



Universidade Federal
do Rio de Janeiro

Escola Politécnica

ANÁLISE DE ESTABILIDADE E MODELAGEM MATEMÁTICA DE
INTERMITÊNCIA SEVERA EM UM SISTEMA *PIPELINE-RISER*

Márcio Bruno Castro Pereira

Projeto de Graduação apresentado ao
Curso de Engenharia de Petróleo da
Escola Politécnica, Universidade Federal
do Rio de Janeiro, como parte dos
requisitos necessários à obtenção do
título de Engenheiro.

Orientador: Su Jian

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

Março de 2013

Análise de estabilidade e modelagem matemática de intermitência severa em um
sistema *pipeline-riser*

Márcio Bruno Castro Pereira

Projeto de Graduação apresentado ao Curso de Engenharia de Petróleo da Escola
Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos ne-
cessários à obtenção do título de Engenheiro.

Aprovado por:

Prof. Su Jian, D.Sc.

Prof. Theodoro Antoun Netto, Ph.D.

Prof. José Luiz Horácio Faccini, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

Março de 2013

Pereira, Márcio Bruno Castro

Análise de estabilidade e modelagem matemática de intermitência severa em um sistema *pipeline-riser*/ Márcio Bruno Castro Pereira. - Rio de Janeiro: UFRJ/ Escola Politécnica, 2013.

X, 92 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador: Su Jian

Projeto de Graduação da UFRJ/ Escola Politécnica/ Curso de Engenharia de Petróleo, 2013.

Referências Bibliográficas: p. 72-75.

1. Escoamento bifásico. 2. Intermitência severa. 3. Slugging severo. I. Jian, Su. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola Politécnica, Curso de Engenharia de Petróleo. III. Título.

Agradecimentos

Primeiramente, a Deus, por sempre estar ao meu lado e ter me dado uma nova vida através de Jesus Cristo.

Ao professor Su Jian, orientador deste trabalho, por todo o apoio dedicado a mim ao longo de minha graduação.

Aos meus pais, familiares, amigos e à minha amada Sarah, pelo suporte e paciência nos momentos mais difíceis.

À minha querida avó Olga, que não está mais presente aqui, mas que espero reencontrar em breve. Esta vitória é pra você.

Aos meus amigos do curso de Engenharia de Petróleo, por todos os momentos incríveis que passamos nos últimos cinco anos.

Resumo do Projeto de Graduação apresentado à Escola Politécnica/ UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro de Petróleo.

Análise de estabilidade e modelagem matemática de intermitência severa em um sistema *pipeline-riser*

Márcio Bruno Castro Pereira

Março/2013

Orientador: Su Jian

Curso: Engenharia de Petróleo

Durante a ocorrência de intermitência severa, são formados *slugs* com dimensões muito maiores que nos *slugs* comuns, podendo ser originados em poços produtores de hidrocarbonetos durante o escoamento da produção. A importância do estudo desse fenômeno é justificada pelos problemas relacionados, como uma sobrecarga e até mesmo o desligamento do separador, desgastes nos equipamentos de processamento, redução da capacidade de produção do campo, dificuldades operacionais durante a queima pelo *flare* e altos valores de pressão atingidos. Neste trabalho procedeu-se uma revisão bibliográfica acerca de alguns estudos realizados sobre esse fenômeno, além da abordagem de alguns métodos de mitigação e eliminação. Foi implementado o modelo de Taitel (1986), sendo apresentados os resultados do desenvolvimento do modelo matemático como as condições de ocorrência e os principais parâmetros calculados, além de importantes considerações a respeito da mitigação da intermitência severa.

Abstract of the Undergraduate Project presented to POLI/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the Engineer's degree.

Stability analysis and mathematical modeling of severe slugging in a pipeline-riser system

Márcio Bruno Castro Pereira

March/2013

Advisor: Su Jian

Major: Petroleum Engineering

During the occurrence of severe slugging, slugs with dimensions much larger than in common slugs are formed and can be generated in hydrocarbons producing wells during the production flow. The importance of the study of this phenomenon is justified by the related problems such as overloading and even the shutdown of the separator, wear on the processing equipment, reduction of the field production capacity, operational difficulties during the gas flaring and high pressure values achieved. In this work, a literature review about some studies on this phenomenon was carried out, beyond an approach of some methods of mitigation and elimination. The model of Taitel (1986) was implemented and presented the results of the mathematical model development, such as the conditions of occurrence and the main parameters calculated, in addition to important considerations regarding the mitigation of severe slugging.

Sumário

Resumo	v
Abstract	vi
Índice de Figuras	x
Índice de Tabelas	xiii
Lista de Símbolos	xiv
1 Introdução	1
2 Revisão Bibliográfica	8
2.1 Modelo de Schmidt et al. (1980)	8
2.2 Modelo de Viggiani et al. (1988)	15
2.3 Trabalho de Fabre et al. (1990)	21
2.4 Trabalho de Sarica e Shoham (1991)	23
2.5 Trabalho de Svendsen (2002)	25
2.6 Trabalho de Mokhatab (2007)	27
2.7 Trabalho de Balino et al. (2010)	29
3 Métodos de Mitigação e Eliminação	31
3.1 Introdução	31
3.2 Trabalho de Jansen et al. (1996)	32
3.3 Trabalho de Tengesdal (2002)	38
3.4 Trabalho de Sagatun (2004)	40

3.5	Trabalho de Bay (2008)	43
4	Modelo Matemático	46
4.1	Estabilidade da intermitência severa (Taitel, 1986)	46
4.1.1	Estabilidade da operação em estado estacionário	47
4.1.2	Operação em estado estacionário	48
4.1.3	Modelo de fluxo estratificado em um duto negativamente in- clinado (Taitel e Dukler, 1976)	48
4.1.4	Modelo para escoamento vertical do tipo <i>slug</i>	50
4.1.5	Modelo simplificado de intermitência severa	51
4.2	Intermitência severa em um sistema <i>pipeline-riser</i> : experimentos e modelagem (Taitel et al., 1990)	53
4.3	Critério de Bøe (1981)	58
5	Resultados e Discussões	59
5.1	Operação em estado estacionário	59
5.2	Modelo de fluxo estratificado em um duto negativamente inclinado (Taitel e Dukler, 1976)	61
5.3	Critério de Bøe (1981)	61
5.3.1	Análise do critério de Bøe (1981) - Variação do comprimento do <i>pipeline</i>	62
5.3.2	Análise do critério de Bøe (1981) - Variação da temperatura .	62
5.4	Modelo para escoamento vertical do tipo <i>slug</i>	63
5.5	Modelo simplificado de intermitência severa	64
5.6	Análise das variáveis	65
5.6.1	Variação da temperatura	65
5.6.2	Variação da pressão do separador	65
5.6.3	Variação do comprimento do <i>riser</i>	67
5.6.4	Variação do comprimento do <i>pipeline</i>	67
5.6.5	Variação do diâmetro interno do <i>pipeline</i>	68
5.6.6	Variação da vazão de líquido	69

6 Conclusões	70
Referências Bibliográficas	72

Lista de Figuras

1.1	Padrões de fluxo em escoamento vertical - Taitel et al. (1980)	1
1.2	Operação em estado estacionário - Taitel (1986)	2
1.3	Padrões de fluxo em um escoamento horizontal - Tardelli (2009)	3
1.4	Formação do <i>slug</i> - Taitel (1986)	4
1.5	Entrada do <i>slug</i> no separador - Taitel (1986)	5
1.6	<i>Blowout</i> - Taitel (1986)	5
1.7	<i>Fallback</i> de líquido - Taitel (1986)	6
2.1	Modelo hidrodinâmico para intermitência severa (Schmidt et al., 1980)	9
2.2	<i>Fallback</i> de líquido versus velocidade superficial do gás (Schmidt et al., 1980)	12
2.3	Comparação entre o período de formação do <i>slug</i> de líquido, T_1 , e dados experimentais (Schmidt et al., 1980)	13
2.4	Comparação entre o comprimento previsto do <i>slug</i> e dados experimentais (Schmidt et al., 1980)	14
2.5	Comparação entre os valores previstos para P_p , z e z_p e dados experimentais (Schmidt et al., 1980)	14
2.6	Formação da intermitência severa (Viggiani et al., 1988)	16
2.7	Mapa de intermitência severa para diferentes inclinações do <i>pipeline</i> (Viggiani et al., 1988)	18
2.8	Mapa de intermitência severa para diferentes comprimentos do <i>pipeline</i> (Viggiani et al., 1988)	19
2.9	Mapa de intermitência severa para diferentes diâmetros do <i>pipeline</i> (Viggiani et al., 1988)	20

2.10	Mapa de intermitência severa para diferentes taxas de fluxo de líquido (Viggiani et al., 1988)	20
2.11	Pressão no fundo do <i>riser</i> (Fabre et al., 1990)	22
2.12	Comparação entre o modelo de Sarica e Shoham (1991) e dados experimentais para um <i>pipeline</i> inclinado de -0.57° (Sarica e Shoham, 1991)	23
2.13	Comparação entre o modelo de Sarica e Shoham (1991) e o modelo de Taitel (1986) (Sarica e Shoham, 1991)	24
2.14	Comparação entre o modelo em Matlab e OLGA (Svendsen, 2002)	26
2.15	Perfil das taxas de fluxo de água e ar (Mokhatab, 2007)	28
2.16	Comparação entre as pressões na base do <i>riser</i> (Mokhatab, 2007)	29
3.1	Configuração de um sistema <i>pipeline-riser</i> com <i>choke</i> e <i>gas lift</i> (Jansen, 1990)	34
3.2	Mapa de intermitência severa sem eliminação (Jansen et al., 1996)	36
3.3	Método de eliminação proposto (Tengesdal, 2002)	39
3.4	Flutuações na pressão do <i>pipeline</i> versus tempo para um experimento realizado (Tengesdal, 2002)	40
3.5	Gráfico da esquerda: mapa de fluxo no caso da válvula 100% aberta. Gráfico da direita: mapa de fluxo da válvula com 15% de abertura (Sagatun, 2004)	42
3.6	Gráfico superior: taxa volumétrica do <i>gas lift</i> . Gráfico inferior: pressão antes da válvula <i>choke</i> , no topo do <i>riser</i> (Sagatun, 2004)	42
3.7	Gráfico superior: taxa volumétrica de líquido antes e depois do aumento do fluxo de um poço, através da abertura da válvula de produção. Gráfico inferior: pressão no topo do <i>riser</i> (Sagatun, 2004)	43
4.1	Escoamento estratificado em equilíbrio (Taitel e Dukler, 1976)	49
4.2	Geometria do sistema <i>pipeline-riser</i> (Taitel et al., 1990)	55
5.1	Análise de estabilidade para um sistema água-ar	60
5.2	Variação de l e U_{GS0}	62
5.3	Variação de T e U_{GS0}	63

5.4	Varição de T e U_{GS0}	66
5.5	Varição de P_s e U_{GS0}	66
5.6	Varição de h e U_{GS0}	67
5.7	Varição de l e U_{GS0}	68
5.8	Varição de D_i e U_{GS0}	68
5.9	Varição de Q_l e U_{GS0}	69

Lista de Tabelas

5.1	Dados iniciais	59
5.2	Resultados obtidos	61
5.3	Resultados obtidos	63
5.4	Resultados obtidos	64
5.5	Resultados obtidos considerando o <i>fallback</i>	65
5.6	Resultados obtidos desconsiderando o <i>fallback</i>	65

Lista de Símbolos

A	Área [m^2]
α	Fração de vazio
α'	<i>Holdup</i> de gás da bolha de gás que penetra no <i>riser</i>
β	Ângulo de inclinação do <i>pipeline</i> em relação à horizontal [$^\circ$]
C	Coefficiente de <i>choke</i> , Coeficiente para o cálculo do fator de atrito, Razão entre as taxas de fluxo mássico de líquido e gás
C'	Coefficiente de <i>choke</i> ajustado
D	Diâmetro [m]
δ	Metade do ângulo formado pelo nível de líquido [$^\circ$], Espessura do filme de líquido ao redor da bolha de Taylor [m]
F	Força [N]
F_b	<i>Fallback</i> de líquido [m]
f	Fator de fricção
g	Aceleração da gravidade [m/s^2]
H_p	Altura do <i>pipeline</i> [m]
H_r	Altura do <i>riser</i> [m]
H_L	Fração de líquido no <i>pipeline</i>

h_L	Nível de equilíbrio de líquido no duto [m]
H_{Ls}	Fração de líquido no <i>slug</i>
h	Comprimento do <i>riser</i> [m]
\bar{K}	Valor médio da variável K
K	Constante de proporcionalidade, Razão entre a densidade e a pressão do gás
k, m	Coefficientes para o cálculo da espessura do filme de líquido ao redor da bolha de Taylor
L	Comprimento [m]
L_s^*	Comprimento superestimado do <i>slug</i> [m]
l	Comprimento do <i>pipeline</i> [m]
λ	Fator do <i>holdup</i> de líquido para as condições de fluxo
M	Massa molar [g/mol]
m	Massa [kg]
m, n	Coefficientes para o cálculo do fator de atrito
μ	Viscosidade [$Pa.s$]
n	Rugosidade do canal
ν	Viscosidade cinemática [$Pa.s$]
P	Pressão [Pa]
P_B	Contrapressão a montante do <i>choke</i> [Pa]
ϕ	<i>Holdup</i> de líquido em uma seção transversal da bolha de Taylor e o filme de líquido
Q	Vazão [m^3/s]

R	Constante universal dos gases perfeitos [$J/molK$]
Re	Número de Reynolds
r	Raio [m]
ρ	Massa específica [kg/m^3]
S	Perímetro [m]
σ	Tensão superficial [$N.m$]
T	Período [s], Temperatura [K]
T_1	Período de formação do <i>slug</i> de líquido [s]
t	Tempo [s]
θ	Ângulo de inclinação do <i>riser</i> em relação à horizontal [$^\circ$]
τ	Tensão cisalhante [Pa]
U	Velocidade [m/s]
U_o	Velocidade relativa de subida da bolha [m/s]
V	Volume [m^3]
x	Comprimento do pistão de líquido no <i>pipeline</i> [m]
y	Comprimento do pistão de gás que penetra no <i>riser</i> [m]
z	Comprimento do pistão de líquido no <i>riser</i> [m], Fator de compressibilidade do gás
z_p	Altura do pistão de líquido no <i>pipeline</i> [m]
z_r	Altura do pistão de líquido no <i>riser</i> [m]
z^*	Valor assintótico do nível de líquido

Subscritos

<i>c</i>	<i>Choke</i>
<i>f</i>	Filme, Fundo
<i>G</i>	Gás
<i>GL</i>	<i>Gas lift</i>
<i>i</i>	Inicial, Interface, Interno
<i>K</i>	Fase <i>K</i>
<i>L</i>	Líquido
<i>p</i>	<i>Pipeline</i>
<i>r</i>	<i>Riser</i>
<i>S</i>	Superficial
<i>s</i>	Separador, <i>Slug</i>
<i>t</i>	Translacional, Topo
<i>w</i>	Parede do duto
0	Relativo às condições atmosféricas
1,4	Condição de entrada e saída

Capítulo 1

Introdução

Slug é um fenômeno comum que pode ocorrer em poços produtores de hidrocarbonetos quando o escoamento da produção do reservatório ocorre nos estados líquido (petróleo) e gasoso (gás) - denominado escoamento bifásico.

Esse gás pode ser proveniente tanto da capa de gás localizada acima do óleo que se encontra no reservatório quanto vir do próprio óleo, que tem a sua pressão reduzida ao ser produzido, levando as frações mais leves a passarem para o estado gasoso, incorporando o chamado gás associado. Outros padrões de fluxo em escoamento vertical são apresentados na figura 1.1.

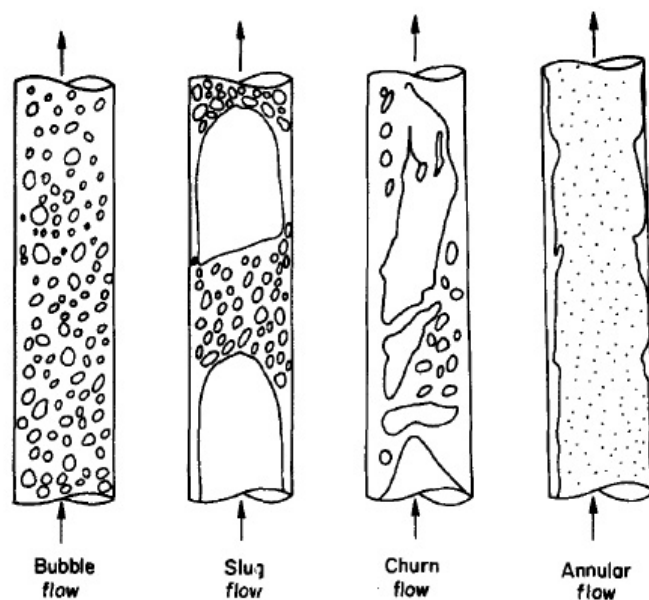


Figura 1.1: Padrões de fluxo em escoamento vertical - Taitel et al. (1980)

Na figura 1.2 é apresentado um modelo de escoamento da produção através de um sistema *pipeline-riser offshore* em estado estacionário. Nesse caso específico, o fluxo no *pipeline* é estratificado (conforme a figura 1.3), a uma pressão constante, enquanto que no *riser* ocorre fluxo de *slug* comum ou de bolhas dispersas.

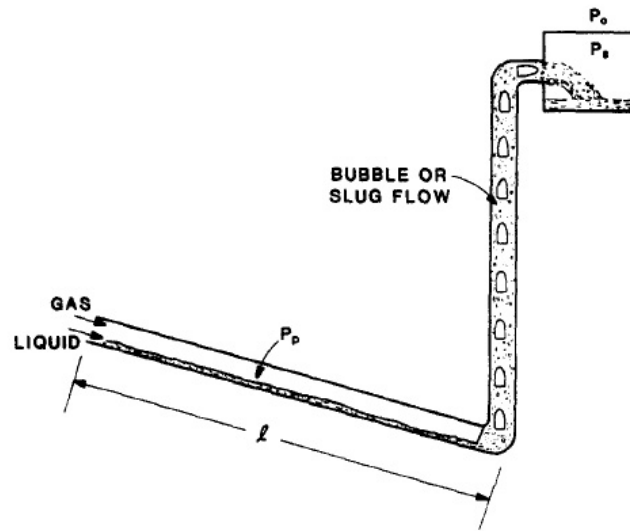


Figura 1.2: Operação em estado estacionário - Taitel (1986)

Porém, no caso de *slug* severo, chamado neste trabalho de intermitência severa, a sua dimensão pode ser muito maior que em *slugs* comuns. Tal fenômeno interrompe o estado de fluxo estacionário previamente estabelecido e modifica a vazão dos fluidos produzidos, alternando períodos sem produção com períodos de altas vazões de líquido e gás.

A grande produção de líquido pode causar uma sobrecarga e até mesmo o desligamento do separador. As grandes variações na pressão podem causar desgastes nos equipamentos de processamento e redução na capacidade de produção do campo, além de causar problemas operacionais durante a queima pelo *flare*. Adicionalmente, a intermitência severa é altamente indesejável devido aos altos valores de pressão atingidos.

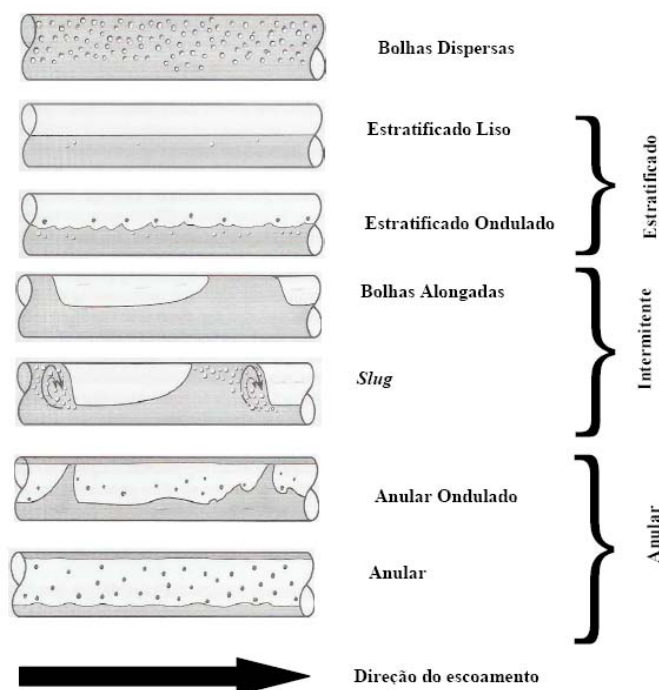


Figura 1.3: Padrões de fluxo em um escoamento horizontal - Tardelli (2009)

Além disso, na ocorrência de intermitência severa a vazão de produção é reduzida em até 50%, de forma a minimizar os problemas causados em plataformas *offshore* (Yocum, 1973). Isso ocorre devido ao aumento da contrapressão na plataforma de forma a controlar melhor a produção, reduzindo os efeitos do *slug* no escoamento.

Conforme Taitel (1986), no caso em que um duto se encontra em um terreno submarino montanhoso ou quando o *pipeline* se encontra inclinado negativamente em um sistema *pipeline-riser offshore*, pode-se dar início à formação do fenômeno de intermitência severa.

Uma das condições necessárias para a ocorrência de intermitência severa é que haja um duto negativamente inclinado em relação à horizontal com fluxo interno estratificado, além de baixas taxas de fluxo de líquido e gás. Adicionalmente, são necessárias condições geométricas e físicas específicas.

O processo de formação do *slug* é observado na figura 1.4, onde o líquido acumulado na parte inferior do *riser* (com um comprimento z) e com um comprimento x no *pipeline* bloqueia a passagem do gás.

