência Severa

Segundo Schimdt *et al.* (1980) e Taitel (1986), para ocorrer o *slugging* severo são necessárias três condições básicas:

- O duto submarino deve ter inclinação descendente seguida de uma elevação ou *riser*;
- O escoamento no duto deve ser estratificado;
- A taxa de aumento de pressão na base do *riser* devido ao acúmulo de líquido deve ser maior do que o aumento da pressão do gás no duto.

Devido às baixas vazões de gás e líquido (Jansen *et al.*, 1996), o líquido se acumula na região mais baixa do duto e na base do *riser*, bloqueando o fluxo de gás e conseqüentemente comprimindo o gás no duto, conforme pode ser visto na Figura 2.5. O gás vai se acumulando e sendo comprimido até que a pressão do gás aumenta o suficiente para contrapor a carga hidrostática da coluna de líquido no interior do *riser*, o gás se expande e empurra o pistão ou *slug* da coluna de líquido à sua frente no sentido do separador (Figura 2.6) até que o “nariz” da bolha de Taylor alcance a base do *riser*. Na Figura 2.7, o nariz da bolha de Taylor começa a subir no *riser*, o peso hidrostático da coluna de líquido vai diminuindo à medida que o pistão escoar para dentro do separador, fazendo com que o gás se expanda mais ainda, acelerando o pistão de líquido e causando o *blowout*. A pressão no duto começa então a se reduzir até que alcance o seu mínimo no momento em que todo o líquido escoar para o separador. Na figura 2.8, podemos ver o fenômeno chamado de *fallback*, que ocorre devido ao filme de líquido

que está no *riser* que escorre para a base, somando-se ao líquido do duto e formando um novo pistão de líquido, reiniciando assim o ciclo.

Portanto, o *slugging* severo intercala períodos sem produção de líquido ou gás no separador com períodos de elevados volumes de líquido seguido por elevados volumes de gás com grande flutuação de pressão.

Os *slugs* de líquido podem ter comprimento igual ou maior do que a altura do riser.

O processo de *slugging* severo consiste em quatro etapas conforme descreve Taitel *et al.* (1986):

- (1) Formação do pistão ou *slug* líquido;
- (2) Movimento do *slug* líquido em direção ao separador;
- (3) Explosão da bolha (*blowout*) e;
- (4) Retorno do líquido para a base do *riser* (*fallback*).

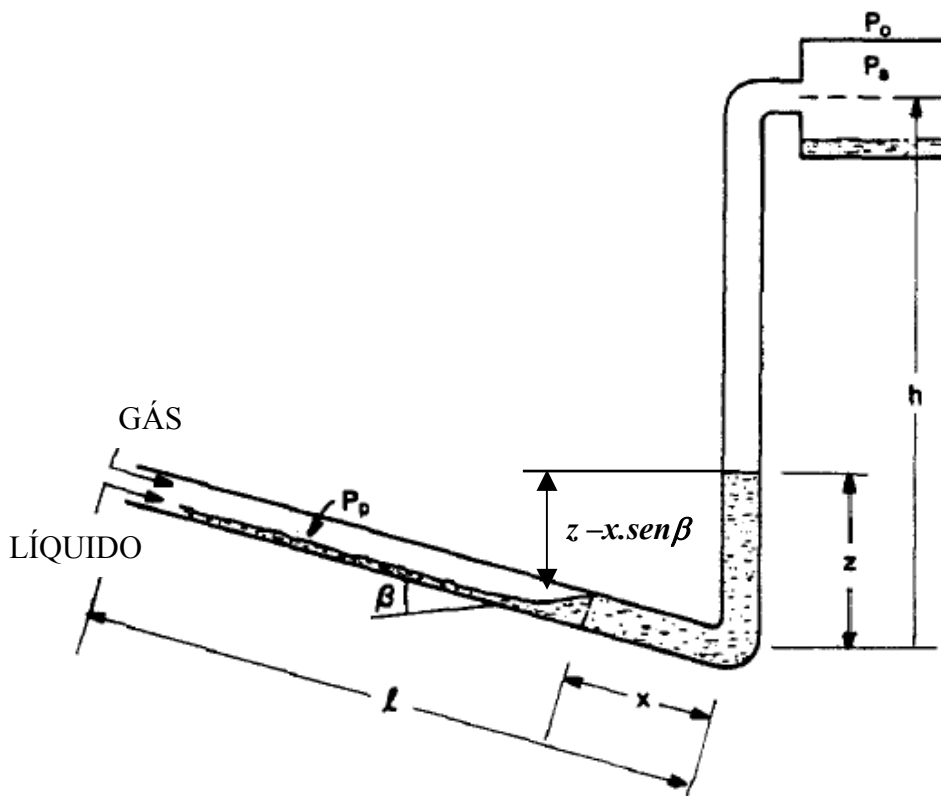


Figura 2.5 – Formação do *slug* líquido (Taitel, 1986).

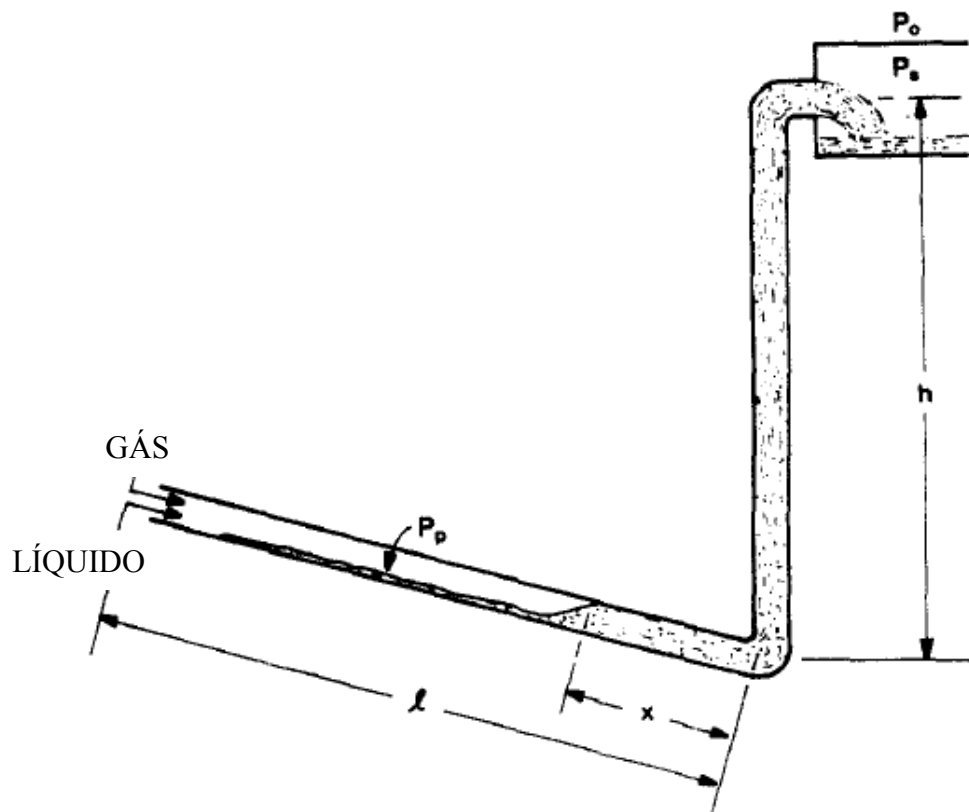


Figura 2.6– Fluxo do *slug* para dentro do separador (Taitel, 1986).

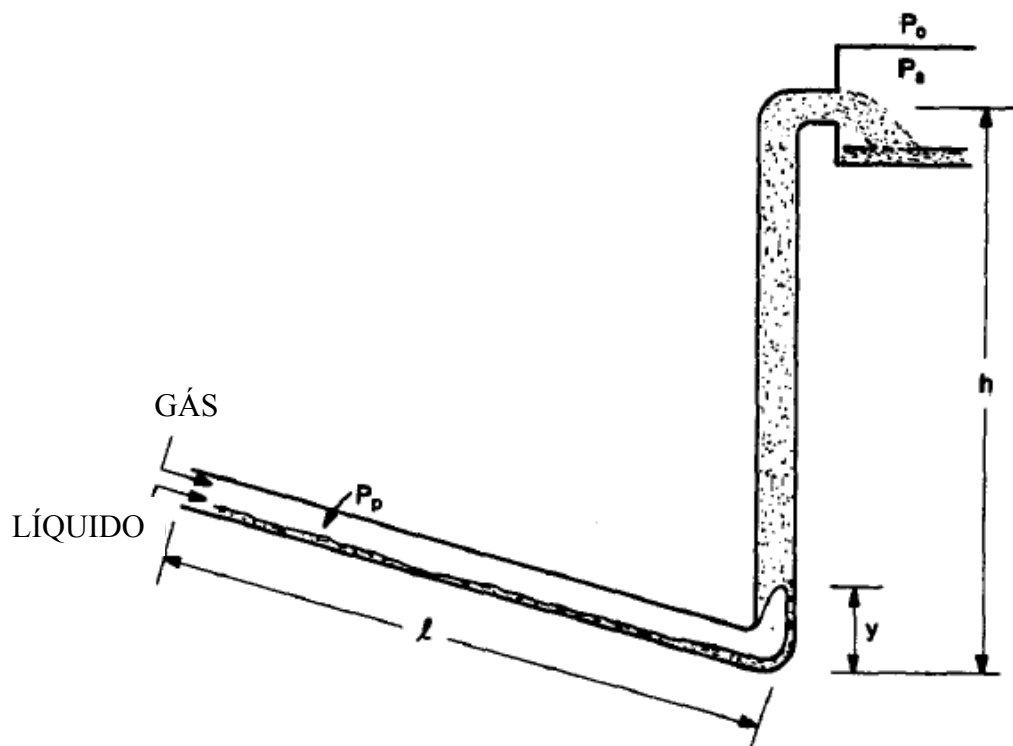


Figura 2.7 – *Blowout* (Taitel, 1986).

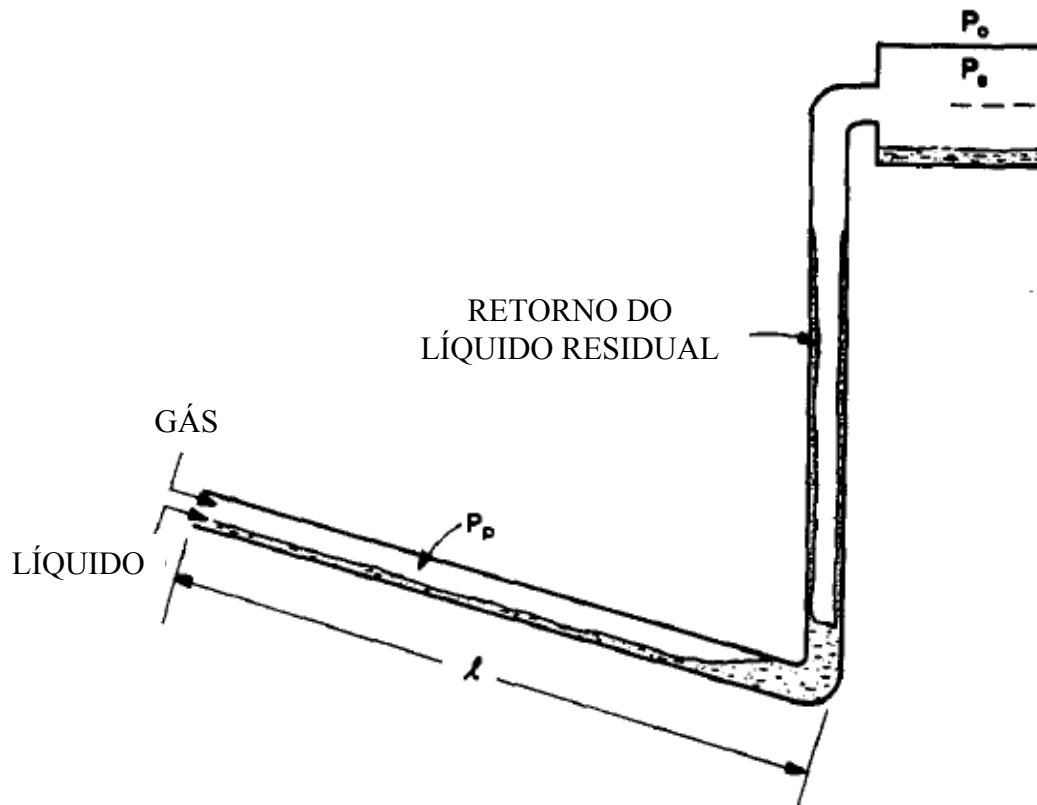


Figura 2.8 – Retorno do líquido ou *fallback* (Taitel, 1986).

Boe (1981) propôs um critério que determina as condições necessárias para a ocorrência de intermitência severa e que ainda é muito utilizado como referência.

A expressão matemática simples chamada de Critério de Boe representa o balanço de forças aplicado ao pistão líquido que bloqueia a entrada no *riser*, decorrentes, por um lado, da pressão do gás no duto, e por outro, da contrapressão causada pela coluna do líquido no *riser*.

$$U_{LS} \geq \frac{\rho_{G0}RT}{\rho_L g \alpha l} U_{GSO} \quad (2.1)$$

Onde U_{LS} é a velocidade superficial do líquido, U_{GSO} é a velocidade superficial do gás. Nas condições atmosféricas, α é a fração de vazio formado pelo gás que penetra o líquido no duto, l é o comprimento do duto, ρ_L é a densidade do líquido, ρ_{G0} é a densidade do gás nas condições atmosféricas, g é a aceleração da gravidade, R é a constante universal dos gases perfeitos e T é a temperatura.

Taitel (1986) estabeleceu uma correlação entre a conservação de massa de líquido e gás, obtendo a equação para a velocidade superficial de líquido mínima para que não ocorra o *slugging* severo.

$$U_{LS} = \frac{\rho_{Go}RT}{\rho_L g \alpha l} U_{GSO} \quad (2.2)$$

Taitel e Barnea (1990) desenvolveram um modelo bifásico estacionário para escoamento intermitente aplicando o balanço de momento em pistão de líquido e uma série de correlações empíricas baseadas na geometria e nas características do pistão líquido ou *slug*.

Taitel *et al.* (1990) obtiveram um modelo através de correlações com resultados experimentais de *slugging* severo no sistema pipeline-riser para quatro características diferentes: fluxo contínuo, fluxo cíclico com e sem retorno de líquido (*fallback*) e oscilações instáveis. Foi então apresentado um novo modelo capaz de prever o tipo de fluxo e seus parâmetros, tais como o *hold-up* do líquido no riser em função do tempo. Nesse novo modelo verificou-se que, com elevadas vazões de líquido, o fluxo contínuo pode existir na região de *slugging* severo prevista pelo critério de Boe (1981), e também que existe uma região não prevista pelo critério de Boe onde o escoamento é instável contínuo, acarretando em oscilações instáveis.

Jansen *et al.* (1996) desenvolveram um estudo que abrange uma investigação experimental e teórica de dois métodos de eliminação de *slugging* severo, um utilizando o *choke* para diminuir a velocidade no riser e o outro utilizando o processo de injeção de gás (*gas lift*) onde ocorre o contrário do *choke*, o aumento da velocidade no riser. O objetivo de ambos os métodos é estabilizar o fluxo no riser e, com isso, eliminar a intermitência severa.

Os modelos desenvolvidos têm por objetivo prever o comportamento de fluxo de produção no riser e a condição de fluxo instável baseado no balanço das forças estáticas, e o segundo método é um modelo transiente simplificado assumindo as forças de quase-equilíbrio, baseado no trabalho de Taitel (1986).

A injeção de gás resulta na diminuição do comprimento do *slug* e do seu ciclo, acarretando uma maior produção e uma menor variação de pressão no sistema, eliminando o *slugging* severo através do aumento da velocidade e a redução do *hold-up* do líquido no riser, porém uma grande quantidade de gás é necessária para estabilizar o

fluxo. Ao contrário do controle pelo *choke*, o *gas lift* reduz a pressão do sistema e estabiliza o fluxo na direção da velocidade superficial do gás.

O controle de *choke* resulta na contrapressão do sistema para eliminação do *slugging* severo atuando como uma resistência ao fluxo proporcional à velocidade do *slug* líquido no *riser*. A queda de pressão através do *choke* deve-se principalmente ao fluxo do líquido, e a queda de pressão transiente é função do *hold-up* do líquido. O controle do *choke* estabiliza o fluxo na direção da velocidade superficial do líquido.

A modelagem para determinar a estabilidade do *slugging* severo foi desenvolvida por Taitel (1986) a partir do modelo empírico de Schimdt *et al.* (1980). Neste trabalho eles descreveram as etapas para formação do *slug*, as situações necessárias para a sua formação, e analisaram também a utilização da válvula de *choke* para amortecer a intermitência severa. Os autores concluíram que a intermitência severa era eliminada assim que um escoamento estável era alcançado.

Um sistema estável é aquele onde os padrões *slugs* e bolhas são observados no *riser*, já o sistema instável é aquele relacionado com o fenômeno do *slugging* severo (Nemoto e Baliño, 2010).

A estabilidade de um escoamento multifásico normalmente significa que as vazões de líquido e gás são constantes, ou seja, não variam com o tempo, e com isso, as condições do escoamento em qualquer ponto são constantes (Taitel, 1986). Outra consideração importante é que quanto maior for a altura do *riser* vertical (h) mais estável será o escoamento, e quanto maior for o comprimento do duto (l), menos estável. Isto fica claro porque quanto maior o comprimento do duto, maior volume de líquido poderá bloquear a passagem do gás, ao mesmo tempo em que o *riser* de maior comprimento causa maior contra-pressão da coluna de líquido e torna-se significativo no balanço final de pressão.

Na figura 2.9, para escoamento bifásico ar-água, em duto de 0,05 m de diâmetro, comprimento de 30 m, altura do *riser* de 15 m e inclinação descendente no duto $\beta = 5^\circ$, a transição do padrão bolha para o padrão *slug* ocorre para a fração de vazio do líquido ϕ igual 0,7 ou 70%, sendo que, de 0 a 0,7 o padrão do escoamento é *slug* e de 0,7 a 1 o padrão é de bolhas. (Taitel, 1986). A fração de vazio do líquido, ou *hold-up* ϕ , é fundamental para a determinação do padrão do escoamento e, por isso, é relevante conhecê-la.

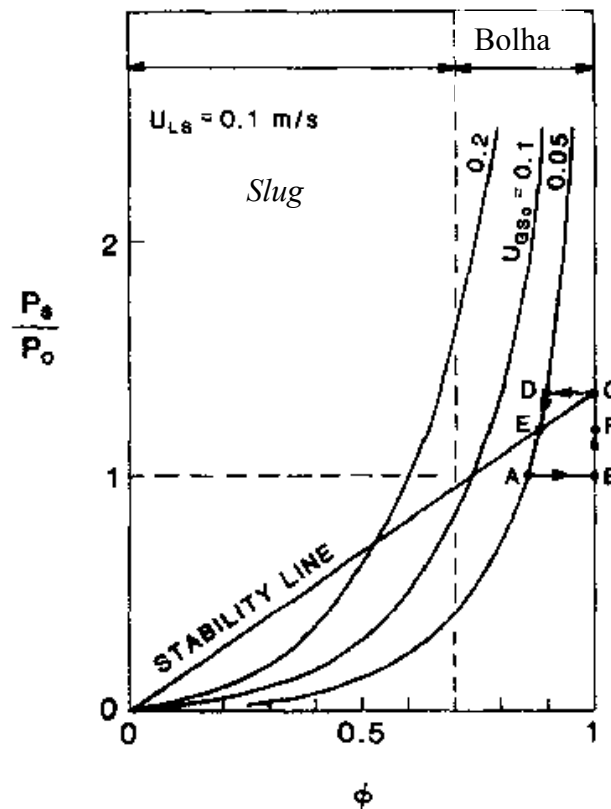


Figura 2.9 - Critério de estabilidade para o escoamento estável (Taitel, 1986).

Onde P_s é a pressão no separador, P_o é pressão atmosférica, U_{GSO} é a velocidade superficial do gás nas condições atmosféricas, e U_{LS} é a velocidade superficial do líquido.

O modelo para *slugging* severo apresentado por Taitel (1986) simplificou as equações formuladas por Schmidt *et al.* (1980) com o objetivo de verificar o tempo de ocorrência do *slug*, as alturas de líquido no *riser* e no duto, a pressão hidrostática do sistema e a velocidade superficial de líquido mínima na qual o *slugging* severo não ocorre.

O fenômeno do *fallback* (volume de líquido por área que escorre do *riser*, acumulando-se na sua base depois que o final ou “rabo” do *slug* líquido passa pelo topo do *riser*) foi descrito por Schmidt *et al.* (1980) e por Taitel (1986). Taitel informa apenas que o fenômeno é muito rápido e dependente da quantidade de líquido que permanece na parede do *riser* como filme líquido após o *blowout*. (figura 2.8). Taitel (1986) considera que não haverá grandes diferenças na solução para um período longo de tempo se o *fallback* não for rápido, mas que para pequenos períodos de tempo haverá

diferença na solução. Por este motivo, o *fallback* tem sido negligenciado nas soluções propostas em ambos os trabalhos. A espessura do filme no *riser* é calculada através das equações do movimento ascendente de uma bolha de Taylor.

O escoamento vertical do tipo *slug* é formado por longas bolhas de Taylor separadas por pistões de líquido. Os pistões ou *slugs* de líquido normalmente contêm pequenas bolhas dispersas. Na figura 2.10 podemos ver a representação da bolha de Taylor, onde V_{GB} é a velocidade da bolha de Taylor, V_{LB} é a velocidade descendente do filme líquido, V_{LS} é a velocidade do líquido e V_{GS} é a velocidade superficial do gás. L_b é o comprimento da bolha de Taylor e L_s o comprimento do pistão ou *slug* líquido.

