

MARINA ENRICONE STASIAK

TÉCNICA DE CONTROLE PARA  
SUPRESSÃO DE GOLFADAS EM  
*RISERS* DE PRODUÇÃO DE  
PETRÓLEO

FLORIANÓPOLIS  
2012



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA  
CATARINA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM  
ENGENHARIA DE AUTOMAÇÃO E SISTEMAS**

**TÉCNICA DE CONTROLE PARA SUPRESSÃO  
DE GOLFADAS EM *RISERS* DE PRODUÇÃO  
DE PETRÓLEO**

Dissertação submetida à  
Universidade Federal de Santa Catarina  
como parte dos requisitos para a  
obtenção do grau de Mestre em Engenharia  
de Automação e Sistemas.

**MARINA ENRICONE STASIAK**

Florianópolis, Setembro de 2012.

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,  
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Stasiak, Marina Enricone

Técnica de controle para supressão de golfadas em risers de produção de petróleo [dissertação] / Marina Enricone Stasiak ; orientador, Daniel Juan Pagano ; co-orientador, Agostinho Plucenio. - Florianópolis, SC, 2012. 110 p. ; 21cm

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas.

Inclui referências

1. Engenharia de Automação e Sistemas. 2. controle de oscilações. 3. supressão de golfadas. 4. sistemas de produção de petróleo. 5. risers de produção. I. Pagano, Daniel Juan . II. Plucenio, Agostinho. III. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas. IV. Título.

# TÉCNICA DE CONTROLE PARA SUPRESSÃO DE GOLFADAS EM *RISERS* DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Marina Enricone Stasiak

‘Esta Dissertação foi julgada adequada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Automação e Sistemas, Área de Concentração em *Controle, Automação e Sistemas*, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas da Universidade Federal de Santa Catarina.’

---

Daniel J. Pagano, Dr.  
Orientador

---

Jomi Fred Hübner, Dr.  
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas

Banca Examinadora:

---

Daniel J. Pagano, Dr.  
Presidente

---

Agustinho Plucenio, Dr.  
Coorientador

---

Fábio Gonçalves Jota, Dr.

---

Julio Elias Normey Rico, Dr.

---

Hector Bessa Silveira, Dr.



Só existem dois dias do ano em que nada pode ser feito.  
Um se chama ontem e o outro se chama amanhã,  
portanto hoje é o dia certo...  
*Dalai Lama*



# AGRADECIMENTOS

A minha família,  
pelo incentivo, apoio incondicional e pela paciência nos momentos difíceis desta etapa.

Aos professores Daniel J. Pagano e Agostinho Plucenio,  
pelo suporte nos momentos de dúvida e pela confiança depositada em meu trabalho.

Aos meus amigos de sempre,  
por compreenderem as dificuldades pelas quais passei durante esta jornada e mesmo assim permanecerem junto comigo.

E aos amigos-colegas,  
aqueles que fiz durante esta jornada,  
e que sempre me ajudaram a superar as dificuldades, tornando tudo muito mais fácil.



Resumo da Dissertação apresentada à UFSC como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Automação e Sistemas.

**TÉCNICA DE CONTROLE PARA SUPRESSÃO  
DE GOLFADAS EM *RISERS* DE PRODUÇÃO  
DE PETRÓLEO**

**Marina Enricone Stasiak**

Setembro/2012

Orientador: Daniel Juan Pagano, Dr.

Área de Concentração: Controle, Automação e Informática Industrial

Palavras-chave: controle de oscilações, supressão de golfadas, processo primário, sistemas de produção de petróleo, *risers* de produção