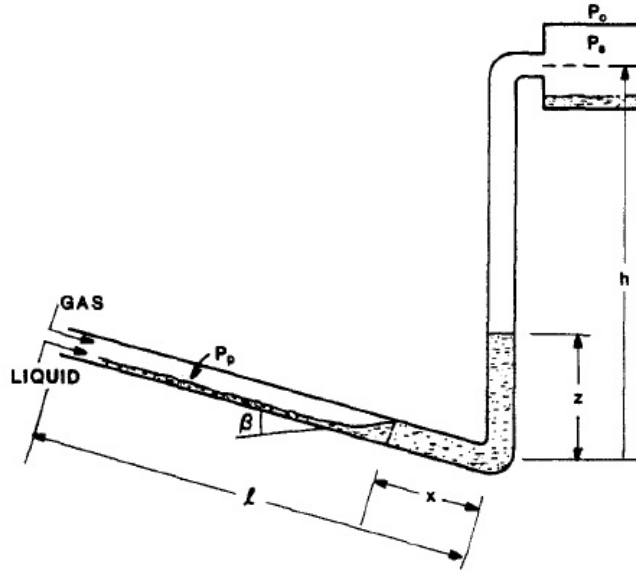


Figura 1.4: Formação do *slug* - Taitel (1986)

A quantidade de líquido ao fim do *pipeline* aumenta, assim como no *riser*, já que há fluxo de líquido abaixo do gás bloqueado. A figura 1.5 apresenta o momento em que o *slug* de líquido alcança o separador. Nesse instante, todo o *riser* encontra-se preenchido por líquido.

Paralelamente, a pressão do gás bloqueado pelo líquido aumenta à medida que mais gás proveniente da formação é incorporado à linha de produção, sem que haja escoamento desse gás.

Quando a pressão da camada de gás localizada no *pipeline* se torna maior que a pressão hidrostática da coluna de líquido localizada no *riser*, ocorre o deslocamento desse gás em direção à parte superior do *riser*, empurrando a coluna de líquido que se encontra acima.

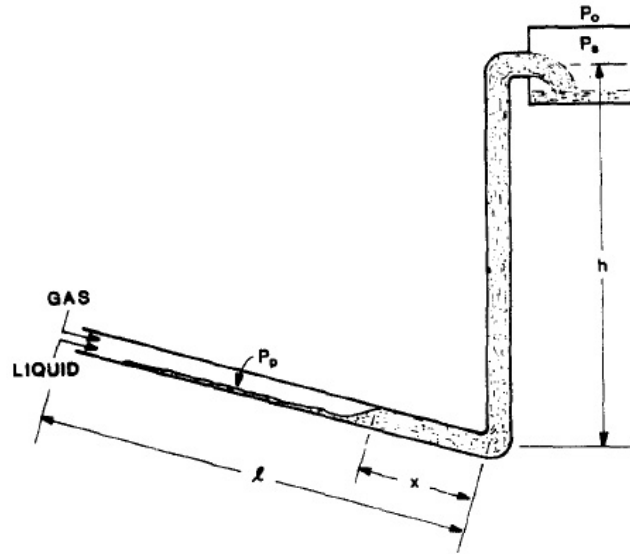


Figura 1.5: Entrada do *slug* no separador - Taitel (1986)

Conforme a pressão no *riser* se reduz à medida que o líquido é produzido, ocorre a expansão do gás, fazendo com que a velocidade do líquido no separador seja cada vez mais alta, sendo esse fenômeno conhecido como *blowout* (figura 1.6).

No momento em que todo o líquido alcança o separador, a pressão no *pipeline* atinge o seu valor mínimo, alcançando a mesma pressão do separador ou um valor próximo deste (Schmidt et al., 1980).

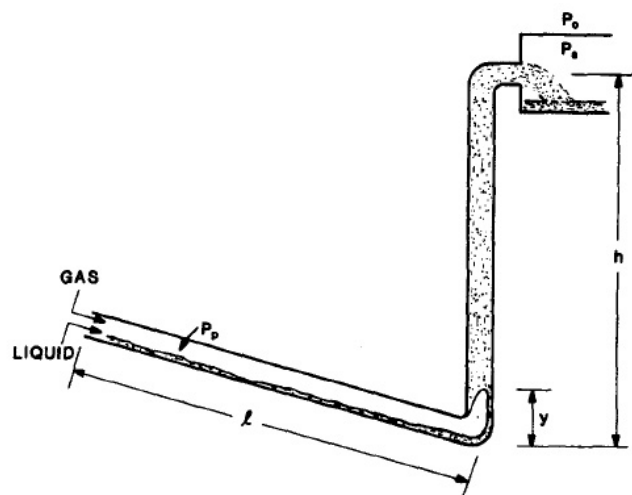


Figura 1.6: *Blowout* - Taitel (1986)

Quando a cauda do *slug* alcança o topo do *riser*, uma parte da fase líquida desce pela parede do mesmo, formando o chamado *fallback* de líquido (figura 1.7). Nesse ponto, inicia-se novamente a formação do *slug*, onde a quantidade de líquido localizado no fundo do *riser* aumenta tanto pelo líquido proveniente da formação quanto pelo *fallback* de líquido.

A pressão do pistão de gás irá aumentar devido ao gás incorporado ao *pipeline* até que se atinja um valor igual ao da pressão hidrostática da coluna de líquido localizada no *riser*, reiniciando todo o processo de forma cíclica.

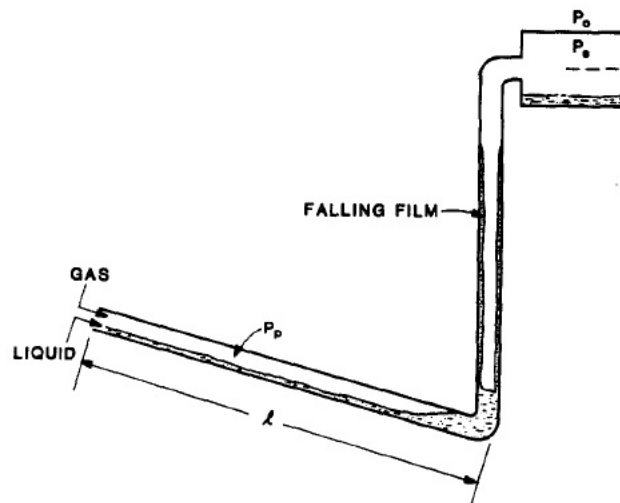


Figura 1.7: *Fallback* de líquido - Taitel (1986)

Neste trabalho é realizado um estudo analítico sobre a intermitência severa. O objetivo é implementar um modelo matemático para melhor compreender as variáveis relevantes para a sua formação e desenvolvimento. Adicionalmente, propõe-se avaliar alguns métodos de mitigação e eliminação.

Compreender o fenômeno de intermitência severa é essencial tanto no aspecto de segurança da operação, quanto para tornar o processo de produção mais efetivo. De forma a atender a esses objetivos, o presente trabalho é dividido da maneira descrita a seguir.

No capítulo 2 é realizada uma revisão bibliográfica acerca de alguns estudos realizados sobre o fenômeno de intermitência severa. A finalidade é compreender as hipóteses assumidas pelos autores, além dos métodos de abordagem para o desenvol-

vimento dos modelos matemáticos, procedimentos de cálculo e resultados obtidos.

Para justificar a implementação do modelo de Taitel (1986) no *software* Matematica, são analisados os trabalhos de Svendsen (2002) e Bay (2008) (este no Capítulo 3), de forma a confirmar a possibilidade de utilização de *softwares* disponíveis a preços mais acessíveis para o estudo da intermitência severa.

No capítulo 3 são abordados alguns métodos de mitigação e eliminação desse fenômeno, como o uso da válvula *choke*, a técnica de *gas lift*, aumento da contra-pressão no separador e aumento do número de poços direcionados ao *riser*.

Outras técnicas propostas são o aumento da taxa de produção dos poços existentes e a transferência do gás bloqueado no *pipeline* para o *riser* através de um duto de pequeno diâmetro, conforme proposto por Tengesdal (2002).

No capítulo 4 é implementado o modelo de Taitel (1986), o qual estabelece a condição necessária para a ocorrência de intermitência severa e estima alguns parâmetros como o comprimento do *slug*, período de ocorrência, taxas de fluxo e flutuações na pressão. São utilizados os trabalhos de Taitel e Dukler (1976) e Fernandes et al. (1983) para obter algumas variáveis necessárias para o desenvolvimento do modelo matemático.

Por fim, analisa-se o trabalho de Taitel et al. (1990), que prevê a modelagem da intermitência severa de modo similar a Taitel (1986), seguido do critério de Bøe (1981).

No capítulo 5 são apresentados os resultados obtidos no desenvolvimento do modelo matemático, sendo feitas importantes considerações a respeito da mitigação da intermitência severa.

Finalmente, no capítulo 6 são apresentadas as conclusões sobre a análise realizada neste trabalho, além de sugestões para continuidade e aprimoramento em trabalhos futuros.

Capítulo 2

Revisão Bibliográfica

Este capítulo apresenta a revisão dos estudos realizados sobre o fenômeno de intermitência severa. São determinadas as características, condições de ocorrência e problemas relacionados, além da discussão dos resultados obtidos pelos autores.

2.1 Modelo de Schmidt et al. (1980)

Schmidt et al. (1980) conduziu um estudo no qual foi utilizado um duto de 100ft de comprimento e 2'' de diâmetro, inclinado em -5 , -2 , 0 e $+5$ graus, conectado a um *riser* vertical de 50ft de comprimento e 2'' de diâmetro. Os fluidos utilizados foram ar e querosene, os quais eram misturados no início da seção de teste.

Ao fim do teste, a mistura era separada, com o ar sendo eliminado junto ao ar ambiente e o querosene sendo realimentado no início do processo seguinte. A velocidade superficial do querosene foi estabelecida entre 0.05 e 10ft/s e a do ar entre 0.35 e 40ft/s . Os valores medidos foram: temperatura, pressão e taxas de fluxo.

Os seguintes dados de entrada do modelo matemático foram utilizados: taxas de fluxo, pressão, temperatura, geometria do duto e propriedades dos fluidos. Já os dados de saída, todos em função do tempo, foram: altura do líquido no *pipeline* e no *riser*, pressão no *pipeline*, volume de gás no *pipeline* e tempo de formação do *slug* de líquido.

As seguintes hipóteses foram assumidas para o desenvolvimento do modelo

matemático:

- As vazões mássicas de líquido e gás permanecem constantes durante o período de ocorrência da intermitência severa.
- A pressão no separador é constante.
- Os pistões de líquido formados no *riser* e no *pipeline* não possuem bolhas.
- O *holdup* da fase líquida é uniforme ao longo do comprimento do *pipeline*.
- A interface gás/líquido é horizontal.
- O processo é isotérmico.

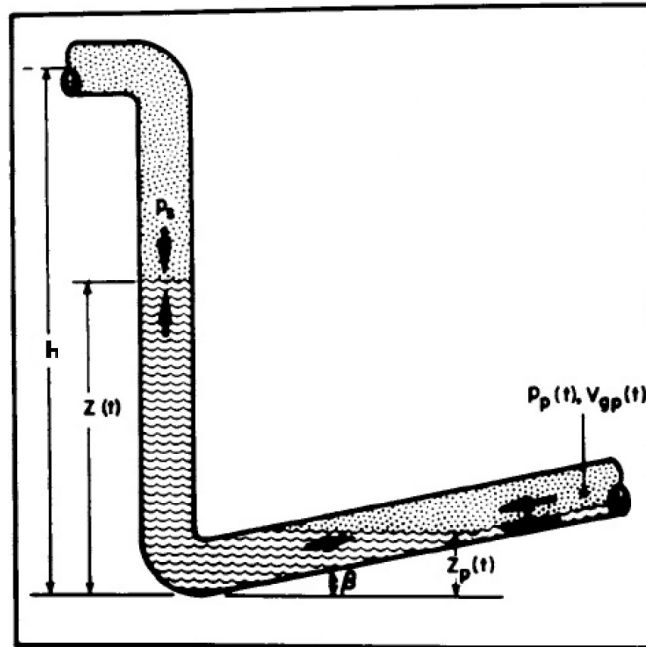


Figura 2.1: Modelo hidrodinâmico para intermitência severa (Schmidt et al., 1980)

Inicialmente, aplica-se a equação de estado do gás para o volume de gás localizado no *pipeline*, de acordo com o esquema mostrado na figura 2.1:

$$P_p V_{Gp} = \frac{z m R T}{M} \quad (2.1)$$

Diferenciando em relação ao tempo, considerando que z é constante:

$$P_p \frac{dV_{Gp}}{dt} + V_{Gp} \frac{dP_p}{dt} = \frac{z R T}{M} \frac{dm}{dt} \quad (2.2)$$

Como o fluxo mássico de gás é assumido como sendo constante, o lado direito da equação 2.2 também é constante. Considerando a velocidade de fluxo baixa (uma das condições necessárias para a ocorrência de intermitência severa), ignoram-se os efeitos do atrito e aceleração durante a formação do pistão de líquido. Logo, o balanço da pressão é:

$$z - z_p = \frac{P_p - P_s}{\rho_L} \quad (2.3)$$

Diferenciando em relação ao tempo, e como P_s é constante:

$$\frac{dz}{dt} - \frac{dz_p}{dt} = \frac{1}{\rho_L} \frac{dP_p}{dt} \quad (2.4)$$

A interface horizontal do líquido no *pipeline* tem a forma de uma elipse cortada. A razão entre a área dessa região cortada e a área total da elipse é igual ao *holdup* do líquido no *pipeline*, H_L . Como a área da elipse é $A_p/\sin\beta$, pode ser escrito que:

$$A_p \frac{dz}{dt} + A_p \frac{(1 - H_L)}{\sin\beta} \frac{dz_p}{dt} = A_p U_{LS} + A_p \frac{dF_b}{dt} \quad (2.5)$$

Cancelando A_p :

$$\frac{dz}{dt} + \frac{(1 - H_L)}{\sin\beta} \frac{dz_p}{dt} = U_{LS} + \frac{dF_b}{dt} \quad (2.6)$$

No *pipeline*, enquanto o volume ocupado pelo gás diminui, o nível de líquido aumenta. Expressando na forma diferencial, tem-se:

$$\frac{dV_{Gp}}{dt} = - \frac{A_p(1 - H_L)}{\sin\beta} \frac{dz_p}{dt} \quad (2.7)$$

A solução dessas equações requer o desenvolvimento de correlações empíricas para duas incógnitas: *holdup* de líquido no *pipeline*, H_L , e o *fallback* de líquido, F_b .

Manning, conforme Allen e Ditsworth (1972), desenvolveu a equação abaixo para o cálculo da velocidade média do líquido em um fluxo de canal aberto:

$$U_L = \frac{1.49}{n} \left(\frac{A_L}{S_L} \right)^{2/3} (\sin\beta)^{1/2} \quad (2.8)$$

onde o coeficiente n é a medida da rugosidade do canal.

Foi assumido o valor de 0.1 para esse coeficiente, já que a superfície interior do *pipeline* era lisa e esse era o menor valor proposto por Manning.

Os valores da área ocupada pelo líquido, A_L , e do perímetro molhado, S_L , são:

$$A_L = r^2(\delta - 1/2\sin 2\delta) \quad (2.9)$$

e

$$S_L = 2r\delta \quad (2.10)$$

onde r é o raio do *pipeline* e δ é a metade do ângulo formado pelo nível de líquido.

Existem, portanto, quatro incógnitas: U_L , A_L , S_L e δ . Porém, considera-se que:

$$A_L = \frac{Q_L}{U_L} \quad (2.11)$$

O *holdup* do líquido pode ser definido como a razão entre a área ocupada pelo líquido, A_L , e a área total do *pipeline*, A_p . As equações 2.8 a 2.11 devem ser resolvidas numericamente, já que se exige uma solução iterativa para o cálculo de H_L .

O *fallback* de líquido é definido como o comprimento da coluna de líquido que desce pela parede do *riser* após a extremidade do pistão principal de líquido ter passado pelo topo do mesmo. A equação 2.12 foi utilizada por prever adequadamente os resultados obtidos durante os testes:

$$F_b = a + bU_{GS} + \frac{c}{U_{GS}} \quad (2.12)$$

Diferenciando em relação a U_{GS} , tem-se:

$$\frac{dF_b}{dU_{GS}} = b - \frac{c}{U_{GS}^2} \quad (2.13)$$

No ponto de inflexão da equação 2.13, a velocidade superficial do gás é aproximadamente igual a 1. Assim, o lado esquerdo da equação 2.13 pode ser considerado igual a 0. Logo:

$$b = c \quad (2.14)$$

Substituindo a equação 2.14 na equação 2.12 e reorganizando os termos:

$$F_b = a + b(U_{GS} + \frac{1}{U_{GS}}) \quad (2.15)$$

Com a função obtida, os coeficientes podem ser calculados. A correlação resultante para o *fallback* de líquido é:

$$F_b = -7.71 + 5.8(U_{GS} + \frac{1}{U_{GS}}) \quad (2.16)$$

Com a equação 2.16 foi plotada a curva da figura 2.2. Para um riser com altura diferente de 50ft é necessário multiplicar o resultado da equação 2.16 por $h/50$ para estimar F_b .

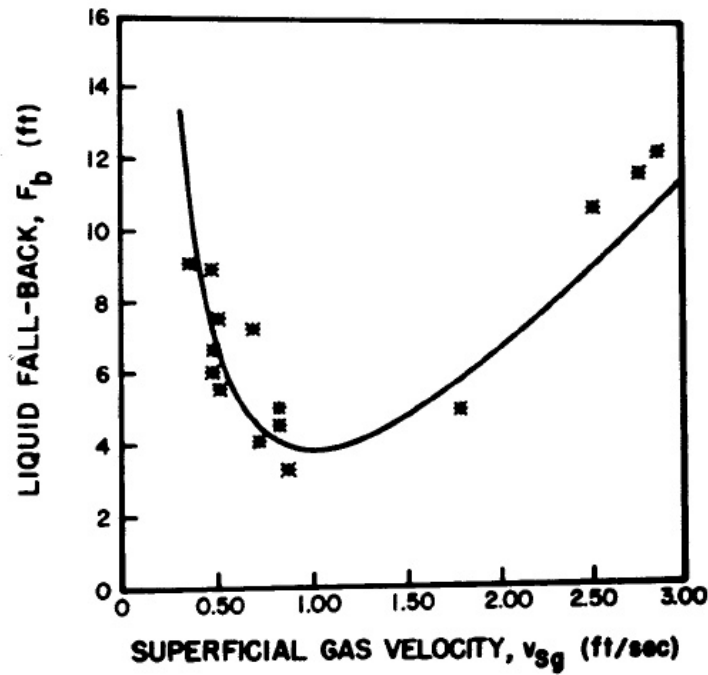


Figura 2.2: *Fallback* de líquido versus velocidade superficial do gás (Schmidt et al., 1980)

Para esse conjunto de testes, o *fallback* de líquido ocorreu dentro de 10 segundos. A mudança desse *fallback* em relação ao tempo para qualquer condição de fluxo é dada por:

$$\frac{dF_b}{dt} = \frac{F_b}{10}(1.26t^{-0.8}) \quad (2.17)$$

As equações acima descritas, juntamente com outras equações adicionais desenvolvidas para estimar o *holdup* e o *fallback* foram resolvidas numericamente para as seguintes condições iniciais:

- $z(0) = 0$;

- $z_p(0) = 0$;
- $P_p(0) = P_s$;
- $V_{Gp}(0) = \text{volume de gás no } pipeline$

O tempo inicial foi escolhido como o ponto no qual as curvas de pressão apresentam seu mínimo valor. Como nesse caso o pistão de líquido já alcançou o separador e um novo pistão ainda não foi formado, a pressão inicial no *pipeline* é considerada igual à pressão no separador.

O cálculo do *fallback* foi limitado aos primeiros 10 segundos, pois nesse momento o *fallback* foi observado como concluído. O tempo de geração do *slug* é determinado como o tempo total até a condição em que $z = 50ft$, o comprimento do *riser*.

Dessa forma, a altura do *slug* no *pipeline*, a pressão no *pipeline* e o tempo necessário para o *slug* atingir o seu comprimento máximo são obtidos. Após o desenvolvimento do modelo, foram traçados os gráficos 2.3, 2.4 e 2.5.