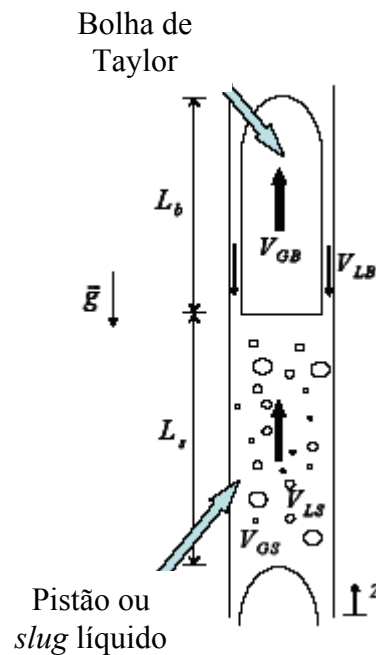


Figura 2.10 - Bolha de Taylor.

Segundo Fernandes *et al.* (1983) a fração de vazio no líquido é aproximadamente 30 %, o que foi comprovado por Taitel (1986) e demonstrado no gráfico da figura 2.9. Com isso, existe uma convergência nos dados obtidos através desses autores que encontraram o *hold-up* do líquido $R_s = 0,7$ na bolha de Taylor.

Schmidt *et al.* (1980) desenvolveram um modelo empírico para encontrar o tempo de *fallback* para um *riser* com 50 pés de altura. O tempo encontrado para que o *fallback* estivesse completo foi de aproximadamente 10 segundos, e a equação fornecida

pelo modelo converge para este tempo. Como se trata de uma modelagem empírica, o autor desconhece a sua aplicação para diferentes diâmetros e alturas.

Taitel (1986) apresentou o volume relativo ao *fallback* por unidade de área, sendo também citado por Jansen *et al.* (1996) quando obteve a equação para determinar o tempo do *fallback*.

Jansen *et al.* (1996) apresentaram um modelo para eliminar a intermitência severa aplicando o método de elevação artificial por injeção de gás e comparando com o método com a válvula *choke*. Na figura 2.11, podemos ver o esquema do sistema onde o gás comprimido é injetado na base do *riser*, acarretando na diminuição da densidade do líquido e, com isso, auxiliando na sua elevação com escoamento estável de *slugs* de líquido até o separador. Na figura, a fração de vazio ou *hold-up* líquido do *gas lift* é representado pelo símbolo ϕ_{GL} . Os autores apresentaram também uma equação para a conservação de massa no *fallback*, mas sem descrever as respectivas equações para as pressões hidrostáticas deste fenômeno.

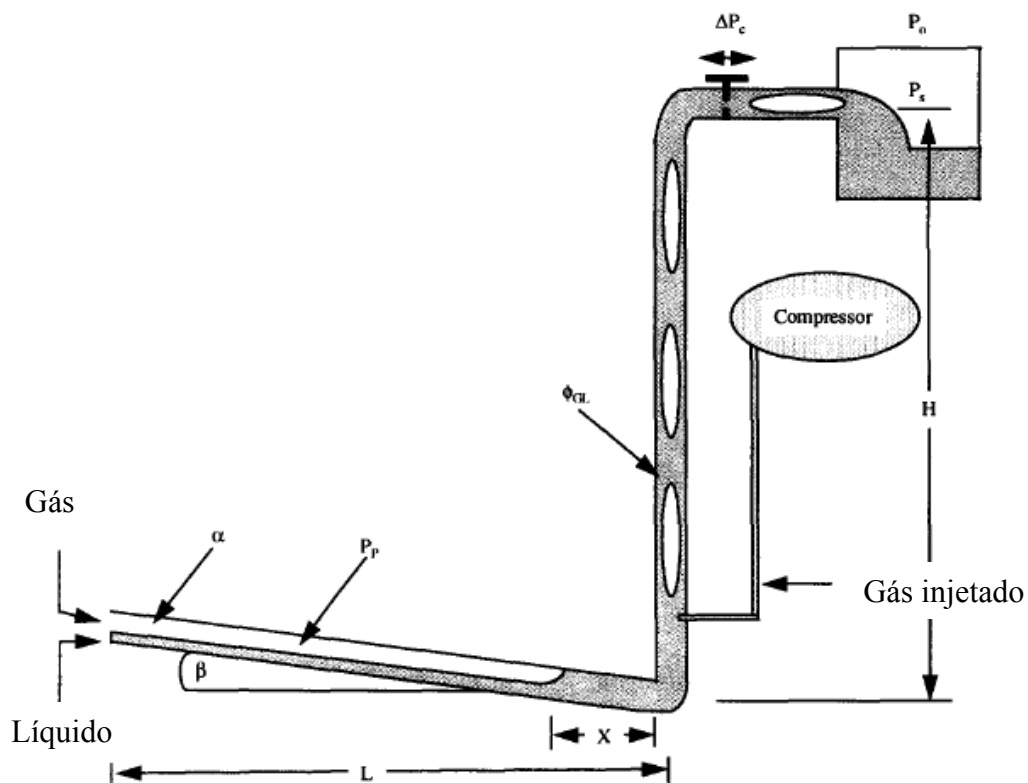


Figura 2.11 – Processo de *gas lift* – Injeção de gás (Jansen *et al.*, 1996).

Na figura 2.11 P_s e P_o são respectivamente a pressão no separador e a atmosférica, ϕ é o *hold-up* do líquido, α é a fração de vazio formado pelo gás que

penetra o líquido no duto, L e H são respectivamente o comprimento do duto e do *riser*, Δp_C é a variação de pressão decorrente do *choke*.

As técnicas para mitigar o *slugging* severo utilizam como princípio físico básico o aumento da velocidade das fases. Com isso, garante-se um fluxo ascendente contínuo no interior do *riser* e evita-se a acumulação de líquido na transição duto-base do *riser*.

Algumas técnicas de mitigação que podem ser adotadas tanto em conjunto quanto isoladamente são (Meng e Zhang, 2001):

- Mudança geométrica com a redução do diâmetro interno do duto e/ou do *riser*;
- Divisão do duto em múltiplos dutos;
- Injeção de gás no *riser* (*gas lift*);
- Uso de misturador na base do *riser*;
- Separação de fases submarinas;
- Válvula *Choke*;
- Aumento da contrapressão no sistema;
- Controle de fluxo, etc.

Meng e Zhang (2001) descreveram a análise de algumas técnicas de mitigação de intermitência severa para um campo produtor com três poços interligados a um *manifold* com um duto submarino de 2.100 m de comprimento e um *riser* rígido em catenária ligado a um FPSO instalado em lâmina de água de 700 m. O *riser* e o duto têm 6". As técnicas foram: injeção de gás na base do *riser*, aumento na vazão de gás injetado no poço e redução do diâmetro do *riser*. O modelo utilizado para a análise foi o simulador computacional OLGA. Foi verificado que todas as técnicas acima diminuíram a frequência e o volume do pistão líquido, mas a técnica mais eficiente foi a de aumentar a vazão de gás injetado no poço, passando de 1 para 3×10^6 pés cúbicos por dia. A redução do diâmetro do *riser* só surtiria efeito se passasse de 6" para 2". A injeção de gás na base do *riser* continuou exigindo a injeção de gás no poço e, por isso, foi considerada desvantajosa.

O estudo de um sistema de controle para prevenir a intermitência severa utilizando a válvula *choke* e aplicando a simulação computacional OLGA foi

apresentado por Courbot (1996) para um duto multifásico com 16” de diâmetro que recebe a produção de campos produtores de gás e de óleo localizados no mar do Norte e conduzidos para uma estação de tratamento e separação. O problema acontece quando, por algum motivo, o campo produtor de gás deixa de produzir e, nesta condição, o *slugging* severo pode ocorrer. Foram estudados métodos para instrumentar, medir e prever o fenômeno para então controlar a sua ocorrência. O ponto de medição de pressão mais eficaz foi na base do *riser* devido à variação da fração de vazio no topo do *riser* e também a menor flutuação de pressão.

Godhavn *et al.* (2005) apresentaram um trabalho aplicando a válvula *choke* como sistemas de controle de intermitência severa através de um controle PID utilizando informações do processo como densidade e pressão, testado em um *looping* experimental de um sistema duto-*riser*. Foram aplicados juntamente com malha de controle, modelos simplificados de escoamento dinâmico que possibilitaram utilizar dados como pressão no duto e vazão, independentes de medições no fundo do mar.

Storkaas e Skogestad (2007) utilizaram um modelo matemático baseado no modelo simplificado de dois fluidos aplicando equações diferenciais parciais de conservação de momento e de massa. Estes modelos foram discretizados no espaço e transformados em equações diferenciais ordinárias para o projeto do sistema de controle com o objetivo de investigar o controle de um sistema típico duto-*riser*, para evitar a ocorrência do *slugging* severo utilizando a válvula *choke* como malha de controle.

Foram realizadas comparações com os resultados obtidos com o simulador computacional de escoamento OLGA, sendo observado a insensibilidade do simulador a perturbações não estáveis de alta frequência no escoamento.

Chegou-se a conclusão também de que o ponto de medição de pressão para o controle de intermitência severa de alta frequência deve ser realizado na base do *riser* e a medição da vazão na saída do *riser*. Outro ponto relevante e que foi destacado pelos autores é que um modelo mais simples do que o modelo de equações diferenciais parciais poderia ser adotado para descrever a mecânica do fenômeno.

Sivertsen *et al.* (2010) controlaram o *slugging* severo no duto através de experimentos em modelo reduzido de duto-*riser* e aplicando o modelo matemático simplificado de Storkaas *et al.* (2003) e que consiste em três estados baseados no *hold-up* do líquido, nas frações de vazio no duto e no *riser*.

Mokhatab *et al.* (2007) discutiram técnicas de remediação de intermitência severa em campos *offshore* e que já foram listadas acima. Apresentaram também outras técnicas, como por exemplo:

- Redução do diâmetro do duto próximo à transição para o *riser* para estabelecer um novo padrão de escoamento estável;
- Instalação de *risers* duais ou múltiplos, tanto como tubulações separadas quanto concêntricas;
- Instalação de um misturador para evitar o acúmulo de líquido na base do *riser* e prevenir o escoamento estratificado.

Os autores concluem que o projeto para um escoamento estável é importante em instalações *offshore* uma vez que a propensão de ocorrência da intermitência severa é maior em grandes profundidades. O projeto do sistema submarino e de escoamento, e os métodos de controle e mitigação da intermitência severa são cruciais quando considera-se a segurança operacional e o espaço limitado de uma plataforma.

Luo *et al.* (2011) estudaram o padrão de escoamento e a flutuação de pressão da intermitência severa em um sistema duto-*riser*, utilizando uma simulação experimental de um sistema de 0,051 m de diâmetro. Eles concluíram que o *slugging* severo pode ser dividido em três regimes:

- Regime I – Baixas vazões de líquido e gás com grande flutuação de pressão, com escoamento intermitente de líquido e gás no *riser* e aparente corte da fase líquida.
- Regime II – Elevadas vazões de gás com flutuações de pressão não periódicas e vazão de líquido descontínua.
- Regime III – Elevada vazão de líquido com escoamento estável padrão de bolhas ou pistoneado (*slug*).

Um dos pontos interessantes deste estudo é que, ao contrário do apontado pelos outros autores, Luo *et al.* (2011) concluíram que a intermitência severa pode ocorrer mesmo com o duto na horizontal ($\beta = 0^\circ$) e os regimes encontrados foram I e II. Com o aumento do ângulo, os regimes I e III aumentam enquanto que o regime II não é afetado pelo ângulo de inclinação do duto. Com o aumento das velocidades superficiais

do gás e do líquido, a flutuação de pressão é inicialmente aumentada no duto, para então começar a diminuir, e a maior flutuação de pressão ocorreu na mudança entre os regimes I e II.

Nemoto e Baliño (2010) fizeram um modelo de escoamentos multifásicos para *riser* em catenária utilizando simulações dinâmicas, aplicando equações de continuidade e equações de momento, porém sem levar em consideração o efeito do duto no sistema duto-*riser* em catenária. Assumiram ainda que o gás e o líquido têm a mesma velocidade.

Baliño *et al.* (2010) apresentaram um trabalho de modelagem matemática e de simulação de intermitência severa em um sistema duto-*riser* em catenária com água e ar. O modelo matemático considerou a equação da continuidade para as fases e a equação do momento simplificada para a mistura, negligenciando a inércia e a descontinuidade no tempo da variação da fração de vazio.

Do experimento, resultaram uma série de dados de variação de pressão, vazão de gás e de líquido, e frequência, para escoamento *slug* e *slugging* severo. Na figura 2.12 podemos verificar o escoamento com intermitência severa e na figura 2.13 o escoamento do padrão *slug*. Nos dois gráficos, o primeiro é vazão de líquido e gás x tempo, e o segundo de pressão x tempo.

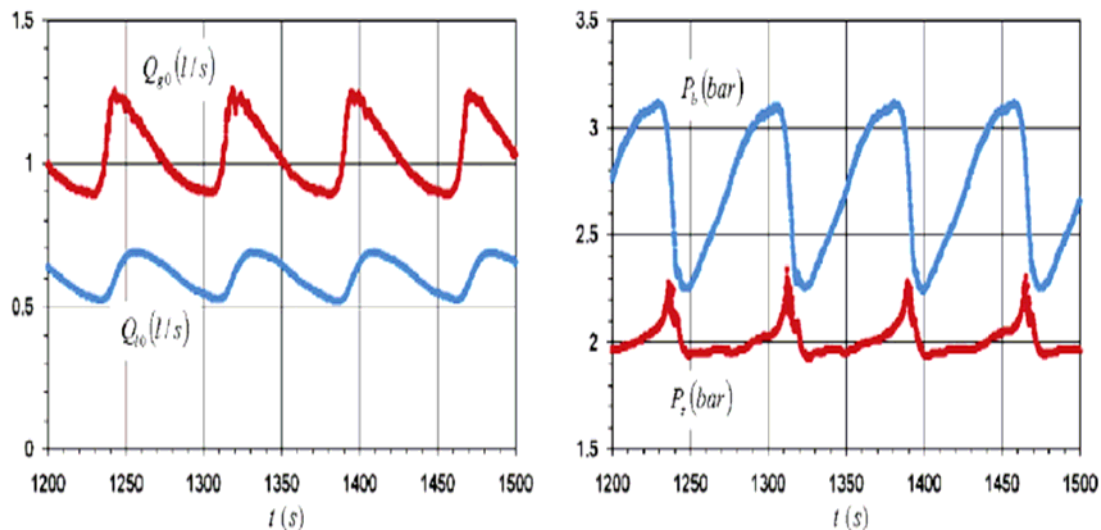


Figura 2.12 – Perfis de vazão e pressão x tempo de escoamento com intermitência severa (Baliño *et al.* 2010).

Onde P_b é a pressão na base do riser e P_s a pressão no separador, e Q_{g0} é a vazão de gás e Q_{l0} é a vazão de líquido a pressão atmosférica, durante a ocorrência da intermitência severa.

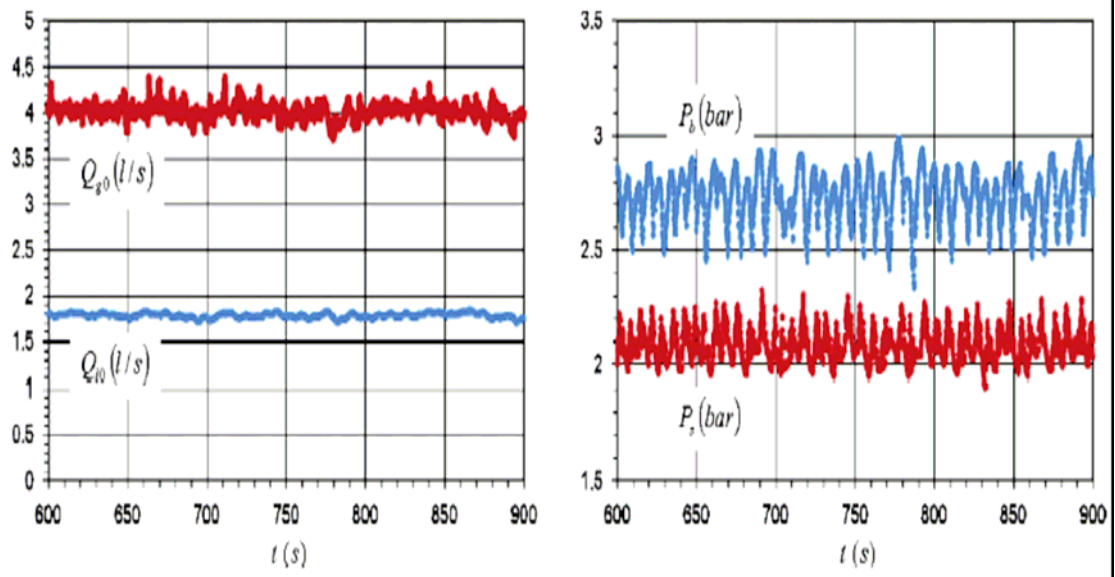


Figura 2.13 – Perfis de vazão e pressão x tempo de escoamento *slug* (Baliño *et al.* 2010).

3. Modelagem Matemática

Neste capítulo iremos apresentar dois modelos matemáticos para simular os escoamentos multifásicos do sistema duto-*riser*. Os modelos matemáticos foram baseados nas leis da física que descrevem a dinâmica dos fluidos. O primeiro modelo foi apresentado por Schmidt *et al.* (1980) e utiliza equações diferenciais ordinárias para obter os principais parâmetros dos escoamentos multifásicos e relacionam as variáveis de interesse entre si. O segundo modelo é uma simplificação das equações diferenciais parciais do modelo geral de Dois Fluidos, que consiste em equações de conservação de massa e de momento para as duas fases, gás e líquido, que simplificados resultam em correlações algébricas apresentadas por Taitel (1986). Em ambos os modelos foram incorporados à expansão para a catenária, de onde obtemos as equações utilizadas nesta dissertação.

Como temos o duto e o *riser* acoplados, formando um sistema único, os cálculos e resultados levam em consideração a continuidade de fluxo entre eles. No cálculo da catenária, foram negligenciadas as correntes marinhas e a rigidez flexional do *riser*.

Na primeira parte deste capítulo teremos o desenvolvimento da catenária, seguido do modelo geral de Dois Fluidos. O modelo de Schmidt *et al.* (1980) para *riser* vertical é então apresentado, seguido pela sua expansão para a aplicação em catenária. Em seguida temos o modelo de Taitel (1986) para *riser* vertical e a sua respectiva expansão para o modelo de *riser* em catenária. Os modelos utilizados para a continuidade e o acoplamento do sistema duto-*riser* de Taitel são então apresentados iniciando com o modelo desenvolvido por Taitel & Dukler (1976) para determinar a transição dos padrões de escoamento em escoamento gás-líquido baseados em mecanismos físicos em dutos horizontais e pouco inclinados, e que correspondem ao escoamento no duto onde obteremos a fração de vazio (α) que representa a razão entre a área da seção transversal do duto ocupada pelo gás e a área total da seção transversal. O valor da fração de vazio será a base para encontrarmos o critério de formação do *slugging* severo e o critério para a estabilidade do escoamento vertical. Em seguida temos o modelo para o trecho do *riser*, onde será calculada a espessura do filme líquido formado pelo pistão líquido utilizando o modelo proposto por Taitel *et al* (1980) e o modelo do *fallback* será o apresentado por Jansen *et al* (1996).

Finalmente, serão apresentados os critérios para a formação da intermitência severa.

3.1 Modelos de Catenária

No estudo das catenárias deve ser observada a curva característica decorrente do equilíbrio do cabo e como a tração varia ao longo dessa curva. Para isto será considerado um caso geral de um cabo ACDB, figura 3.1, suspenso pelas extremidades A e B, sujeito à ação de uma carga distribuída ao longo da horizontal, como observado no diagrama de carga A'abB', figura 3.1 (a). Como não se trata de corpo rígido, nos cabos e correntes não existem momentos fletores e/ou torçores, e por isso, será considerado apenas o esforço decorrente da tração nas extremidades.

A partir do ponto C como origem dos eixos de coordenadas e sendo o ponto D um ponto qualquer da curva com coordenadas (x, y), considera-se a corda CD do cabo como um sólido livre, figura 3.1 (b).

Três forças atuantes mantêm o sólido em equilíbrio: uma vertical Q, representando a porção de carga distribuída entre a corda C e D, e duas forças de tração H e S representando a reação das porções não consideradas em ambos os lados. As forças H e S são tangentes à curva em C e D, enquanto a força vertical Q age no centro de gravidade de carga entre os pontos C e D.

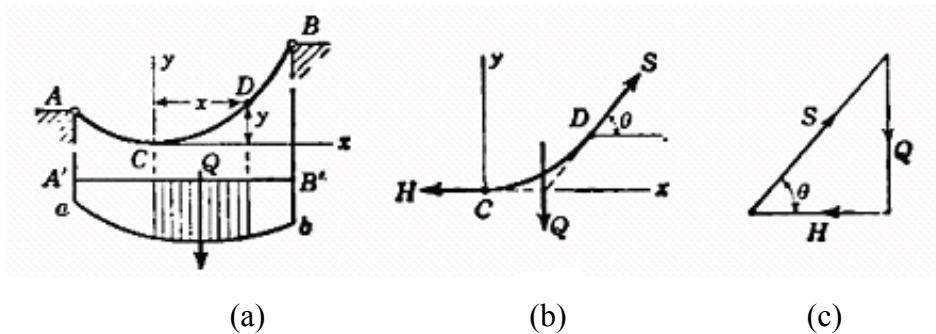


Figura 3.1 – Diagramas de distribuição de esforços. (a) Carregamento distribuído; (b) Forças atuantes; (c) Triângulo de Forças (Sinquini , 2005).