Número de Páginas: xxv + 85

Com a descoberta do Pré-sal e o desenvolvimento de novas tecnologias, a extração de petróleo em águas profundas torna-se cada vez mais comum, implicando no aumento das dimensões das linhas e *risers* de produção. Este fato pode, conseqüentemente, aumentar o número de instalações *offshore* operando com regime de escoamento oscilatório. Neste cenário, o estudo de medidas para atenuar ou até mesmo suprimir este tipo de regime de escoamento é de fundamental importância para a indústria de petróleo e gás, tanto no sentido de evitar possíveis perdas de produção quanto por questões de segurança. Assim, este trabalho tem por objetivo desenvolver uma lei de controle para supressão de oscilações causadas pelo regime de escoamento em golfadas, que ocorre em *risers* de transporte de petróleo. O objetivo de controle é suprimir as oscilações, garantindo a estabilidade do sistema e, ao mesmo tempo, maximizar a produção de petróleo operando com a maior abertura da válvula de produção (*choke* de produção). Este objetivo é alcançado levando o sistema para um ponto de operação próprio de sua natureza, o qual não é forçado pela lei de controle, e mantendo o *choke* de produção com uma abertura desejada. Para validar a técnica de controle desenvolvida, realizaram-se simulações utilizando um modelo dinâmico simplificado, o qual reproduz o fenômeno de golfadas em *risers*, e também utilizando um software comercial de simulação de escoamentos multifásicos. Além disto, para verificar a eficiência da lei de controle proposta, construiu-se uma planta experimental de pequena

escala, onde foram realizados ensaios cujos resultados obtidos foram satisfatórios.



Abstract of Dissertation presented to UFSC as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master in Automation and Systems Engineering.

**CONTROL TECHNIQUE FOR SLUG-FLOW  
SUPPRESSION IN PRODUCTION OIL-RISERS**

**Marina Enricone Stasiak**

September/2012

Advisor: Daniel Juan Pagano, Dr.

Area of Concentration: Control, Automation and Industrial Informatics

Key words: control of oscillations, slug-flow suppression, primary process, oil production systems, production oil-risers

Number of Pages: xxv + 85

With the discovery of pre-salt and the development of new technologies, the deepwater oil extraction becomes increasingly common, resulting in increased dimensions of flow-lines and production risers. This fact could increase the number of offshore facilities operating at oscillatory flow regime. In this scenario, the study of alternatives to mitigate or even eliminate this type of flow regime is extremely important for the oil and gas industry, both in order to avoid production losses as for security reasons. Thus, the goal of this work is to develop a control law for suppress the oscillations caused by the slug-flow regime, which occurs in oil risers. The control objective is to suppress the oscillations, ensuring system stability and, at the same time, maximizing the oil production, operating with the largest possible opening of the production choke. This goal is achieved leading the system for a natural operating point, which is not forced by the control law, and keeping the production choke with a desired opening. To validate the developed control technique, simulations were performed using a simplified dynamical model, which reproduces the slug-flow phenomena in oil risers, and also using a commercial software for simulation of multiphase flows. Furthermore, to check the efficiency of the control law proposed, a small-scale experimental plant had been constructed, where tests were performed and the results obtained were satisfactory.

# Sumário

<b>1</b>	<b>Introdução</b>	<b>1</b>
1.1	Caracterização do Problema e Motivação . . . . .	2
1.1.1	Padrões de Escoamento em Dutos Horizontais e Verticais	2
1.1.2	Escoamento em Golfadas em <i>Risers</i> de Produção . . .	5
1.1.3	Supressão de Golfadas em <i>Risers</i> por Meio da Aplicação de Técnicas de Controle Automático . . . . .	7
1.2	Objetivos . . . . .	8
1.3	Estrutura do Trabalho . . . . .	9
<b>2</b>	<b>Modelagem e Simulação do Fenômeno de Golfadas em <i>Risers</i> de Produção</b>	<b>11</b>
2.1	Descrição do modelo dinâmico simplificado . . . . .	11
2.1.1	Sintonia do modelo e resultados de simulação . . . . .	20
2.2	Simulador de Escoamentos Multifásicos <i>OLGA</i> . . . . .	22
2.2.1	Resultados de simulação . . . . .	28
2.3	Conclusões . . . . .	28
<b>3</b>	<b>Supressão de Golfadas em <i>Risers</i> de Produção</b>	<b>33</b>
3.1	Técnica de Controle para Supressão de Oscilações . . . . .	33
3.1.1	Projeto da Lei de Controle . . . . .	38
3.1.2	Exemplo Ilustrativo . . . . .	40
3.2	Síntese do Controlador para Supressão de Golfadas em <i>Risers</i> de Produção . . . . .	42
3.3	Conclusões . . . . .	46
<b>4</b>	<b>Resultados de Simulação</b>	<b>49</b>
4.1	Resultados de simulação com o modelo dinâmico simplificado	49
4.2	Resultados de simulação com o software <i>OLGA</i> . . . . .	56
4.3	Conclusões . . . . .	67
<b>5</b>	<b>Supressão de Golfadas em um <i>Riser</i> Experimental de Pequena Escala</b>	<b>69</b>
5.1	Planta Experimental . . . . .	69