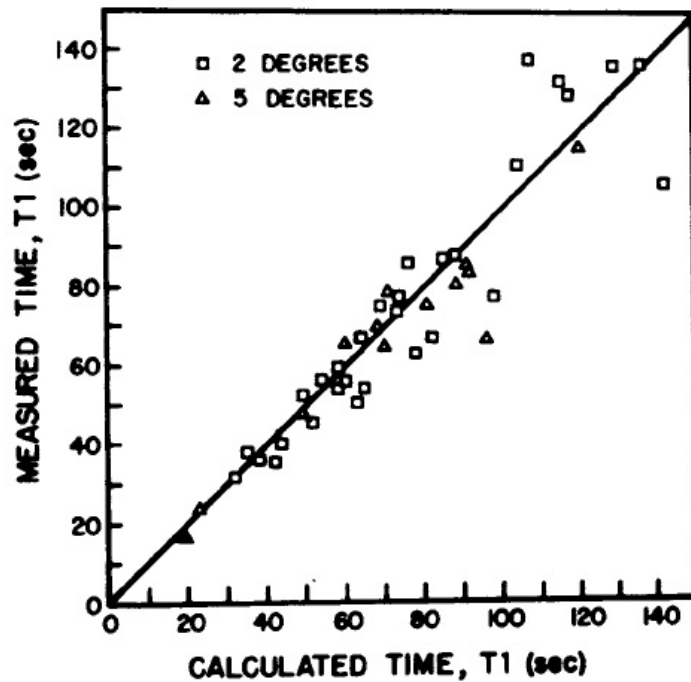


Figura 2.3: Comparação entre o período de formação do *slug* de líquido, T_1 , e dados experimentais (Schmidt et al., 1980)

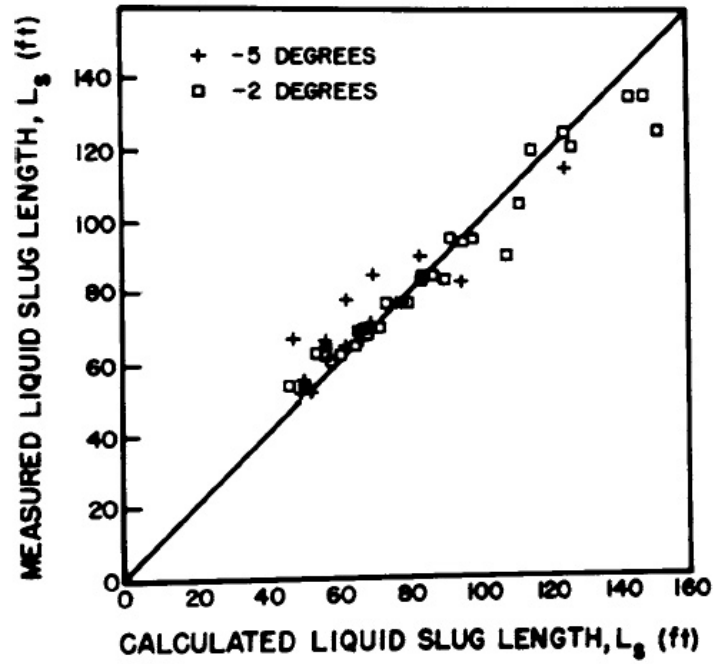


Figura 2.4: Comparação entre o comprimento previsto do *slug* e dados experimentais (Schmidt et al., 1980)

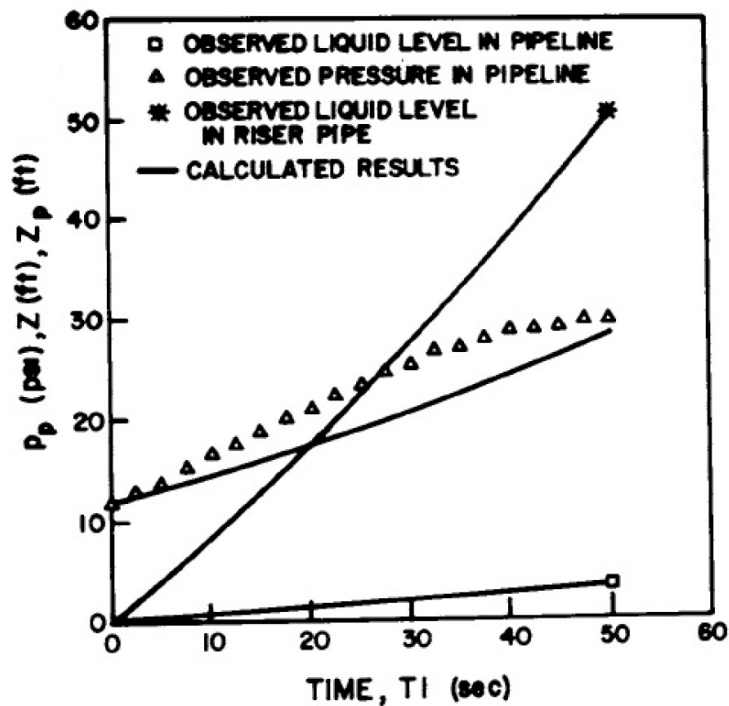


Figura 2.5: Comparação entre os valores previstos para P_p , z e z_p e dados experimentais (Schmidt et al., 1980)

Assim, os resultados esperados para o comprimento dos *slugs* e para o tempo de geração desses apresentaram uma boa concordância em relação aos dados experimentais.

A variação da pressão no *pipeline* e no *riser* aparentou ser praticamente linear, e apesar de algumas pequenas discrepâncias entre as pressões calculadas e as observadas no *pipeline* durante o período de formação dos *slugs*, pode-se afirmar que o modelo apresentou resultados satisfatórios.

2.2 Modelo de Viggiani et al. (1988)

No trabalho de Viggiani et al. (1988) o modelo desenvolvido por Schmidt et al. (1980) foi reformulado. A diferença é que Schmidt et al. (1980) considerou alguns aspectos que foram negligenciados por Viggiani et al. (1988), como o *fallback* de líquido.

A simulação de intermitência severa pode ser realizada a partir da formulação geral das leis de conservação escritas para um sistema de duas fases. Essa foi a forma utilizada para desenvolver o código no *software* OLGA, conforme Bendiksen et al. (1986).

A base do modelo matemático utilizado nesse *software* consiste no balanço unidimensional de massa e momento para cada fase, balanço de energia para a mistura e outras relações desenvolvidas com base em dados obtidos. A condição para a ocorrência de intermitência severa, proposta por Bøe (1981), é obtida e o comprimento do *slug* é determinado analiticamente.

O fenômeno de intermitência severa é modelado para o sistema mostrado na figura 2.6, que consiste de um *pipeline* (inclinação β e comprimento l), seguido de um *riser* (inclinação θ e comprimento h). O sistema é alimentado por uma taxa constante de gás e líquido.

Após o bloqueio do gás no *pipeline*, a dinâmica é descrita pela seguinte equação, ignorando-se os termos inerciais e dissipativos:

$$P_4 \exp [gK(H_r - z_r)] + \rho_L g z_r = P_1 \exp [gK(H_p - z_p)] + \rho_L g z_p \quad (2.18)$$

onde H_p e H_r são as alturas do *pipeline* e do *riser*, e z_p e z_r são as alturas do

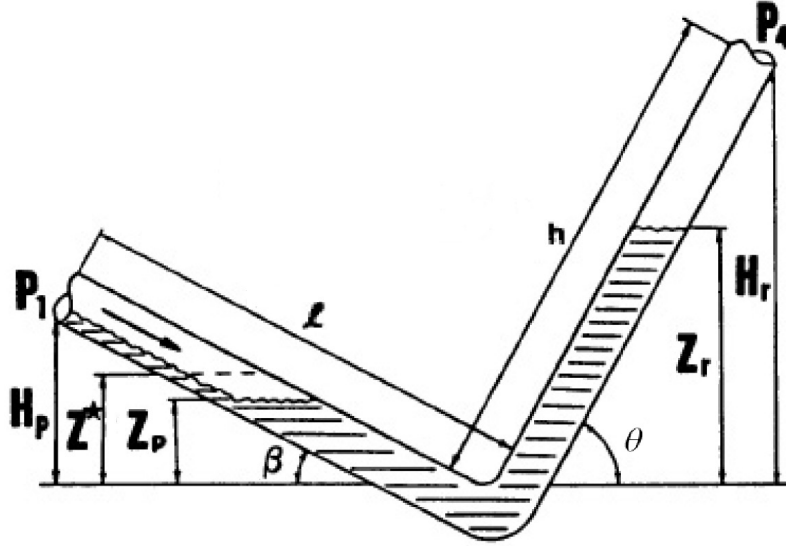


Figura 2.6: Formação da intermitência severa (Viggiani et al., 1988)

líquido nessas seções. As pressões na interface horizontal gás-líquido são calculadas assumindo o processo isotérmico e com fator de compressibilidade constante.

Com estes pressupostos, a razão entre a densidade e a pressão do gás é constante e igual a K . As exponenciais da equação 2.18 podem ser expandidas em séries e os termos de ordem superior podem ser ignorados, o que fornece:

$$P_4 + \rho_L g z_r = P_1 + \rho_L g z_p \quad (2.19)$$

A massa total de líquido que entra após o bloqueio é:

$$\rho_L z_p A_p (1 - H_L) / \sin \beta + \rho_L z_r A_p / \sin \theta \quad (2.20)$$

A massa total de gás que entra após o bloqueio é:

$$A_p (1 - H_L) K / \sin \beta [(H_p - z_p) P_1 - H_p P_{1i}] \quad (2.21)$$

onde P_{1i} , a pressão inicial na entrada do duto, pode ser aproximada para P_4 .

Caso a razão entre as massas de líquido e gás seja assumida como sendo igual à razão conhecida entre as taxas de fluxo mássico de entrada C , a seguinte equação é obtida:

$$\rho_L z_p + \rho_L z_r \sin \beta / [\sin \theta (1 - H_L)] = C K P_1 (H_p - z_p) - C K P_4 H_p \quad (2.22)$$

Obtendo-se z_r da equação 2.19, a equação 2.22 pode ser reescrita:

$$CKP_1z_p + (\rho_L + \epsilon\rho_Lg)z_p + (\epsilon - CKH_p)P_1 + (CKH_p - \epsilon)P_4 = 0 \quad (2.23)$$

onde:

$$\epsilon = \sin\beta/[\sin\theta(1 - H_L)g] \quad (2.24)$$

Usando o teorema para a derivação de funções implícitas, pode-se obter, a partir da equação 2.23, a seguinte expressão para a derivada da altura de líquido no *pipeline* z_p , em relação à pressão P_1 :

$$dz_p/dP_1 = -[\epsilon + CK(z_p - H_p)]/[\rho_L(1 + \epsilon g) + CKP_1] \quad (2.25)$$

No caso em que:

$$z_p = z^* = H_p - \epsilon/(KC) \quad (2.26)$$

a derivada é zero. Caso essa condição seja fisicamente alcançada, a introdução de uma massa adicional não irá aumentar a altura de líquido no *pipeline*.

z^* é o valor assintótico do nível de líquido correspondente a um valor infinito da altura z_r no *riser*. Caso z^* seja negativo, a intermitência severa não pode ocorrer porque, imediatamente após o bloqueio, o aumento de pressão devido à entrada da mistura não pode ser equilibrada pelo aumento do nível de líquido no *riser*. Nessas condições, o líquido acumulado no fundo é forçado para a saída.

Caso z^* seja positivo, o nível de líquido aumenta até que atinja o topo do *riser*. Então o líquido é progressivamente acelerado e deixa o sistema, fazendo com que a cauda do *slug* alcance altas velocidades.

A partir da análise anterior é possível derivar a seguinte condição necessária para a ocorrência de intermitência severa:

$$z^* > 0 \quad (2.27)$$

A condição 2.27 já foi obtida por Bøe (1981), mas com um procedimento diferente. Viggiani et al. (1988) buscou esclarecer o problema físico, permitindo uma estimativa imediata do comprimento do *slug* através do cálculo de z^* . A seguinte equação é utilizada para calcular o comprimento superestimado do *slug*:

$$L_s^* = z^*/\sin\beta + h \quad (2.28)$$

O comprimento real do *slug* L_s pode ser calculado pela seguinte equação:

$$L_s = z_p / \sin\beta + h \quad (2.29)$$

onde z_p é o menor valor entre as duas soluções positivas da equação:

$$(CK\rho_Lg)H_p^2 - [CKP_4 + CK\rho_Lg(H_p + H_r) + \rho_L]z_p + \rho_LgH_r = 0 \quad (2.30)$$

Tal valor pode ser obtido através da substituição de z_r da equação 2.19 igual a H_r na equação 2.22, eliminando-se P_1 . A outra solução da equação 2.30 não tem sentido porque é superior a z^* .

A figura 2.7 mostra o mapa de intermitência severa referente a quatro diferentes inclinações do *pipeline*. A parte inferior das curvas de transição foi determinada utilizando-se o modelo apresentado no trabalho de Viggiani et al. (1988). Já a parte superior, pelo modelo de Taitel e Dukler (1976).

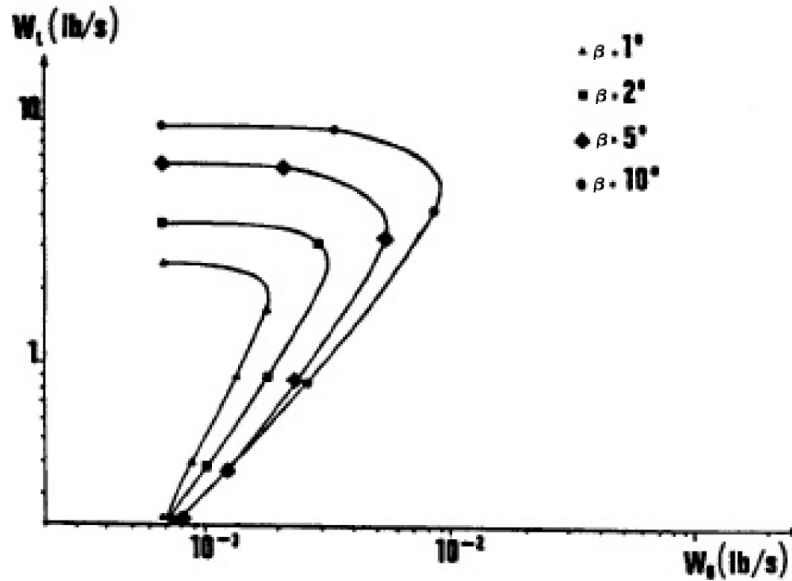


Figura 2.7: Mapa de intermitência severa para diferentes inclinações do *pipeline* (Viggiani et al., 1988)

Pode-se perceber uma diminuição da intermitência severa com a redução da inclinação do *pipeline*. Isso acontece porque se a inclinação do *pipeline* diminui, o *holdup* do líquido aumenta, então a pressão do gás bloqueado alcança seu valor máximo para taxas de fluxo de gás mais baixas.

A figura 2.8 mostra o mapa de intermitência severa para quatro diferentes comprimentos do *pipeline*. Um longo duto resulta em uma maior região de intermitência severa porque a pressão do gás atinge seu valor mais elevado para taxas de vazão de gás mais altas.

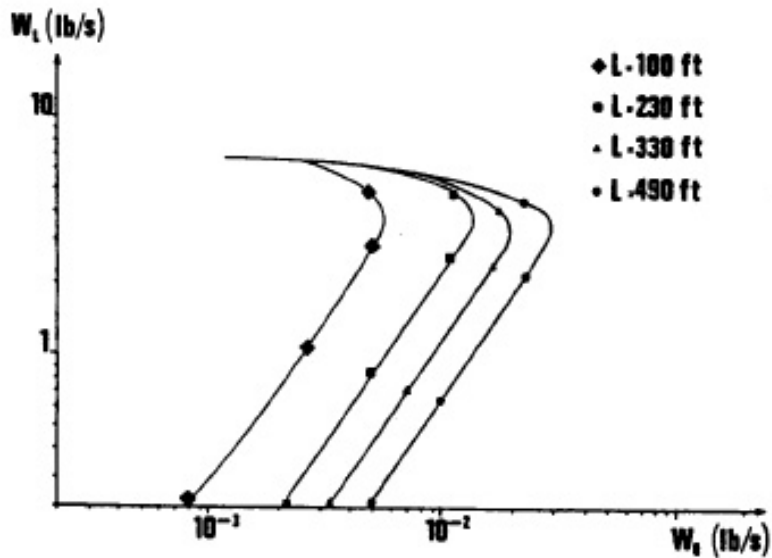


Figura 2.8: Mapa de intermitência severa para diferentes comprimentos do *pipeline* (Viggiani et al., 1988)

Os cálculos realizados para três diâmetros diferentes do *pipeline* foram plotados (figura 2.9). As coordenadas do mapa são as velocidades superficiais de cada fase. A região de intermitência severa aumenta se o diâmetro aumenta porque isso faz com que haja um menor *holdup* de líquido, com as consequências descritas acima.

A figura 2.10 mostra o comprimento do *slug* versus a taxa de fluxo de gás, para diferentes taxas de fluxo de líquido. Pode-se perceber que existem dois valores extremos para o comprimento dos *slugs*: o comprimento correspondente a z^* , para o qual cada curva tende quando a taxa de fluxo de gás diminui, e o comprimento do *riser*, para altas taxas de fluxo de gás.

Percebe-se que, para uma certa taxa de fluxo de gás, a máxima taxa de fluxo de líquido não produz o máximo comprimento de *slug*. Isso é devido à influência do *holdup* do líquido.

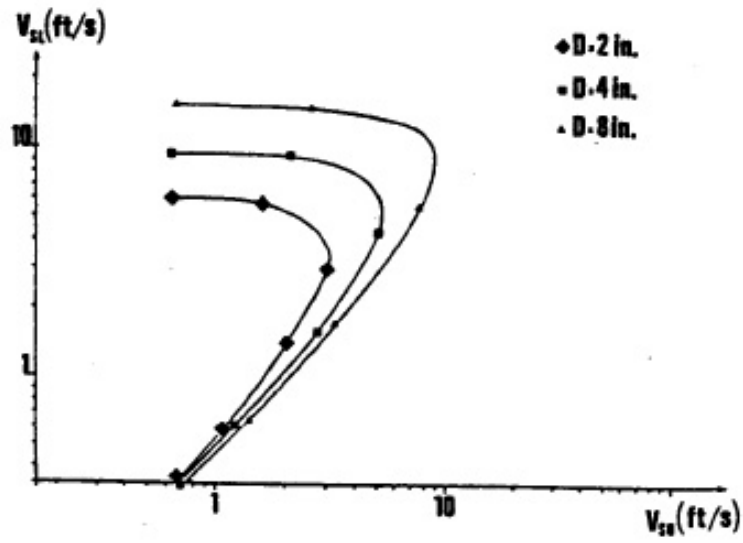


Figura 2.9: Mapa de intermitência severa para diferentes diâmetros do *pipeline* (Viggiani et al., 1988)

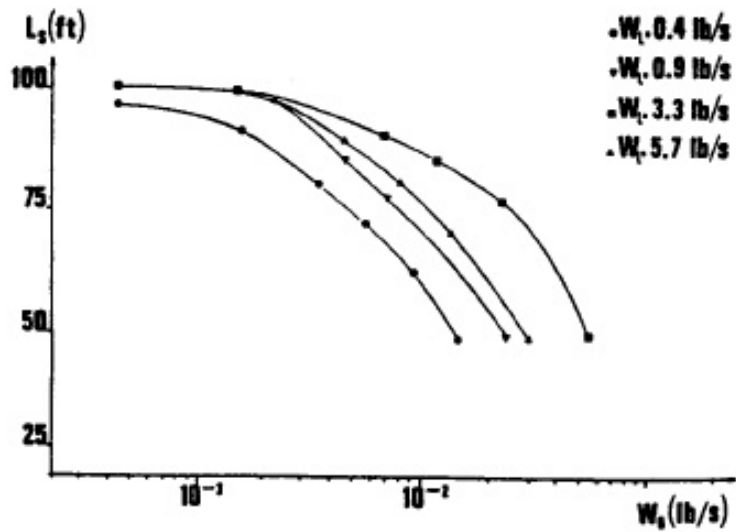


Figura 2.10: Mapa de intermitência severa para diferentes taxas de fluxo de líquido (Viggiani et al., 1988)

2.3 Trabalho de Fabre et al. (1990)

Fabre et al. (1990) buscou explicar fisicamente a instabilidade de fluxo baseado em estudos experimentais e simulações numéricas. Através de um balanço de massa para o *pipeline* foram obtidas as variações, em função do tempo, da pressão, fração de vazio, taxas de fluxo e altura do líquido no *riser*.

Na ocorrência de intermitência severa, a fração de vazio no *riser* sofre grandes variações devido às mudanças nos padrões de fluxo e na altura do líquido presente no mesmo. Assim, como a pressão no fundo do *riser* é função da coluna hidrostática de líquido localizada acima, a fração de vazio foi considerada como um importante parâmetro a ser observado.

Para o desenvolvimento do modelo matemático, Fabre et al. (1990) utilizou um conjunto de equações diferenciais parciais em função do espaço e tempo, expressando a conservação de massa e momento. Para o *riser*, o modelo levou em conta a variação da altura de líquido em função do tempo, enquanto que para o *pipeline* foi utilizado um modelo simplificado para resolver o fluxo instável presente.

Considerou-se a ausência de transferência de massa entre as fases líquida e gasosa. A densidade do gás foi calculada por uma equação de estado assumindo todo o processo como isotérmico.

No *pipeline* assumiu-se fluxo homogêneo, ou seja, a velocidade superficial, pressão, densidade e fração de cada fase como funções independentes do espaço. Já no *riser*, essas variáveis são dependentes tanto do espaço quanto do tempo.

Negligenciou-se o atrito na parede do *riser*, assim como as forças de inércia. Já a fração de vazio é função dos valores instantâneos das velocidades superficiais do gás e do líquido, através de uma equação de fluxo estável. Foram utilizadas equações de conservação de massa integradas para o volume total do *pipeline*, tanto para a fase líquida quanto para a gasosa.

Foram utilizadas, de acordo com Fabre et al. (1990) e Sarica e Shoham (1991), duas equações para expressar a continuidade de cada fase no *riser*, além da equação de equilíbrio da pressão hidrostática (reduzida da equação de momento para a mistura).

A fração de vazio foi calculada da mesma forma que no trabalho de Zuber e Findlay (1965). Utilizou-se a equação de estado para um gás ideal para calcular a pressão no *riser* e foi calculada a taxa de variação na altura de líquido.

O problema de valor inicial no *riser* poderia ser solucionado pelo método das diferenças finitas. Porém, como a altura de líquido é função do tempo, esse método não se mostrou adaptável para a solução de um problema de fronteiras livres. Assim, algumas equações foram reescritas para utilização do Método das Características, conhecido por prover soluções precisas para equações diferenciais parciais de primeira ordem.

Esse método fornece uma solução geral para um número indefinido de pontos, mas determina a altura do líquido no *riser*, especialmente durante a ocorrência do *fallback* de líquido.

Os resultados numéricos foram comparados com dados experimentais de pressão no fundo do *riser*. De acordo com a figura 2.11, pode-se perceber que ambos os resultados apresentam uma boa concordância. As máximas e mínimas pressões observadas nos experimentos, além do período em que ocorre instabilidade, apresentaram um padrão de acordo com os resultados previstos pelo método matemático.

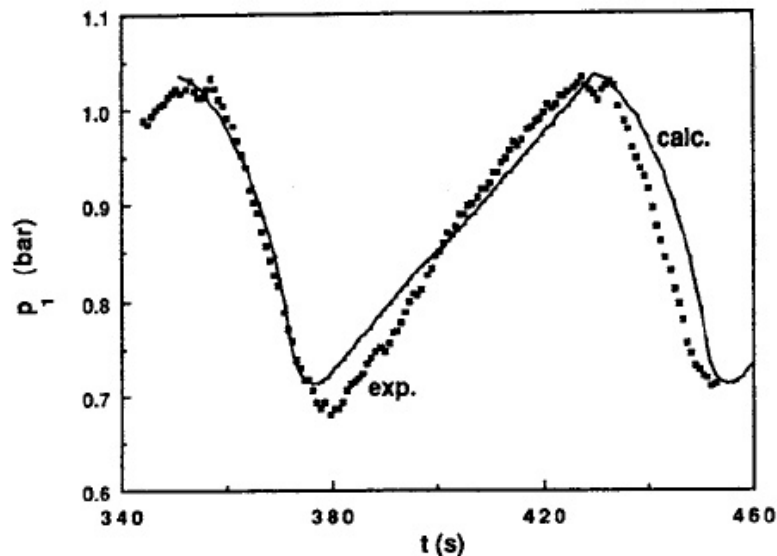


Figura 2.11: Pressão no fundo do *riser* (Fabre et al., 1990)

2.4 Trabalho de Sarica e Shoham (1991)

No trabalho de Sarica e Shoham (1991) foi proposto um modelo simplificado para prever o comportamento do ciclo de intermitência severa. Tal modelo leva em conta a continuidade do gás no *riser* e pode ser utilizado em casos de descontinuidades no fluxo, como acúmulo de líquido no *pipeline* e uma única fase no fluido localizado no *riser*.