Como as três forças formam um triângulo, temos então:

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{Q}{H} \tag{3.1}$$

que se transforma em:

$$\frac{dy}{dx} = \frac{Q}{H} \quad (3.2)$$

uma vez que :

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{dy}{dx} \quad (3.3)$$

A equação (3.2) é a equação diferencial da curva que caracteriza o equilíbrio do cabo sob a ação da carga que suporta. A partir do triângulo das forças temos que o esforço em um ponto qualquer da curva é dado por:

$$S = \sqrt{H^2 + Q^2} \quad (3.4)$$

Agora será demonstrada a solução dessas equações para o caso particular de carregamento para um cabo em catenária. Admite-se que o cabo representado esquematicamente na figura 3.2 esteja livremente suspenso por suas extremidades e sujeito à ação do próprio peso.

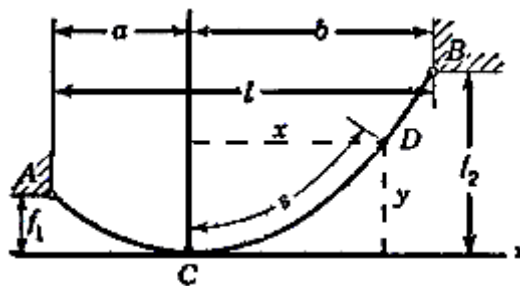


Figura 3.2 – Cabo em catenária – (Sinquini, 2005)

Desta forma a equação 3.2 se transforma em:

$$\frac{dy}{dx} = \frac{qs}{H} \quad (3.5)$$

Onde:

q – peso por unidade de comprimento do cabo;

s – comprimento do arco CD.

Para integrar a equação 3.5 é preciso determinar s em função de x e y .

Segundo a definição de comprimento de arco:

$$\frac{ds}{dx} = \sqrt{1 + \left(\frac{dy}{dx}\right)^2} \quad (3.6)$$

logo:

$$ds = \sqrt{1 + \left(\frac{qs}{H}\right)^2} dx \quad (3.7)$$

Integrando a equação 3.7 e assumindo $s = 0$ e $x = 0$:

$$s = \frac{H}{q} \sinh \frac{qx}{H} \quad (3.8)$$

Substituindo o valor de s na equação 3.5, tem-se:

$$dy = \frac{H}{q} \sinh \frac{qx}{H} dx \quad (3.9)$$

Que uma vez integrando e assumindo que $y = 0$ quando $x = 0$, fornece:

$$y = \frac{H}{q} \left(\cosh \frac{qx}{H} - 1 \right) \quad (3.10)$$

Esta equação caracteriza a curva de equilíbrio do cabo quando suportado livremente por suas extremidades e sob a ação do próprio peso.

Sabendo que $Q = qs$ e tendo em vista a equação 3.8, obtém-se:

$$Q = H \sinh \frac{qx}{H} \quad (3.11)$$

Que combinada com a equação 3.4, resulta em:

$$S = \frac{H}{q} \cosh \frac{qx}{H} \quad (3.12)$$

Agora, combinando a expressão 3.12 com a equação 3.10, tem-se:

$$S = H + qy \quad (3.13)$$

Podemos observar nesta equação que a tração S é mínima no ponto mais baixo (C), onde é igual a H , pois $y = 0$. À medida que se desloca para as extremidades do cabo, até atingir o ponto mais alto, a tração S aumenta, até y assumir o seu valor máximo, onde também S será máxima.

Neste trabalho iremos utilizar as condições iniciais de projeto da instalação da plataforma, conhecida como *Middle*, a partir dos dados de entrada como o ângulo de topo (α_{topo}), altura da catenária (h), que corresponde à distância desde o leito marinho até a plataforma e o peso por unidade de comprimento (q) do *riser*. Assim, determinaremos outras variáveis necessárias para obtermos o fator de forma da catenária (Sinquini, 2005).

Utilizando as equações 3.1 e 3.11 temos:

$$\sinh \frac{X}{a} = \tan \alpha_{\text{compl}} \quad (3.14)$$

Onde X é o valor da projeção horizontal da catenária, a é proveniente da relação H/q . E α_{compl} é o complemento de α_{topo} para formar o ângulo de 90° .

E a variável dimensional a da catenária pode ser obtida através da relação 3.10:

$$a = \frac{h}{\cosh\left(\frac{X}{a}\right) - 1} \quad (3.15)$$

O comprimento total da catenária S_t é então obtido pela equação 3.8:

$$S_t = a.\text{senh}\left(\frac{X}{a}\right) \quad (3.16)$$

E a projeção local horizontal x é obtida:

$$x = a.\text{arcsenh}\left(\frac{s}{a}\right) \quad (3.17)$$

O comprimento local da catenária s é dado por:

$$s = a.\text{senh}\left(\frac{x}{a}\right) \quad (3.18)$$

O ângulo local θ em relação à horizontal é dado por:

$$\theta = \arctan\left[\text{senh}\left(\frac{x}{a}\right)\right] \quad (3.19)$$

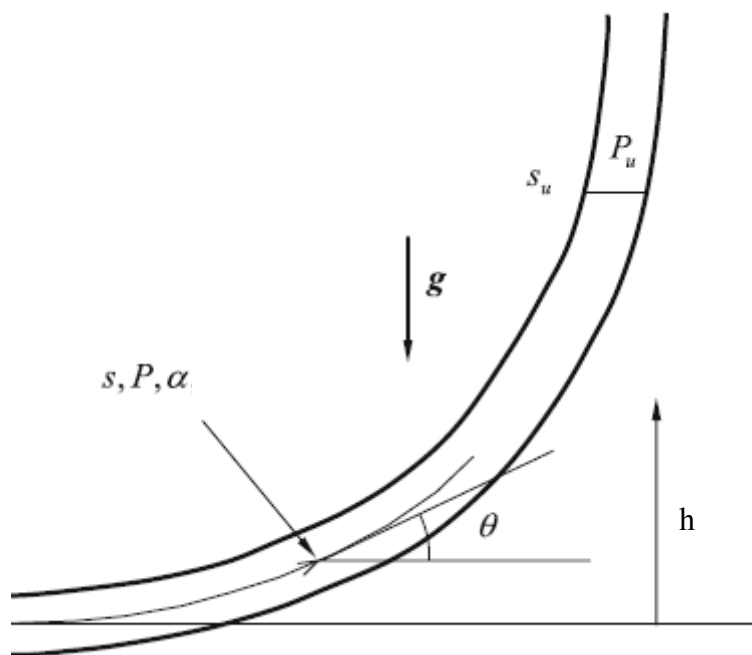


Figura 3.3 – Detalhe da geometria do riser em catenária, Baliño *et al.* (2010).

Na figura 3.3 podemos observar as variáveis geométricas locais do riser, como o ângulo local θ , o comprimento local da catenária s , a altura local do riser h , as variáveis atuantes como pressão P , fração de vazio α e a ação da força da gravidade g .

3.2 Modelo Geral de Dois Fluidos

O modelo geral de dois fluidos simplificado é a base utilizada para um dos simuladores mais utilizados na indústria de petróleo, o OLGA, e que consiste basicamente em equações de conservação de massa e de momento para as duas fases, e que resultam nas equações diferenciais parciais 3.20 a 3.24. A simplificação deste modelo aplicado ao escoamento horizontal estratificado resulta nas equações utilizadas por Taitel e Dukler (1976).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_L \rho_L) + \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial x}(\alpha_L \rho_L U_L A) = 0 \quad (3.20)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_G \rho_G) + \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial x}(\alpha_G \rho_G U_G A) = 0 \quad (3.21)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_L \rho_L) + \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial x}(\alpha_L \rho_L U_L^2 A) = -\alpha_L \frac{\partial P}{\partial x} + \alpha_L \rho_L g \sin \beta - \frac{S_{LW}}{A} \tau_{LW} - \frac{S_i}{A} \tau_i \quad (3.22)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_G \rho_G) + \frac{1}{A} \frac{\partial}{\partial x}(\alpha_G \rho_G U_G^2 A) = -\alpha_G \frac{\partial P}{\partial x} + \alpha_G \rho_G g \sin \beta - \frac{S_{GW}}{A} \tau_{GW} - \frac{S_i}{A} \tau_i \quad (3.23)$$

$$\alpha_L + \alpha_G = 1 \quad (3.24)$$

A combinação das equações de balanço juntamente com a equação da fração de fase resultará em quatro estados:

$$\alpha_L \rho_L, \alpha_G \rho_G, \alpha_L \rho_L U_L, \alpha_G \rho_G U_G$$

As equações 3.20 e 3.21 são equações de conservação de massa e as equações 3.22 e 3.23 são equações de conservação de momento para a fase líquido e gás, respectivamente.

As seguintes considerações foram feitas:

- O escoamento é unidimensional e estacionário;
- A densidade do líquido é constante;
- A pressão ao longo da seção transversal do duto é constante, inclusive a pressão em ambas as fases, é igual;
- A área da seção transversal da tubulação é constante;
- O líquido e o gás escoam separadamente;
- A massa específica de cada uma das fases e a distribuição das velocidades das fases são uniformes na seção transversal respectiva;
- O fluxo mássico de líquido e gás é constante durante o período de *slugging* severo;
- A pressão no separador é constante;
- O pistão de líquido formado no *riser* e no duto não contém bolhas;
- O *hold-up*, é constante ao longo do comprimento do duto;
- A interface gás/líquido é horizontal;
- O processo é isotérmico e não ocorre mudança de fase;
- Não há transferência de massa entre as fases;
- Não há gotejamento de líquido na fase do gás.

A notação que será utilizada para as fases é k , sendo L para o líquido e G para o gás.

As correlações algébricas para o atrito τ_{kw} com a parede do sistema *dut-riser* e entre as fases são dadas respectivamente por:

Para o atrito com a parede:

$$\tau_{KW} = f_w \rho_k \frac{U_K^2}{2} \quad (3.25)$$

E para o atrito entre as fases:

$$\tau_i = f_i \rho_g \frac{(U_G - U_L)^2}{2} \quad (3.26)$$

O fator de atrito f_w com a parede do duto é calculado através da equação:

$$f_w = \max \left(\frac{64}{Re_k}, 0,005 \left[1 + \left(\frac{2 \cdot 10^4 \varepsilon}{D_{hk}} + \frac{10^6}{Re_k} \right)^{\frac{1}{3}} \right] \right) \quad (3.27)$$

Onde D_{hk} é o diâmetro hidráulico do duto e Re_k é o número de Reynolds da fase k .

O fator de atrito entre as fases f_i é dado por:

$$f_i = 0,02 \frac{1 + 75\alpha_L}{4} \quad (3.28)$$

O perímetro molhado é implícito na fração de fase e depende do padrão de escoamento. Para cada padrão de escoamento, temos as seguintes equações para obter o perímetro molhado:

$$S_i(\text{estratificado}) = (\alpha_L^2 - \alpha_L) - (-4D) \quad (3.29)$$

$$S_i(\text{anular}) = \pi D \sqrt{\alpha_G} \quad (3.30)$$

$$S_i(\text{bolhas}) = \frac{\pi \alpha_G D^2}{D_b} \quad (3.31)$$

Onde D_b é o diâmetro da bolha.

3.3 Modelo de Schmidt et al. (1980)

O fenômeno da intermitência severa em um sistema duto-*riser* foi dividido em quatro fases distintas. Para cada fase foi aplicado um modelo matemático e o valor final das variáveis de uma fase é utilizado como valor inicial da fase seguinte, e assim sucessivamente até retornar a fase inicial.

O modelo matemático foi desenvolvido para criar um sistema de equações simplificadas que descreva o comportamento básico do sistema em cada uma das quatro fases. Para alcançar este objetivo, foi considerado que cada uma das variáveis físicas tais como: pressão, velocidade, densidade etc., poderia ser substituída por seu valor médio correspondente, negligenciando as variações de densidade, pressão e vazões que possam ocorrer ao longo do duto, conseguindo representar com boa precisão o comportamento do sistema.

A partir desta consideração aplicada nas equações 3.32 e 3.33, elimina a necessidade de resolver um sistema simultâneo de equações diferenciais parciais.

O propósito do modelo é descrever a influência dinâmica da presença do *riser* no sistema. Portanto, as equações que descrevem o comportamento do *riser* representam as condições de contorno para o comportamento transiente de duas fases no duto. Os modelos foram desenvolvidos de uma maneira que durante cada uma das quatro fases o escoamento é estratificado no duto. Por isso, o modelo completo também inclui a descrição do escoamento estratificado no duto.

Nas equações de conservação de energia foi associado a cada componente do fluido para um sistema com volume de controle $V(t)$ e seção transversal $A(t)$. O comportamento de um fluido neste volume de controle é governado pela equação da continuidade:

$$\iiint_{V(t)} \frac{\partial \rho}{\partial t} dV + \int_{A(t)} \rho v \cdot dA = 0 \quad (3.32)$$

Que especifica a conservação de massa e a equação de movimento:

$$\iiint_{V(t)} \frac{\partial}{\partial t} (\rho v) dV + \int_{A(t)} (\rho v) \cdot (v dA) = \iiint_{V(t)} \rho g dV - \int_{A(t)} p \cdot dA - \int_{A(t)} (n \cdot \tau) dA \quad (3.33)$$

O balanço de momento para o pistão líquido no *riser* é dado por:

$$v_S A = v_{LR} (A - A_f) + v_{Lf} A_f \quad (3.34)$$

Onde v_S é a velocidade do *slug* líquido, A é a área do duto e do *riser*, A_f é a área do filme líquido, que é função da espessura do filme do líquido y_{fR} , e v_{Lf} é a velocidade do filme líquido.

Então, a equação da conservação do momento se reduz para:

$$\begin{aligned} \rho_L \frac{dv_S}{dt} A_p \left(Z_{LR} + \frac{Z_{LP}}{\text{sen}\beta} \right) + \rho_L v_{LR}^2 (A - A_f) + \rho_L v_{Lf}^2 A_f - \rho_L v_{S2}^2 A \alpha - \rho_L v_{S1}^2 A \phi = \\ - g A (P_S - P_{gp}) - \rho_L g A (Z_{LR} - Z_{LP}) - \frac{f_L \rho_L v_S | - v_S |}{2D} A \left(Z_{LR} + \frac{Z_{LP}}{\text{sen}\beta} \right) - \frac{v_S |v_S| \rho_L A}{2} \end{aligned} \quad (3.35)$$

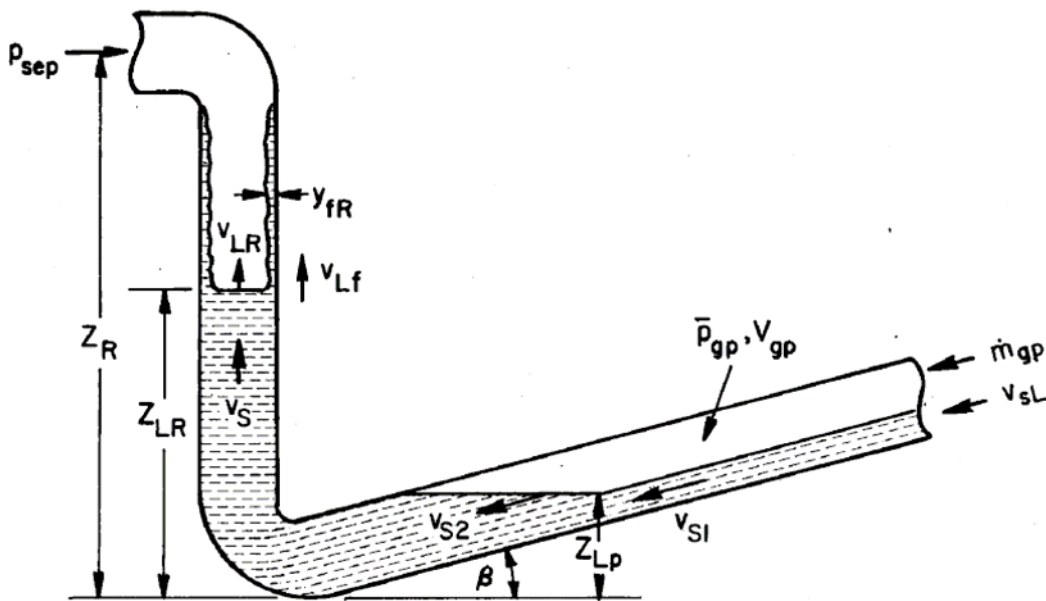


Figura 3.4 – Modelo hidrodinâmico para *slugging* severo. (Schmidt *et al.*, 1985).

Onde ϕ é o *hold-up* no *riser* que é a razão de A_f (a área do filme líquido no *riser*) e A (área total da seção transversal do *riser*). v_{S2} é a velocidade superficial da interface gás-líquido, v_{S1} é a velocidade superficial do líquido, v_S é a velocidade do *slug* líquido, v_{LR} é a velocidade do nível de líquido no *riser*, Z_R é a altura total do *riser*, Z_{LR} e Z_{LP} são as alturas hidrostáticas do líquido no *riser* e no duto, respectivamente.

3.3.1 Modelo para Riser Vertical

O modelo para escoamento com *slugging* severo proposto por Schmidt *et al* (1980) relacionava as variáveis de interesse entre si aplicando equações diferenciais ordinárias baseadas nos princípios fundamentais da física. Os dados de entrada utilizados foram: o escoamento, a geometria e as propriedades físicas do fluido. O nível de líquido no *riser* (Z_{LR}), o nível de líquido no duto (Z_{LP}), a pressão no duto (P_P), o volume de gás no duto (V_{gp}), todos em função do tempo, e o tempo do *slugging* e do *fallback* são os dados de saída e foram obtidos através da derivação das variáveis hidrodinâmicas do modelo matemático proposto.

Na figura 3.5 podemos ver o esquema do modelo hidrodinâmico com o *slug* ou pistão de líquido formado, num sistema duto-*riser* com altura (Z_R) e o duto com declividade (β) com a contrapressão imposta pelo separador (P_S), com os respectivos níveis de líquido, no *riser* (Z_{LR}) e no duto (Z_{LP}), sendo equilibrados pela pressão no duto e o volume de gás que entra no duto.

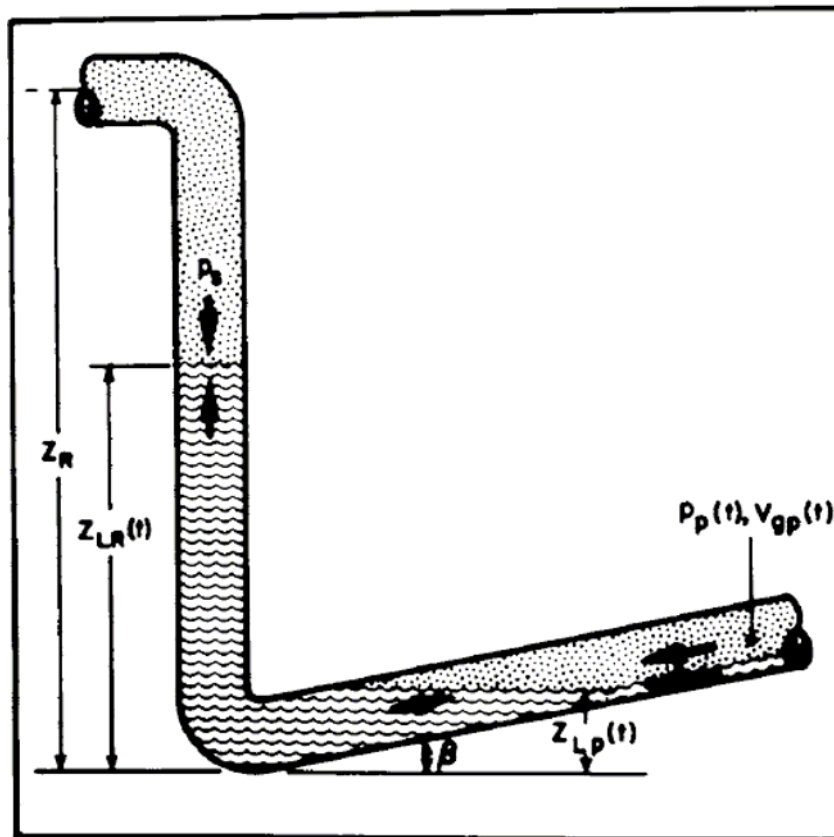


Figura 3.5 – Modelo hidrodinâmico para *slugging* severo (Schmidt *et al.*, 1980).

O modelo foi desenvolvido assumindo que:

- As vazões de líquido e gás permanecem constantes durante o período do *slugging* severo;

Aplicando a equação do estado para o gás no duto, temos:

$$P_P V_{gp} = \frac{z m R T}{M} \quad (3.36)$$

Diferenciando em função do tempo, e assumindo como negligenciável as variações em z , temos:

$$P_P \frac{dV_{gp}}{dt} + V_{gp} \frac{dP_P}{dt} = \frac{z R T}{M} \frac{dm}{dt} \quad (3.37)$$

Como temos a vazão de gás constante, o termo da direita é constante. Assumindo como negligenciáveis o atrito e aceleração devido ao movimento lento do líquido durante a formação do *slug*, o balanço de pressão fica assim escrito:

$$Z_{LR} - Z_{LP} = \frac{P_P - P_S}{\rho_L g} \quad (3.38)$$

Diferenciando em função do tempo e considerando P_S constante, obtemos a equação:

$$\frac{dZ_{LR}}{dt} - \frac{dZ_{LP}}{dt} = \frac{1}{\rho_L g} \frac{dP_P}{dt} \quad (3.39)$$

A variação no volume total de líquido do *slug* líquido no *riser* e no duto deve ser igual à vazão de líquido que entra no duto somado ao volume de líquido de líquido que retorna do *riser*, *fallback* (F_B). Como a interface horizontal do líquido no duto é uma elipse truncada, temos que a razão da área da porção da elipse truncada para a elipse completa é igual ao *hold-up* do líquido no duto H_L . A área da elipse (A_e) é dada por:

$$A_e = \frac{A_p}{\text{sen}\beta} \quad (3.40)$$

Onde A_p é a área da seção transversal do duto e β a inclinação do duto.