5.2	Resultados Experimentais . . . . .	75
5.3	Conclusões . . . . .	77
<b>6</b>	<b>Considerações Finais e Perspectivas para Trabalhos Futuros</b>	<b>81</b>

# Lista de Símbolos

$\alpha_{LT}$	Fração volumétrica de líquido a montante do <i>choke</i> de produção
$\alpha_L$	Fração volumétrica de líquido no <i>riser</i>
$\alpha_L^m$	Fração mássica de líquido a montante do <i>choke</i> de produção
$\beta$	Parâmetro do controlador que determina a velocidade de convergência da ação de controle
$\phi$	Abertura do <i>choke</i> de produção
$\phi_d$	Abertura desejada do <i>choke</i> de produção
$\rho_{G1}$	Densidade do gás na <i>flowline</i>
$\rho_{G2}$	Densidade do gás no <i>riser</i>
$\rho_L$	Densidade do líquido
$\rho_m$	Densidade média do fluido
$\bar{\rho}$	Densidade média do fluido no <i>riser</i>
$\rho_T$	Densidade do fluido a montante do <i>choke</i>
$\theta$	Ângulo de inclinação da <i>flowline</i>
$\omega_0$	Frequência de oscilação
$\omega_n$	Frequência natural de oscilação
$A_1$	Área da seção transversal da <i>flowline</i>
$A_2$	Área da seção transversal do <i>riser</i>
$A_H$	Área horizontal do nível do líquido
$\hat{A}$	Área de passagem do gás no ponto baixo
$B$	Queda de pressão estimada entre o separador e o topo do <i>riser</i>
$C_{vn}$	Coefficiente da válvula operando a 100% de abertura
$f(\phi)$	Função da característica de abertura da válvula
$g$	Aceleração da gravidade
$G$	Parâmetro de ajuste do controlador
$h_1$	Nível de líquido a montante do ponto baixo
$H_1$	Nível crítico de líquido

$H_2$	Altura do <i>riser</i>
$H_3$	Diâmetro do duto
$K_c$	Ganho proporcional do controlador
$L_1$	Comprimento da <i>flowline</i>
$L_3$	Comprimento da parte superior horizontal
$m_{G1}$	Massa de gás na <i>flowline</i>
$m_{G2}$	Massa de gás no <i>riser</i>
$m_L$	Massa de líquido
$M_G$	Peso molecular do gás
$P_1$	Pressão na <i>flowline</i>
$\bar{P}_1$	Valor de <i>offset</i> do sinal de pressão de fundo
$\tilde{P}_1$	Componente oscilatória de média zero do sinal de pressão de fundo
$P_2$	Pressão no topo do <i>riser</i>
$P_2^i$	Valor estimado da pressão de topo no conjunto de equilíbrios instáveis para a máxima abertura do <i>choke</i> de produção ( $\phi = 100\%$ )
$P_S$	Pressão no separador
$q$	Vazão mássica através do <i>choke</i> de produção
$r$	Raio do duto
$R$	Constante universal dos gases ideais
$T$	Temperatura do sistema
$T_i$	Tempo integral do controlador
$T_s$	Tempo de amostragem
$u_d$	Valor desejado para a ação de controle
$u_{P_2}$	Queda de pressão no <i>choke</i> de produção
$u_{P_2d}$	Queda de pressão desejada no <i>choke</i> de produção
$u_{P_2max}$	Valor máximo da queda de pressão no <i>choke</i> de produção
$u_{P_2min}$	Valor mínimo da queda de pressão no <i>choke</i> de produção
$v_{G1}$	Velocidade do gás no ponto baixo
$V_{G1}$	Volume de gás na <i>flowline</i>
$V_{G2}$	Volume de gás no <i>riser</i>
$V_L$	Volume ocupado pelo líquido
$V_{LR}$	Volume de líquido no <i>riser</i>
$V_T$	Volume total do <i>riser</i>
$w_{G1}$	Vazão mássica de gás interna
$w_{mix,out}$	Vazão mássica da mistura através do <i>choke</i> de produção
$w_{G,in}$	Vazão mássica de gás na entrada
$w_{G,out}$	Vazão mássica de gás através do <i>choke</i> de produção
$w_{L,in}$	Vazão mássica de líquido na entrada
$w_{L,out}$	Vazão mássica de líquido através do <i>choke</i> de produção