O desenvolvimento do modelo de Sarica e Shoham (1991) considerou o fluxo unidimensional, tanto no *pipeline* quanto no *riser*, e utilizou diferentes conjuntos de equações de continuidade para cada trecho. As variáveis analisadas no *riser* são funções do tempo e espaço, enquanto que no *pipeline* são funções apenas do tempo.

O cálculo da fração de vazio no *pipeline* sob fluxo estratificado foi baseado em condições de admissão usando um conceito de equilíbrio local. Foi considerado que não havia transferência de massa entre as fases, e a fase líquida foi assumida como incompressível.

As equações de continuidade das fases líquida e gasosa no *pipeline* foram desenvolvidas, e utilizou-se as equações de Fabre et al. (1990) para expressar a continuidade de cada fase no *riser*, além da equação de equilíbrio da pressão hidrostática.

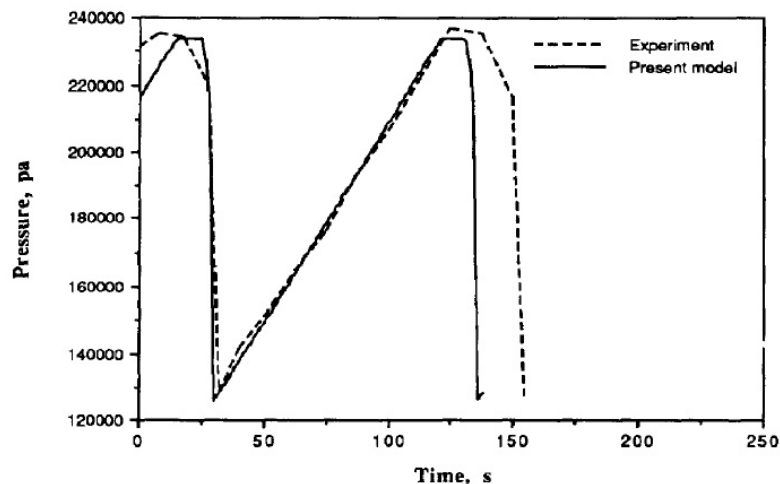


Figura 2.12: Comparação entre o modelo de Sarica e Shoham (1991) e dados experimentais para um *pipeline* inclinado de -0.57° (Sarica e Shoham, 1991)

As frações de vazio locais, em função das velocidades superficiais, foram calculadas por Zuber e Findlay (1965). Assim, foi obtida uma equação hiperbólica diferencial parcial de primeira ordem.

A solução do sistema foi analisada para dois casos: penetração contínua de gás na parte inferior do *riser* (sem acúmulo de líquido nesse local) e nenhuma penetração de gás no *riser*. Para o segundo caso, foi utilizada uma relação para descrever a interface entre a região composta somente por líquido e a região com duas fases. Tal relação levou em conta o movimento relativo na interface entre essas duas regiões.

Foram calculados o comprimento do líquido localizado no *pipeline* e a velocidade de penetração do mesmo no fundo do *riser*. Como o líquido é assumido como sendo incompressível, sua velocidade permanece constante.

Foi feita uma comparação do modelo de Sarica e Shoham (1991) com os dados experimentais dos modelos de Fabre et al. (1990), Vierkandt (1988), Jansen (1990) e Taitel (1986). Na figura 2.13 é comparado o modelo de Sarica e Shoham (1991) com o modelo de Taitel (1986).

$U_{GS,0}$ (m/s)	U_{LS} (m/s)	Experimental		Taitel <i>et al.</i> (1986)			Present model		
		X_{max}^* (m)	t_{cycle} (s)	X_{max} (m)	t_{cycle} (s)	Error (%)	X_{max} (m)	t_{cycle} (s)	Error (%)
0.032	0.067	—	39	0.22	31	-21	0.275	35.2	-9.7
0.033	0.118	—	26	0.16	22	-14	0.253	25	-3.8
0.032	0.151	—	22	0.10	19	-14	0.177	20.9	-5
0.032	0.278	—	12	0.00	11	-6	0.013	12.1	-0.8
0.078	0.105	—	20	0.06	18	-9	0.074	19.4	-3
0.079	0.208	—	17	0.01	12	-28	0.062	13.1	-22.9

Figura 2.13: Comparação entre o modelo de Sarica e Shoham (1991) e o modelo de Taitel (1986) (Sarica e Shoham, 1991)

Foram realizados diversos testes utilizando os dados disponíveis na literatura da época. O modelo desenvolvido apresentou um melhor desempenho que alguns modelos publicados anteriormente a esse trabalho, conforme os resultados apresentados pelos autores.

O fenômeno de intermitência severa mostrou-se fortemente dependente do ângulo de inclinação do *pipeline*, onde pequenos desvios em relação à horizontal podem causar mudanças notáveis no comportamento do fluxo.

Para um *pipeline* horizontal, ou até mesmo para pequenos ângulos de inclina-

ção, o presente modelo apresentou certas diferenças entre os dados teóricos e experimentais. Os autores justificam tal fato como consequência do modelo proposto, que não prevê exatamente o comportamento do fluxo para pequenas inclinações.

2.5 Trabalho de Svendsen (2002)

O desenvolvimento de sistemas de controle para a eliminação de *slugs* é um processo complicado, que consome bastante tempo e, portanto, caro. Simulações, desenvolvimento e teste de sistemas de controle são normalmente realizados em simuladores de escoamento multifásico, como o OLGA, paralelamente a experimentos.

Ao desenvolver um esquema de controle é muito importante para o engenheiro ser capaz de estudar as propriedades do sistema. Isso muitas vezes é difícil de ser feito em simuladores como o OLGA porque os modelos são de alta complexidade. Com um modelo mais simples rodado em Matlab essas propriedades são muito mais fáceis de serem estudadas.

No trabalho de Svendsen (2002) foi feita uma comparação entre um modelo em Matlab e outro em OLGA para o mesmo projeto de estudo. O objetivo foi validar que o modelo em Matlab é preciso o suficiente para ser utilizado para fins de projeto e para pontuar as possíveis diferenças entre os modelos.

Para o desenvolvimento no *software* Matlab foi utilizado um modelo não-linear simplificado. Algumas considerações foram feitas para o desenvolvimento do modelo:

- A velocidade do líquido alimentado no *pipeline* é considerada constante, permitindo que a dinâmica do nível de líquido seja negligenciada. Isso implica em:
 - volume de gás constante no *pipeline*, ou seja, quaisquer variações de volume do líquido localizado no ponto mais baixo do *pipeline* podem ser negligenciadas.
 - a vazão de líquido que alimenta o *riser* é considerada constante.
- Um único volume de controle de líquido em toda a extensão do *pipeline*.

- Dois volumes de controle de gás, que são separados pelo ponto mais baixo do *pipeline* (conexão *pipeline-riser*). Esses dois volumes de controle são associados através de uma relação de pressão e fluxo.
- Lei do gás ideal.
- Temperatura constante.
- Balanço de pressão estacionário entre o *riser* e o *pipeline*.
- Modelo simplificado de válvula *choke* para o gás e líquido que saem do topo do *riser*.

Em seu trabalho, Svendsen (2002) percebeu que a resposta em *open loop* de ambos os modelos (Matlab e OLGA) apresentaram boa concordância. Tanto a pressão estacionária quanto as amplitudes de pressão em cada modelo seguiram o mesmo padrão durante os intervalos de abertura da válvula nos quais foram efetuados os testes.

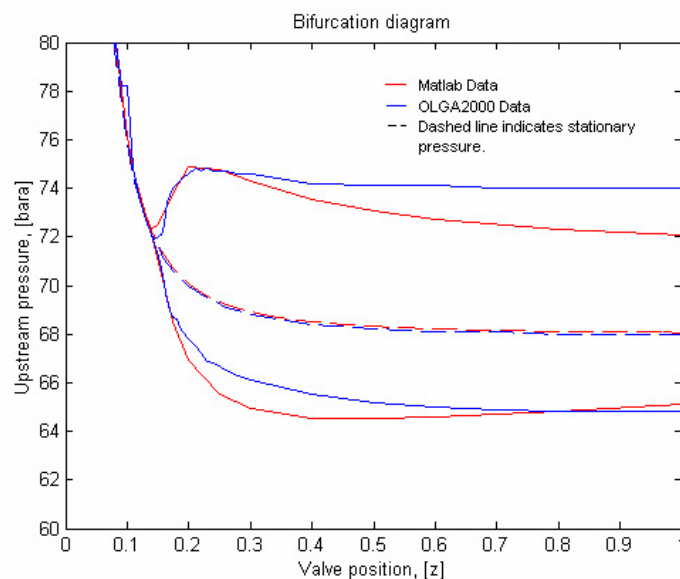


Figura 2.14: Comparação entre o modelo em Matlab e OLGA (Svendsen, 2002)

A frequência de oscilação da pressão não apresentou uma boa concordância entre os modelos, mas isso não impede a utilidade do modelo em Matlab. Nesse caso, deve-se ajustar mais precisamente o modelo para se obter melhores resultados.

A resposta em *loop* fechado também apresentou uma boa concordância entre os modelos.

Dessa forma, a utilização de *softwares* disponíveis a preços mais acessíveis pode ser considerada durante o estudo da intermitência severa. Além da questão econômica, o estudo das propriedades desse fenômeno torna-se mais simples, permitindo modificações e considerações que não seriam possíveis em outros *softwares*, como o OLGA.

2.6 Trabalho de Mokhatab (2007)

Mokhatab (2007) realizou uma série de experimentos com uma mistura bifásica de água e ar em um aparato com a mesma geometria que a de um sistema *pipeline-riser*. Com os resultados obtidos, foi possível caracterizar a intermitência severa, além dos fluxos instáveis, em termos de ciclos de pressão e características do fluido de produção.

Mokhatab percebeu a falta, na literatura da época, de trabalhos que pudessem descrever o comportamento da intermitência severa em águas com profundidade superior a 1000 m. Para esse caso, o *riser* é normalmente utilizado na forma de uma catenária em suspensão (ou em formato em "S" (Hatton e Howells, 1996)), sendo essa a solução mais simples e, geralmente, a menos cara.

Foi desenvolvido um modelo para estudar o comportamento dinâmico da intermitência severa através do código OLGA, o qual consistia de três partes principais: descrição das propriedades dos fluidos, modelo *pipeline-riser* e especificação das condições de contorno.

Os objetivos dos procedimentos experimentais foram identificar o desempenho e a capacidade dos modelos e perceber possíveis áreas nos códigos que poderiam ser melhoradas de modo a levar a uma maior precisão dos resultados.

Os resultados dos testes experimentais foram comparados com as previsões do modelo em OLGA. Além disso, foram apresentados alguns experimentos numéricos, de modo a explorar algumas das razões para a diferença entre os resultados experimentais e os obtidos através de simulação.

Um dos testes realizado por Mokhatab foi de fixar a taxa de fluxo de gás e variar a taxa de fluxo de líquido, conforme a figura 2.15. A figura 2.16 mostra o resultado obtido através do modelo em OLGA, comparado aos resultados experimentais, para a pressão no fundo do *riser* para o caso mostrado na figura 2.15.

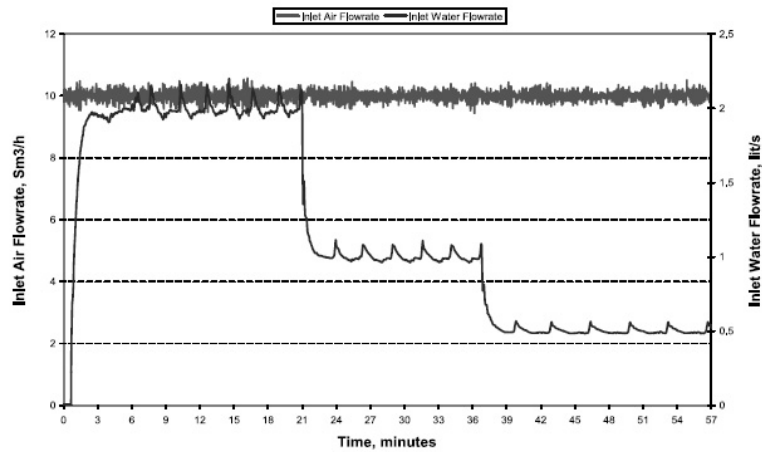


Figura 2.15: Perfil das taxas de fluxo de água e ar (Mokhatab, 2007)

Observou-se que os valores obtidos para as pressões máximas e mínimas não apresentaram boa concordância entre o modelo e os experimentos. O modelo em OLGA também mostrou uma frequência da intermitência severa ligeiramente mais elevada que a dos dados experimentais.

Porém, para baixas taxas de fluxo de água (aproximadamente 1.0 l/s), as comparações entre os dados experimentais e os resultados computacionais apresentaram boa concordância.

Outros testes realizados foram a comparação entre as variações na velocidade superficial do gás no *pipeline*, a vazão mássica do líquido produzido e a vazão mássica do gás.

Levando em consideração alguns fatores como calibração e efeitos das condições de contorno, pode-se considerar que os resultados obtidos através do modelo em OLGA apresentaram uma boa comparação com os experimentos. Tal modelo mostrou ser capaz de prever a ocorrência de intermitência severa, mas apresentou dificuldades em prever as características de tal fenômeno.

Entretanto, o modelo em OLGA não apresentou uma boa previsão do fluxo

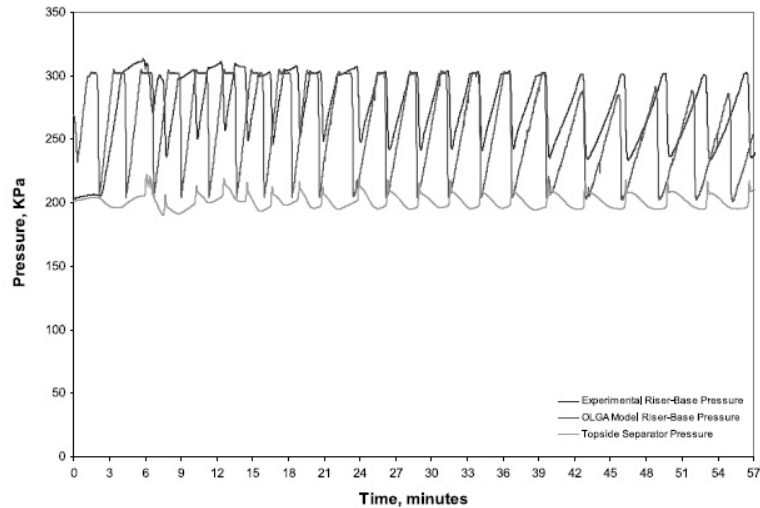


Figura 2.16: Comparação entre as pressões na base do *riser* (Mokhatab, 2007)

quando houve a entrada de bolhas de gás na base do *riser* e durante o período de ocorrência de *fallback* de líquido. Tal comportamento foi atribuído à previsão imprecisa do comportamento do gás durante o período de compressão do mesmo no *pipeline*, onde a velocidade superficial do gás foi superestimada.

2.7 Trabalho de Balino et al. (2010)

Balino et al. (2010) desenvolveu um modelo unidimensional para intermitência severa para *risers* com inclinação variável para simulação numérica de fluxo bifásico em um *riser* em forma de catenária, de acordo com as condições experimentais relatadas em Wordsworth et al. (1998).

Alguns parâmetros foram escolhidos para se comparar com um exemplo dado por Sarica e Shoham (1991) de uma simulação experimental para um *riser* vertical, além de trabalhos de outros autores.

O objetivo foi criar mapas de estabilidade e de regimes de fluxo para um sistema *pipeline-riser*. Tal modelo considerou equações de continuidade para as fases líquida e gasosa e uma equação de momento simplificada para a mistura, negligenciando o efeito da inércia.

Para o mapa de estabilidade, foi estabelecida como parâmetro uma solução

estacionária para um determinado ponto no espaço, de forma que ao se deslocar esse ponto no espaço, observou-se a mudança ou não da condição inicial. Assim, foram obtidos os pontos onde a solução estacionária era estável, ou seja, se o sistema se encontrava em estado estacionário ou intermitente.

No desenvolvimento do modelo foram considerados o gás ideal e a fase líquida incompressível, estando ambas as fases em condições isotérmicas. As variáveis de estado, para o *pipeline*, foram a pressão do gás e a posição de acumulação de líquido, enquanto que para o *riser* foram a pressão local, fração de vazio e velocidade superficial total.

As variáveis das condições de contorno foram, para o *pipeline*, a velocidade superficial total, imposta pelo *riser*, e para o *riser*, a pressão e a fração de vazio, sendo impostas pelo *pipeline*. Outras condições de contorno foram a taxa de fluxo de líquido e a taxa de fluxo de massa de gás no *pipeline*, além da pressão no separador.

Balino et al. (2010) observou que os procedimentos numéricos desenvolvidos por Taitel et al. (1990) e Sarica e Shoham (1991) apresentaram alguns problemas de não-convergência. Uma possível explicação dada foi que, abaixo da linha de estabilidade, a dominância da gravidade no sistema é reduzida, de forma que outras forças tornam-se importantes na equação de momento.

Para o modelo lidar com uma descontinuidade na pressão de contorno foi necessária uma interação com a descontinuidade na distribuição da fração de vazio de acordo com a variação do tempo. Para tal, foi realizada a distribuição das velocidades superficiais. Além disso, foi adicionado um termo simplificado para o atrito, de modo a melhorar a precisão dos resultados.

Balino et al. (2010) concluiu que os resultados obtidos mostraram uma boa concordância entre a simulação numérica e os dados experimentais durante a ocorrência de intermitência severa. Considerou-se também que as curvas de estabilidade e de regimes de fluxo obtidas conseguiram prever os resultados experimentais de forma satisfatória.

Capítulo 3

Métodos de Mitigação e Eliminação

3.1 Introdução

Schmidt et al. (1979) reconheceu que o *choke* pode eliminar a intermitência severa aumentando-se a contrapressão proporcionalmente ao aumento da velocidade no *choke*. Caso a aceleração da frente do gás que se desloca para cima no *riser* seja estabilizada antes de atingir o *choke*, um estado de fluxo estacionário será estabelecido.

Outro método de eliminação é o *gas lift*. Embora Schmidt et al. (1979) e Yocum (1973) o tenham considerado demasiado caro, Pots et al. (1987), Hill (1989) e Hill (1990) estudaram o efeito da injeção de gás em um sistema *pipeline-riser* com ocorrência de intermitência severa. A desvantagem desse sistema é o grande volume de gás necessário para se obter uma estabilidade satisfatória de fluxo no *riser*.

O principal benefício da injeção de gás é a redução da pressão hidrostática no *riser* e, assim, a redução da pressão do *pipeline*. O gás injetado tende a carregar o líquido e, assim, mantê-lo em movimento em direção ao topo do *riser*. Quando uma quantidade suficiente de gás é injetada, o líquido será continuamente elevado e um fluxo estacionário irá ocorrer.

Duas abordagens teóricas são usadas no desenvolvimento analítico dos métodos de eliminação de intermitência severa. A primeira é uma análise da estabilidade do sistema, que utiliza o conceito de estabilidade apresentado por Taitel (1986) e realiza um balanço global de forças, incluindo os efeitos do *choke* e *gas lift*.

A segunda abordagem é uma extensão do modelo de "*quasi-equilibrium*" apresentado por Taitel et al. (1990) de modo a incluir o desempenho do *choke* e do *gas lift*.

Enquanto o modelo de estabilidade é um balanço de força independente do tempo, assumindo a ocorrência de intermitência severa para condições de fluxo instáveis do *riser*, o modelo "*quasi-equilibrium*" é um modelo transiente.

3.2 Trabalho de Jansen et al. (1996)

Jansen et al. (1996) realizou uma investigação experimental e teórica de dois métodos para a eliminação da intermitência severa: *choke* e *gas lift*. Enquanto o *choke* reduz a velocidade no *riser*, o *gas lift* a aumenta, aproximando-se do fluxo anular.

Modelos teóricos para a eliminação de intermitência severa por *choke* e *gas lift* foram desenvolvidos de forma a permitir a previsão do comportamento do fluxo no *riser*.

O *choke* utilizado no trabalho de Jansen et al. (1996) é uma válvula de esfera. O tratamento do *choke* pode não ser completamente representativo da maioria dos *chokes* usados em campo, uma vez que a teoria foi validada através de experimentos com ar-água em baixa pressão.

Para determinar o desempenho do *choke*, os experimentos de fluxo monofásico e bifásico foram realizados com uma grande variedade de tamanhos de *choke*. Durante as experiências, a taxas de fluxo de entrada e a queda de pressão através do *choke* foram medidos.

Foi inicialmente assumido que o desempenho do *choke* em condições subcríticas segue a relação homogênea geral de *choking*:

$$\Delta P_c = CU_s^2 \quad (3.1)$$

onde C é o coeficiente de *choke* que representa a configuração do mesmo.

Os testes experimentais mostraram que para um fluxo monofásico de líquido essa relação é confirmada. No entanto, no caso de fluxo monofásico de gás ou bifásico (gás-líquido), não foi possível validar essa relação.

Verificou-se que a queda de pressão causada pelo fluxo monofásico de gás não é elevada o suficiente para ser medida com precisão e que nenhuma conclusão poderia ser feita a partir destes ensaios.

Para a queda de pressão em um fluxo bifásico, verificou-se que a queda de pressão média através do *choke* parece ser principalmente função da fase líquida e da velocidade superficial do líquido. A queda de pressão dependente do tempo, por outro lado, é uma função tanto do *holdup* local de líquido quanto da velocidade da mistura no *choke*.