Portanto:

$$A_p \frac{dZ_{LR}}{dt} + A_p \frac{(1 - H_L)}{\text{sen}\beta} \frac{dZ_{LP}}{dt} = A_p U_{LS} + A_p \frac{dF_B}{dt} \quad (3.41)$$

Cancelando a área da seção transversal do duto em todos os membros da equação, teremos:

$$\frac{dZ_{LR}}{dt} + \frac{(1 - H_L)}{\text{sen}\beta} \frac{dZ_{LP}}{dt} = U_{LS} + \frac{dF_B}{dt} \quad (3.42)$$

O volume ocupado pelo gás no duto diminui à medida que o nível de líquido no seu interior aumenta. Expressando na forma diferencial:

$$\frac{dV_{gp}}{dt} = -A_p \frac{(1 - H_L)}{\text{sen}\beta} \frac{dZ_{LP}}{dt} \quad (3.43)$$

As equações 3.37, 3.39, 3.42 e 3.43 possuem quatro incógnitas que são resolvidas com correlações empíricas para encontrar o valor de duas delas, o *hold-up* do líquido (H_L) e o *fallback* (F_B).

O *hold-up* do líquido no duto foi resolvido fazendo uma analogia com o escoamento em um canal aberto, aplicando as equações de Manning (Ditsworth e Allen, 1972) para a velocidade média do líquido em um canal aberto:

$$U_L = \frac{1,49}{n} \left(\frac{A_L}{S_L} \right)^{\frac{2}{3}} (\text{sen}\beta)^{\frac{1}{2}} \quad (3.44)$$

Considerando a parede do canal como lisa, o valor assumido foi $n = 0,01$ que foi o menor valor proposto para a equação de Manning. Onde n é o coeficiente da

rugosidade da parede do canal, S_L é o perímetro molhado do duto, A_L é a área ocupada pelo líquido. As equações para obter S_L e A_L são:

$$A_L = r^2 \left(\delta - \frac{1}{2} \text{sen} 2\delta \right) \quad (3.45)$$

$$S_L = 2r\delta \quad (3.46)$$

Onde δ é metade do ângulo formado pelo nível do líquido e r é o raio do duto.

As equações 3.44, 3.45 e 3.46 contêm quatro incógnitas: U_L , A_L , S_L e δ , mas é necessário considerar que:

$$A_L = \frac{Q_L}{U_L} \quad (3.47)$$

As equações 3.44 a 3.47 devem ser resolvidas numericamente uma vez que o conjunto de equações requer uma solução iterativa para o *hold-up* (H_L).

O *fallback* é definido como o nível de líquido do pistão líquido decorrente do líquido que retornou para a base do *riser*, depois que o final do pistão de líquido passou pelo topo do *riser*.

Na figura 3.6 correlaciona-se a velocidade superficial do gás versus o nível do líquido de retorno (*fallback*) do experimento realizado por Schmidt *et al.* (1980).

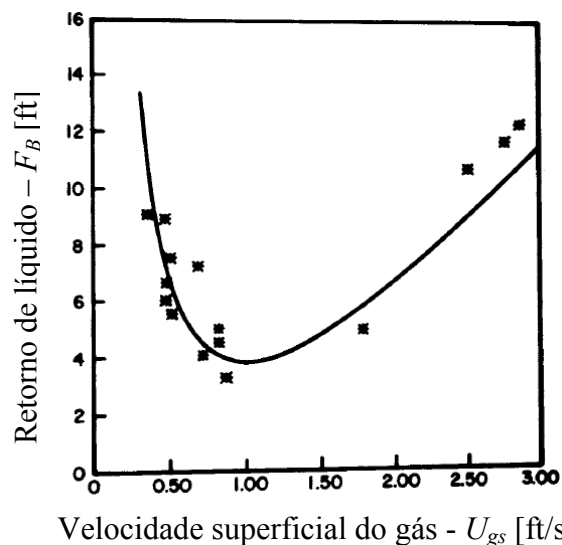


Figura 3.6 – Velocidade superficial do gás x altura do *fallback*. (Schmidt *et al.*, 1980).

Foi verificada uma tendência no conjunto de dados obtidos, o que sugeriu a seguinte equação:

$$F_B = a + b U_{GS} - \frac{c}{U_{GS}} \quad (3.48)$$

Diferenciando a equação 3.48 em relação à velocidade superficial do gás (U_{GS}) teremos:

$$\frac{dF_B}{dU_{GS}} = b - \frac{c}{U_{GS}^2} \quad (3.49)$$

O lado esquerdo da equação 3.49 pode ser igualado a zero no ponto de inflexão no qual a velocidade superficial do gás é aproximadamente igual a um. O que resulta em $b = c$, que substituindo na equação 3.48 teremos:

$$F_B = a + b \left(U_{GS} - \frac{1}{U_{GS}} \right) \quad (3.50)$$

Com isso foi obtida a equação da *fallback* para o experimento de Schmidt *et al.* (1980).

$$F_B = -7,71 + 5,8 \left(U_{GS} - \frac{1}{U_{GS}} \right) \quad (3.51)$$

Concluíram que o *fallback* é independente da velocidade superficial do líquido e pode ser obtido somente em função da velocidade do gás.

A equação 3.51 foi obtida para um sistema *duto-riser* cujo o *duto* possuía 100 pés de comprimento e o *riser* 50 pés de altura, com 2” de diâmetro e é válida para estas condições apenas sendo desconhecida pelo autor a sua aplicabilidade para outras geometrias. Uma sugestão para *riser* com altura diferente do experimento é fazer uma correção, dividindo o resultado da equação 3.51 por 50 pés ou 38,1 m

(dependendo das unidades utilizadas) e multiplicar pela altura do *riser* que se deseja simular.

Para obter o *hold-up* do líquido (H_L) e o *fallback* (F_B), equações 3.37, 3.39, 3.42 e 3.43 foram aplicadas as seguintes condições iniciais:

$$Z_{LR}(0) = 0,$$

$$Z_{LP}(0) = 0,$$

$$P_P(0) = P_S,$$

$$V_{gp}(0) = \text{volume de gás no duto.}$$

Foi estabelecido para o tempo de referência $t = 0$, como o ponto onde a pressão apresenta o seu valor mínimo. Isto ocorre depois que o pistão líquido passou totalmente para dentro do separador e o novo pistão de líquido ainda não está formado, ou seja, não há líquido no sistema. Nesta situação, a pressão no duto (P_P) é equivalente à pressão no separador (P_S).

O tempo (T_1) para geração do *slug* ou pistão líquido, foi determinado como o tempo total para que a altura do *slug* no *riser* seja igual à altura total do *riser*. Nesta situação, a pressão é máxima no duto (P_P) devido ao *riser* estar completamente cheio de líquido e a pressão do gás no duto precisa vencer esta contrapressão da coluna hidrostática no *riser* para “empurrar” o pistão líquido no sentido do separador. Quando o gás empurrar todo o *slug* líquido do duto para dentro do *riser* e o nariz da bolha de gás alcançar a base do *riser*, inicia a diminuição da pressão no duto devido à menor altura da coluna hidrostática no *riser*. Neste momento o gás se expande rapidamente empurrando o líquido para fora do *riser* (*blowout*). Com a diminuição da pressão no sistema e o fim da expansão do gás, o filme líquido que antes estava sustentado pelo fluxo de gás escorre pela ação da gravidade para a base do *riser* (*fallback*). O período T_2 é o tempo que o líquido leva para escorrer da parede do *riser* até a sua base. O tempo total T é composto pela soma de T_1 mais T_2 . Foi verificado que o tempo total de *fallback* para o experimento de Schmidt *et al.* (1980) foi de 10 segundos.

3.3.2 Modelo para Riser em Catenária

Substituindo na equação da catenária 3.18 os valores geométricos representativos do modelo, obtemos a equação:

$$s(h) = a \cdot \text{senh}\left(\frac{X}{a}\right) \quad (3.52)$$

A inclusão do fator de forma da catenária faz com que o volume no interior do *riser* (V_R) varia em função da altura (z) e em função do tempo (t) para a equação 3.18 do comprimento local do *riser* em catenária s , onde teremos:

$$V_R = \frac{ds}{dt} A_p = \frac{ds}{dz} \frac{dz}{dt} A_p \quad (3.53)$$

Aplicando na equação 3.53 na equação 3.41.

$$A_p \frac{ds}{dz} \frac{dz}{dt} + A_p \frac{(1 - H_L)}{\text{sen}\beta} \frac{dZ_{LP}}{dt} = A_p U_{LS} + A_p \frac{dF_B}{dt} \quad (3.54)$$

E agora, eliminando a área da seção transversal do *riser* e do duto em ambos os termos da equação e substituindo a equação 3.52 na equação 3.54, teremos:

$$a \cdot \text{senh}\left(\frac{x(z)}{a}\right) \frac{dz}{dt} + \frac{(1 - H_L)}{\text{sen}\beta} \frac{dZ_{LP}}{dt} = U_{LS} + \frac{dF_B}{dt} \quad (3.55)$$

3.4 Modelo – Taitel (1986)

3.4.1 Modelo Básico para Riser Vertical

Para o cálculo do *slugging* severo, Taitel (1986) utilizou a equação de conservação de momento 3.35 e a simplificou para obter correlações algébricas com a equação do balanço de momento 3.34, e as utilizou no seu modelo algébrico para representar o fenômeno da intermitência severa. Ele assumiu que a densidade e a fração de vazio (α) não variavam com o tempo. Ainda considerou que o processo de formação do pistão líquido é lento, e com isso as perdas devido ao atrito eram desprezíveis.

O fenômeno da intermitência severa em um sistema duto-*riser*, foi dividido em quatro fases distintas assim descritas:

- Formação do pistão ou *slug* líquido;
- Movimento do *slug* líquido em direção ao separador;
- Explosão da bolha (*blowout*) e;
- Retorno do líquido para a base do *riser* (*fallback*).

Para cada fase acima foram aplicadas às equações da conservação de massa, de momento e a respectiva pressão hidrostática característica da fase específica. O valor obtido das variáveis de uma fase é utilizado como valor inicial da fase seguinte, e assim sucessivamente até retornar a fase inicial.

Com isso obtemos as soluções representativas de cada uma das fases.

A pressão hidrostática no duto P_P é fornecida pela equação a seguir:

$$P_P = \rho_L g(z - x \sin \beta) + P_S \quad (3.56)$$

O volume de gás no duto é dado por:

$$V_G = (l - x) \alpha A \quad (3.57)$$

Onde A é a área da seção transversal do duto.

A equação do estado, assumindo o gás como sendo ideal, temos:

$$P_p = \frac{m_G}{V_G} RT \quad (3.58)$$

A conservação do líquido é dada pela equação:

$$m_L = m_{Li} + \int_0^t U_{LS} \rho_L dt \quad (3.59)$$

Para o gás, temos:

$$m_G = m_{Gi} + \int_0^t U_{GSO} \rho_{GO} dt \quad (3.60)$$

Com isso teremos:

$$m_L = \rho_L A(x + z) + (l - \alpha) \rho_L A(l - x) \quad (3.61)$$

$$m_G = \rho_G V_G = \frac{P_s + \rho_L g(z - x \sin \beta)}{RT} (l - x) A \alpha \quad (3.62)$$

Enquanto a compressão do gás no duto tem a seguinte relação:

$$U_{LS} = \frac{\rho_{GO} RT}{\rho_L g \alpha l} U_{GSO} \quad (3.63)$$

Os valores iniciais de massa de gás e líquido, m_{Gi} e m_{Li} , podem ser obtidos através das equações da conservação da massa 3.61 e 3.62 fazendo $x = x_i$ e $z = z_i$. Os valores de x , z e x_i e z_i , onde o índice i indica respectivamente o instante $t = 0$ para a penetração do gás no duto e no riser. O valor de α é obtido através da equação 3.94 para o escoamento estratificado horizontal.

$$\left[\frac{P_s}{\rho_L g} + (z - x \sin \beta) \right] (l - x) \alpha = \left[\frac{P_s}{\rho_L g} + (z_i - x_i \sin \beta) \right] (l - x_i) + \frac{RT}{\rho_L g} \int_0^t U_{GSO} \rho_{GO} dt \quad (3.64)$$

Substituindo m_{Gi} e m_{Li} na equação da conservação do líquido, teremos:

$$z = z_i - \alpha(x - x_i) + \int_0^t U_{LS} dt \quad (3.65)$$

Substituindo a equação 3.57 na equação 3.58, e esta na equação 3.56, temos a primeira equação do modelo, que forma o sistema de equações com a equação do balanço de líquido no *riser* 3.68. Encontramos uma equação quadrática de $x(t)$ e $z(t)$, onde estes dois parâmetros são correspondentes à formação do pistão de líquido no sistema. Obtemos assim, os dados iniciais para a solução algébrica do modelo.

Substituindo os valores de x e z na equação 3.65 e os renomeando como x_i e z_i , e fazendo $z=h$ (uma vez que o escoamento é estável quando a coluna de líquido é equivalente a altura do riser fazendo com que ocorra fluxo para dentro do separador) obtemos o tempo desta fase. Assim como em Schmidt *et al.* (1980), a pressão é máxima no duto (P_p) devido ao *riser* estar completamente cheio de líquido e a pressão do gás no duto é maior do que a coluna hidrostática no *riser* para manter um fluxo estável para o separador.

Em seguida temos o *blowout*, com a produção de todo o líquido que estava no sistema para dentro do separador e a diminuição da pressão do sistema, seguido da etapa do *fallback*.

A formação do *slug* e o seu período dependem de quanto líquido retorna à base (*fallback*) do *riser*, e esse volume de líquido depende da espessura do filme líquido formada pelo pistão de líquido durante a intermitência severa. Para efeito simplificador, Taitel (1986) comparou o pistão líquido com a bolha de Taylor de um escoamento do tipo *slug* uma vez que durante os testes notaram que a fração de vazio de uma bolha de Taylor é pouco sensível à variação na velocidade do escoamento. O valor adotado no modelo para a fração de vazio no *riser* observada durante o experimento foi de $\alpha'=0,89$, o que representa que apenas 11% do volume do escoamento no *riser* é líquido, e este volume retorna à base do *riser* durante o *fallback*. Este volume do *fallback* no *riser* somado ao volume que está se acumulando na base do *riser* reiniciam o ciclo de formação do *slug*.

Com isso teremos as seguintes equações:

$$P_p = \rho_L g(z_i - x_i \sin \beta) + P_s \quad (3.66)$$

$$P_p = \frac{l}{l - x_i} P_s \quad (3.67)$$

O balanço de momento para o pistão líquido no sistema *riser*-duto:

$$\alpha x_i + z_i = (l - \alpha') h \quad (3.68)$$

Encontrado os valores das variáveis x_i e z_i , substituímos nas equações 3.65, 3.66 e 3.68 encontramos os valores de x e z em função do tempo, e o tempo da fase. Se $z = h$ antes que $x = 0$, então não ocorrerá o *slugging* severo.

3.4.2 Fallback

Para a modelagem do *fallback* precisamos determinar o volume por área no interior do *riser*, que é representado pela altura de líquido no *riser* resultante do retorno do líquido residual – *fallback* (z_{fb}). A equação 3.69, apresentada por Taitel (1986) e Jansen *et al.* (1996), corresponde ao volume equivalente ao filme líquido no *riser*:

$$z_{fb} = (1 - \alpha') h \quad (3.69)$$

Jansen *et al.* (1996) apresentaram a equação 3.70 para o cálculo do tempo do *fallback*. Aplicando as condições de contorno na equação 3.65 para conservação de massa, obtemos a seguinte equação:

$$z_{fb} = z_i - \alpha(x - x_i) + \int_0^{t_1} U_{LS} dt \quad (3.70)$$

3.4.3 Modelo para Riser em Catenária

Analisando os modelos matemáticos de Taitel (1986) podemos concluir que o efeito da expansão da equação para a catenária no sistema duto – riser não interfere nas equações referentes às pressões hidrostáticas uma vez que esta pressão depende apenas da densidade do líquido, da força gravitacional e da altura hidrostática, e a altura hidrostática da catenária é a mesma do riser vertical.

Já nas equações de balanço líquido de massa (3.72) e na equação de conservação de massa (3.73), a nova configuração acarreta na modificação da variável de comprimento da tubulação e no ângulo local dessas equações devido ao acréscimo no volume, e conseqüentemente, aumento da massa imposta pela nova configuração, impactando diretamente no resultado das outras equações. Com isso, nas equações que antes apresentavam o termo referente à altura (h) devemos substituir pela nova variável (s). Porém, nas equações que seja necessário o ângulo local para a determinação da nova altura relativa da catenária, uma equação em função da altura (z) será utilizada.

Para o ponto inicial do equilíbrio no sistema duto – riser (conforme a figura 2.6) e fazendo $x = x_i$ e $z = z_i$, a equação da catenária 3.18 passa a ser escrita em função da altura hidrostática inicial:

$$s_i(z_i) = a \cdot \text{senh} \left(\frac{x(z_i)}{a} \right) \quad (3.71)$$

Na equação 3.7 obtemos o comprimento da catenária em relação à altura hidrostática equivalente para a situação de equilíbrio para a formação do slug líquido. O balanço líquido de massa para a catenária fica então escrito:

$$\alpha x_i + z_i = (l - \alpha') a \cdot \text{senh} \left(\frac{x(z_i)}{a} \right) \quad (3.72)$$

Como o ângulo da catenária na sua base é pequeno, se aproximando de um duto horizontal levemente inclinado, para a mesma altura hidrostática equivalente do riser vertical, teremos um volume de líquido bem maior na catenária.

3.4.4 Fallback para a Catenária

Iremos desenvolver um modelo para obter o tempo do *fallback* correlacionando com a respectiva pressão, utilizando como referência o desenvolvimento de Taitel (1986) e de Jansen *et al.* (1996). Com base neste resultado, podemos analisar o efeito do *fallback* no período do *slugging* severo.

Analisando o fenômeno que ocorre logo após o *blowout*, no seu instante $t=0$, temos que altura de líquido no *riser* $z = 0$ e no duto $x = 0$, porém a vazão de líquido no duto é contínua e a velocidade é U_{LS} . Imediatamente após $t=0$, o filme líquido no interior do *riser* começa a escorrer para base pelo efeito da força gravitacional e pela diminuição da pressão no duto.

Depois de decorrido o tempo t_1 , o nível no *riser* passa a ser z_{fb} , obtido pela equação 3.70. Expandindo esta equação para a catenária, teremos:

$$z_{fb} = (1 - \alpha')a.\sinh\left(\frac{x(z_i)}{a}\right) \quad (3.73)$$

Aplicando as condições iniciais na equação 3.70 de conservação de massa, obtemos a seguinte equação:

$$z_{fb} = z_i - \alpha(x - x_i) + \int_0^{t_1} U_{LS} dt \quad (3.74)$$

Com isso, obtemos o tempo necessário para o que o *fallback* ocorra. A pressão hidrostática no instante $t = 0$ no duto é:

$$P_p = P_s \quad (3.75)$$

Já a pressão no instante t_1 , é igual à pressão da coluna de líquido resultante do *fallback* no *riser* descontado o volume de líquido que entrou no duto durante o tempo do *fallback*, e é fornecida pela equação a seguir:

$$P_p = \rho_L g (z_{fb} - x \text{sen} \beta) + P_s \quad (3.76)$$

Após o *fallback*, o líquido bloqueia a passagem do gás e, devido à comunicação do *riser* com o duto, o líquido começa a escoar do *riser* para o duto, causando a diminuição da altura z_{fb} até o instante t_2 , onde o nível atinge um equilíbrio hidrostático mostrado na figura 2.6. Em t_2 , $x = x_i$ e $z = z_i$, reiniciando o ciclo. Com as condições iniciais aplicadas na equação 3.69, teremos:

$$z_i = z_{fb} - \alpha(x_i - x) + \int_{t_1}^{t_2} U_{LS} dt \quad (3.77)$$

A pressão no instante t_2 é igual à condição inicial para o início do ciclo.

O método numérico aplicado na dissertação para a solução do sistema de equações analíticas dos modelos de Taitel foi o método de Newton-Raphson, que é o método padrão adotado no programa *Mathematica*. Para a solução das equações diferenciais do modelo de Schmidt *et al.* (1980) foi utilizado o comando `NDSolve` com o método numérico padrão do programa *Mathematica*.

3.4.5 Modelo Matemático do Escoamento Horizontal Estratificado

O escoamento horizontal estratificado descendente é uma das condições necessárias para a ocorrência do *Slugging Severo* (Taitel & Dukler, 1976 e Oliveira *et al.*, 2010). Nesta etapa de modelagem do nosso trabalho, iremos obter o valor da fração de vazio (α) que será utilizado nos demais cálculos para o sistema duto - *riser*. Consideramos que a geometria do *riser* não causa interferência geométrica e de escoamento no duto.

Para este cálculo, foi utilizado o algoritmo implementado no LASME (Laboratório de Simulação e Métodos em Engenharia) da COPPE/UFRJ, formulado por Oliveira *et al.* (2010) baseado no trabalho de Taitel & Dukler (1976). As variáveis utilizadas são as mesmas do trabalho de Taitel & Dukler e são válidos somente para este sub-capítulo.

O grupo X é o parâmetro de Lockhart e Martinelli (1949) que representa a razão entre a perda de carga da fase líquida escoando sozinha no duto e a perda de carga da fase gasosa escoando sozinha no duto. Já o grupo Y representa as forças relativas à gravidade e a queda de pressão que agem no líquido na direção do escoamento.