# Lista de Figuras

1.1	Padrões de escoamento em dutos horizontais, [3]. . . . .	4
1.2	Padrões de escoamento em dutos verticais, [3]. . . . .	6
1.3	Representação dos estágios de um ciclo de golfada em um sistema <i>flowline-riser</i> , [15]. . . . .	7
2.1	Representação esquemática da estrutura do sistema <i>flowline-riser</i> mostrando os parâmetros do modelo, variáveis medidas e elemento final de controle. [26]. . . . .	13
2.2	Detalhamento do ponto baixo do <i>riser</i> . . . . .	13
2.3	Transição do arraste de líquido, [26]. . . . .	19
2.4	Comparação dos diagramas de bifurcação do modelo do sistema simplificado e do modelo simulado no software <i>OLGA</i> , [27]. . . . .	21
2.5	Resposta no domínio do tempo das pressões $P_1$ e $P_2$ para $\phi = 10\%$ com o modelo simplificado . . . . .	22
2.6	Comportamento da pressão de fundo $P_1$ na região instável, para diferentes aberturas do <i>choke</i> de produção ( $\phi = 30\%$ , $\phi = 50\%$ e $\phi = 100\%$ ) com o modelo simplificado. . . . .	23
2.7	Comportamento da pressão de fundo $P_2$ na região instável, para diferentes aberturas do <i>choke</i> de produção ( $\phi = 30\%$ , $\phi = 50\%$ e $\phi = 100\%$ ) com o modelo simplificado. . . . .	24
2.8	Tela principal do software <i>OLGA</i> . . . . .	25
2.9	Aba do editor de geometria <i>Geometry</i> onde são definidos os dados geométricos do caso de estudo. . . . .	26
2.10	Aba do editor de geometria <i>Geometry</i> onde pode ser visualizada a geometria construída para o caso de estudo. . . . .	27
2.11	Comportamento apresentado pelas pressões para $\phi = 5\%$ com o modelo do sistema simulado no software <i>OLGA</i> . . . . .	28
2.12	Comportamento da pressão de fundo $P_1$ na região instável, para diferentes aberturas do <i>choke</i> de produção ( $\phi = 30\%$ , $\phi = 50\%$ e $\phi = 100\%$ ) com o modelo do sistema simulado no software <i>OLGA</i> . . . . .	29

2.13	Comportamento da pressão de fundo $P_2$ na região instável, para diferentes aberturas do <i>choke</i> de produção ( $\phi = 30\%$ , $\phi = 50\%$ e $\phi = 100\%$ ) com o modelo do sistema simulado no software <i>OLGA</i> . . . . .	30
3.1	Diagrama mostrando a bifurcação do tipo Foco-Centro-Ciclo-Limite, tendo $\mu$ como parâmetro de bifurcação, onde a linha vertical representa a existência do centro. (-) equilíbrio estável, (- -) equilíbrio instável, (●●) ciclo-limite estável, (○○) ciclo-limite instável. . . . .	35
3.2	Comportamento dinâmico do sistema para diferentes valores do parâmetro de bifurcação $\mu$ . Como pode ser observado, para $\mu = 0$ , tem-se um centro mas, para $\mu > 0$ , há o surgimento de um ciclo-limite estável, devido a bifurcação F-C-L. . . . .	36
3.3	Resposta temporal do oscilador de Van der Pol em malha aberta, sendo $\mu = 1$ . . . . .	41
3.4	Resposta temporal do sistema à aplicação do controle. Em $t = 47s$ o controlador é ligado e em $t = 250s$ o controlador é novamente desligado. a) Ação de controle. b) Comportamento dos estados do sistema perante a ativação e desativação do controlador. . . . .	42
3.5	Diagrama esquemático do <i>riser</i> simulado no software <i>OLGA</i> . . . . .	43
3.6	Diagrama de bifurcação considerando a abertura do <i>choke</i> de produção ( $\phi$ ) como parâmetro de bifurcação. A bifurcação de Hopf ocorre quando o <i>choke</i> de produção está com 8% de sua abertura total. . . . .	44
3.7	Diagrama de bifurcação no plano $(\phi, P_2)$ . . . . .	45
4.1	Diagrama esquemático apresentando o detalhamento da geometria e dados da tubulação do sistema <i>riser</i> simulado. O quadro à esquerda apresenta os dados da geometria que devem ser ajustados no modelo. . . . .	50
4.2	Diagrama de bifurcação considerando a abertura do <i>choke</i> de produção ( $\phi$ ) como parâmetro de bifurcação. A bifurcação de Hopf ocorre quando o <i>choke</i> está operando com 18% de sua capacidade de abertura total. . . . .	51
4.3	Diagrama de bifurcação no plano $(\phi, P_2)$ . A partir deste diagrama, obtém-se o valor de $P_2^i$ , que é utilizado para realizar o ajuste do controlador descrito pela equação (3.39). . . . .	52