Com base nos resultados experimentais, a queda de pressão média dependente do tempo para fluxo bifásico pode ser aproximada pelo fluxo monofásico de líquido, como se segue:

$$\Delta P = CU_{LS}^2 \quad (3.2)$$

A queda de pressão dependente do tempo pode ser aproximada por:

$$\Delta P_c = C'U_S^2 \quad (3.3)$$

O coeficiente de *choke* ajustado C' é dado por:

$$C' = C\lambda \quad (3.4)$$

onde C é o coeficiente de *choke* para fluxo bifásico e λ é um fator do *holdup* de líquido para as condições de fluxo no topo do *riser*:

$$\lambda = \left(\frac{U_{LS}}{U_S}\right)_t \quad (3.5)$$

O modelo de estabilidade é baseado na suposição de que o mecanismo de *blowout* da intermitência severa é dominado inicialmente pela gravidade. Para definir as condições de contorno para a análise de estabilidade, o *slug* é considerado integralmente desenvolvido e preenchendo completamente o *riser* ($z = h$), e que não ocorre entrada de líquido no *pipeline* ($x = 0$), conforme a figura 3.1.

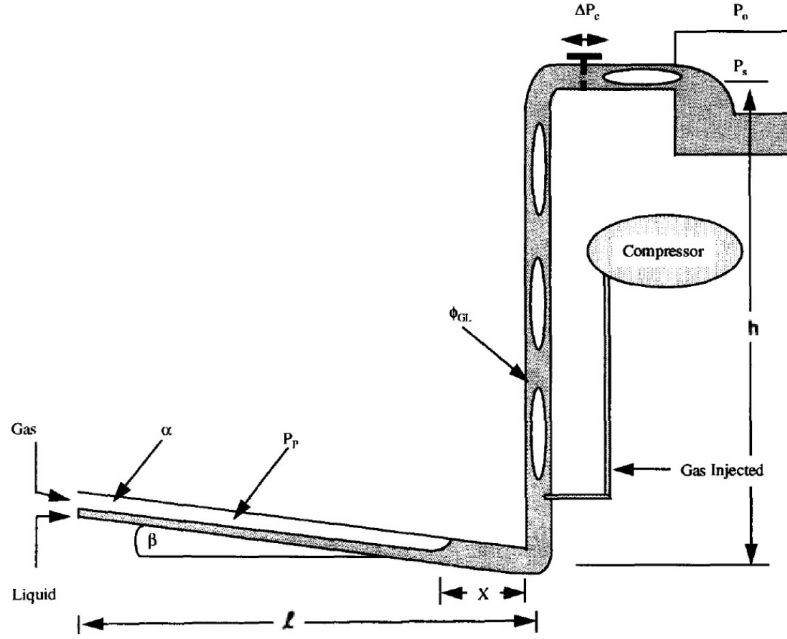


Figura 3.1: Configuração de um sistema *pipeline-riser* com *choke* e *gas lift* (Jansen, 1990)

Nas condições iniciais, o influxo de líquido no *riser* deve ser igual à velocidade superficial do líquido. A queda de pressão através do *choke* é dada por 3.2. A contrapressão a montante do *choke* é:

$$P_B = P_s + CU_{LS}^2 \quad (3.6)$$

Quando a pressão do gás no *pipeline* excede a pressão hidrostática do líquido no *riser*, o gás começa a se expandir, entrando na base do *riser* com uma altura y . Esta ação causa um aumento instantâneo na pressão no *choke* (assumindo o *riser* completamente preenchido por líquido e em condições incompressíveis).

Esta pressão adicional é assumida como sendo proporcional à altura de intrusão, Ky , onde K é uma constante de proporcionalidade. O aumento da pressão a montante do *choke* pode ser escrito como:

$$P_B - (P_s + CU_{LS}^2) = Ky \quad (3.7)$$

Usando a mesma análise de estabilidade dada por Taitel (1986), o início da intermitência severa é determinado pela diferença entre o acréscimo da pressão na fase gasosa e o aumento da pressão hidrostática.

No instante em que a frente do gás começa a penetrar no *riser* com uma altura y , a força líquida por unidade de área que atua sobre a interface entre a extremidade inferior da fase líquida e a frente da fase gasosa penetrante (assumindo expansão isotérmica) pode ser dada por:

$$\Delta F = [(P_s + CU_{LS}^2 + \rho_L gh) \frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y}] - [P_s + CU_{LS}^2 + Ky + \rho_L g(h - y)] \quad (3.8)$$

Caso a pressão do gás aumente em relação à pressão hidrostática, a frente do gás será acelerada no *riser*, empurrando a fase líquida acima e provocando uma instabilidade no *riser*. As perdas por atrito são negligenciadas, dado que somente a mudança instantânea no balanço de força, em que a velocidade ainda é pequena, é considerada. Assim, o critério para fluxo estável no *riser* é dado como:

$$\frac{d(\Delta F)}{dy} < 0 \quad e \quad y = 0 \quad (3.9)$$

Caso esse critério seja satisfeito, a bolha que entra no *riser* não será acelerada para cima e não irá ocorrer *blowout*, levando a um fluxo estável no *riser*. Diferenciando 3.9, o critério de estabilidade pode ser escrito como:

$$\frac{P_s + CU_{LS}^2}{P_0} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} (1 - \frac{K}{\rho_L g}) - h}{\frac{P_0}{\rho_L g}} \quad (3.10)$$

Esse critério é independente de U_{GS} e fornece uma linha reta, como mostrado na figura 3.2, sobrepondo-se à parte superior do critério de Bøe (1981) para o caso sem eliminação. A solução do critério de estabilidade é baseada na suposição de que há uma relação direta entre o coeficiente de *choke*, C , e a constante de proporcionalidade, K .

Para encontrar essa relação, assume-se que a força de desequilíbrio em excesso em 3.8 provoca uma aceleração no gás que se desloca no *riser*. Este termo de aceleração pode ser expresso sob a forma da lei de Newton da seguinte forma:

$$A\Delta F = \frac{d(A(h - y)\rho_L U)}{dt} \quad (3.11)$$

onde U é a velocidade total do *slug* de líquido devido ao aumento de velocidade causado pela penetração do gás, empurrando instantaneamente o *slug* de líquido localizado acima.

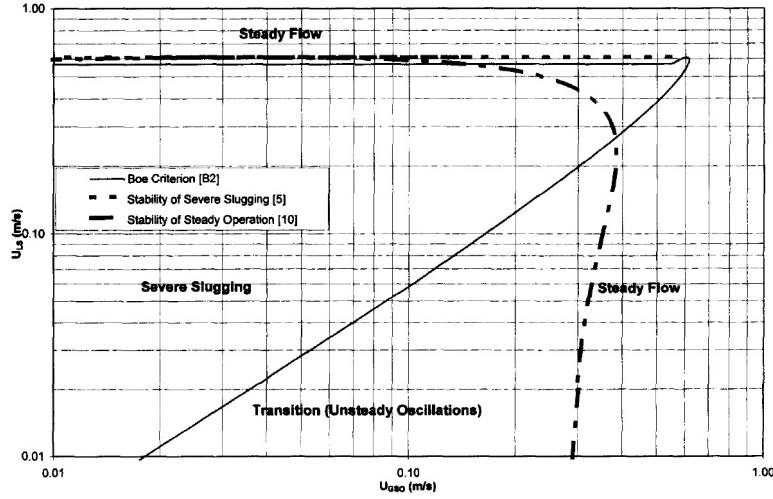


Figura 3.2: Mapa de intermitência severa sem eliminação (Jansen et al., 1996)

A queda de pressão através do *choke* pode também ser expressa como uma função do aumento de velocidade do *slug* de líquido no *riser*:

$$P_B - P_s = CU^2 \quad (3.12)$$

Como pressuposto inicial, considera-se que o aumento da pressão, devido à penetração do gás na base do *riser*, é proporcional à altura do gás que penetra no mesmo. Substituindo 3.8 para ΔF em 3.11, sendo $U = \alpha'(dy/dt)$, obtém-se uma equação diferencial de U como uma função de y . A solução para y pequeno (ou seja, $y/h \ll 1$) é:

$$U^2 = U_{LS}^2 + \frac{2}{h}U_{LS}^2y \quad (3.13)$$

Substituindo 3.12 em 3.11 e comparando com 3.7 tem-se que:

$$K = \frac{2CU_{LS}^2}{h} \quad (3.14)$$

Para o caso de operação em estado estacionário, um fluxo constante de gás em direção ao topo do *riser* pode ser considerado. Se o *holdup* médio no *riser* é ϕ , a densidade média no *riser*, negligenciando-se a densidade do gás, pode ser expressa como $\phi\rho_L$. Substituindo a densidade do líquido com essa densidade média, o critério de estabilidade pode ser reescrito como:

$$\frac{P_s + CU_{LS}^2}{P_0} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'}(\phi - \frac{K}{\rho_L g}) - \phi h}{\frac{P_0}{\rho_L g}} \quad (3.15)$$

A redução na densidade no *riser* diminui o valor do lado direito dessa equação. Também deve ser notado que a queda de pressão através do *choke* não é devido a um fluxo monofásico. Assim, tanto C e K são agora variáveis, dependendo da mistura relativa de gás e líquido.

No entanto, para simplificar a expressão, a relação de fase única dada por 3.2 é usada como uma aproximação na equação para a média de tempo das condições operacionais. Com base neste pressuposto, a queda de pressão das duas fases através do *choke* ainda é dada por 3.2.

Define-se oscilações instáveis como um fenômeno cíclico de fluxo onde os *slugs* de líquido são mais curtos que a altura do *riser*, não ocorrendo penetração no *pipeline* e com o gás fluindo continuamente no *riser*. Este movimento cíclico pode ou não ser amortecido para um estado estacionário.

Assume-se que a intermitência severa e as oscilações instáveis ocorrem quando o fluxo no *riser* é instável. A região instável é dada pelo critério de estabilidade e pelo critério de Bøe (1981).

Abaixo da linha do critério de estabilidade ocorre fluxo instável e acima desta ocorre fluxo estável e estacionário. Oscilações instáveis ocorrem na área externa à região determinada pelo critério de Bøe (1981) e abaixo da linha dada pelo critério de estabilidade de operação estacionária.

Gas lift

O modelo de estabilidade também foi estendido ao assumir uma injeção constante de gás na base do *riser*. A injeção de gás reduz o *holdup* médio do líquido no *riser*. Para o caso em que ocorre somente fluxo de gás do *gas lift* e nenhum gás proveniente do *pipeline* penetra no *riser*, o critério de estabilidade é dado por (subscrito GL designa *gas lift*):

$$\frac{P_s}{P_0} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} - h}{\phi_{GL} \rho_L g} \quad (3.16)$$

onde

$$\phi_{GL} = 1 - \frac{U_{GSGL}}{U_t} \quad (3.17)$$

$$U_t = CU_S + U_o \quad (3.18)$$

Os valores de C e U_o são 1.2 e $0.35\sqrt{gD}$, respectivamente, para bolha de Taylor totalmente desenvolvida. Para fluxo de bolhas, os valores são $C = 1.0$ e U_o é dado pela equação de Harmathy (1960):

$$U_o = 1.53\left[\frac{g(\rho_L - \rho_G)\sigma}{\rho_L^2}\right]^{1/4} \quad (3.19)$$

Quando uma operação estacionária ocorre e um fluxo estacionário de gás flui a partir do *pipeline* para a base do *riser*, o critério de estabilidade é escrito como:

$$\frac{P_s}{P_0} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} - h}{\phi_T \rho_L g} \quad (3.20)$$

onde ϕ_T é o *holdup* médio total de líquido no *riser* devido tanto ao gás do *pipeline* quanto ao gás injetado ($\phi_T < \phi_{GL}$):

$$\phi_T = 1 - \frac{(U_{GSGL} + U_{GS})}{U_t} \quad (3.21)$$

e

$$U_S = U_{LS} + U_{GSGL} + U_{GS} \quad (3.22)$$

As equações para o *choke* (3.10 e 3.15) podem ser combinadas com as equações do *gas lift* (3.16 e 3.20) para formar uma equação para o *gas lift* e para o *choking*.

Verificou-se que uma quantidade relativamente grande de gás foi necessária antes que a injeção de gás pudesse estabilizar completamente o fluxo no *riser*. No entanto, a injeção de gás reduz o comprimento do *slug*, assim como o tempo do ciclo, gerando uma produção mais contínua e uma menor pressão no sistema.

3.3 Trabalho de Tengedal (2002)

Tengedal (2002) propôs encontrar um novo método para diminuir ou até mesmo eliminar a intermitência severa em um sistema *pipeline-riser* em águas profundas. O princípio da técnica é a transferência do gás bloqueado no *pipeline* para o *riser*, em um ponto acima da base do *riser*.

Tal processo reduziria a pressão hidrostática no *riser* e a pressão no *pipeline*, mantendo o estado estacionário do fluxo bifásico presente no *riser*, o que diminuiria a ocorrência de intermitência severa.

A aplicabilidade de alguns métodos de eliminação da intermitência severa foi discutida. Quanto à utilização de aumento da contrapressão na plataforma, tal mecanismo mostrou-se inviável devido à redução na capacidade de produção resultante.

O uso de um sistema de bombeamento de gás na base do *riser* (*gas lift*) em águas profundas resultou em um aumento na perda de carga por atrito, além do resfriamento do gás devido ao efeito Joule-Thomson em injeções de altas taxas de fluxo de gás. Outros métodos de eliminação, além desses anteriormente descritos, tiveram suas vantagens e desvantagens levantadas.

A solução proposta foi de conectar o *riser* ao *pipeline* através de um duto de pequeno diâmetro, conforme a figura 3.3. O objetivo seria de transferir o gás localizado no *pipeline* para o *riser*. Assim, o gás diminuiria a pressão hidrostática no *riser* e, conseqüentemente, a intermitência severa seria reduzida ou eliminada.

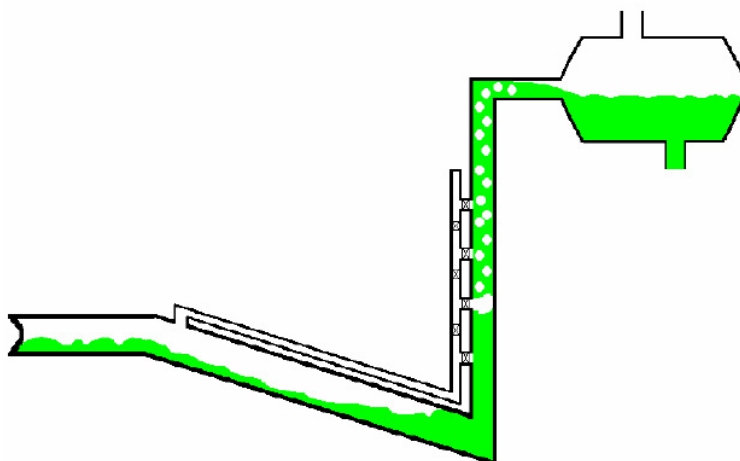


Figura 3.3: Método de eliminação proposto (Tengesdal, 2002)

Uma das vantagens desse processo é a utilização do próprio gás existente no *pipeline* para o *gas lift*, sem que fosse necessário o uso de gás adicional fornecido a partir da plataforma.

O modelo proposto por Sarica e Shoham (1991) foi modificado para investigar a viabilidade do novo método proposto para eliminação da intermitência severa. Tal modificação foi feita de modo a prever a entrada de gás a partir de qualquer ponto ao longo do *riser*. Durante a transferência do gás do *pipeline* para o *riser*, as perdas

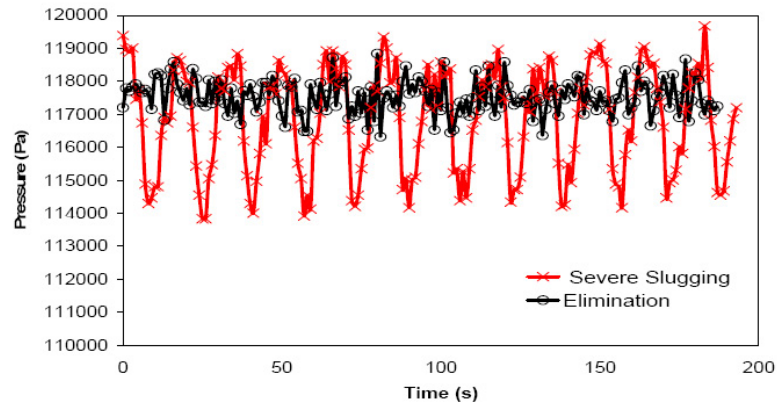


Figura 3.4: Flutuações na pressão do *pipeline* versus tempo para um experimento realizado (Tengesdal, 2002)

de pressão no duto de conexão foram ignoradas de modo a simplificar o problema.

Durante os testes experimentais, dois cenários diferentes foram estudados: a ocorrência de intermitência severa com e sem eliminação através do uso do duto externo de conexão entre o *pipeline* e o *riser*. Os valores obtidos para a pressão no *pipeline* foram plotados em função do tempo para ambos os casos, conforme a figura 3.4.

Conforme pode ser observado, conclui-se que o método proposto por Tengesdal é efetivo na redução da intermitência severa. As variações na pressão são menores com o uso do duto conectando o *pipeline* ao *riser* do que sem o uso desse sistema.

3.4 Trabalho de Sagatun (2004)

No trabalho de Sagatun (2004) foi criado um modelo para estimar o tempo de formação da intermitência severa, o que também possibilitaria obter o período de ocorrência desse fenômeno. Dessa forma, buscou-se explicar os efeitos dos métodos tradicionais de prevenção de intermitência severa, além de confirmar a eficácia de cada um.

Esse modelo foi comparado com uma vasta gama de dados reais obtidos de um campo *offshore*, dados experimentais obtidos em laboratório e dados fornecidos pela literatura.

Como ponto de partida para o desenvolvimento de seu trabalho, Sagatun utilizou o modelo de fluxo bifásico simplificado de Taitel et al. (1990). Primeiramente, foram calculadas as massas de líquido e gás presentes no *pipeline*, assim como suas vazões mássicas. Após o desenvolvimento de tais equações, chegou-se a uma equação do segundo grau, em função do tempo, obtendo-se por fim o período de formação do *slug*.

Ao comparar os resultados obtidos por essa equação com dados de campo, observou-se que o tempo de formação do *slug* estimado era maior que nos valores de campo. Sagatun relacionou tal comportamento ao fato de terem sido ignorados alguns efeitos, como o atrito, além do pressuposto do *holdup* do líquido ser constante ao longo do tempo.

Analisando a equação obtida para o cálculo do período de formação do *slug*, percebeu-se que reduzindo a abertura da válvula *choke* na plataforma, o que resultaria em um aumento da pressão antes da válvula, poderia reduzir-se o período de ocorrência de *slug*, além da quantidade de líquido presente no mesmo.

Com o uso de *gas lift* na base do *riser*, a velocidade superficial do gás aumenta. Novamente analisou-se tal interferência na equação do cálculo do período de formação do *slug*. Como o aumento da vazão de gás na base do *riser* também aumenta a pressão no topo do mesmo (e antes da válvula *choke*), concluiu-se que tal mudança também reduz o período de ocorrência de *slug*.

No caso de campos de baixa razão gás-óleo, outro método de mitigação sugerido foi o aumento do número de poços direcionados ao *riser* ou o aumento da taxa de produção dos poços existentes, de forma a aumentar a taxa de fluxo de líquido. Pode-se aumentar a taxa de líquido também através da abertura da válvula *choke*, pois assim a pressão no *riser* e no *pipeline* seria reduzida.

Novamente, essa conclusão foi obtida através da análise da equação anteriormente descrita, a qual prevê que um aumento na taxa de fluxo de líquido gera um aumento na velocidade superficial do líquido, o que levaria a uma diminuição no período de ocorrência dos *slugs*.

De acordo com a figura 3.5, pode ser observado que os experimentos confirmaram o fato de que o aumento na contrapressão, através do fechamento de parte da

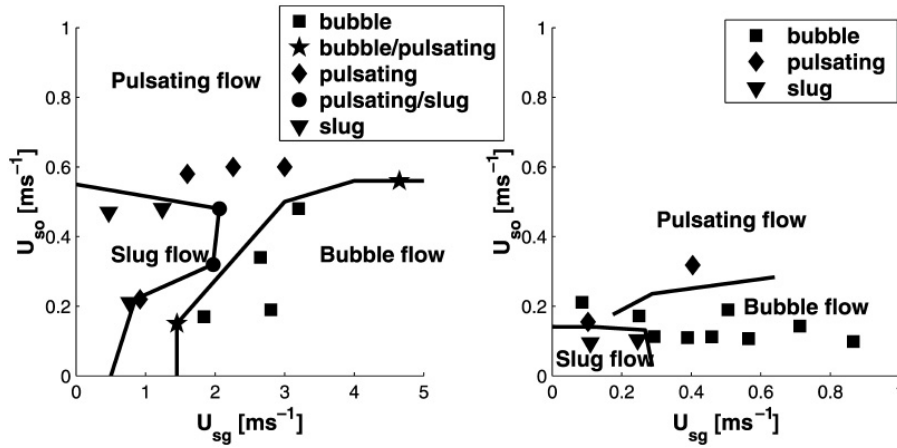


Figura 3.5: Gráfico da esquerda: mapa de fluxo no caso da válvula 100% aberta. Gráfico da direita: mapa de fluxo da válvula com 15% de abertura (Sagatun, 2004)

válvula *choke*, é eficiente na redução dos *slugs*.

Observando a figura 3.6, pode-se perceber o efeito do aumento da velocidade superficial do gás no *riser*. A variância da pressão no topo do *riser* é reduzida de 4.2 para 1.4 bar^2 , ou seja, uma redução de 67%.