Nas equações dos grupos adimensionais X e Y , assim como os grupos de transição do escoamento F , K e T , apresentados na revisão bibliográfica, são dados por:

$$X = \frac{\sqrt{\frac{4C_L}{D} \left(\frac{U_{LS} D \rho_L}{\mu_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L (U_{LS})^2}{2}}}{\sqrt{\frac{4C_G}{D} \left(\frac{U_{GS} D \rho_G}{\mu_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{GS})^2}{2}}} = \sqrt{\frac{|(dP/dx)_{LS}|}{|(dP/dx)_{GS}|}} \quad (3.78)$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G) g \sin \theta}{\frac{4C_G}{D} \left(\frac{U_{GS} D \rho_G}{\mu_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G (U_{GS})^2}{2}} = \frac{(\rho_L - \rho_G) g \sin \theta}{\frac{|(dP/dx)_{LS}|}{|(dP/dx)_{GS}|}} \quad (3.79)$$

$$F = U_{GS} \sqrt{\frac{\rho_G}{g D (\rho_L - \rho_G) \cos \theta}} \quad (3.80)$$

$$K = \sqrt{\frac{\rho_G (U_{GS})^2 \rho_L U_{LS} D}{g D (\rho_L - \rho_G) \cos \theta \mu_L}} \quad (3.81)$$

$$T = \sqrt{\frac{\frac{4C_L}{D} \left(\frac{U_{LS} D \rho_L}{\mu_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L (U_{LS})^2}{2}}{(\rho_L - \rho_G) g \cos \theta}} \quad (3.82)$$

Onde:

- C_G é o coeficiente do fator de atrito do gás;
- C_L é o coeficiente do fator de atrito do líquido;
- μ_G é a viscosidade dinâmica do gás;
- μ_L é a viscosidade dinâmica do líquido;
- m é o expoente do fator de atrito do gás;
- n é o expoente do fator de atrito do líquido.

Com a correlação dos grupos adimensionais, conforme a tabela 3.1, pode-se determinar a transição entre os regimes.

Tabela 3.1 – Correlação dos grupos adimensionais com o regime de escoamento.

Transições do escoamento	Grupos
Estratificado para anular	X, F, Y
Estratificado para intermitente	X, F, Y
Intermitente para bolhas dispersas	X, T, Y
Estratificado liso para estratificado ondulado	X, K, Y
Anular com líquido disperso para intermitente ou para bolhas dispersas	X, Y

Na figura 3.7 pode-se observar o esquema de equilíbrio para o escoamento estratificado para um duto levemente inclinado, com as duas fases bem separadas devido à baixa velocidade dos fluidos e pela ação da gravidade.

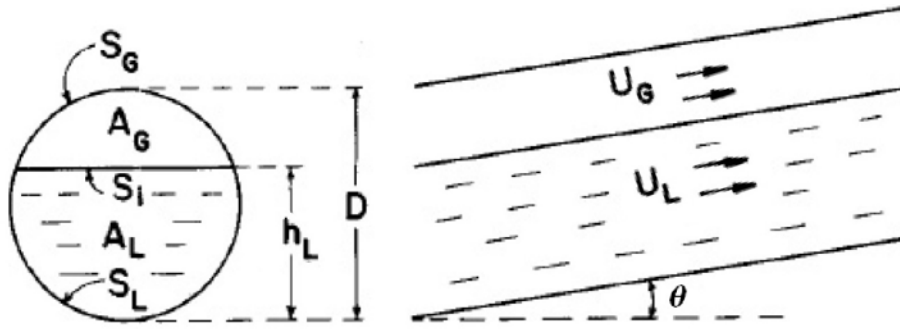


Figura 3.7 - Equilíbrio do escoamento estratificado. Oliveira *et al.* (2010)

Onde U_G e U_L são as velocidades do gás e do líquido, respectivamente, θ é a inclinação descendente do duto, D é o diâmetro do duto, A_G é a área ocupada pelo gás, A_L é a área ocupada pelo líquido, S_i é a superfície de interface gás/líquido, S_L e S_G são as superfícies de contato do líquido e gás, e h_L é a altura do líquido.

Os grupos adimensionais X e Y são obtidos através da adimensionalização das variáveis de referência na equação de queda de pressão 3.85: diâmetro para comprimento, o quadrado do diâmetro para área e as velocidades superficiais das fases para as velocidades das fases. A equação do balanço da quantidade de movimento de cada uma das fases referente ao equilíbrio do escoamento estratificado em cada fase fornece uma relação para a queda de pressão bifásica na condição de equilíbrio do escoamento estratificado:

$$-A_L \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{WL} S_L + \tau_{wi} S_i + \rho_L g A_L \text{sen} \theta = 0 \quad (3.83)$$

$$-A_G \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{WG} S_G + \tau_{wi} S_i + \rho_G g A_G \text{sen} \theta = 0 \quad (3.84)$$

Como a queda de pressão é igual para ambas as fases, temos a equação de queda de pressão:

$$\tau_{WG} \frac{S_G}{A_G} - \tau_{WL} \frac{S_L}{A_L} + \tau_{wi} S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) + (\rho_L - \rho_G) g \text{sen} \theta = 0 \quad (3.85)$$

Onde:

- τ_i é a tensão de cisalhamento na interface gás-líquido;
- τ_{WL} é a tensão de cisalhamento na interface parede do duto-líquido;
- τ_{WG} é a tensão de cisalhamento na interface parede do duto-gás;
- P é a pressão.

As tensões cisalhantes para cada fase são apresentadas abaixo:

$$\tau_G = f_G \frac{\rho_G U_G^2}{2} \quad (3.86)$$

$$\tau_L = f_L \frac{\rho_L U_L^2}{2} \quad (3.87)$$

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_G (U_L^2 - U_i^2)}{2} \quad (3.88)$$

E os fatores de fricção f de cada fase são:

$$f_L = C_L \left(\frac{D_L U_L}{V_L} \right)^{-n} \quad (3.89)$$

$$f_G = C_G \left(\frac{D_G U_G}{V_G} \right)^{-m} \quad (3.90)$$

O fator de atrito pode ser obtido também através do diagrama de Moody, sendo que para a tubulação com baixa rugosidade superficial pode ser obtido com a seguinte equação:

$$f_L = C_L \left(\frac{4A_L U_L}{S_L V_L} \right)^{-m} \quad (3.91)$$

Para escoamento estratificado com interface lisa o valor de $f_L \cong f_G$. Além disso, cabe considerar que nas condições de fluxo onde as transições ocorrem, as velocidades superficiais do gás U_{GS} são bem maiores do que as velocidades superficiais do líquido U_{LS} . Portanto, a tensão cisalhante interfacial é calculada da mesma maneira que a tensão cisalhante entre a superfície do duto e o gás.

Tabela 3.2 – Valores dos coeficientes C_G e C_L .

Constantes	Escoamento Turbulento	Escoamento Laminar
C_L	0,046	16
C_G	0,046	16
m	0,2	1,0
n	0,2	1,0

S_L e A_L são obtidos a partir do nível de equilíbrio dentro do duto h_L :

$$A_L = 0,25D^2 \left(\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{D} - 1 \right) + \left(2 \frac{h_L}{D} - 1 \right) \right) \sqrt{1 - \left(2 \frac{h_L}{D} - 1 \right)^2} \quad (3.92)$$

$$S_L = D \left(\pi - \cos^{-1} \left(2 \frac{h_L}{D} - 1 \right) \right) \quad (3.93)$$

Com isso obtemos a fração de vazão (α):

$$\alpha = 1 - \frac{A_L}{A} \quad (3.94)$$

3.4.6 Cálculo da Espessura do Filme - Modelo para Escoamento Vertical tipo Slug

A velocidade translacional U_t da bolha de Taylor é representada pela equação:

$$U_t = 1,2.U_s + 0,35\sqrt{gD} \quad (3.95)$$

onde U_s é a velocidade superficial da mistura calculada através da equação:

$$U_s = U_{LS} + U_{GS} \quad (3.96)$$

Um balanço de massa da fase líquida relativa ao sistema de coordenadas que se move com a velocidade translacional U_t resulta em:

$$R_f(U_t + U_f) = R_s(U_t - U_L) \quad (3.97)$$

Onde U_L é a velocidade do *slug* líquido, U_f é a velocidade do filme ao redor da bolha de Taylor (positiva para escoamento descendente), R_s é o *hold-up* do pistão ou *slug* líquido e R_f é o *hold-up* na área transversal da bolha de Taylor e do filme líquido.

O filme líquido ao redor da bolha de Taylor é considerado um filme em queda livre e a espessura é dada pela equação:

$$\frac{\delta}{D} = k \left[\frac{\mu_L^2}{D^3 g (\rho_L - \rho_G) \rho_L} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{4\Gamma}{\mu_L} \right]^m \quad (3.98)$$

$$\Gamma = \rho_L U_f \delta \quad (3.99)$$

Onde Γ é o fluxo de massa por unidade de comprimento, k e m para fluxo

laminar são respectivamente 0,909 e 0,333. Para escoamento turbulento, várias constantes são sugeridas sendo que utilizaremos a recomendada por Fernandes *et al.* (1983) que sugere $k = 0,0682$ e $m = 0,667$.

Com a relação acima obtemos U_f .

O *hold-up* do líquido no filme R_f é diretamente relacionada à espessura do filme:

$$R_f = 4 \frac{\delta}{D} - 4 \left(\frac{\delta}{D} \right)^2 \quad (3.100)$$

A equação 3.100 pode ser resolvida usando técnicas de iteração com as equações 3.97, 3.98 e 3.99 para encontrar a solução para a velocidade do filme e o *hold-up* no filme.

3.5 Critério para Formação do Slugging para a Catenária

Para que o *slug* seja estável é necessário que o critério apresentado por Taitel (1986), equação 3.96, seja atendido. Estabeleceram que o escoamento é estável quando a pressão no separador (P_s) é alta o suficiente para atender a relação da equação 3.101:

$$\frac{P_s}{P_o} > \frac{\phi((\alpha / \alpha')l - h)}{\frac{P_o}{\rho_L \cdot g}} \quad (3.101)$$

Onde P_s e P_o são respectivamente a pressão no separador e a atmosférica, ϕ é o *hold-up* do líquido, α é a fração de vazio formado pelo gás que penetra o líquido no duto, α' é a fração de vazio formado pelo gás que penetra o líquido no *riser*, l e h são respectivamente o comprimento do duto e do *riser*, ρ_L é a densidade do líquido e g a aceleração da gravidade.

Como ϕ é a fração de vazio do líquido, o seu valor é menor do que 1 quando o sistema já estiver em regime contínuo, caso contrário, se o regime for de

slugging severo, o valor que deverá ser adotado é 1. Pode-se concluir com isso que sistemas em regime contínuo são mais estáveis do que em ciclo de *slugging* severo uma vez que o fluxo no duto terá o padrão de bolhas (Taitel, 1986).

Independente da geometria do riser, os valores de P_s e P_o permanecem constantes, porém, pela conservação de massa, a massa de fluido no interior do *riser* não mais ocupa a altura (h), mas o comprimento da catenária (s), considerando obviamente o mesmo diâmetro. Com isso, deve-se substituir na equação 3.101 a equação 3.18 para obter o novo critério de formação para a catenária. Com isso, teremos:

$$\frac{P_s}{P_o} > \frac{\phi \left((\alpha / \alpha') l - a \cdot \text{senh} \left(\frac{x(z_i)}{a} \right) \right)}{\frac{P_o}{\rho_L \cdot g}} \quad (3.102)$$

4. Resultados e Discussões

Neste capítulo serão apresentados os resultados das simulações e comparações com dados experimentais existentes de três casos de teste. Os dados experimentais de um *riser* vertical de 38,1 m de altura, apresentados por Schmidt *et al.* (1980), foram selecionados como Caso 1. Os dados experimentais de nove combinações de velocidades superficiais de gás e de líquido, obtidos numa mesma instalação de *riser* em catenária com altura de 9,886 m, foram selecionados como o Caso 2. Finalmente, um sistema real em produção de duto-*riser* em catenária foi selecionado como o Caso 3. Os dados obtidos no campo de um sistema *offshore* real, operando em lamina d'água de 1.250 m, foram comparados com os modelos de Taitel e Schmidt *et al.* modificados.

A geometria do *riser* teórico em catenária foi obtida através da dedução das equações da catenária desenvolvidas no capítulo 3 e comparada com a catenária do sistema *offshore* real através da interpolação de nós das coordenadas do *riser*.

4.1 Caso 1 - Schmidt *et al.* (1980)

Schmidt *et al.* (1980) apresentaram o seu modelo partindo de equações diferenciais parciais e os parâmetros utilizados no modelo constam na tabela 4.1.

Tabela 4.1 Caso 1 - Parâmetros básicos (Schmidt *et al.*, 1980)

Dados de Entrada	
Densidade do líquido (ρ_L)	834,56 [kg/m ³]
Densidade do gás (ρ_G)	1,065 [kg/m ³]
Vazão de Líquido (Q_L)	0,023 [m ³ /s]
Vazão de gás (Q_G)	1,047 [m ³ /s]
Altura do <i>riser</i>	38,1 [m]
Diâmetro da tubulação	0,3048 [m]
Inclinação do duto (β)	5 ^o
Temperatura média do escoamento	15 [°C]
Pressão no separador	1,276 [MPa]
Viscosidade do líquido (μ_L)	11,33x10 ⁻³ [Pa.s]
Viscosidade do gás (μ_G)	8,49x10 ⁻⁶ [Pa.s]

Os resultados obtidos foram os seguintes:

Para a ocorrência da intermitência severa, precisamos que o escoamento seja estratificado no duto. Para verificar a ocorrência deste tipo de escoamento iremos aplicar o modelo de Taitel e Dukler (1976) para obter a fração de vazio e consequentemente o *hold-up* (ϕ) aplicando a equação 3.94:

$$\alpha = 0,583 \text{ e } \phi = 0,417$$

Critério de Boe para a ocorrência da intermitência severa:

$$U_{LS} \geq \frac{\rho_{GO}RT}{\rho_L g \alpha l} U_{GSO}$$

Critério de Boe	$1,7 \geq 0,00783303$
-----------------	-----------------------

Portanto, o critério de Boe para as condições de escoamento apresentadas foi atendido.

Na tabela 4.2 temos o comparativo dos resultados entre os dados obtidos na experiência e na simulação de Schmidt *et al.* (1980) e os resultados obtidos com os modelos de Taitel.

Tabela 4.2 – Dados comparativos Taitel x Schmidt

Dados	Schmidt Experimental	Schmidt Simulado	Taitel	Dif% Taitel X Schmidt Experim.
Período do slug [s]	600	512	530	-11,7
Pressão Duto [MPa]	1,33	1,33	1,58	18,6

A diferença apresentada na tabela entre o resultado da simulação e o valor experimental foi calculada da seguinte maneira:

$$Dif\% = \frac{Modelo - Experimental}{Experimental}$$

O tempo para a formação do pistão de líquido ou *slug* no Modelo de Schmidt *et al.* (1980) mostrou-se próximo ao do obtido pelo modelo de Taitel (1986).

A pressão experimental, comparada com os valores obtidos pelos modelos de Taitel e Schmidt praticamente não apresentou grande variação. Era esperado que isso ocorresse, pois a pressão hidrostática independe da geometria ou do método.

O modelo de Schmidt foi calculado aplicando o tempo de *fallback* informada pelos autores. Verificou-se a tendência da equação proposta por Schmidt *et al.* (1980) de convergir para $t = 10s$.

No gráfico 4.1 temos o perfil de pressão para o modelo de Taitel simulado com os dados fornecidos pelo estudo experimental de Schmidt *et al.* (1980), onde podemos notar, bem próximo do vértice da base, o *fallback* praticamente imperceptível.

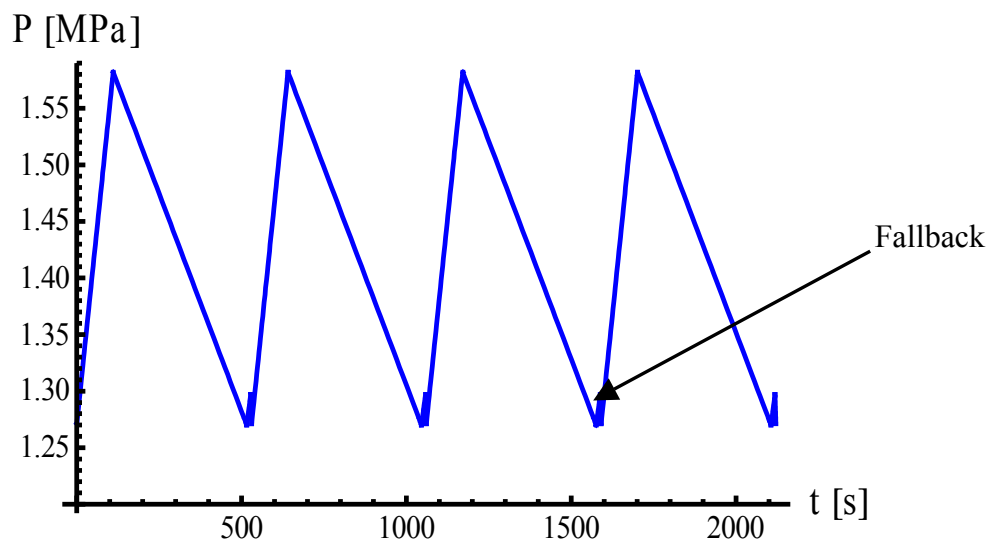


Figura 4.1 - Perfil de Pressão em função de tempo – *riser* catenária - $h = 38,1m$

Com o objetivo de validar o modelo de Taitel implementado na presente dissertação, foi feita uma simulação utilizando os dados experimentais de Taitel *et al.* (1990) de dezesseis combinações de velocidades superficiais de gás e de líquido, obtidos numa mesma instalação de duto-*riser* utilizando água e ar. Os parâmetros básicos da instalação e dos fluidos são apresentados na tabela 4.3 e os resultados do modelo implementado, dos experimentos e do modelo teórico encontram-se na tabela 4.4.

Tabela 4.3 - Parâmetros básicos (Taitel *et al.*, 1990)

Parâmetros básicos	
Densidade do líquido (ρ_L)	1000 [kg/m ³]
Densidade do gás (ρ_G)	1,065 [kg/m ³]
Comprimento do duto	10 [m]
Altura do riser	3 [m]
Diâmetro da tubulação	0,0254 [m]
Inclinação do duto (β)	5 ^o

Tabela 4.4 - Comparação de resultados do período de formação do slug.

U_{LS} [m/s]	U_{GS} [m/s]	t [s]			Dif. (%) Taitel Impl. X Exp	Dif. (%) Taitel Teórico X Exp
		Taitel Implement.	Experim	Taitel Teórico		
0,191	0,062	46	47	68	2	31
0,247	0,063	35	47	66	26	29
0,405	0,063	22	36	62	39	42
0,157	0,064	55	50	67	10	25
0,357	0,123	24	27	32	11	16
0,157	0,124	35	27	35	30	23
0,249	0,157	23	21	27	10	22
0,118	0,185	18	21	24	14	13
0,351	0,186	17	16	22	6	27
0,349	0,247	16	14	16	14	13
0,339	0,304	16	12	13	33	8
0,247	0,311	21	13	13	62	0
0,538	0,064	16	29	58	45	50
0,414	0,124	14	20	31	30	35
0,543	0,230	10	12	16	17	25
0,532	0,307	10	11	12	9	8
Erro Médio					22	23

4.2 Caso 2 - Baliño et al. (2010)

Um conjunto de dados experimentais de intermitência severa foi apresentado por Baliño *et al.* (2010). Uma parte destes dados experimentais foi selecionada para ser o Caso 2 de teste do presente trabalho. Os parâmetros básicos do Caso 2 são apresentados na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Parâmetros básicos do Caso 2 (Baliño *et al.*, 2010)

Geometria da Instalação	
Altura (h)	9,886 [m]
Comprimento do duto (l)	57,4 [m]
Cota horizontal do <i>riser</i>	6,435 [m]
Diâmetro do duto	0,0525018 [m]
Comprimento da catenária (s)	12,5463
Ângulo de declividade do duto (β)	-2°
Propriedades dos Fluidos	
Densidade do líquido (ρ_L)	1.000 [kg/m ³]
Viscosidade do líquido (μ_L)	1,0x10 ⁻³ [Pa.s]
Viscosidade do gás (μ_G)	1,8x10 ⁻⁵ [Pa.s]
Temperatura média do escoamento	20 [°C]
Pressão no separador (P_S)	2,08 [bar]

Além de resultados experimentais, Baliño *et al.* (2010) propuseram um modelo matemático para a simulação de intermitência severa em *riser* em catenária, e apresentaram os resultados da simulação em comparação com os próprios resultados experimentais. Neste trabalho, realizamos simulações de nove combinações de velocidades superficiais de gás e de líquido, usando o modelo de Taitel modificado e o modelo de Schmidt *et al.* modificado, propostos nesta dissertação. Então, foram realizadas comparações das simulações dos modelos propostos com os dados experimentais de Baliño *et al.* (2010).

Na Tabela 4.6, é apresentada a comparação dos resultados das simulações com os dados experimentais do período de formação do *slug*. Na Tabela 4.7, temos a comparação dos resultados das simulações com os dados experimentais da pressão no duto.

Tabela 4.6 – Caso 2 - Comparação de resultados do período de formação do *slug*.

U_{LS} [m/s]	U_{GS} [m/s]	Período de formação do <i>slug</i> - t [s]				Dif. (%) Baliño X Exp	Dif. (%) Taitel Modificado X Exp.	Dif. (%) Schmidt Modif. X Exp.
		Taitel Modificado	Baliño	Schmidt Modificado	Experimental			
0,528	0,11	50	80	128	86	6	41	50
0,26	0,07	191	397	160	228	74	16	29
0,1	0,13	261	335	231	291	15	10	20
0,28	0,28	93	120	157	94	27	1	68
0,13	0,07	201	556	206	271	105	25	24
0,32	0,5	81	58	151	67	13	21	127
0,57	0,104	46	44	124	63	29	27	98
0,3	0,3	87	80	153	76	6	14	102
0,1	0,06	261	560	231	301	86	13	23
Erro Médio						40	19	60

Os dados de velocidades superficiais de líquido e do gás foram fornecidos na publicação de Baliño *et al.* (2010). Nas colunas à direita, temos a variação percentual entre os dados da simulação de Baliño *et al.* e os dados experimentais, e dos dados simulados nos modelos de Taitel e Schmidt *et al.* modificados com os dados experimentais.