4.4	Resposta do sistema à aplicação do controle para $\phi_d = 0.7$ . Em $t = 1h$ o controlador é acionado e em $t = 4h$ aplica-se uma perturbação ao sistema, aumentando a vazão de fluido que entra no riser de $9Kg.s^{-1}$ para $10Kg.s^{-1}$ . A vazão volta a ser de $9Kg.s^{-1}$ em $t = 5h$ . Em $t = 8h$ uma nova perturbação é aplicada, reduzindo-se a vazão de fluido na entrada do riser de $9Kg.s^{-1}$ para $8Kg.s^{-1}$ . Em $t = 9h$ , a vazão de entrada do riser volta a ser de $9Kg.s^{-1}$ e, por fim, em $t = 11h$ o controlador é desativado. . . . .	53
4.5	Comportamento apresentado pelas vazões mássica e volumétrica do fluido medidas no topo do riser em relação à aplicação do controle, para $\phi_d = 0.7$ . Em $t = 1h$ o controlador é ativado. Variações na vazão mássica de fluido que entra no riser são impostas em $t = 4h$ (de $9Kg.s^{-1}$ para $10Kg.s^{-1}$ ), retornando ao valor de vazão inicial em $t = 5h$ , e em $t = 8h$ (de $9Kg.s^{-1}$ para $8Kg.s^{-1}$ ), retornando ao valor de vazão inicial em $t = 9h$ . Em $t = 11h$ , o controlador é desligado e o sistema volta a operar em malha aberta. . . . .	54
4.6	Resposta temporal do sistema à aplicação do controle proposto e $\phi_d = 1$ . Em $t = 1h$ o controle é ligado e em $t = 4h$ aplica-se uma perturbação na vazão de fluido que entra no riser variando esta de $9Kg.s^{-1}$ para $10Kg.s^{-1}$ . Em $t = 5h$ , a vazão de entrada do riser volta a ser de $9Kg.s^{-1}$ e, em $t = 8h$ , uma nova perturbação é aplicada à vazão de fluido na entrada do riser, reduzindo a mesma de $9Kg.s^{-1}$ para $8Kg.s^{-1}$ . Em $t = 9h$ , a vazão de entrada retorna para seu valor inicial de $9Kg.s^{-1}$ e, em $t = 11h$ , o controle é desligado. . . . .	55
4.7	Diagrama esquemático apresentando a geometria e os dados da tubulação do sistema riser simulado. . . . .	57
4.8	Diagrama de bifurcação no plano $(\phi, P_2)$ . . . . .	58
4.9	Resposta temporal do sistema à aplicação do controle proposto, com $\phi_d = 0.7$ . Em $t = 4h$ o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do riser de $5Kg.s^{-1}$ para $4Kg.s^{-1}$ é aplicada em $t = 24h$ e de $5Kg.s^{-1}$ para $6Kg.s^{-1}$ em $t = 40h$ . Novamente, em $t = 56h$ , o controle é desligado. . . . .	59
4.10	Comportamento apresentado pelas vazões, medidas na saída do choke de produção, à aplicação do controle proposto. Em $t = 4h$ o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do riser de $5Kgs^{-1}$ para $4Kgs^{-1}$ é aplicada em $t = 24h$ e de $5Kgs^{-1}$ para $6Kgs^{-1}$ em $t = 40h$ . Novamente, em $t = 56h$ , o controle é desligado. . . . .	60
4.11	Resposta temporal do sistema à aplicação do controle proposto e $\phi_d = 0.9$ . Em $t = 4h$ o controle é ligado e, em $t = 56h$ , o controle é desligado. . . . .	61