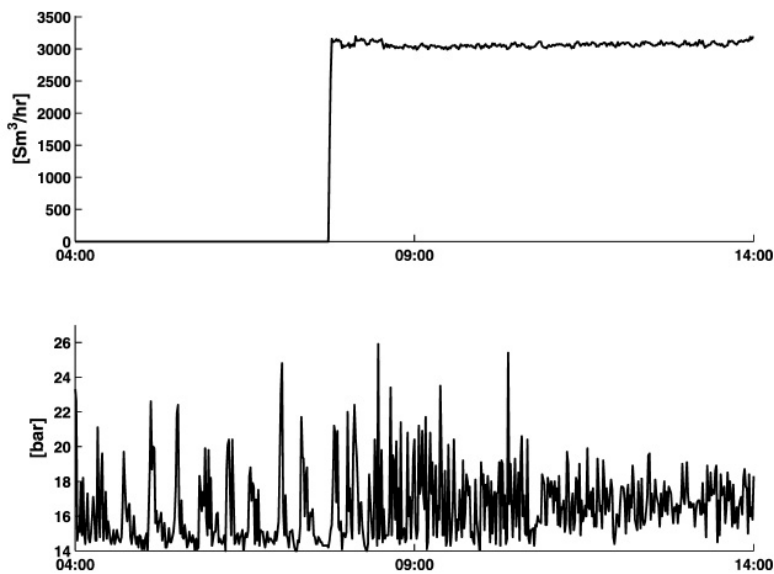


Figura 3.6: Gráfico superior: taxa volumétrica do *gas lift*. Gráfico inferior: pressão antes da válvula *choke*, no topo do *riser* (Sagatun, 2004)

A variância da pressão pode ser usada como uma medida da energia dos *slugs*, podendo ser útil para quantificar a redução no desgaste dos equipamentos de pro-

cessamento causado pelos *slugs*. Percebeu-se, também, um aumento significativo na produção de líquido após o uso do *gas lift*.

A figura 3.7 demonstra o efeito do aumento da velocidade superficial do líquido para o controle da intermitência severa, através do aumento no fluxo de líquido. Tanto a pressão quanto o período de ocorrência dos *slugs* são reduzidos.

A variância da pressão no topo do *riser* é reduzida de 7.7 para 1.9 bar^2 , ou seja, uma redução de 75%. Assim, esse método mostrou-se mais eficiente que o uso de *gas lift* no fundo do *riser*.

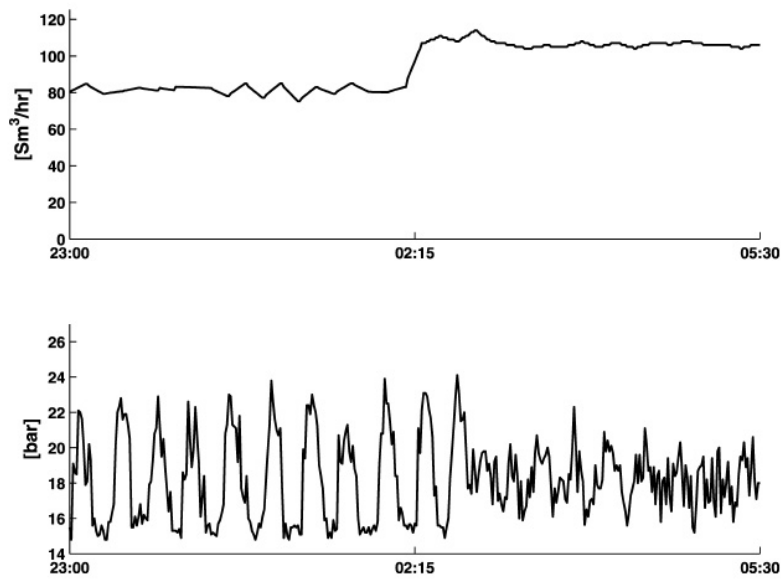


Figura 3.7: Gráfico superior: taxa volumétrica de líquido antes e depois do aumento do fluxo de um poço, através da abertura da válvula de produção. Gráfico inferior: pressão no topo do *riser* (Sagatun, 2004)

3.5 Trabalho de Bay (2008)

Em seu trabalho, Bay (2008) desenvolveu um modelo unidimensional em Open-FOAM, ao invés de um modelo em OLGA, como alguns outros autores. A justificativa para tal escolha foi o fato de a licença comercial para a utilização de alguns *softwares*, como o próprio OLGA, ser bastante cara, conforme Svendsen (2002).

Além disso, raramente pode-se ter acesso aos cálculos utilizados no desenvol-

vimento do modelo utilizado nesses programas, o que pode levar a uma má interpretação dos resultados, ocasionando até mesmo alguns erros cruciais.

Outro fato relevante é que alguns programas não possibilitam a mudança do código pelo usuário, como por exemplo para incluir um modelo termodinâmico ou os efeitos dos equipamentos de processamento.

A abordagem geral do trabalho de Bay foi a descrição do processo de intermitência severa utilizando equações de estado estacionário simplificadas. A análise foi dividida em quatro seções: descrição do ciclo dos *slugs*, análise da produção de gás e líquido durante esse ciclo, comportamento da pressão e soluções para prevenção dos *slugs*.

A estabilidade da intermitência severa foi estudada através do modelo matemático simplificado inicialmente desenvolvido por Taitel (1986). Adicionalmente, um outro critério para a estabilidade do fluxo foi utilizado através do critério de Bøe (1981), baseado no equilíbrio de força para o *slug* de líquido bloqueado.

Bay utilizou o critério de estabilidade proposto por Taitel (1986) para justificar alguns métodos de prevenção de *slugs*, tais como o aumento da contrapressão no separador localizado na plataforma, a utilização da válvula *choke* para também aumentar a contrapressão e o uso da técnica de *gas lift*.

A forma unidimensional do modelo foi obtida pela média das propriedades do fluxo ao longo da área da seção transversal do duto. A transferência de momento entre os fluidos e entre a parede do duto e os fluidos foi incorporada ao modelo.

Foram utilizadas equações de transporte médias, constituídas de equações de continuidade, e suas respectivas condições de contorno, momento e pressão. Uma notação de volume finito foi realizada para transformar tais equações em uma série de equações algébricas por meio de um esquema de discretização.

Alguns testes foram realizados para comparar o modelo de acordo com a mudança de alguns efeitos, como a flutuação (devido à diferença de densidade entre o gás e o líquido), atrito (alterando a velocidade do fluxo e o fator de atrito do duto) e pressão estática, a qual muda de acordo com a fração presente de cada fase.

Assim, os ensaios realizados garantiram que o modelo incluía as propriedades físicas básicas, de modo que a simulação da intermitência severa foi implementada

ao modelo a partir de então.

Foram apresentadas duas simulações diferentes para um sistema *pipeline-riser*. A primeira foi realizada sobre um sistema em estado estacionário. Já a segunda, sobre um sistema instável, com a ocorrência de intermitência severa. Os resultados de ambos os casos foram apresentados em função da fração volumétrica de cada fase, da distribuição das velocidades e dos perfis de pressão.

Bay concluiu que, a partir das simulações, o modelo foi incapaz de simular a intermitência severa. Afinal, o sistema com condições de contorno estáveis alcançou resultados semelhantes ao sistema com condições instáveis. Tal fato foi atribuído, principalmente, a duas razões: o modelo obtido para o atrito e o fato de o gás ter sido considerado incompressível.

O modelo de atrito foi incapaz de manter a velocidade do gás a velocidades moderadas no *riser*. Desse modo, os resultados obtidos durante uma alta velocidade do gás resultaram em uma fração de gás baixa, o que não diminuía suficientemente a densidade da mistura no *riser* e, desse modo, a pressão estática.

Ao se considerar o gás incompressível, não foi possível simular o acréscimo de pressão resultante da expansão do mesmo durante o seu deslocamento pelo *riser*, a qual ocorre durante a intermitência severa, não influenciando na redução da pressão hidrostática.

Capítulo 4

Modelo Matemático

A seguir é descrita a sequência do desenvolvimento do modelo matemático. Primeiramente, é analisado o modelo de Taitel (1986), estabelecendo a condição necessária para a ocorrência de intermitência severa. Em seguida, utiliza-se o modelo de Taitel e Dukler (1976) de forma a encontrar o nível de equilíbrio de líquido h_L e a fração de vazio α .

Pelo modelo de Fernandes et al. (1983) é possível obter a velocidade do filme de líquido e o *holdup* de líquido. Prosseguindo, um modelo simplificado de intermitência severa é desenvolvido para obter $x(t)$ e $z(t)$.

Por fim, é analisado o modelo de Taitel et al. (1990), onde uma teoria é desenvolvida para prever o comportamento da região estável do sistema em estado estacionário, além da implementação do critério de Bøe (1981).

4.1 Estabilidade da intermitência severa (Taitel, 1986)

Taitel (1986) propôs um modelo com o objetivo principal de prever a taxa de fluxo de líquido na qual a cauda do *slug* atinge o fundo do *riser* antes que a frente alcance o topo. Afinal, sob tais condições a intermitência severa não ocorre, já que nesse caso não há bloqueio do gás pelo líquido no *pipeline*.

Nesse modelo, uma versão simplificada do modelo de Schmidt et al. (1980), foram estimados o comprimento do *slug* e seu período de ocorrência, taxas de fluxo e flutuações na pressão, entre outros parâmetros.

Inicialmente, considera-se o momento em que a cauda do *slug* ultrapassa a conexão *pipeline-riser*, estando o *riser* completamente preenchido por líquido. Sendo y uma pequena perturbação que impulsiona a coluna de líquido localizada acima deste, pode-se escrever a força total (por unidade de área) agindo no líquido localizado no *riser*:

$$\Delta F = [(P_s + \rho_L g h) \frac{\alpha l}{\alpha l + \alpha' y}] - [P_s + \rho_L g (h - y)] \quad (4.1)$$

O primeiro termo entre colchetes é devido à pressão exercida pelo *pipeline*. Já o segundo termo refere-se à pressão do separador e à coluna de líquido de densidade ρ_L e altura $(h-y)$. As incógnitas dessa equação podem ser observadas na figura 1.6.

De acordo com a equação 4.1 pode-se perceber que a coluna de líquido é empurrada ao longo do *pipeline* se ΔF aumentar com y , sendo essa a condição necessária para a ocorrência de intermitência severa. Portanto, a condição na qual tal fenômeno não ocorre é:

$$\frac{\partial(\Delta F)}{\partial y} < 0 \quad em \quad y = 0 \quad (4.2)$$

Dessa forma, o critério de estabilidade pode ser escrito como:

$$\frac{P_s}{P_0} > \frac{(\alpha/\alpha')l - h}{P_0/\rho_L g} \quad (4.3)$$

onde P_0 é a pressão atmosférica.

Assim, através da manutenção da pressão do separador de forma a satisfazer 4.3 pode-se eliminar a intermitência severa.

4.1.1 Estabilidade da operação em estado estacionário

Considerando o caso exposto na figura 1.2, a estabilidade da operação em estado estacionário pode ser analisada da mesma forma, porém, trocando a densidade do líquido pela densidade média da coluna. Assim, sendo ϕ o *holdup* de líquido no *riser*, a densidade média é $\phi\rho_L$, já que a densidade do gás pode ser negligenciada. Conseqüentemente, a equação 4.3 se torna:

$$\frac{P_s}{P_0} > \frac{\phi((\alpha/\alpha')l - h)}{P_0/\rho_L g} \quad (4.4)$$

Sendo necessário conhecer o valor de ϕ , utilizam-se modelos de estado estacionário ou correlações que determinem seu valor em função das condições de operação.

4.1.2 Operação em estado estacionário

Para fluxo de bolhas, as velocidades do gás e do líquido são:

$$U_G = \frac{U_{GS}}{1 - \phi} \quad (4.5)$$

$$U_L = \frac{U_{LS}}{\phi} \quad (4.6)$$

A velocidade superficial do gás é:

$$U_{GS} = \frac{U_{GS0}P_0}{P_s} \quad (4.7)$$

Considerando a velocidade relativa de subida da bolha, $U_o = U_G - U_L$ constante, obtém-se a seguinte relação:

$$\frac{P_s}{P_0} = \frac{U_{GS0}}{(U_o + \frac{U_{LS}}{\phi})(1 - \phi)} \quad (4.8)$$

sendo U_o calculado pela equação 3.19.

4.1.3 Modelo de fluxo estratificado em um duto negativamente inclinado (Taitel e Dukler, 1976)

Considera-se um escoamento estratificado com interface lisa, em equilíbrio, conforme a figura 4.1. Realizando um balanço de momento para cada fase, obtém-se:

$$-A_L \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{wL} S_L + \tau_i S_i + \rho_L A_L \sin \beta = 0 \quad (4.9)$$

e

$$-A_G \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{wG} S_G - \tau_i S_i + \rho_G A_G \sin \beta = 0 \quad (4.10)$$

Igualando a queda de pressão nas duas fases e considerando que em condições de transição o gradiente hidráulico no líquido é desprezado, chega-se a:

$$\tau_{wG} \frac{S_G}{A_G} - \tau_{wL} \frac{S_L}{A_L} + \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) + (\rho_L - \rho_G) g \sin \beta = 0 \quad (4.11)$$

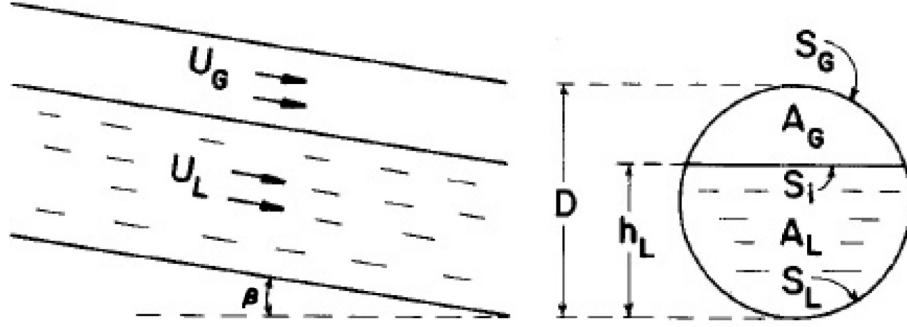


Figura 4.1: Escoamento estratificado em equilíbrio (Taitel e Dukler, 1976)

As tensões cisalhantes são calculadas por:

$$\tau_{wL} = f_L \frac{\rho_L U_L^2}{2} \quad (4.12)$$

$$\tau_{wG} = f_G \frac{\rho_G U_G^2}{2} \quad (4.13)$$

$$\tau_i = f_i \frac{\rho_G (U_G - U_L)^2}{2} \quad (4.14)$$

onde os fatores de fricção do gás e do líquido são expressos por:

$$f_L = C_L \left(\frac{D_L U_L}{\nu_L} \right)^{-n} \quad (4.15)$$

$$f_G = C_G \left(\frac{D_G U_G}{\nu_G} \right)^{-m} \quad (4.16)$$

Com os diâmetros hidráulicos D_L e D_G sendo calculados por Agrawal et al. (1973):

$$D_L = \frac{4A_L}{S_L} \quad (4.17)$$

$$D_G = \frac{4A_G}{S_G + S_i} \quad (4.18)$$

Gazley (1949) estabeleceu que, para um escoamento estratificado com interface lisa, $f_i \approx f_G$. Embora muitas das transições consideradas por Taitel e Dukler (1976) sejam observadas em fluxo estratificado com uma interface ondulada, o erro obtido ao se considerar essa hipótese é pequeno.

Em condições de fluxo nas quais são observadas transições, $U_G \gg U_L$. Logo, a tensão cisalhante interfacial do gás é calculada da mesma forma que a tensão cisalhante entre a parede do duto e o gás.

Os seguintes coeficientes foram utilizados: $C_G = C_L = 0.046$ e $n = m = 0.2$ para fluxo turbulento e $C_G = C_L = 16$ e $n = m = 1.0$ para fluxo laminar.

Resolvendo esse sistema de equações, obtém-se:

$$A_L = 0.25D^2[\pi - \cos^{-1}(2\frac{h_L}{D} - 1) + (2\frac{h_L}{D} - 1)\sqrt{1 - (2\frac{h_L}{D} - 1)^2}] \quad (4.19)$$

$$A_G = 0.25D^2[\cos^{-1}(2\frac{h_L}{D} - 1) - (2\frac{h_L}{D} - 1)\sqrt{1 - (2\frac{h_L}{D} - 1)^2}] \quad (4.20)$$

$$S_L = D[\pi - \cos^{-1}(2\frac{h_L}{D} - 1)] \quad (4.21)$$

$$S_G = D[\cos^{-1}(2\frac{h_L}{D} - 1)] \quad (4.22)$$

$$S_i = D\sqrt{1 - (2\frac{h_L}{D} - 1)^2} \quad (4.23)$$

$$U_L = \frac{AU_{LS}}{A_L} \quad (4.24)$$

$$U_G = \frac{AU_{GS}}{A_G} \quad (4.25)$$

Dessa forma, esse conjunto de equações pode ser resolvido para encontrar o nível de equilíbrio de líquido h_L . Por fim, calcula-se a fração de vazio α por:

$$\alpha = 1 - \frac{A_L}{A} \quad (4.26)$$

onde $A = A_L + A_G$.

4.1.4 Modelo para escoamento vertical do tipo *slug*

Para o cálculo do *holdup* de líquido no *riser* utiliza-se um modelo simplificado de Fernandes et al. (1983), o qual propôs um modelo hidrodinâmico para *slug* vertical ascendente. A velocidade translacional da bolha de Taylor é dada pela equação 3.18, onde U_S é a velocidade superficial da mistura, sendo calculada por:

$$U_S = U_{LS} + U_{GS} \quad (4.27)$$

Um balanço de massa relativo a um sistema de coordenadas que se move com uma velocidade translacional U_t fornece:

$$\phi(U_t + U_f) = H_{Ls}(U_t - U_L) \quad (4.28)$$

sendo U_L a velocidade do líquido no *slug*, U_f a velocidade do filme de líquido ao redor da bolha de Taylor e H_{Ls} o *holdup* de líquido no *slug*.

No *slug* de líquido a velocidade relativa de subida da bolha, U_o , é dada por Harmathy (1960) pela equação 3.19. Prosseguindo, a velocidade do líquido no *slug* é:

$$U_L = U_S - U_o(1 - H_{Ls}) \quad (4.29)$$

A espessura do filme de líquido ao redor da bolha de Taylor é dada por Wallis (1969):

$$\frac{\delta}{D} = k \left[\frac{\mu_L^2}{D^3 g (\rho_L - \rho_G) \rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{4 \rho_L U_f \delta}{\mu_L} \right]^m \quad (4.30)$$

Para fluxo laminar, k e m são iguais a 0.909 e $1/3$, respectivamente. Para fluxo turbulento, Fernandes et al. (1983) recomenda o uso da relação de Brotz (1954) que fornece $k = 0.0682$ e $m = 2/3$. Pode-se rearrumar a equação 4.30 da seguinte forma:

$$U_f = \left\{ \frac{\left(\frac{\delta}{D}\right)^{1-m}}{k \left[\frac{\mu_L^2}{D^3 g (\rho_L - \rho_G) \rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{4 \rho_L D}{\mu_L} \right]^m} \right\}^{1/m} \quad (4.31)$$

ϕ está diretamente relacionado com a espessura do filme:

$$\phi = 4 \frac{\delta}{D} - 4 \left(\frac{\delta}{D}\right)^2 \quad (4.32)$$

As equações 4.28, 4.29, 4.31 e 4.32 podem ser resolvidas por tentativa e erro (através de iteração) para chegar à solução da velocidade do filme de líquido e do *holdup* de líquido em uma seção transversal da bolha de Taylor e o filme de líquido.

4.1.5 Modelo simplificado de intermitência severa

Os valores de x_i e z_i , para condições iniciais, dependem de quanto líquido retorna ao sistema durante o *fallback*, o qual depende da quantidade de líquido que permanece como filme durante o *blowout*. Como esse *blowout* é similar ao movimento de uma bolha de Taylor em fluxo de *slug* normal, a quantidade de líquido que retorna pode ser calculada utilizando-se o modelo para escoamento vertical do tipo *slug*.

Primeiramente, obtém-se a pressão hidrostática nas condições iniciais:

$$P_p = \rho_L g (z_i - x_i \sin \beta) + P_s \quad (4.33)$$

O balanço de massa líquida requer que:

$$\alpha x_i + z_i = (1 - \alpha')h \quad (4.34)$$

Enquanto que a compressão de gás no *pipeline* segue a seguinte relação:

$$P_p = P_s \frac{l}{l - x_i} \quad (4.35)$$

Substituindo 4.35 e 4.34 em 4.33 obtém-se uma equação única para x_i e z_i .

Considerando a figura 1.4, $x(t)$ e $z(t)$ podem ser calculados utilizando as formulações abaixo, utilizando os valores calculados para x_i e z_i .

Pressão hidrostática

$$P_p = \rho_L g(z - x \sin \beta) + P_s \quad (4.36)$$

Volume de gás no pipeline

$$V_G = (l - x)\alpha A \quad (4.37)$$

onde A é a área da seção transversal do *pipeline*.

Equação de estado (assumindo gás ideal)

$$P_p = \frac{m_G}{V_G} RT \quad (4.38)$$

onde m_G é a massa do gás e R é a constante do gás ideal.

Conservação do líquido

$$m_L = m_{Li} + \int_0^t U_{LS} \rho_L dt \quad (4.39)$$

Conservação do gás

$$m_G = m_{Gi} + \int_0^t U_{GS0} \rho_{G0} dt \quad (4.40)$$

onde i refere-se às condições iniciais.

As massas de líquido e gás a qualquer momento podem ser fornecidas em função de x e z através das seguintes equações:

$$m_L = \rho_L A(x + z) + (1 - \alpha) \rho_L A(l - x) \quad (4.41)$$

e

$$m_G = \rho_G V_G = \frac{P_s + \rho_{LG}(z - x \sin \beta)}{RT} (l - x) A \alpha \quad (4.42)$$

Os valores iniciais das massas do gás (m_{Gi}) e do líquido (m_{Li}) podem ser calculados através das equações 4.41 e 4.42, com $x = x_i$ e $z = z_i$. Substituindo m_{Gi} da equação 4.42 na equação 4.40 e depois substituindo as equações 4.36, 4.37 e 4.40 na equação 4.38, obtém-se:

$$\left[\frac{P_s}{\rho_{LG}} + (z - x \sin \beta) \right] (l - x) \alpha = \left[\frac{P_s}{\rho_{LG}} + (z_i - x_i \sin \beta) \right] (l - x_i) + \frac{RT}{\rho_{LG}} \int_0^t U_{GS0} \rho_{G0} dt \quad (4.43)$$

Substituindo 4.41 para m_{Li} em 4.39 resulta na seguinte relação para a conservação do líquido:

$$z = z_i - \alpha(x - x_i) + \int_0^t U_{LS} dt \quad (4.44)$$

Substituindo 4.44 em 4.43 obtém-se uma equação quadrática simples para $x(t)$ e $z(t)$. Após o *slug* alcançar o topo do *riser* ($z = h$), a solução para $x(t)$ é obtida diretamente da equação 4.43 com $z = h$.