Tabela 4.7 – Caso 2 - Comparação de resultados da variação da pressão no duto.

U_{LS}	U_{GS}	ΔP [bar]				Dif. (%) Baliño X Exp	Dif. (%) Taitel Modificado X Exp	Dif. (%) Schmidt Mod. X Exp.
		Taitel Modificado	Baliño	Schmidt Modificado	Experimental			
0,528	0,11	0,82	0,22	0,09	0,51	57	60	81
0,26	0,07	0,81	0,59	0,09	0,74	20	9	87
0,1	0,13	0,81	0,81	0,09	0,99	18	18	90
0,28	0,28	0,81	0,7	0,22	0,83	16	2	73
0,13	0,07	0,81	0,79	0,12	0,95	17	14	87
0,32	0,5	0,81	0,55	0,24	-	-	-	-
0,57	0,104	0,82	0,09	0,33	0,48	81	70	31
0,3	0,3	0,81	0,47	0,74	0,83	43	2	10
0,1	0,06	0,81	0,65	0,95	0,94	31	14	1
Erro Médio						35	24	57

Na tabela 4.7 temos a variação de pressão entre a máxima, quando o *riser* está completamente cheio de líquido, e a mínima quando o *riser* está vazio após a ocorrência do *blowout*. O ponto de referência da tomada de pressão é o duto.

Podemos observar pelos resultados apresentados nas Tabelas 4.6 e 4.7 que os erros máximos obtidos nas simulações do modelo proposto de Taitel modificado ficaram bem menores do que os do modelo de Baliño *et al.* (2010) e do modelo modificado de Schmidt *et al.*, além disso, os dados mais discrepantes do modelo modificado de Taitel para a variação de pressão obteve um erro de 70% em relação ao dado experimental, enquanto o mesmo ponto simulado por Baliño *et al.* (2010) obteve 81%.

Para a variável tempo, o modelo modificado de Taitel obteve os melhores resultados, obtendo um erro médio de 19%, bem abaixo do erro médio obtido pelo modelo de Baliño *et al.* (2010) de 40%, e o erro mais discrepante foi de 41%.

O modelo modificado de Taitel obteve o menor erro médio em comparação com os outros modelos, 19% e 24%, enquanto Baliño *et al.* (2010) obteve 40% e 35%, respectivamente para o tempo e a variação de pressão. Os resultados demonstram que o modelo de Taitel modificado representa bem o fenômeno da intermitência severa.

4.3 Caso 3 – Riser em Catenária do Campo A.

Um sistema real duto e *riser* em catenária de um campo de produção, denominado Campo A no presente trabalho, é selecionado como Caso 3 de teste. Os dados de entrada utilizados foram obtidos de um poço de produção *offshore* real que se encontra atualmente em operação produzindo 2.700m³/dia de petróleo grau API 21,7, lâmina d'água de 1.250m, com ocorrência de *slugging* severo e que opera com o método de elevação artificial por injeção de gás (*gas lift*). Os dados reais obtidos foram comparados com os dados simulados nos modelos modificados. Pelas comparações realizadas nos casos 1 e 2, concluímos que o modelo de Schmidt *et al.*, (1980), mesmo introduzindo às modificações propostas, gera resultados bem afastados dos dados experimentais. Deste modo, nas simulações do Caso 3, somente o modelo de Taitel modificado será adotado.

Os parâmetros que foram utilizados no modelo encontram-se na tabela 4.8:

Tabela 4.8 – Caso 3 – Parâmetros Básicos

Geometria da Instalação	
Lâmina d'água (h)	1.250 [m]
Comprimento do duto (l)	2.060 [m]
Ângulo de topo (θ_{topo})	9°
Cota horizontal do <i>riser</i>	513,9 [m]
Diâmetro	4"
Tipo <i>riser</i>	Flexível
Constante da catenária (a)	188,2 [m ⁻¹]
Ângulo de declividade do duto (β)	5°
Propriedades dos Fluidos	
Densidade do líquido (ρ_L)	985 [kg/m ³]
Densidade do gás (ρ_G)	0,915 [kg/ m ³]
Velocidade superficial do líquido (U_{LS})	1,70 [m/s]
Velocidade superficial do gás (U_{GS})	2,00 [m/s]
Velocidade superficial do gás (U_{GS0})	8,40 [m/s]
Viscosidade do líquido (μ_L)	1,2x10 ⁻³ [Pa.s]
Viscosidade do gás (μ_G)	1,81x10 ⁻⁶ [Pa.s]
Temperatura média do escoamento	55 [°C]
Pressão no separador (P_S)	16 [kg/cm ²]

As variáveis acima foram consideradas constantes durante a ocorrência do fenômeno do *slugging* severo, cabendo ressaltar que para o desenvolvimento do modelo foram feitas as seguintes considerações e hipóteses:

- O líquido produzido é composto por água e óleo, e possui *BSW* (*Basic Sediment & Water*) de aproximadamente 50%. Por isso foi adotada uma densidade média para o líquido levando em consideração a proporção de óleo e água da formação, e as densidades de cada fluido;
- A temperatura média do escoamento adotada foi a média aritmética entre a temperatura do escoamento na cabeça do poço e na chegada na plataforma;
- A transição do duto para o *riser* na catenária ocorre no ponto onde seria a transição do *riser* vertical;

- O escoamento é unidimensional e estacionário;
- A área da seção transversal da tubulação é constante;
- O líquido e o gás escoam separadamente;
- A massa específica de cada uma das fases e a distribuição das velocidades das fases são uniformes na seção transversal respectiva;
- O fluxo mássico de líquido e gás é constante durante o período de *slugging* severo;
- A pressão no separador é constante;
- O pistão de líquido formado no *riser* e no duto não contém bolhas.
- O *hold-up* é constante ao longo do comprimento do duto.
- A interface gás/líquido é horizontal;
- O processo é isotérmico e não ocorre mudança de fase.
- Não foram consideradas as correntes marinhas e a rigidez flexional do *riser*.

Durante o desenvolvimento dos modelos, verificamos que a utilização de um *hold-up* fixo (ϕ), sem considerar a expansão do gás durante o processo de elevação estava causando um erro elevado e que não condiz com a realidade na produção de hidrocarbonetos. A pressão máxima teórica na base do *riser*, considerando que toda a coluna estava preenchida com o líquido produzido é de 139 kgf/cm², independente se ele é vertical ou em catenária. Esta pressão máxima teórica chamou a atenção, pois, em uma situação em que a variação entre a situação pós *blowout*, que é a pressão igual ao do separador de produção, e a pressão máxima teórica, seria de 123 kgf/cm². Nesta situação poderíamos bloquear a produção devido à excessiva contrapressão no poço.

Como o hidrocarboneto produzido pelo poço real tem o *hold-up* (ϕ) de 0,955, ou seja, 4,5% da produção que migra dos canhoneados para a coluna de produção é gás dissolvido no líquido devido a elevada pressão no reservatório e à medida que o escoamento for se elevando, a pressão imposta diminui e o gás se expande, alterando continuamente a proporção de líquido e gás no escoamento. Portanto, devemos considerar o *hold-up* variando com a pressão.

Foi calculado então um *hold-up* médio ϕ_M utilizando a equação apresentada por Godhavn *et al.* (2005) para a variação de pressão no *riser* multiplicado pelo *hold-up*. A variação de pressão para o obtermos o *hold-up* médio tem no se

denominador a pressão máxima do sistema e que levou em consideração a variação entre a pressão máxima teórica (P_{MAX}) e a pressão do separador (P_S), e no seu numerador a variação das pressões mínimas. Dessa forma, obtemos a equação:

$$\phi_M = \phi \frac{P_s - P_0}{P_{MAX} - P_s} \quad (4.1)$$

Consideramos que não ocorreu variação de massa, e que a temperatura e as propriedades do gás permanecem constantes. Com isso, a pressão máxima total (P_T) utilizado no cálculo do modelo fica assim equacionada:

$$P_T = \rho_L \cdot g \cdot h \cdot \phi_M \quad (4.2)$$

Onde h é a altura do riser. Com isso, a pressão máxima calculada para os modelos durante a ocorrência do *slugging* severo é:

$$P_T = 28,81 \text{ kgf} / \text{cm}^2 \text{ ou } P_T = 2,824 \text{ MPa}$$

Outra questão relevante e que foi negligenciada durante a simplificação dos modelos por Taitel (1986), possivelmente por conta dos pequenos trechos de tubulação dos experimentos, é a perda de carga devido ao atrito do escoamento com a parede interna do *riser*. Porém, devido às longas linhas utilizadas em sistemas *offshore*, foi incorporada à equação básica da pressão hidrostática no duto 3.56, a parcela referente à perda de carga devido ao escoamento (τ_{kw}), equação 3.25, nos cálculos realizados. Com isso, temos:

$$P_p = \rho_L g(z - x \sin \beta) + \frac{4}{D} \tau_{LW} + P_S \quad (4.3)$$

Utilizando a equação 3.18 da catenária e os parâmetros calculados a partir do ângulo de topo e a altura do *riser*, obtemos os seguintes dados (tabela 4.9):

Tabela 4.9 comparativa da catenária x riser vertical.

	Riser Vertical	Catenária
Comprimento (s)	1.250 [m]	1.426,52 [m]
Volume	10.134 [m ³]	11.565 [m ³]

Na figura 4.2 podemos visualizar, no mesmo modelo, o esquema utilizado nessa dissertação para o sistema duto – riser vertical e em catenária. É possível notar que o comprimento relativo da catenária (s) é maior para uma mesma altura (h).

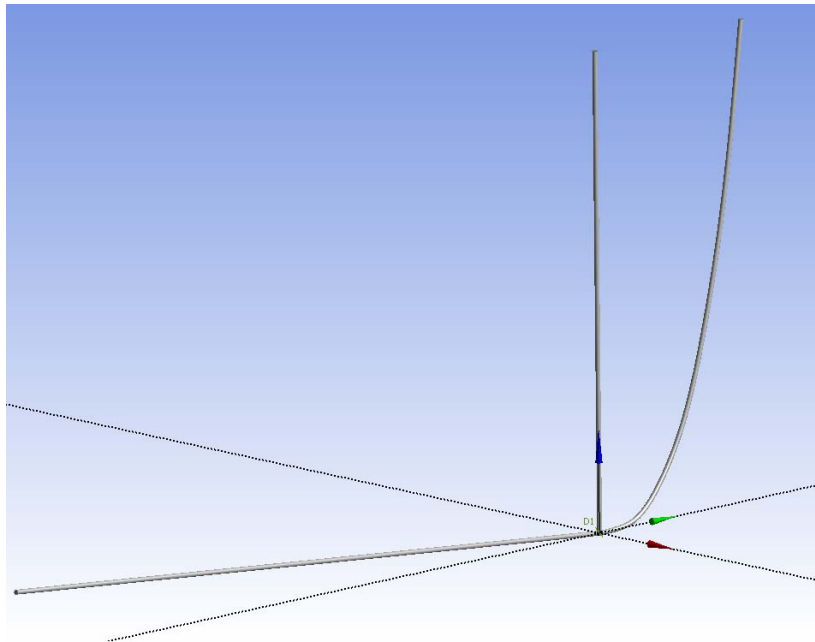


Figura 4.2 - Esquema do sistema duto – riser vertical e em catenária.

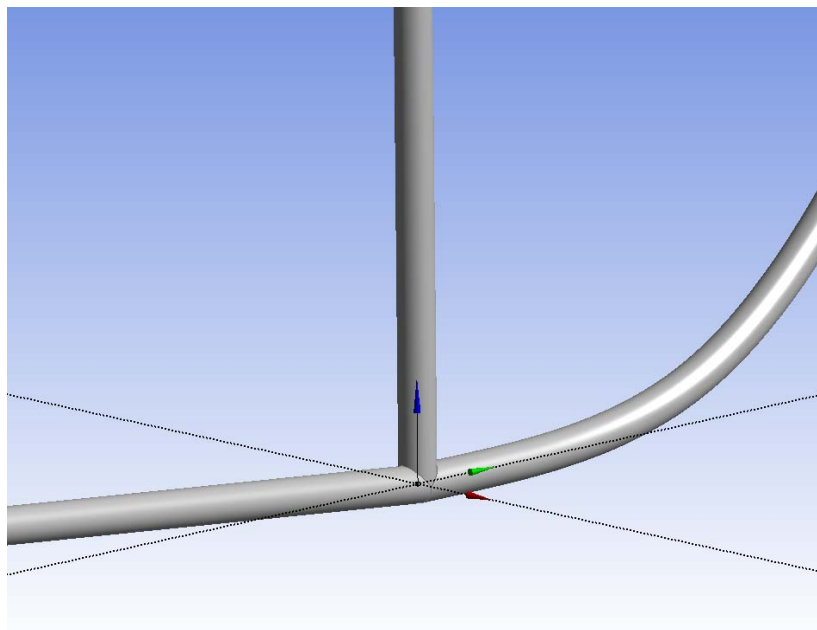


Figura 4.3 – Detalhe da transição duto – riser vertical e em catenária.

Na figura 4.3 é possível observar melhor o detalhe da transição do duto – *riser*. Podemos concluir que para pequenos valores da altura hidrostática (h), a catenária tem um ângulo bem pequeno e se aproxima muito da representação de um duto horizontal. Com isso, pode-se concluir que a capacidade volumétrica da catenária em relação ao *riser* vertical, nas primeiras cotas de altura hidrostática da tubulação, é bem maior do que o *riser* vertical, chegando a cinco vezes o volume para um mesmo valor de (h).

É possível observar que devido à inclinação descendente do duto, e na região de transição para o *riser*, está formada uma depressão, uma região propícia para o acúmulo de líquido e, conseqüentemente, a formação de *slugs*.

O sistema duto-*riser* vertical representado nas figuras esquemáticas 4.2 e 4.3 são utilizados em muitos trabalhos desenvolvidos por diversos autores durante as últimas décadas para estudar os escoamentos multifásicos. A transição duto-*riser* é abrupta causando uma perda de carga localizada considerável face à mudança repentina de direção do escoamento.

Na figura 4.4 é possível verificar o aumento do volume relativo (eixo y) em função da altura manométrica (eixo x) para a catenária. É possível observar que nos primeiros metros de altura, o volume aumenta consideravelmente até tender a linearizar a partir dos 100m de altura.

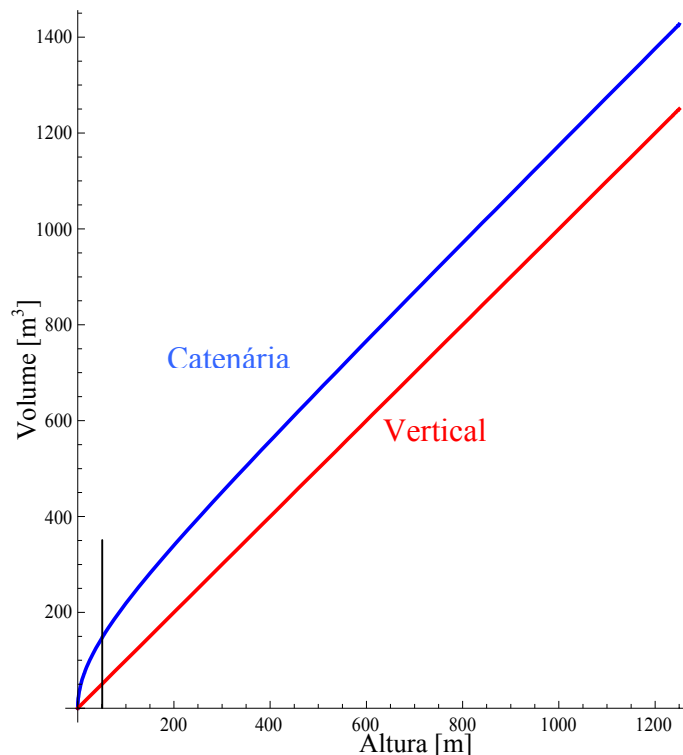


Figura 4.4 – Aumento do volume relativo – Catenária/Vertical.

Na figura 4.5, em vermelho está representada a catenária real do Campo A, e em azul o modelo da catenária aplicado nos modelos.

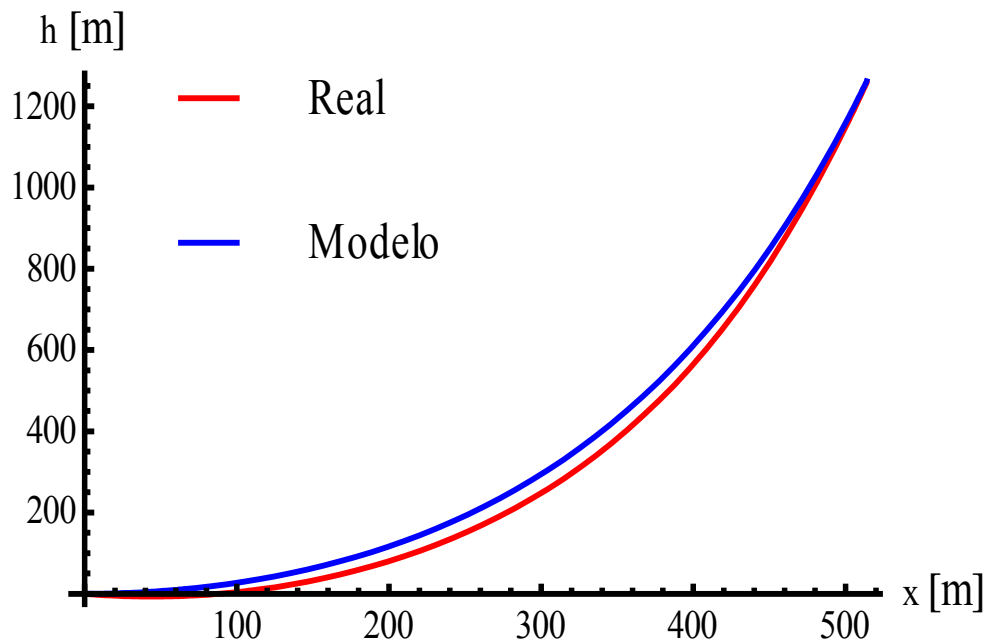


Figura 4.5 – Configuração da catenária Real x Modelo

Os passos adotados para o cálculo do *slugging* severo seguem abaixo:

- Verificar pela equação do critério de Boe (1981) se existem as condições necessárias para a ocorrência de intermitência severa.
- Cálculo do escoamento horizontal estratificado;
- Cálculo do *hold-up* e da fração de vazio;
- Cálculo da espessura do filme líquido e do *hold-up* de líquido no *riser* através dos modelos Taitel (1986);
- Cálculo dos parâmetros da intermitência severa através do modelo de Taitel (1986);
- Cálculo dos parâmetros da intermitência severa através do modelo de Taitel (1986) com a expansão para a catenária (1986);
- Comparação entre os dados obtidos.

O fluxograma da figura 4.6 indica as etapas para obtenção dos resultados para os cálculos do modelo de Taitel.

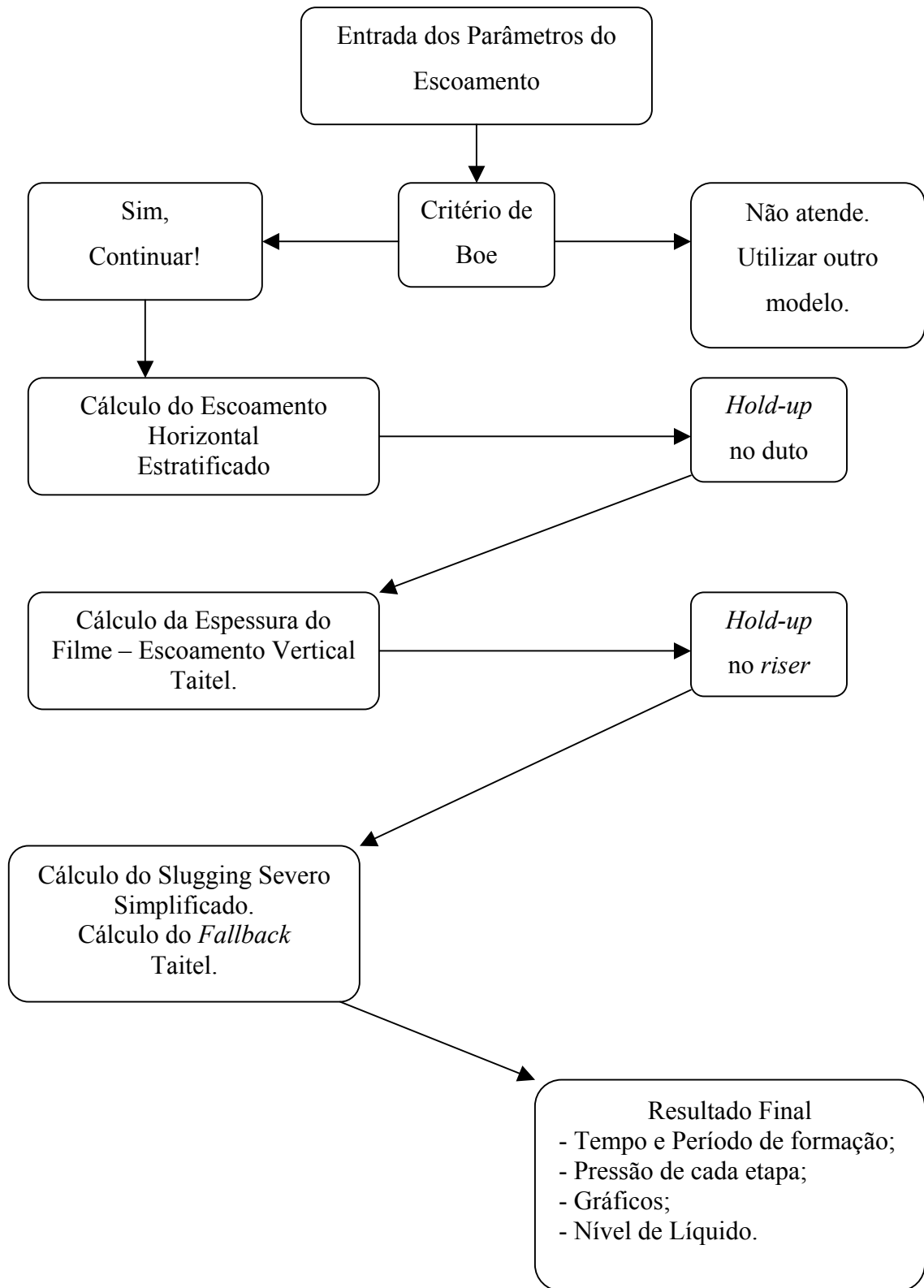


Figura 4.6 – Fluxograma de cálculo – Taitel e Taitel Modificado.