4.12	Resultado apresentado pelo sistema à aplicação do controlador proposto em Pagano <i>et al.</i> [18]. Note-se que o ponto de operação do sistema é em $\phi = 0.2$ . Em $t = 4h$ o controle é ligado e, em $t = 24$ e $t = 40h$ são aplicadas perturbações na vazão de entrada do <i>riser</i> . Em $t = 56h$ , o controle é desligado.	63
4.13	Comportamento apresentado pelas vazões, medidas na saída do <i>choke</i> de produção, à aplicação do controle proposto em Pagano <i>et al.</i> [18]. Em $t = 4h$ o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do <i>riser</i> de $5Kgs^{-1}$ para $2Kgs^{-1}$ é aplicada em $t = 24h$ e de $5Kgs^{-1}$ para $8Kgs^{-1}$ em $t = 40h$ . Novamente, em $t = 56h$ , o controle é desligado.	64
4.14	Resposta temporal do sistema à aplicação do controlador apresentado na equação (3.39) com $\phi_d = 0.7$ e perturbações maiores do que as apresentadas em simulações anteriores. Em $t = 4h$ o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do <i>riser</i> de $5Kgs^{-1}$ para $2Kgs^{-1}$ é aplicada em $t = 24h$ e de $5Kgs^{-1}$ para $8Kgs^{-1}$ em $t = 40h$ . Novamente, em $t = 56h$ , o controle é desligado.	65
4.15	Comportamento apresentado pelas vazões, medidas na saída do <i>choke</i> de produção, à aplicação do controle proposto apresentado na equação (3.39) com $\phi_d = 0.7$ . Em $t = 4h$ o controle é ligado e, em $t = 24$ e $t = 40h$ são aplicadas perturbações na vazão de entrada do <i>riser</i> . Novamente, em $t = 56h$ , o controle é desligado.	66
5.1	Diagrama esquemático do <i>riser</i> experimental construído nas dependências da Unidade Experimental de Escoamento Multifásico.	70
5.2	Imagens da planta experimental. 1 - Reservatório de água. 2- Bomba rotativa de deslocamento positivo. 3 - Reservatório de ar comprimido e ponto onde ocorre a mistura dos fluidos (água e ar) que entram na <i>flowline</i> . 4 - Ponto baixo do <i>riser</i> . 5 - <i>Riser</i> . 6 - Topo do <i>riser</i> onde localizam-se a válvula de controle, transmissor de pressão e separador água/ar.	71
5.3	Eletrônica utilizada na planta experimental. 1 - Filtro RC utilizado para filtrar os sinais de pressão recebidos dos transmissores. 2- Módulo de aquisição de dados. 3 - Conversores de sinais.	73
5.4	Diagrama esquemático das instalações elétricas da planta experimental.	74
5.5	Comportamento das pressões de fundo ( $P_1$ ) e de topo ( $P_2$ ) do <i>riser</i> experimental em malha aberta para $\phi = 1$ .	75
5.6	Diagrama de bifurcação no plano $(\phi, P_2)$ . O valor de $P_2^i$ é retirado do gráfico para que se possa calcular o parâmetro $B$ de ajuste do controlador.	76

5.7	Resposta temporal do sistema à aplicação da lei de controle com $\phi_d = 0.5$ e abertura inicial da válvula em $\phi = 1$ . Em $t = 300s$ , o controlador é ativado e, em $t = 1500s$ , o sistema volta a operar em malha aberta. . . . .	77
5.8	Comportamento do sistema à aplicação do controlador com $\phi_d = 0.5$ e abertura inicial da válvula em $\phi = 0.5$ . Em $t = 300s$ , o controlador é ligado e, em $t = 1500s$ , o controlador é desligado e o sistema volta a oscilar. . . . .	78



# Lista de Tabelas

2.1	Parâmetros do modelo . . . . .	14
2.2	Parâmetros da geometria do sistema modelado . . . . .	20
2.3	Condições iniciais . . . . .	20
2.4	Parâmetros de ajuste do modelo . . . . .	21
3.1	Parâmetros do controlador . . . . .	41
4.1	Valor dos parâmetros de simulação do modelo . . . . .	50
4.2	Parâmetros do controlador . . . . .	52
4.3	Valor dos parâmetros de simulação no OLGA . . . . .	56
4.4	Parâmetros do controlador . . . . .	56
4.5	Parâmetros do controlador . . . . .	62
5.1	Parâmetros do controlador . . . . .	76