4.2 Intermitência severa em um sistema *pipeline-riser*: experimentos e modelagem (Taitel et al., 1990)

Taitel (1986) mostrou que a intermitência severa se forma em um sistema *pipeline-riser* quando a coluna de líquido presente no *riser* é instável e gás penetra no mesmo. Já um sistema em estado estacionário é obtido quando o *riser* é estável.

Porém, ao realizar experimentos em pequena escala, observou-se que mesmo quando a coluna de líquido no *riser* é estável, existe uma tendência de ocorrência de intermitência severa. Dessa forma, Taitel et al. (1990) desenvolveu uma teoria para prever o comportamento da região estável, acompanhado de resultados experimentais.

Quando o sistema é estável, e gás penetra no *riser* completamente preenchido por líquido, existe uma tendência de a fração de vazio no *riser* oscilar, que pode ser amortecida, resultando em um sistema bifásico em estado estacionário, ou continuar

indefinidamente num processo cíclico de estado "semi-estacionário" (*quasi-steady*), sendo esse último parecido com o processo de intermitência severa, mas sem a ocorrência do *blowout*, característico desse fenômeno.

Esse estado "semi-estacionário" é descrito a seguir. Começando a análise no instante em que o *riser* está completamente preenchido por líquido e gás penetra na parte inferior do mesmo, causando um aumento na fração de vazio, ocorre uma redução na pressão hidrostática. Dessa forma, com uma menor contrapressão, o gás presente no *pipeline* se expande, fazendo com que o fluxo de gás no *riser* aumente.

Quando o *riser* se encontra completamente "aerado", a pressão no *pipeline* para de reduzir, assim como o fluxo de gás no *riser*. Dá-se início, então, ao processo inverso: o *holdup* de líquido no *riser* aumenta, juntamente com a pressão no *pipeline*.

Assim, o fluxo mássico de gás que entra no *riser* é reduzido, assim como o aumento da pressão com o tempo também é reduzido. O fluxo de gás que entra no *riser* aumenta novamente, o que resulta num processo cíclico.

Dessa forma, Taitel et al. (1990) identificou três diferentes possibilidades que podem ocorrer como resultado da penetração de gás em uma coluna de líquido em um processo "semi-estacionário" de intermitência severa:

- Entrada do gás que leva a uma oscilação, dando origem a um sistema em estado estacionário de fluxo bifásico;
- Entrada de gás que leva a uma operação cíclica com *fallback* de líquido;
- Entrada de gás que leva a uma operação cíclica sem *fallback* de líquido.

Considera-se um sistema composto por um *pipeline* de comprimento l , um linha de ar adicional de comprimento L e um *riser* de altura h , conforme a figura 4.2. As vazões mássicas de entrada de líquido e gás são consideradas constantes.

A análise se inicia no instante em que o *riser* se encontra completamente preenchido por líquido, e gás penetra na parte inferior do mesmo sob condições de equilíbrio. Assume-se que o sistema opera em condição estável (Taitel, 1986), portanto não há ocorrência de *blowout* devido à entrada de gás no *riser*.

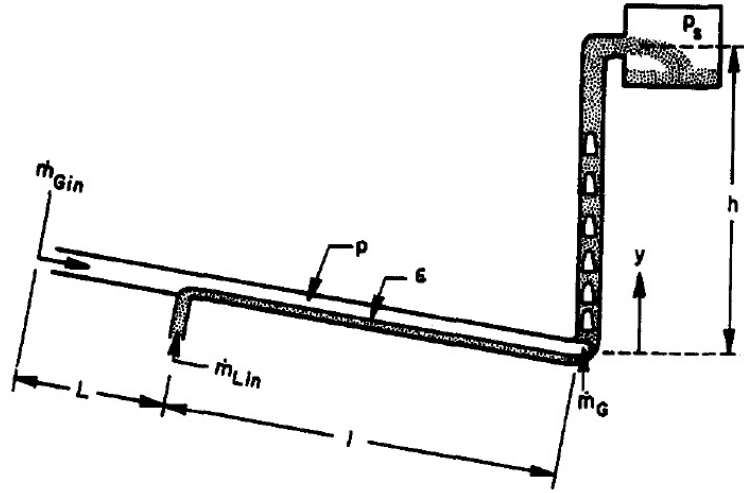


Figura 4.2: Geometria do sistema *pipeline-riser* (Taitel et al., 1990)

Quando o gás entra no *riser*, a pressão hidrostática na parte inferior do mesmo se reduz, o que leva a uma expansão do gás no *pipeline*. Dessa forma, o fluxo mássico no *riser* aumenta. Assumindo gás ideal, a taxa instantânea de fluxo mássico no *riser* pode ser calculada como:

$$\dot{m}_G = \dot{m}_{Gin} - \frac{(\alpha l + L)A}{RT} \frac{dP_p}{dt} \quad (4.45)$$

A pressão no *pipeline*, assim como na parte inferior do *riser*, é igual à pressão do separador P_s mais a pressão hidrostática exercida pela coluna de líquido no *riser*, negligenciando o peso do gás. Assim:

$$P = P_s + \int_0^h \phi \rho_L g dy \quad (4.46)$$

A velocidade translacional do gás que entra na base do *riser*, U_t , pode ser calculada pela equação 3.18.

Considera-se a densidade do gás constante, de forma a simplificar o problema. Portanto, a velocidade da mistura no *riser* não varia ao longo do *riser*, embora esta seja uma função do tempo. Assim, calcula-se a densidade média do gás:

$$\bar{\rho}_G = \frac{\int_0^h (1 - \phi) \frac{P}{RT} dy}{\int_0^h (1 - \phi) dy} \quad (4.47)$$

onde a pressão local P é dada por:

$$P(y) = P_s + \int_y^h \phi \rho_L g dy \quad (4.48)$$

Utilizando a equação 4.47, a velocidade superficial do gás no *riser* é:

$$U_{GS} = \frac{\dot{m}_G}{\bar{\rho}_G A} \quad (4.49)$$

O *holdup* de líquido no fundo do *riser* é dado por:

$$\phi_f = 1 - \frac{U_{GS}}{U_t} \quad (4.50)$$

O *holdup* de líquido local é calculado pela simples propagação do *holdup* de líquido no fundo do *riser* com velocidade U_t :

$$\phi(y) = \phi_f \quad em \quad y = \int_0^t U_t dt \quad (4.51)$$

Essa formulação matemática permite calcular a variação da pressão no *pipeline*, fluxo mássico de gás no *riser* como função do tempo e o *holdup* instantâneo de líquido no *riser* em função de y e do tempo. Tal formulação pode ser resolvida utilizando o esquema numérico de Lagrange descrito abaixo.

No instante $t = 0$, o *riser* está completamente preenchido por líquido, $\phi = 1$ e $\dot{m}_G = \dot{m}_{Gin}$. A densidade média do gás nesse instante é igual à densidade do fluxo que entra. A velocidade superficial do gás é dada por 4.49 e a velocidade translacional é calculada por 3.18. O *riser* é subdividido em segmentos menores de comprimento Δh e a variação de tempo é calculada por: $\Delta t = \Delta h / U_t$.

Após o tempo Δt , ϕ_1 (no fundo do riser é igual a ϕ_f), é dado por 4.50. A nova pressão é dada por 4.46, a nova densidade média do gás no *riser* é dada por 4.47 e a nova vazão mássica de gás no *riser* é dada por 4.45. O termo dP_p/dt em 4.45 é aproximado numericamente pela diferença entre as pressões antigas e novas, divididas por Δt .

Com o novo \dot{m}_G conhecido, a nova velocidade superficial do gás U_{GS} é calculada por 4.49 juntamente com a nova velocidade translacional U_t de 3.18 e o novo intervalo de tempo Δt . No intervalo seguinte, os ϕ_{j+1} são considerados iguais a ϕ_j , o que leva em consideração a propagação das bolhas no *riser*.

Essa análise pode ser utilizada desde que a penetração do gás no *riser* \dot{m}_G seja positiva (o que leva a um fluxo em estado estacionário). Sob certas condições \dot{m}_G se torna zero, no caso em que ocorre a penetração de líquido no *pipeline*. Seja $x(t)$ a

distância da interface de líquido penetrando no pipeline. Sob equilíbrio hidrostático:

$$P = \rho_L g(\bar{\phi}h - x \sin\beta) + P_s \quad (4.52)$$

onde β é a inclinação do *pipeline* em relação à horizontal e $\bar{\phi}$ é o *holdup* médio do líquido no *riser*. Um balanço de massa no gás no *pipeline* resulta em:

$$\frac{\rho_L g(\bar{\phi}h - x \sin\beta) + P_s}{RT}((l-x)\alpha + L)A = \frac{\rho_L g\bar{\phi}_i h + P_s}{RT}(l\alpha + L)A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt \quad (4.53)$$

A equação 4.53 pode ser resolvida para x como função do tempo. Para isto, o *holdup* médio do líquido $\bar{\phi}$ deve ser conhecido como função do tempo. A variação de $\bar{\phi}$ com o tempo pode ser calculada como anteriormente, com base na velocidade translacional U_t , a partir de 3.18. A velocidade da mistura U_S é então calculada com base no balanço de massa de líquido, obtendo-se:

$$U_S = U_{LS} - \alpha \frac{dx}{dt} \quad (4.54)$$

No tempo t_i , $x = 0$, $U_S = U_{LS}$, $\dot{m}_G = U_{GS} = 0$. Para o intervalo de tempo Δt , calcula-se a nova distribuição de ϕ no *riser* e $\bar{\phi}$, o novo x , o novo U_S (aproximando dx/dt numericamente), o novo U_t , o novo intervalo de tempo Δt , etc. Como no caso da intermitência severa, x aumenta até um máximo e, em seguida, volta a zero. Quando $x = 0$, o processo cíclico é repetido.

Esse cálculo é válido desde que não ocorra *fallback*. A condição de *fallback* está relacionada com a velocidade líquida no topo do *riser*. Uma vez que a velocidade do líquido é menor que zero, não há líquido saindo do *riser*, resultando em *fallback* de líquido. Assim, o ponto no qual ocorre *fallback* é quando U_L é negativo, onde U_L é dado, realizando um balanço de massa simples, por:

$$U_L = \frac{U_S - U_t(1 - \phi_t)}{\phi_t} \quad (4.55)$$

A altura do líquido no *riser* é dada por $z = \bar{\phi}h$ e o cálculo é realizado conforme descrito por Taitel (1986). Nesse cálculo, $x(t)$ e $z(t)$ são calculados com base no balanço de massa do gás (similar a 4.53):

$$\frac{\rho_L g(z - x \sin\beta) + P_s}{RT}((l-x)\alpha + L)A = \frac{\rho_L g(\bar{\phi}_i h - x_i \sin\beta) + P_s}{RT}((l-x_i)\alpha + L)A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt \quad (4.56)$$

e com base no balanço de massa do líquido:

$$z = z_i - \alpha(x - x_i) + \int_{t_i}^t U_{LS} dt \quad (4.57)$$

As equações 4.56 e 4.57 são utilizadas para calcular $x(t)$ e $z(t)$. Quando o *slug* atinge o topo do *riser*, $z = h$ e $x(t)$ é calculado por 4.56 somente. Os valores de x_i e z_i são os valores de x e z na ocorrência de *fallback*, ou seja, quando U_L se torna negativo. Conforme no caso anterior, uma vez que x retorna a zero, o gás penetra no *riser* e o ciclo é repetido.

4.3 Critério de Bøe (1981)

O critério de Bøe (1981) é uma expressão matemática simples que fornece as condições necessárias para a ocorrência de intermitência severa. Esse critério é um balanço de força aplicado ao *slug* de líquido bloqueando a entrada do *riser*. Essas forças são causadas pela pressão do gás que se acumula no *pipeline* e a pressão hidrostática do líquido no *riser*. Tal critério é dado pela seguinte inequação:

$$U_{LS} \geq \frac{P_P}{\rho_L g \alpha L} U_{GS} \quad (4.58)$$

ou

$$U_{LS} \geq \frac{\rho_{G0} RT}{\rho_L g \alpha L} U_{GS0} \quad (4.59)$$

Quando esta equação é satisfeita, considera-se que ocorre intermitência severa. A equação acima é válida somente quando não são aplicados métodos de eliminação.

Capítulo 5

Resultados e Discussões

Os seguintes dados iniciais foram considerados para a verificação do modelo matemático, conforme Schmidt et al. (1980):

Tabela 5.1: Dados iniciais

$Q_G = 1.047 \text{ m}^3/\text{s}$	$Q_L = 0.023 \text{ m}^3/\text{s}$
$\rho_G = 1.065 \text{ kg}/\text{m}^3$	$\rho_L = 834.562 \text{ kg}/\text{m}^3$
$\mu_G = 8.4964 \cdot 10^{-6} \text{ Pa}\cdot\text{s}$	$\mu_L = 11.3348 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}$
$U_{GS} = 14.3492 \text{ m}/\text{s}$	$U_{LS} = 0.315216 \text{ kg}/\text{m}^3$
$T = 273.15 \text{ K}$	$P_s = 1.276 \text{ MPa}$
$l = 4.828 \text{ km}$	$\beta = -5^\circ$
$\sigma = 0.0727 \text{ N}\cdot\text{m}$	$h = 38.1 \text{ m}$
$D = 0.3048 \text{ m}$	

5.1 Operação em estado estacionário

Seguindo a análise de Taitel (1986), na figura 5.1 observa-se P_s/P_0 em função de ϕ , para um estado estacionário, para $U_{GS0} = 0.05, 0.1$ e $0.2 \text{ m}/\text{s}$. O regime de fluxo de bolhas é modificado para *slug* quando o *holdup* do líquido, ϕ , é aproximadamente igual a 0.7 (Taitel et al., 1980).

A linha reta traçada na figura 5.1 representa o critério de estabilidade para um estado estacionário, de acordo com a equação 4.8. No caso em que $U_{GS0} = 0.05 \text{ m}/\text{s}$

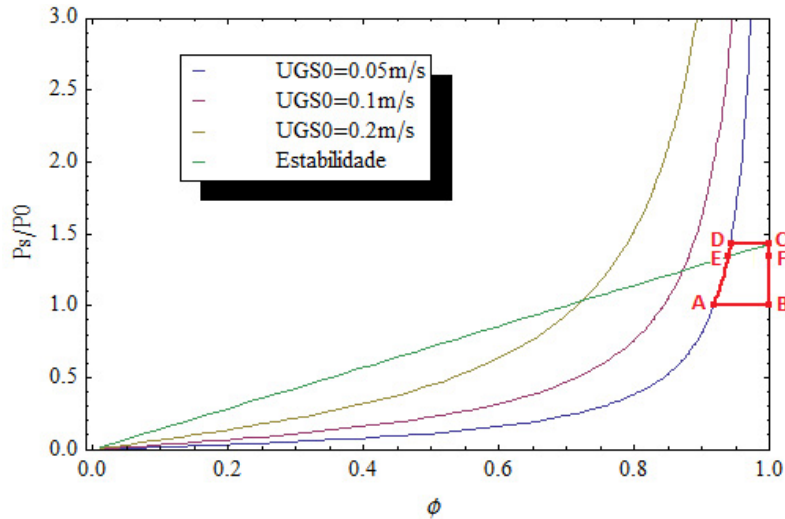


Figura 5.1: Análise de estabilidade para um sistema água-ar

e a pressão do separador é igual à atmosférica (ponto A), o estado estacionário do sistema se tornará instável, ocorrendo uma transição para a intermitência severa.

Como no caso de intermitência severa o *holdup* de líquido é igual a 1, pode-se considerar que o ponto B representa o caso estável para esse modo de operação. A fim de eliminar a intermitência severa, pode-se elevar a pressão do separador para o ponto C. Essa alta pressão irá estabilizar o fluxo e um novo estado estacionário de operação irá se desenvolver (ponto D).

No entanto, o ponto D é mais estável do que o ponto C, e é possível diminuir a pressão do separador (ponto E), de modo que o sistema permanecerá estável. Deve-se ressaltar, entretanto, que a essa pressão o sistema pode operar tanto em estado estacionário (ponto E) quanto em intermitência severa (ponto F).

Assim, uma vez que o sistema esteja no regime de intermitência severa, uma solução é aumentar temporariamente a pressão do separador de modo a retornar ao estado estacionário.

5.2 Modelo de fluxo estratificado em um duto negativamente inclinado (Taitel e Dukler, 1976)

O modelo de Taitel e Dukler (1976) foi utilizado para calcular a fração de vazio α . Foi realizado um balanço de momento para cada fase no caso de escoamento estratificado com interface lisa, em equilíbrio, conforme a figura 4.1.

Resolvendo o sistema das equações 4.9 a 4.18, foram obtidas as equações 4.19 a 4.25, as quais foram implementadas de forma a calcular o nível de equilíbrio de líquido h_L com o uso da equação 4.11. Com o cálculo de A_L e A_G , obtido pelas equações 4.19 e 4.20, a fração de vazio α e o *holdup* de líquido H_L foram calculados pela equação 4.26, sendo apresentados na tabela 5.2.

Tabela 5.2: Resultados obtidos

$$\begin{array}{l} \hline h_L = 0.132 \text{ m} \quad \alpha = 0.583 \\ H_L = 0.417 \\ \hline \end{array}$$

5.3 Critério de Bøe (1981)

Após o cálculo de α , aplicou-se o critério de Bøe (1981) para verificar se, para as condições analisadas, ocorre intermitência severa. Conforme descrito anteriormente, esse critério realiza um balanço das forças causadas pela pressão do gás que se acumula no *pipeline* e a pressão hidrostática do líquido no *riser* aplicado ao *slug* de líquido bloqueando a entrada do *riser*. Tal critério é dado pela seguinte inequação:

$$U_{LS} \geq \frac{\rho_{G0}RT}{\rho_L g \alpha l} U_{GS0} \quad (5.1)$$

Como encontrou-se $U_{LS} = 0.315$ m/s e um valor de 0.002 m/s para o lado direito do critério de Bøe (1981), concluiu-se que a intermitência severa ocorre para tais valores.

5.3.1 Análise do critério de Bøe (1981) - Variação do comprimento do *pipeline*

Analisando a figura 5.2 pode-se perceber que, para um mesmo valor de U_{GS0} , o valor do eixo vertical (que representa o lado direito do critério de Bøe) é maior para um menor valor de l . Dessa forma, conclui-se que um menor comprimento do *pipeline* aumenta o lado direito da inequação, reduzindo a diferença para U_{LS} . Assim, o sistema torna-se mais estável para um menor comprimento do *pipeline*.

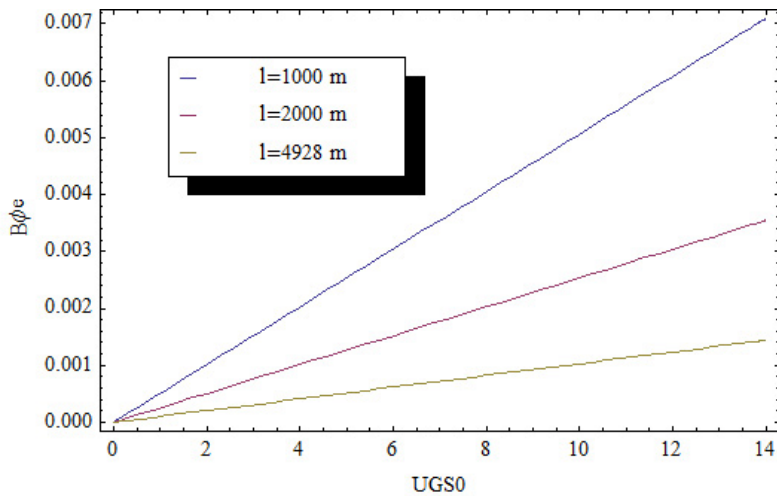


Figura 5.2: Variação de l e U_{GS0}

5.3.2 Análise do critério de Bøe (1981) - Variação da temperatura

De acordo com a figura 5.3, para um mesmo valor de U_{GS0} , o valor do eixo vertical é maior para um maior valor de T . Assim, uma maior temperatura do *pipeline* reduz a diferença da inequação do critério de Bøe. Portanto, o uso de aquecimento elétrico ativo ou dutos *pipe-in-pipe* contribui para reduzir os efeitos da intermitência severa.

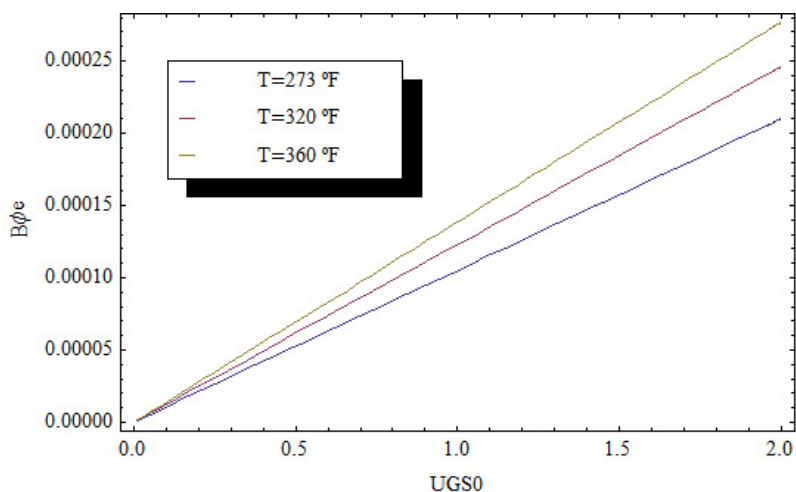


Figura 5.3: Variação de T e U_{GS0}

5.4 Modelo para escoamento vertical do tipo *slug*

O modelo simplificado de Fernandes et al. (1983) para *slug* vertical ascendente foi utilizado para o cálculo do *holdup* de gás que entra no *riser*.