Com a implementação dos modelos matemáticos, obtemos os gráficos relativos à variação da pressão do fenômeno do *slugging* severo para o *riser* vertical e em catenárias, comparando com o perfil real de um poço em intermitência severa.

Na figura 4.7 temos o perfil de pressão x tempo do modelo de Taitel para *riser* vertical e na figura 4.8 o modelo de Taitel Modificado em azul comparado com o escoamento no *riser* em catenária real..

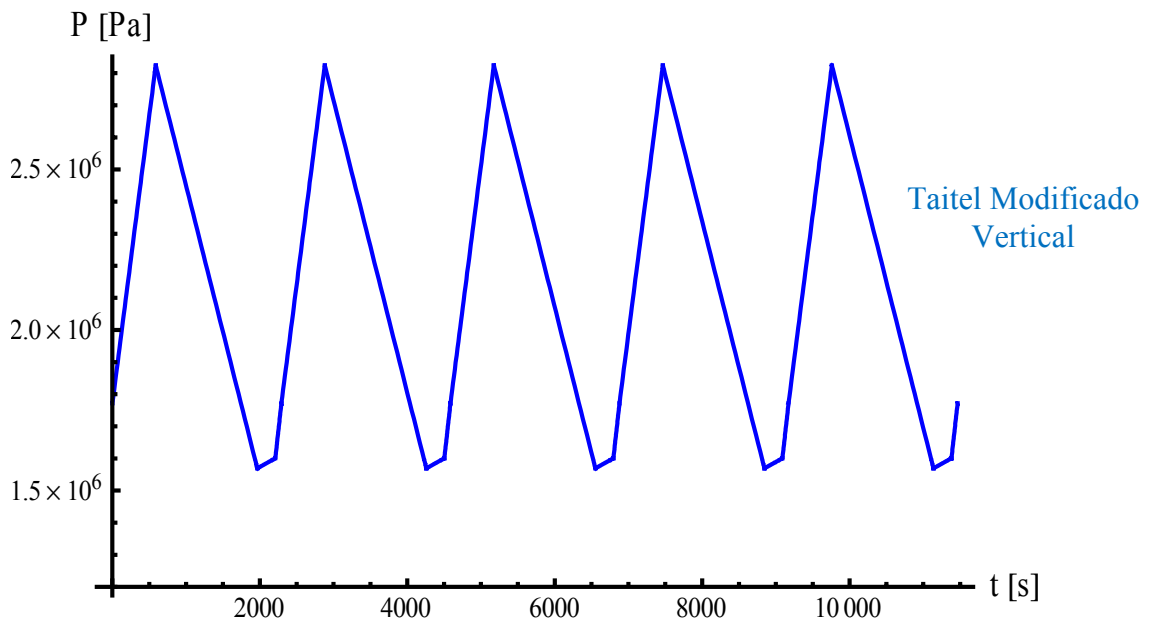


Figura 4.7 – Perfil de pressão no duto x tempo – *riser* vertical modelo.

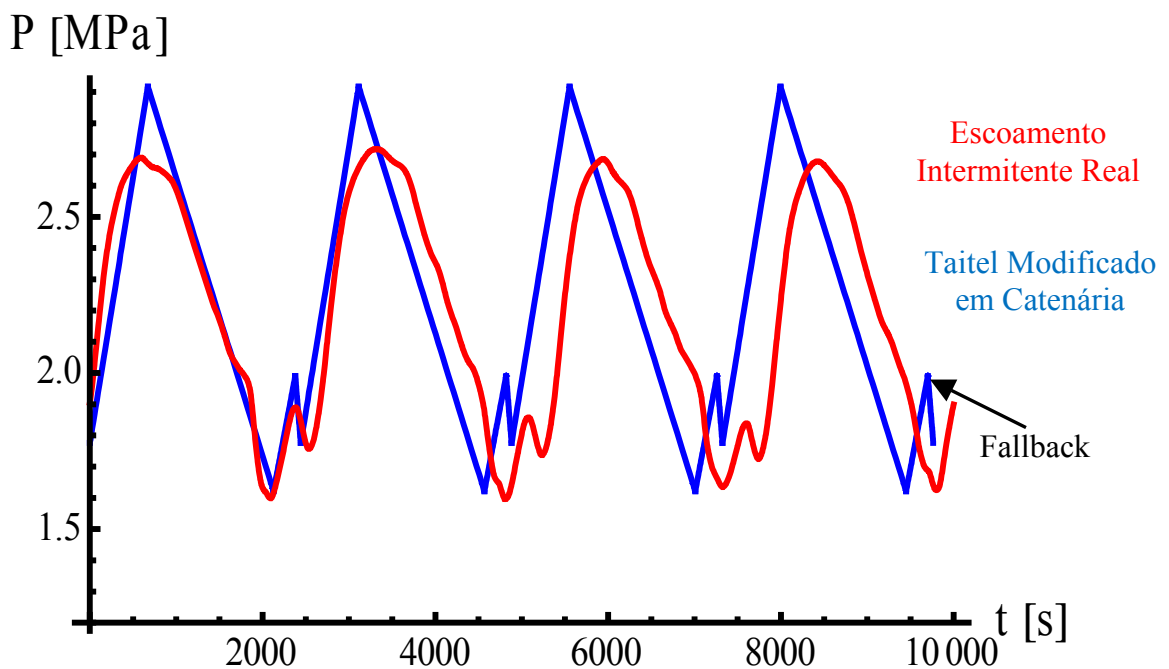


Figura 4.8 – Perfil de pressão x tempo – *riser* em catenária real x Taitel Modificado.

Os dados obtidos das simulações dos modelos e os dados do *riser* real são agora comparados para verificar a influência da modificação da geometria do *riser* vertical para a catenária, e a precisão do modelo e das simulações apresentadas nesta dissertação com o *riser* real em catenária.

Serão comparados os principais dados de interesse da operação e de modelagem, tais como: variações de pressão, período de formação do *slugging* severo, nível de líquido no interior do *riser* e do duto, e volumes dos *risers*.

Começamos comparando dados comuns aos três cenários: *riser* vertical, *riser* em catenária e *riser* em catenária real. Posteriormente comparamos os dados obtidos do modelo em catenária com a catenária real.

Tabela 4.10 – Simulação entre os modelos modificados e o sistema duto-*riser* real.

	Taitel	Taitel Modificado	Schmidt <i>et al.</i> Modificado	Sistema Duto <i>Riser</i> Real
Variação média da pressão [kgf/cm ²]	12,8	12,8	19,8	11,0
Período do <i>Slugging</i> Severo [s]	2.293	2.441	1.685	2.700
Período do <i>Fallback</i> [s]	327	314	-	420
Altura <i>xi</i> [m]	235,25	179,55	72,0	N/A
Altura <i>zi</i> [m]	61,79	47,2	-	N/A
Volume/área <i>Fallback</i> [m]	250,0	285,3	292,0	N/A
Volume total <i>riser</i> [m ³]	10.134	11.565	11.565	11.565

Nas tabelas 4.11 e 4.12 foram feitas as comparações entre os modelos, e a diferença foi calculada tomando como base o modelo vertical, e o sistema duto-*riser* real, respectivamente.

Tabela 4.11 – Comparativo entre os modelos

	Taitel	Taitel Modificado	Diferença %
Período do Slugging Severo [s]	2.293	2.441	6
Período do <i>Fallback</i> [s]	327	314	4
Altura <i>xi</i> [m]	235,25	179,55	31
Altura <i>zi</i> [m]	61,79	47,2	31
Volume/área <i>Fallback</i> [m]	250,0	285,3	12
Volume total <i>riser</i> [m ³]	10.134,10	11.565,19	14

Tabela 4.12 – Comparativo entre o modelo modificado e o *riser* real

	Modelo Modificado	Catenária Real	Diferença %
Varição média da pressão [kgf/cm ²]	12,80	11,00	16
Período do <i>Slugging</i> Severo [s]	2.441	2.700	9
Período do <i>Fallback</i> [s]	314	420	25

Pelo Critério de Boe (1981), os modelos obtiveram os valores da tabela 4.6:

Tabela 4.13 – Critério de Boe

	Modelo Catenária	Catenária Real
Critério de Boe	$1,7 \geq 0,00783303$	$1,7 \geq 0,00783303$

Ambos os escoamentos simulados nos modelos atendem ao critério de Boe para a ocorrência de slugging severo.

A partir do modelo numérico do Taitel Modificado para o *riser* em catenária real, foram realizadas algumas análises de sensibilidade do modelo variando parâmetros relevantes do modelo. Os parâmetros avaliados foram:

- Pressão no separador (P_s);
- Altura do riser (h);
- Comprimento do duto (l);
- Velocidade superficial do gás (U_{GS}) e do líquido (U_{LS});
- Ângulo de topo (θ_{topo}).

Todos os parâmetros foram avaliados em relação ao período de ocorrência da intermitência severa, que é um dos principais dados de saída do modelo.

Com isso foram obtidos os seguintes resultados:

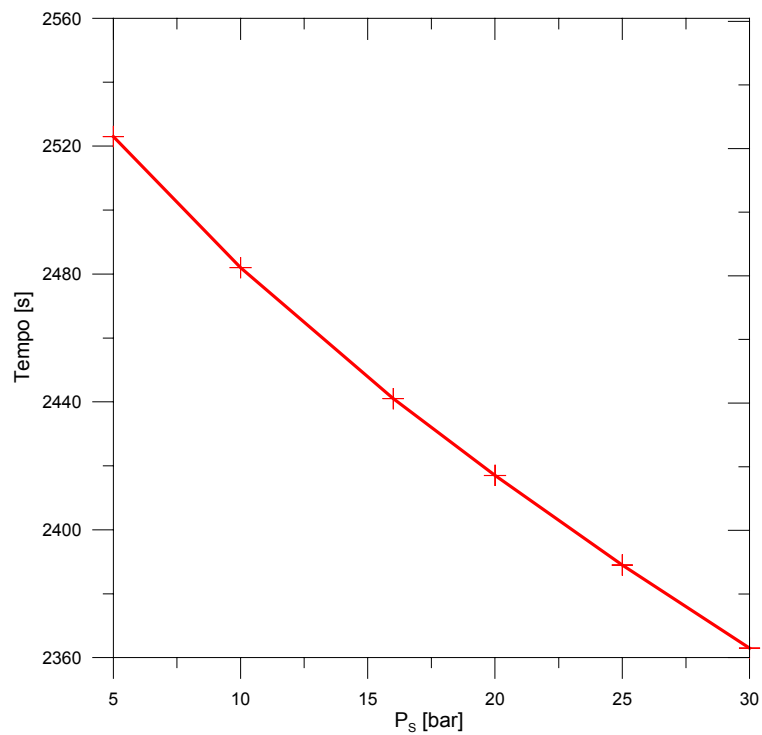


Figura 4.9 – Pressão no separador x tempo.

$U_{GS} = 8,4$ [m/s], $U_{LS} = 1,7$ [m/s], $h = 1.250$ [m], $l = 2.060$ [m], $\theta_{topo} = 9^\circ$, $\beta = 5^\circ$.

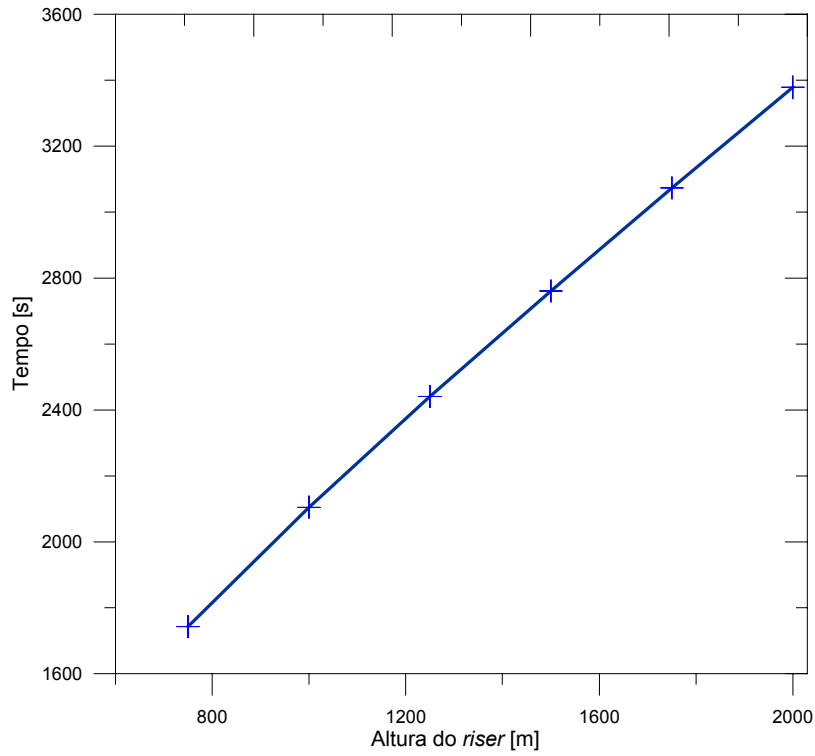


Figura 4.10 – Altura do riser x tempo.

$U_{GS} = 8,4$ [m/s], $U_{LS} = 1,7$ [m/s], $l = 2.060$ [m], $\theta_{topo} = 9^\circ$, $\beta = 5^\circ$, $P_S = 16$ [kg/cm²]

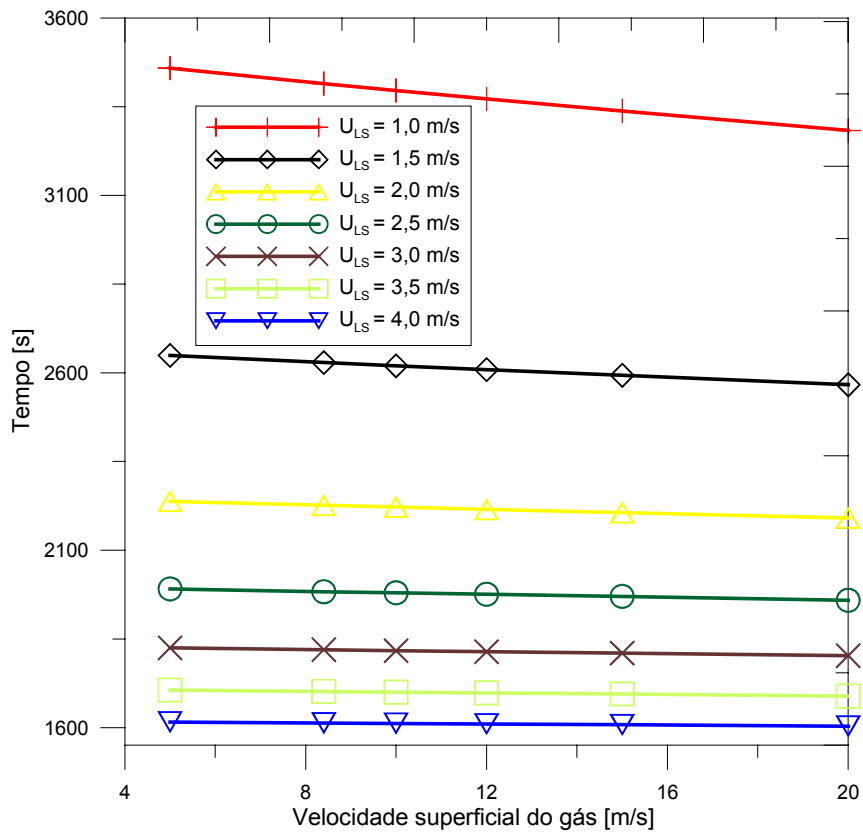


Figura 4.11 – Velocidade superficial do líquido e do gás x tempo.

$h = 1.250$ [m], $l = 2.060$ [m], $\theta_{topo} = 9^\circ$, $\beta = 5^\circ$, $P_S = 16$ [kg/cm²].

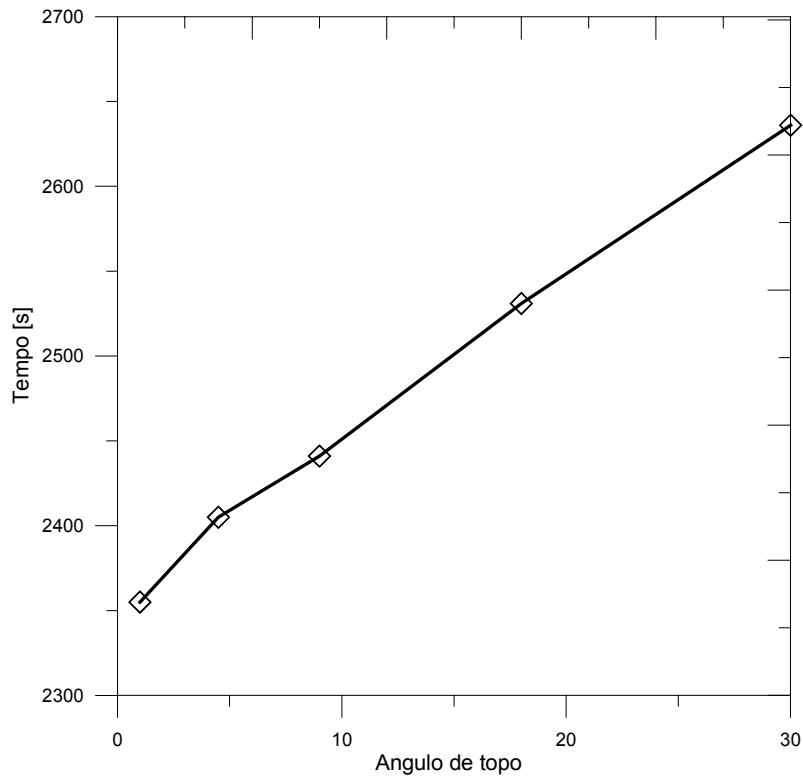


Figura 4.12 – Ângulo de topo x tempo.

$U_{GS} = 8,4$ [m/s], $U_{LS} = 1,7$ [m/s], $h = 1.250$ [m], $l = 2.060$ [m], $\beta = 5^\circ$, $P_S = 16$ [kg/cm²].

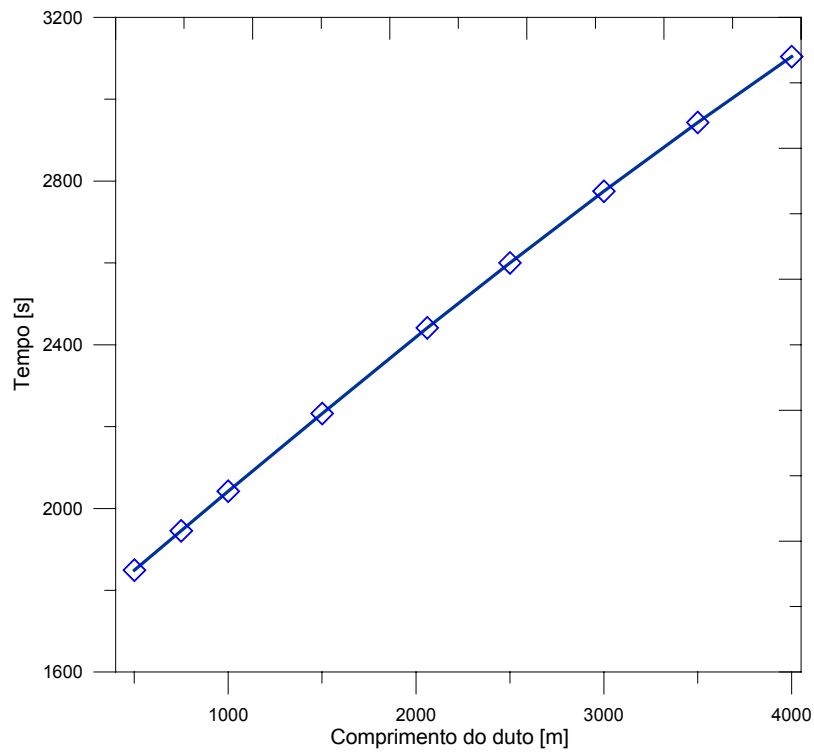


Figura 4.13 – Comprimento do duto x tempo.

$U_{GS} = 8,4$ [m/s], $U_{LS} = 1,7$ [m/s], $h = 1.250$ [m], $\beta = 5^\circ$, $P_S = 16$ [kg/cm²].

Dentre as variáveis acima, a que teve menor influência no período do *slugging* severo foi o comprimento do duto apresentado na figura 4.10, porém, esta foi a única que influenciou significativamente nos períodos e pressões do *fallback*. Quanto menor o comprimento do duto, menor o pico de pressão do *fallback* e menor o seu tempo de ocorrência até que o seu efeito não é mais percebido. Aumentando o comprimento do duto, o fenômeno torna-se perceptível e relevante. Esta característica está diretamente relacionada com a capacidade de acúmulo de gás no duto, pois quanto menor o seu comprimento, menor a sua capacidade volumétrica, com isso menor volume de gás será necessário no duto para comprimir e vencer a pressão hidrostática da coluna de líquido do *riser*, menor será o período do *fallback*, e menor o tempo de equilíbrio até que o mesmo se torne insignificante, sendo incorporado pela intermitência severa. Por sua vez, aumentando-se o comprimento do duto, efeitos contrários ao supra citados serão observados. Possivelmente por este motivo que muitos autores devem ter negligenciado o *fallback* nos cálculos e nas equações até então apresentados, pois trabalharam com dados experimentais de pequenas dimensões, porém, conforme exposto anteriormente, em casos reais com grandes dimensões de dutos e *risers*, o mesmo deve ser considerado.

Nos layouts dos grande campos *offshore*, o ideal é que os trechos de dutos submarinos, principalmente com inclinação descendente, sejam reduzidos e, se possível, evitados, porém esta não é uma das premissas principais do projeto e dificilmente pode-se intervir nela, mas conhecendo o seu efeito pode-se buscar, na fase de projeto, que o menor número de poços ou dutos operem sob estas condições e que se busque minimizar o seu efeito.

Na figura 4.9 foi analisado o efeito da variação na pressão no separador. O aumento na pressão acarreta na diminuição o tempo de ocorrência do fenômeno, o que tende a estabilizá-lo. O princípio do aumento da contra-pressão no sistema duto-*riser* é o mesmo empregado pelo controle da válvula *choke* e que provoca o estrangulamento do escoamento. Neste caso, o aumento da pressão no separador, acarreta na diminuição da vazão e conseqüentemente da produtividade do poço, por isso deve ser evitado.

A altura do *riser*, analisada na figura 4.10, obviamente que influencia na ocorrência do fenômeno, quanto menor for o *riser* menor será o ciclo da intermitência severa e a pressão do sistema, porém esta variável dificilmente terá como ser ajustada

nos casos reais, uma vez que a lâmina d'água não é uma variável mas uma premissa constante do projeto.

O que influencia significativamente no período da intermitência severa é a velocidade superficial do líquido. Esta conclusão já era esperada uma vez que uma das premissas para a ocorrência da intermitência severa é a baixa velocidade de líquido, o que demonstra a coerência do modelo implementado. Já a velocidade superficial do gás tem baixa influência no período, cerca de cem vezes menor quando comparado com a influência da velocidade superficial do líquido. Essa baixa influência foi citada por Taitel (1986). A influência das velocidades superficiais no período da intermitência severa está apresentada na figura 4.11.

As simulações com o modelo modificado para analisar a sua sensibilidade para diferentes ângulos de topo do *riser* apresentados na figura 4.12, indicaram o aumento no período do *slug* de aproximadamente 10 segundos para cada grau de inclinação da catenária. A medida que a inclinação da catenária aumenta, maior o volume interno do *riser* e maior o volume de líquido necessário para atingir o seu equilíbrio, o que acarreta diretamente em maior tempo para preencher o sistema duto-*riser* e maior o tempo para que o mesmo seja esvaziado durante o *blowout*.

4.4 Discussões

Taitel (1986) havia reportado no seu trabalho que o tempo do *fallback* não teria influência para grandes períodos e que este tempo seria rápido. Schmidt *et al.* (1980) havia relatado que este tempo seria aproximadamente de 10 segundos para o seu *riser* com 50 pés de altura. Devido aos resultados obtidos com o modelo de Schmidt *et al.* (1980) discrepantes com os dados experimentais, este modelo foi então abandonado no estudo de caso 3.

Porém, observando o gráfico da figura 4.8 do perfil de pressão x tempo, é possível notar um pequeno pico de pressão, antes do grande ganho de pressão do sistema. Este pequeno pico representa o período de queda de líquido residual – *fallback* e ocorre devido à característica geométrica da catenária. O pequeno ângulo inicial da catenária, com geometria bem próxima a de um duto horizontal e a sua transição suave, faz com que o líquido que está em queda no *riser* devido ao *fallback* “escorregue” pela parede suavemente até alcançar o duto, mantendo ainda boa velocidade e causando o

aumento na pressão, resultando no pequeno pico de pressão apresentado no gráfico. A geometria da catenária também favorece uma maior distribuição do líquido ao longo da transição duto -base do riser, devido ao maior volume nessa região em função da altura o que pode ser verificado na figura 4.4. Por isso, os valores iniciais de nível de líquido no *riser* e no duto para formação do pistão de líquido são menores na catenária.

No *riser* vertical ocorre um choque na base do *riser* resultante da queda do líquido residual – *fallback*, bloqueando momentaneamente a passagem do líquido para o duto e diminuindo rapidamente a velocidade do escoamento em queda. Com isso, o líquido do *fallback* que escoar para o duto tem baixa velocidade e ainda encontra o líquido produzido no sentido contrário, resultando em aumento de pressão quase nulo nesta configuração para o *fallback*, o que pode ser notado no gráfico da figura 4.7. Além da dificuldade de escoar causada pela transição abrupta duto-*riser*, os valores de x_i e z_i são maiores para o *riser* vertical, e isso acarreta em maior pressão hidrostática e, conseqüentemente, maior amortecimento na tendência de “acomodação” do líquido que retornou da coluna do *riser*.

Foi possível notar também que nas simulações do *riser* em catenária com pequenas dimensões conforme pode ser visto no gráfico 4.1, o efeito do *fallback* é praticamente desprezível. O seu efeito vai sendo amplificado à medida que as instalações e a escala aumentam, com isso, a sua influência no período e nos “picos” de pressão começa a se tornar relevante e a sua modelagem deve ser levada em consideração.

Comparando os gráficos 4.1 e 4.8 do modelo de Taitel modificado da catenária, tanto com o *riser* em catenária real quanto nos modelos, são visíveis, em ambos, os pequenos picos de pressão referentes ao *fallback*. Portanto, esta “assinatura” mostra-se uma característica desse tipo de configuração.

Quanto ao período do *slug*, o modelo de Taitel Modificado mostrou-se mais uma vez bastante fiel na representação matemática do fenômeno físico, devido principalmente à incorporação nos modelos das novas formulações propostas para a queda de líquido residual - *fallback*. Isto se retrata claramente não só no período de intermitência severa quanto na grande semelhança existente entre os gráficos da simulação com o modelo modificado proposto para a catenária e do caso real do *riser* em catenária (figura 4.8).

A maior altura hidrostática inicial no *riser* vertical influencia no período do *slugging* severo. Isto pode ser explicado pela maior resistência ao movimento da

coluna de líquido devido a dois fatores: a maior contrapressão resultante da maior altura hidrostática e a resistência ao movimento dentro do sistema devido a variação abrupta de direção. A consequência direta é que o tempo de compressão do gás para iniciar a elevação do pistão de líquido é mais rápido devido a maior contrapressão e ao menor volume na transição. Como a altura do líquido (z_i) no *riser* em catenária é menor, a coluna de líquido impõe menos resistência e a medida que a pressão no duto aumenta, o líquido acaba se acomodando mais facilmente na região de menor pressão pois a distância deslocada representa um pequeno acréscimo da altura hidrostática.

Os valores referentes à pressão apresentam um erro de 16% entre o Taitel Modificado e o escoamento real. Como a pressão hidrostática, conforme foi exposto no capítulo de modelagem matemática, não sofre a interferência da geometria, mas tão somente da altura manométrica, acarretou no erro encontrado entre os modelos e o *riser* em catenária real.

A utilização de um *hold-up* fixo para a simulação do escoamento real pode gerar grandes erros nos resultados do modelo, principalmente quando estão envolvidas elevadas pressões e dimensões do sistema duto-*riser*. Por isso, deve-se utilizar o *hold-up* variando em função da pressão hidrostática. A utilização do valor médio para o *hold-up* em função da pressão mostrou-se eficaz na simulação.

Outro ponto relevante quando estamos tratando com simulações em cenários reais, e com grandes distâncias de dutos e *risers*, é que não podemos negligenciar o atrito do fluido com a parede do duto e do *riser*. Por isso, nos cálculos realizados com o modelo modificado foi incorporada a parcela referente à perda de carga devido ao escoamento (τ_{kw}). Nos modelos de Taitel (1986) e Schmidt *et al.* (1980), devido aos pequenos trechos de tubulação utilizados nos experimentos e por considerarem que o período de formação do *slug* era lento, os autores puderam desprezar a parcela referente ao atrito.

O poço *offshore* real possui índice de produtividade de 150 (m^3/dia)/(kgf/cm^2) e produção nominal de 2.700 m^3/dia . O impacto na produção do poço devido ao *slugging* severo, com as suas grandes e repentinas variações de pressão de até 11 kgf/cm^2 , tem como consequência direta a diminuição do volume de petróleo produzido, que ficou em média de 1.700 m^3/dia durante a ocorrência do fenômeno, ou seja, uma queda de 37% na produção diária. Além de ter menor vazão de petróleo, a operação da plataforma é obrigada a transferir o escoamento para o separador de teste e,

assim, evitar danos no separador de produção. Cabe ressaltar que, na grande maioria dos empreendimentos *offshore*, os poços são interligados a outras linhas de produção, tanto na superfície quanto no fundo do mar, através de *manifolds*. O aumento de pressão causado por um poço com *slugging* severo resulta em aumento de pressão e de volume também no *manifold*, o que será amortecido pelos outros poços, mas causará uma pequena contrapressão com impacto na produção.

O modelo modificado que melhor representou o fenômeno de intermitência severa ou *slugging* severo de *riser* em catenária, cujos dados simulados obtiveram a melhor convergência de valores em relação aos dados experimentais de três casos, foi o modelo de Taitel Modificado desenvolvido e apresentado na presente dissertação.

5. Conclusões e Sugestões

Dentre os regimes de escoamento apresentados, o que devemos evitar é o *slugging* ou intermitência severa. As abruptas variações de pressão associadas aos bruscos aumentos no escoamento tanto de líquido quanto de gás, resultam em riscos aos equipamentos de superfície e a operação.

Na ocorrência deste fenômeno, é necessário dimensionar os equipamentos de superfície adequadamente para poder suportar os picos de pressão, mas principalmente, para poder receber e processar um grande volume em curto período de tempo sem colocar em risco à vida, ao meio ambiente e ao empreendimento. A plataforma ou a instalação cujo poço estiver sob intermitência severa operando com *riser* em catenária ou em uma configuração com a *steep* ou a *lazy*, terá de estar dimensionado para receber um volume maior se comparado com o *riser* vertical. Somente na catenária do caso 3 que estudamos, o seu volume é 14,12% maior do que o *riser* vertical equivalente, conforme a tabela comparativa 4.9, o que representa um volume de 1.430 litros a mais durante o *blowout* no separador.

O modelo para o escoamento com *slugging* severo de *risers* em catenária proposto nessa dissertação, o Taitel Modificado, mostrou-se capaz de simular o fenômeno com boa precisão em vários cenários, sendo validado com experimentos realizados em laboratório em menor escala até situações reais de sistemas em operação. O conhecimento e a correta modelagem do fenômeno é de suma importância e de grande interesse para a indústria do petróleo para dimensionar e projetar corretamente os equipamentos de produção além de evitar, controlar ou prevenir a sua ocorrência.

A maior dificuldade encontrada e que acredito ser a maior fonte de erro para a perfeita modelagem do fenômeno, ainda mais quando estamos lidando com grandes gradientes de pressão, temperatura e grandes distâncias, é que praticamente todos os parâmetros variam em função da pressão, da temperatura e do tempo, e como efeito simplificador, muitos modelos os consideram constantes.

O conhecimento do período e conseqüentemente da freqüência da intermitência pode ser estudada para evitar que outros equipamentos que estejam ligados ao *riser* tenham a sua freqüência natural próxima a do *slugging* severo, e ainda pode-se analisar a correlação das freqüências naturais com as correntes marinhas e as vibrações induzidas por vórtices no *riser*. O conhecimento do fenômeno e do seu

período pode gerar mecanismos para amortecer os picos de pressão minimizando o impacto na produção.

Conhecer a frequência e os picos de pressão durante a intermitência severa é relevante para os sistemas de controle lógico da válvula *choke*, fazendo com que a mesma opere no ponto ótimo de abertura maximizando a produção.

Cabe ressaltar que, conforme os poços de petróleo forem ficando maduros e entrando na fase de declínio, a ocorrência do *slugging* severo deve aumentar e, com este cenário, mais devemos estudar para verificar os melhores métodos e práticas de mitigação. Por isso, precisamos conhecer mais o fenômeno para poder tratá-lo corretamente, ficando as seguintes sugestões para trabalhos futuros:

- A modelagem do fenômeno do *slugging* severo e do regime *slug* com outras geometrias de *riser* aplicadas a produção de petróleo em águas ultraprofundas;
- Verificar o comportamento do fenômeno em função de variações na geometria da catenária.
- Determinar ou analisar quais os limites para eliminação da intermitência severa para essa configuração de *riser*, verificando o critério de estabilidade mais adequado;
- A análise de métodos para evitar o *slugging* severo;
- Realizar estudos de *slugging* em jumpers, nas aplicações dos “boiões” e os efeitos da variação da pressão cíclica nos conectores, nos *risers*, e na base do *riser* devido ao fenômeno do *fallback* etc;
- Análise da frequência natural do *riser* e a excitação induzida pela intermitência severa;
- Realizar a modelagem aplicando CFD (Computational Fluid Dynamics – Fluidodinâmica Computacional) e assim conseguir um modelo mais complexo, utilizando um maior número de variáveis e que melhor represente a realidade uma vez que muitos parâmetros são dependentes da pressão, da temperatura e do tempo.

6. Referências Bibliográficas

BALIÑO, J.L., BURR, K.P., NEMOTO, R.H., 2010, “Modeling and simulation of severe slugging in air-water pipeline-riser systems” *International Journal of Multiphase Flow*, v. 36, pp. 643-660.

BARBOSA JR., J.R., 2010, “Aspectos fenomenológicos e modelagem de escoamentos bifásicos gás-líquido” *Escoamento Multifásico*. Escola Brasileira de Escoamento Multifásico, v.1.

BARNEA, D., BRAUNER, N., 1985, “Hold-up of the liquid slug in two phase intermittent flow” *International Journal of Multiphase Flow*, v. 11, pp. 43-49.

BARNEA, D., SHOHAM, O., TAITEL, Y., DUKLER, A., 1980, “Flow pattern transition for gas-liquid flow in horizontal and inclined pipes: comparison of experimental data with theory” *International Journal of Multiphase Flow*, v.6, n.3, pp. 217 – 225.

BEGGS, H. D., BRILL, J. P., 1973, “A study of two-phase flow in inclined pipes” *Journal of Petroleum Technology*, v.25, pp. 607–617.

BOE, A., 1981. “Severe slugging characteristics. Part I: Flow regime for severe slugging” *Selected Topics in Two-Phase Flow*. Trondheim, Norway.

BOLONHINI, E. H., 2005, *Curso de Gas Lift Contínuo – Conceituação Fundamental*. Petrobrás S/A.

BORBA FILHO, L.G.M.,1990, *Adimensionalização e Proposta de Novas Modelagens de Transições para o Mapa da Fluxo de Taitel*. Tese de M. Sc., UNICAMP, Campinas, São Paulo, Brasil.

BRILL, J. P., MUKHERJEE, H.,1999, “Multiphase Flow in Wells”, *Society of Petroleum Engineering Journal*, Monograph Series, v. 17.

COURBOT, A., 1996, “Prevention of Severe Slugging in the Dunbar 16” Multiphase Pipeline”, Offshore Technology Conference 8196.

CUNHA FILHO, J. S., 2010, *Estudo Experimental de Escoamento Bifásico em Tubo Circular Inclinado Usando Técnicas Ultrasônicas e de Visualização*. Tese de D. Sc., COPPE/UFRJ/Programa de Engenharia Nuclear, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

DITSWORTH, R. L. E ALLEN, T., Jr., 1972. Fluid Mechanics. McGrawHill Book Company, New York City.

DUKLER, A. E. E TAITEL, Y., 1986, “Flow pattern transition in gas-liquid systems: measurement and modeling”. In Hewitt, G.F., Delhaye, J.M., e Zuber, N., editors, *Multiphase Science and Technology*, v. 2, pp.1-94. Hemisphere Publishing Co., New York.

FERNANDES, R.C., SEMIAT, R., DUKLER, A.E., 1983, “Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes” *AIChE Journal*, v.29, n.6, pp. 981-989.

FMC Technologies. *Subsea Systems*. Set 2011. Disponível em: <http://www.fmctechnologies.com/en/SubseaSystems/GlobalProjects/South%20America/Brazil/PetrobrasRoncador.aspx>. Acesso em: 30 set. 2011, 15:43

GODHAVN, J. M., FARD, M. P., FUCHS, P. H., 2005, “New slug control strategies, tuning rules and experimental results”, *Journal of Process Control*, v.15, pp. 547-557.

HATTON, S., AN, P.; EYLES, T., 2004, “Steel Catenary Risers (SCR’s) – System Design and Experience.” In: *EUROFORUM*, República Tcheca.

JANSEN, F. E., SHOHAM, O., TAITEL, Y., 1996, “The elimination of severe slugging – Experiments and modeling” *International Journal of Multiphase Flow*, v. 22, pp. 1055-1072.

LOCKHART, R. W., MARTINELLI, R. C., 1949, “Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase Two Component Flow in Pipes”, *Chem. Eng. Progress Journal*, v. 45, n. 1, pp. 39-48.

LUO, X., HE, L., e MA, H., 2011, “Flow pattern and pressure fluctuation of severe slugging in pipeline-riser system”, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, v. 19, n. 1, pp. 26-32.

MANDHANE, J. M., GREGORY, G. A., AZIZ, K., 1974, “A flow pattern map for gas-liquid flow in horizontal pipes” *International Journal of Multiphase Flow*, v.1, n.5, pp. 537–553.

MENG, W., ZHANG, J.J., 2001, “Modeling and Mitigation of Severe Riser Slugging: A Case Study”, *Society of Petroleum Engineers*, pp.1-10.

MOKHATAB, S., TOWLER, B. F., PUREWAL, S., 2007, “A Review of Current Technologies for Severe Slugging Remediation”, *Petroleum Science and Technology*, v.25, pp. 1235-1245.

NEMOTO, R.H., BALIÑO, J.L., 2010, “Modeling and Simulation of Gas, Oil and Water Flow in a Catenary-Shaped Riser”, *Mecánica Computacional*, v. XXIX, págs. 8699-8715.

NIECKELE, A.O., et al., *Escoamento Multifásico, vol.1* - Escola Brasileira de Escoamento Multifásico. USP – São Carlos, SP. Maio, 2010.

OLIVEIRA, L. A. D., FILHO, J. S. C., FACCINI, J. L.H., e SU, J., 2010, “Visualization of two-phase gas-liquid flow regimes in horizontal and slightly-inclined circular tubes”. 13th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering.

PASQUALINO, I. P. Notas de aula da disciplina Sistemas Submarino de Produção I COV756. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Naval e Oceânica. COPPE/UFRJ. Out. 2008.

SHOHAM, O., 2005, *Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes*, SPE Books.

SINQUINI, J.C., 2005, *Catenárias*, Petróleo Brasileiro S/A. 1 ed.

SIVERTSEN, H., STORKAAS, E., SKOGESTAD, S., 2010, “Small-scale experiments on stabilizing riser slug flow”, *Chemical Engineering Research and Design Journal*, v.88, pp. 213-228.

SCHMIDT, Z., BRILL, J.P., BEGGS, H.D., 1980, “Experimental study of severe slugging in a two-phase flow pipeline-riser pipe system”, *Society of Petroleum Engineering Journal* 8306, pp. 407-414.

SCHMIDT, Z., DOTY, D.R., DUTTA-ROY, K., 1985, “Severe slugging in offshore pipeline riser-pipe system”, *Society of Petroleum Engineering Journal*, pp. 27-38.

SOUZA, J.N.M., 2010, *Modelagem e simulação de escoamento multifásico em dutos de produção de óleo e gás natural*. Tese de D. Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

STORKAAS, E., SKOGESTAD, S., GODVAHN, J.M., 2003, “Low dimensional model of severe slugging for controller design and analysis”, *Proceedings of Multiphase '03*.

STORKAAS, E., SKOGESTAD, S., 2007, “Controllability analysis of two-phase pipeline-riser systems at riser slugging conditions” *Control Engineering Practice Journal*, v.15, pp. 567-581.

TAITEL, Y., DUKLER, A. E., 1976, “A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow” *AIChE Journal*, v. 22, n.1, pp. 47–55.

TAITEL, Y., BARNEA, D., DUKLER, A.E., 1980, “Modeling of flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes”, *AIChE Journal*, v. 26, pp. 345-354.

TAITEL, Y., 1986, “Stability of Severe Slugging” *International Journal of Multiphase Flow*, v. 12, n.2, pp. 203-217.

TAITEL, Y., VIERKANDT, S., SHOHAM, O., BRILL, J. P., 1990, “Severe Slugging in a Riser System: Experiments and Modeling” *International Journal of Multiphase Flow*, v.16, n.1, pp. 57-68.

TAITEL, Y., BARNEA, D. A. ,1990, “A consistent approach for calculating pressure drop in inclined slug flow” *Chemical Engineering Science*, v. 45, pp. 1199-1206.

TRIGGIA, A. A., CORREIA, C. A., FILHO, C. V., XAVIER, J. A.D., MACHADO, J. C. V., THOMAS, J. E., ROSSI, N. C. M., PITOMBO, N. E. S., GOUVEA, P. C. V.M., CARVALHO, R. S., BARRAGAM, R. V., 2001, *Fundamentos da Engenharia de Petróleo*, 2 ed. Rio de Janeiro, Editoria Interciência.

XIAOMING, L., LIMIN, H., HUAWEI, M., 2011, “Flow Pattern and Pressure Fluctuation of Severe Slugging in Pipeline-riser System”, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, v.19, n.1, pp. 26-32.