Foram calculadas a velocidade da mistura (U_S), a velocidade translacional da bolha de Taylor (U_t) e a velocidade relativa de subida da bolha no *slug* de líquido (U_o). Além disso, foram obtidas a velocidade do líquido no *slug* (U_L), a espessura do filme de líquido (δ) e a velocidade do filme ao redor da bolha de Taylor (U_f).

Finalmente, calculou-se o *holdup* de líquido em uma seção transversal da bolha de Taylor e o filme de líquido, além do *holdup* de gás da bolha de gás que penetra no *riser* (α'). A tabela 5.3 apresenta os resultados obtidos:

Tabela 5.3: Resultados obtidos

$U_S = 14.664$ m/s	$U_t = 18.203$ m/s
$U_o = 0.262$ m/s	$U_L = 14.59$ m/s
$\delta = 0.0089$ m	$U_f = 4.143$ m/s
$\phi = 0.11$	

O valor obtido de 0.11 para o *holdup* de líquido em uma seção transversal da bolha de Taylor e o filme de líquido para um sistema água-ar foi observado mesmo com uma variação das velocidades superficiais U_{LS} e U_{GS} entre 0.01 e 10 m/s.

Dessa forma, concluiu-se que o valor de α' é praticamente independente das taxas de fluxo de líquido e gás, podendo-se usar um valor constante de 0.89 para o mesmo. Assim, para um sistema água-ar, considera-se que aproximadamente 10% do líquido retorna ao fundo do *riser*.

5.5 Modelo simplificado de intermitência severa

Para calcular $x(t)$ e $z(t)$, primeiramente foi necessário calcular os valores iniciais de ambos os termos, ou seja, x_i e z_i . Substituindo 4.35 em 4.33 e isolando z_i da equação 4.34 e substituindo-o na equação 4.33, são obtidas duas soluções para x_i , sendo que uma dessas soluções é desconsiderada por extrapolar o comprimento do *pipeline*.

Tabela 5.4: Resultados obtidos

$x_i = 5.965 \text{ m}$	$z_i = 0.713 \text{ m}$
-------------------------	-------------------------

Substituindo esse valor de x_i na equação 4.34, calcula-se o valor de z_i e substituindo na equação 4.35 obtém-se P_p .

Utilizando o valor de m_{Gi} da equação 4.42 na equação 4.40 e as equações 4.36, 4.37 e 4.40 na equação 4.38, obtém-se a equação 4.43. Para o caso em que o *slug* alcançar o topo do *riser* ($z = h$), a equação 4.44 fornece o valor de $x(t)$, o qual é substituído em 4.43. Assim, calcula-se o período do *slug*, o valor de x quando $z = h$, P_p , V_{Gp} e Z_p .

Tabela 5.5: Resultados obtidos considerando o *fallback*

$x_i = 5.965$ m	$z_i = 0.713$ m
$T_1 = 670.693$ s	$x = 304.433$ m
$P_p = 1.278$ MPa	$V_{Gp} = 192.45$ m ³
$Z_p = 26.533$ m	

No caso de não haver *fallback* de líquido, o modelo foi implementado do mesmo modo que anteriormente, com a diferença que $\alpha' = 1$, ou seja, com a presença somente de gás no *riser* após o *blowout* do líquido. Assim, os valores para esse caso são apresentados na tabela 5.6.

Tabela 5.6: Resultados obtidos desconsiderando o *fallback*

$T_1 = 683.677$ s	$x = 304.264$ m
$P_p = 1.276$ MPa	$V_{Gp} = 192.457$ m ³
$Z_p = 26.518$ m	

5.6 Análise das variáveis

5.6.1 Variação da temperatura

De acordo com a figura 5.4 pode-se observar o comportamento de T_1 conforme a variação de U_{GS0} e T . Assim, para um mesmo valor de U_{GS0} , T_1 é menor para um maior valor de T . Conclui-se que uma maior temperatura do *pipeline* reduz o período do *slug*, corroborando a conclusão anterior obtida pelo critério de Bøe (1981) de que o uso de aquecimento elétrico ativo ou dutos *pipe-in-pipe* reduz os efeitos da intermitência severa.

5.6.2 Variação da pressão do separador

Na figura 5.5 nota-se a influência da pressão no separador no período de formação do *slug*. Novamente, para um mesmo valor de U_{GS0} , T_1 é menor para um

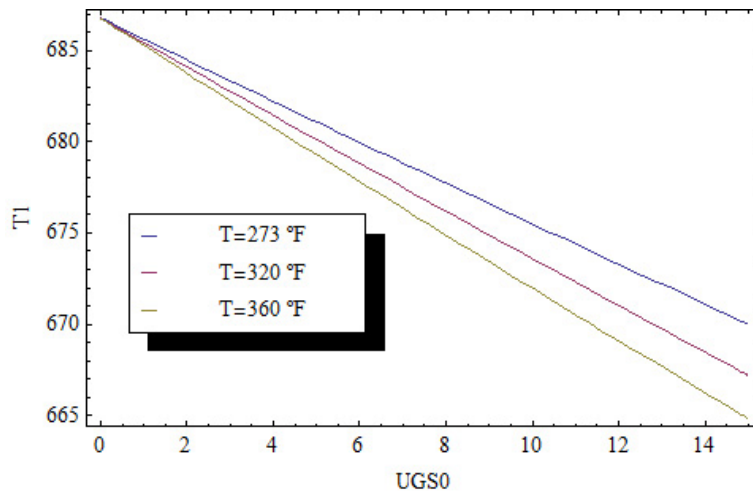


Figura 5.4: Variação de T e U_{GS0}

maior valor de P_s . Assim, um aumento na contrapressão na plataforma causa uma redução no período do *slug*, confirmando esse método como mitigador do fenômeno de intermitência severa, conforme descrito no capítulo 3.

Porém, de acordo com Tengesdal (2002), tal solução mostrou-se inviável devido à redução da capacidade de produção.

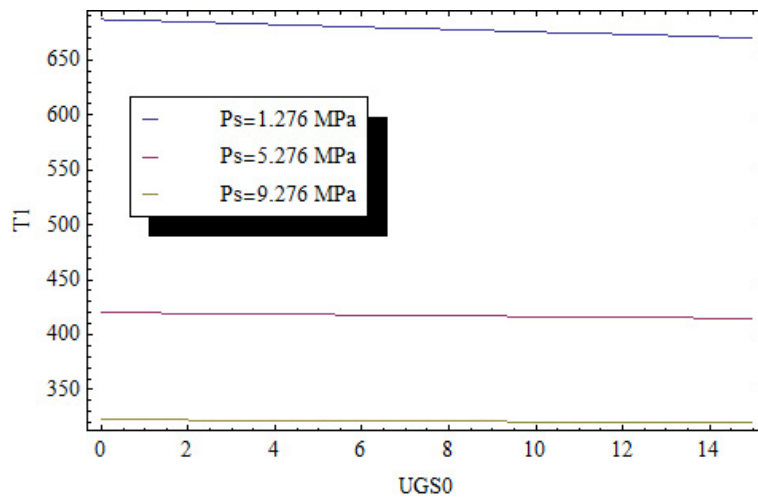


Figura 5.5: Variação de P_s e U_{GS0}

5.6.3 Variação do comprimento do *riser*

Já na figura 5.6 foi feita a análise do período de formação do *slug* em função do comprimento do *riser* h . Fixando um valor para U_{GS0} , T_1 é menor para um menor z . Pode-se concluir, portanto, que a intermitência severa é mais intensa quanto maior o comprimento do *riser*, característico de regiões de águas profundas a ultraprofundas.

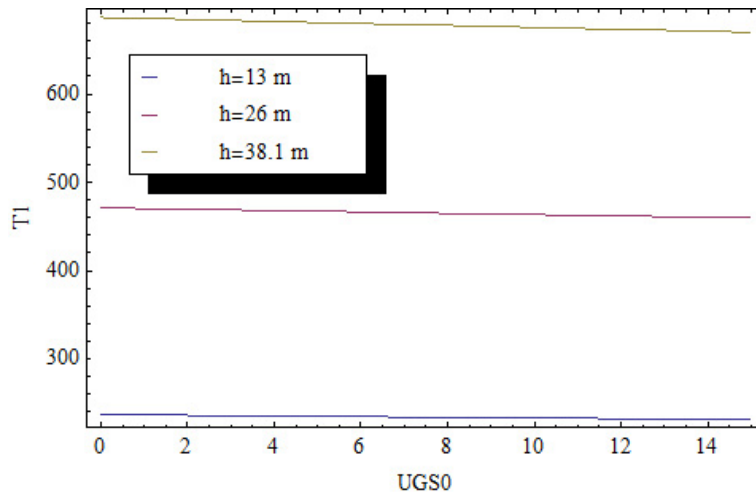


Figura 5.6: Variação de h e U_{GS0}

5.6.4 Variação do comprimento do *pipeline*

Observando a figura 5.7, fica claro como o comprimento do *pipeline* l tem efeito direto no período do *slug*. Para um mesmo valor de U_{GS0} , T_1 é menor para um menor l . Dessa forma, assim como concluído pela análise do critério de Bøe (1981) e por Viggiani et al. (1988), um menor comprimento do *pipeline* torna o sistema mais estável.

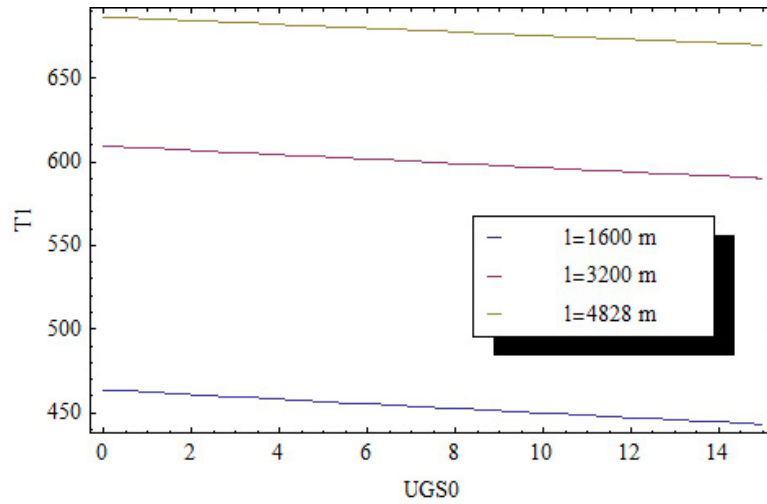


Figura 5.7: Variação de l e U_{GS0}

5.6.5 Variação do diâmetro interno do *pipeline*

Analisando a figura 5.8, percebe-se a variação do período de formação do *slug* em função do diâmetro interno do *pipeline*. Para um mesmo U_{GS0} , T_1 é menor para um menor D_i . Logo, um menor diâmetro interno do *pipeline* reduz o período do *slug*. Tal análise confere com o resultado obtido por Viggiani et al. (1988).

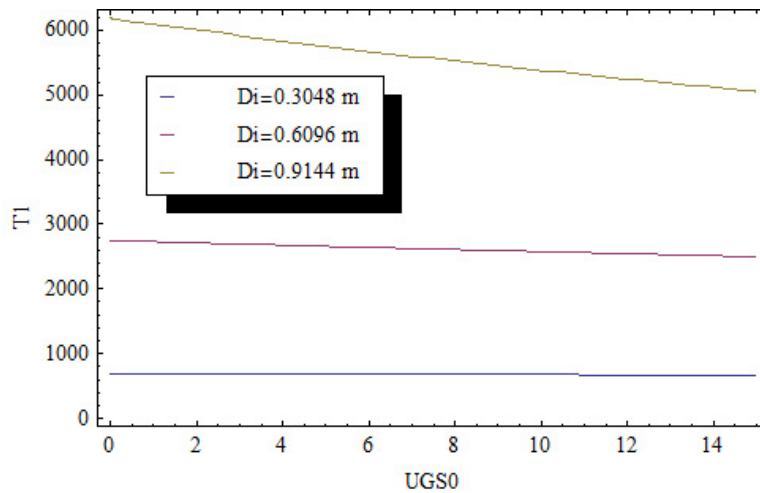


Figura 5.8: Variação de D_i e U_{GS0}

5.6.6 Variação da vazão de líquido

Na figura 5.9 observa-se o período de formação do *slug* em função da vazão de líquido Q_L . Mantendo-se U_{GS0} , T_1 é menor para um maior Q_L . Assim, uma maior vazão de líquido reduz o período do *slug*. Tal resultado corrobora a sugestão dada por Sagatun (2004), de aumentar o número de poços direcionados ao *riser* ou a taxa de produção dos poços existentes, de forma a reduzir os efeitos da intermitência severa.

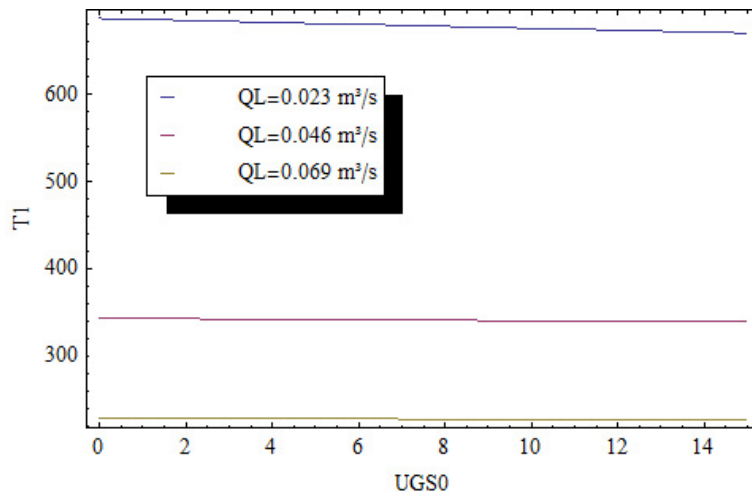


Figura 5.9: Variação de Q_l e U_{GS0}

Capítulo 6

Conclusões

Neste trabalho foi realizado um estudo analítico a respeito do fenômeno de intermitência severa, de forma a compreender as variáveis relevantes para a sua formação e desenvolvimento, além de alguns métodos de mitigação e eliminação. A importância desse estudo é justificada pelos problemas relacionados a esse fenômeno, que causam prejuízos operacionais, econômicos e afetam a segurança do processo de produção.

Foi implementado o modelo de Taitel (1986), sendo apresentados os principais parâmetros calculados e as condições de ocorrência, além de importantes considerações a respeito da mitigação da intermitência severa.

Conforme o estudo realizado e os resultados obtidos pelo modelo matemático, concluiu-se que:

1. O modelo matemático desenvolvido apresentou resultados satisfatórios quanto à previsão do comportamento da intermitência severa quando comparado com os resultados da literatura;
2. A pressão do separador pode ser manipulada de forma a estabilizar o fluxo, levando o sistema ao estado estacionário;
3. O critério de Bøe (1981) pode ser utilizado para verificar a ocorrência de intermitência severa;
4. O *holdup* de gás da bolha de gás que penetra no *riser* α' mostrou-se pratica-

mente independente das taxas de fluxo de líquido e gás (Taitel, 1986).

Com relação à análise das variáveis, observou-se que:

1. Uma maior temperatura do *pipeline* reduz o período do *slug*;
2. Um aumento na contrapressão no separador causa uma redução no período do *slug*, mas de acordo com Tengesdal (2002), tal solução mostrou-se inviável devido à redução da capacidade de produção;
3. A intermitência severa é mais intensa quanto maior o comprimento do *riser*;
4. O sistema torna-se mais estável para um menor comprimento do *pipeline*;
5. Um menor diâmetro interno do *pipeline* torna o período do *slug* menor;
6. O aumento da vazão de líquido (devido, por exemplo, ao aumento do número de poços direcionados ao *riser* ou da taxa de produção dos poços existentes) reduz o período do *slug*, e conforme Sagatun (2004), é um método mais eficiente que o uso de *gas lift* no fundo do *riser*;
7. O uso da válvula *choke* como forma de aumentar a contrapressão contribui para a redução da intermitência severa. Enquanto o *gas lift* aumenta a velocidade no *riser*, o *choke* a reduz.

Ao final deste estudo, algumas sugestões são propostas para continuidade e aprimoramento em trabalhos futuros:

1. Implementar os trabalhos apresentados no Capítulo 2, de forma a comparar com os resultados obtidos no presente trabalho;
2. Implementar os modelos matemáticos propostos no Capítulo 3 para mitigação e eliminação da intermitência severa;
3. Realizar testes em laboratório a fim de confirmar experimentalmente os resultados aqui apresentados.

Referências Bibliográficas

- Agrawal, S. S., Gregory, G. A., e Govier, G. W. (1973). An analysis of horizontal stratified two phase flow in pipes. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 51(3):280–286.
- Allen, T. e Ditsworth, R. L. (1972). Fluid mechanics. McGraw-Hill Book Co.
- Balino, J. L., Burr, K. P., e Nemoto, R. H. (2010). Modeling and simulation of severe slugging in air-water pipeline-riser systems. *International Journal of Multiphase Flow*, 36(8):643–660.
- Bay, M. O. (2008). *Development of Transient One-Dimensional Solver for Severe Slugging Simulation*. PhD thesis, Aalborg University Esbjerg.
- Bendiksen, K., Brandt, I., Fuchs, P., Linga, H. ., Malnes, D., e Moe, R. (1986). Two-phase flow research at sintef and ife: some experimental results and a demonstration of the dynamic two-phase flow simulator olga. *ONS*, 86.
- Bøe, A. (1981). Severe slugging characteristics. *Selected Topics in Two-Phase Flow*, NTH.
- Brotz, W. (1954). Uber die vorausberechnung der absorptionsgeschwindigkeit yon gasen in stromnden flussigkeitsschichten. *Chemical Engineering and Technology*, 26:470.
- Fabre, J., Peresson, L. L., Corteville, J., Odello, R., e Bourgeois, T. (1990). Severe slugging in pipeline/riser systems. *SPE Production Engineering*, 5(3):299–305.
- Fernandes, R. C., Semiat, R., e Dukler, A. E. (1983). Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes. *AIChE Journal*, 29(6):981–989.

- Gazley, C. (1949). *Intertacial Shear and Stability in Two-Phase Flow*. PhD thesis, University of Delaware.
- Harmathy, T. Z. (1960). Velocity of large drops and bubbles in media of infinite or restricted extent. *AIChE Journal*, 6(2):281–288.
- Hatton, S. A. e Howells, H. (1996). Catenary and hybrid risers for deep-water locations worldwide. Advances in Riser Technologies Conference.
- Hill, T. J. (1989). Riser-base gas injection into the s. e. forties line. Proc. 4th Int. Conf. BHRA.
- Hill, T. J. (1990). Gas injection at riser base solves slugging, flow problems. *Oil and Gas Journal*, 26:88–92.
- Jansen, F. E. (1990). *Elimination of severe slugging in a pipeline-riser system*. PhD thesis, The University of Tulsa.
- Jansen, F. E., Shoham, O., e Taitel, Y. (1996). The elimination of severe slugging - experiments and modeling. *International Journal of Multiphase Flow*, 22(6):1055–1072.
- Mokhatab, S. (2007). Severe slugging in a catenary-shaped riser: Experimental and simulation studies. *Petroleum Science and Technology*, 25(5-6):719–740.
- Pots, B. F. M., Bromilow, I. G., e Konijn, M. J. W. F. (1987). Severe slug flow in offshore flowline/riser systems. *SPE Production Engineering*, 2(4):319–324.
- Sagatun, S. (2004). Riser slugging: A mathematical model and the practical consequences. *SPE Production and Operations*, 19(3):168–175.
- Sarica, C. e Shoham, O. (1991). A simplified transient model for pipeline-riser systems. *Chemical Engineering Science*, 46(9):2167–2179.
- Schmidt, Z., Brill, J. P., e Beggs, H. D. (1979). Choking can eliminate severe pipeline slugging. *Oil and Gas Journal*, 12:230–238.

- Schmidt, Z., Brill, J. P., e Beggs, H. D. (1980). Experimental-study of severe slugging in a two-phase-flow pipeline-riser pipe system. *Society of Petroleum Engineers Journal*, 20(5):407–414.
- Svendsen, K. (2002). *Comparison of models for severe slugging*. PhD thesis, Norwegian University of Science and Technology.
- Taitel, Y. (1986). Stability of severe slugging. *International Journal of Multiphase Flow*, 12(2):203–217.
- Taitel, Y., Bornea, D., e Dukler, A. E. (1980). Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes. *AIChE Journal*, 26(3):345–354.
- Taitel, Y. e Dukler, A. E. (1976). A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. *AIChE Journal*, 22(1):47–55.
- Taitel, Y., Vierkandt, S., Shoham, O., e Brill, J. P. (1990). Severe slugging in a riser system - experiments and modeling. *International Journal of Multiphase Flow*, 16(1):57–68.
- Tardelli, L. P. (2009). *Estudo do escoamento intermitente empregando a tecnica de velocimetria por imagem de particulas*. PhD thesis, PUC-RIO.
- Tengesdal, J. O. (2002). *Investigation of self-lifting concept for severe slugging elimination in deep-water pipeline/riser systems*. PhD thesis, University of Tulsa.
- Vierkandt, S. (1988). *Severe slugging in a pipeline-riser system, experiments and modelling*. PhD thesis, The University of Tulsa.
- Viggiani, M., Mariani, O., Battarra, V., Annunziato, A., e Bollettini, U. (1988). A model to verify the onset of severe slugging. Pipeline Simulation Interest Group.
- Wallis, G. B. (1969). One dimensional two-phase flow. *McGraw-Hill, New York*.
- Wordsworth, C., Das, I., Loh, W., McNulty, G., Lima, P., e Barbuto, F. (1998). Multiphase flow behaviour in a catenary shaped riser. *CALtech Report*, I, II and III.

Yocum, B. (1973). Offshore riser slug flow avoidance: Mathematical models for design and optimization. 1973 Copyright American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc.

Zuber, N. e Findlay, J. A. (1965). Average volumetric concentration in two-phase flow systems. *Journal of Heat Transfer*, 87(4):453–468.