# Capítulo 1

## Introdução

Os sistemas de produção *offshore* são projetados para realizar a elevação do petróleo dos reservatórios até as plataformas. A estratégia de exploração escolhida durante a concepção do projeto define desde a configuração dos poços até o método de elevação do petróleo (*Gas-Lift* ou bombeio submerso) que será usado, e tem efeito direto sobre o regime de escoamento que resultará nas linhas e *risers* de produção. Neste cenário, é de fundamental importância para a indústria de petróleo e gás que os sistemas de produção operem com taxas de escoamento elevadas e estáveis, sem variações abruptas de vazão [15].

Vários processos de suma importância na indústria de petróleo e gás trabalham com escoamento de uma ou mais fases, como por exemplo, o escoamento simultâneo de gás e líquido que ocorre nos *risers* de produção. Neste tipo de operação, podem ocorrer variações bruscas das vazões, o que caracteriza o regime de escoamento em golfadas. Este tipo de escoamento pode apresentar-se não somente nos *risers* como também nas *flowlines*<sup>1</sup>, e prejudica a qualidade da separação primária do petróleo, a segurança nas plataformas e também pode acarretar problemas de fadiga mecânica dos dutos de transporte.

Atualmente, com a descoberta do Pré-sal e o desenvolvimento de novas tecnologias, a exploração e produção de petróleo em águas profundas teve evolução significativa, implicando no aumento das dimensões das *flowlines* e *risers* de produção, podendo também elevar o número de sistemas de produção operando com regime de escoamento oscilatório. Neste sentido, o estudo de medidas para atenuar ou suprimir este tipo de escoamento é de vital importância tanto para a otimi-

---

<sup>1</sup>*flowline*: linha de produção [8].

zação dos processos quanto para a segurança dos sistemas de produção *offshore*.

Assim, com o desenvolvimento deste trabalho busca-se contribuir nesta área através do desenvolvimento de uma técnica de controle para supressão de oscilações, já que o regime de escoamento em golfadas acarreta tanto problemas de ordem econômica quanto operacionais.

## 1.1 Caracterização do Problema e Motivação

Nesta seção, caracteriza-se o problema do escoamento em golfadas, por meio de uma breve revisão sobre os regimes de escoamento em dutos horizontais e verticais. O estudo visa esclarecer em que condições ocorre o escoamento em golfadas em um sistema *flowline-riser* e como este tipo de escoamento pode ser estabilizado.

### 1.1.1 Padrões de Escoamento em Dutos Horizontais e Verticais

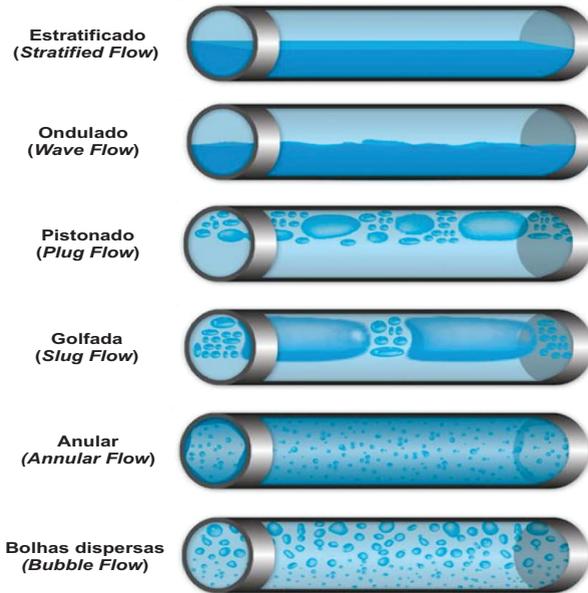
Quando um fluido bifásico (gás + líquido) escoar por um duto, as fases podem gerar distintos tipos de padrões de escoamento, cada um deles caracterizado por uma distribuição de gás e líquido, sendo as fases de difícil descrição. A determinação do tipo de escoamento pode ser realizada por meio da medição da velocidade superficial das fases. Em Chisholm[4] podem ser encontrados mapas qualitativos dos padrões de escoamento bifásico em dutos cilíndricos horizontais e verticais, tendo como coordenadas as velocidades superficiais de gás e líquido. Os padrões de escoamento também podem ser determinados com base na interpretação visual, e por este motivo é de extrema importância que as características de cada tipo de escoamento sejam especificadas de forma precisa. Segundo Thome [28], os padrões de escoamento em dutos horizontais podem ser classificados em:

1. Escoamento estratificado (*Stratified Flow*): Para baixas velocidades do líquido e do gás, há a completa separação das fases. O gás concentra-se na metade superior do duto enquanto que o líquido concentra-se na metade inferior, separados por uma interface horizontal. Portanto, o líquido e o gás são totalmente estratificados neste regime.
2. Escoamento em ondas (*Wave Flow*): Aumentando a velocidade

do gás no escoamento estratificado, formam-se ondas na interface que separa gás e líquido e a mesmas viajam na direção do fluxo. A amplitude destas ondas é considerável e depende relativamente da velocidade das duas fases. No entanto, sua crista não atinge a parte superior do duto. As ondas sobem nas paredes laterais do duto, formando um fino filme de líquido sobre a parede após a passagem da onda.

3. Escoamento intermitente (*Intermittent Flow*): Aumentando ainda mais a velocidade do gás, estas ondas interfaciais tornam-se suficientemente grandes para alcançar o topo do duto. Este regime é caracterizado por ondas de grande amplitude que intermitentemente atingem o topo do duto ocorrendo ondas de menor amplitude entre elas. A parede superior do duto é quase continuamente molhada pelas ondas de grande amplitude deixando finos filmes de líquido para trás. O escoamento intermitente é dividido em duas subcategorias, que são caracterizadas a seguir:
  - Escoamento pistonado (*Plug Flow*): Esse regime de escoamento é caracterizado por porções (*plugs*) de líquido separados por bolhas de gás alongadas. O diâmetro das bolhas de gás alongadas é menor que o diâmetro do duto de modo que a fase líquida é contínua ao longo do fundo do duto, abaixo das bolhas alongadas.
  - Escoamento em golfadas (*Slug Flow*): Para velocidades mais elevadas do gás, o diâmetro das bolhas alongadas torna-se similar ao diâmetro do duto. As golfadas de líquido que separam essas bolhas de gás alongadas podem também ser descritas como ondas de grande amplitude.
4. Escoamento anular (*Annular Flow*): Para vazões de gás muito elevadas, o líquido forma um filme anular contínuo ao redor do perímetro do duto, sendo o filme de líquido mais espesso na parede inferior do que na parede superior do duto. A interface entre o anel de líquido e o núcleo de gás pode ser perturbada por ondas de pequena amplitude e gotículas dispersas no núcleo de gás.
5. Escoamento em bolhas dispersas (*Bubble Flow*): As bolhas de gás são dispersas no líquido com uma alta concentração na metade superior do duto, devido ao empuxo. Quando as forças de cisalhamento são dominantes, as bolhas tendem a se dispersar uniformemente no duto. Em escoamentos horizontais, este regime ocorre somente para altas vazões de fluido.

Na Figura 1.1 podem ser observados os regimes de escoamento em dutos horizontais descritos anteriormente.



**Figura 1.1:** Padrões de escoamento em dutos horizontais, [3].

Os padrões de escoamento em dutos verticais são classificados em:

1. Escoamento em bolhas dispersas (*Bubble Flow*): Bolhas discretas de gás estão dispersas na fase contínua de líquido. As bolhas podem variar em tamanho e forma e são tipicamente quase esféricas e muito menores que o diâmetro do duto.
2. Escoamento em golfadas (*Slug Flow*): Com o aumento da fração de vazio<sup>2</sup>, a proximidade das bolhas de gás aumenta de tal forma que as bolhas colidem e coalescem formando bolhas maiores, as quais têm tamanho similar ao diâmetro do duto. Estas bolhas tem uma forma característica, similar a balas, e são comumente chamadas de bolhas de Taylor. As bolhas de Taylor são separadas por golfadas de líquido, que podem conter pequenas bolhas. As

<sup>2</sup>fração de vazio: em escoamentos bifásicos (gás/líquido), fração de vazio corresponde a fração da área da secção transversal do duto que é ocupada pela fase gasosa [12].

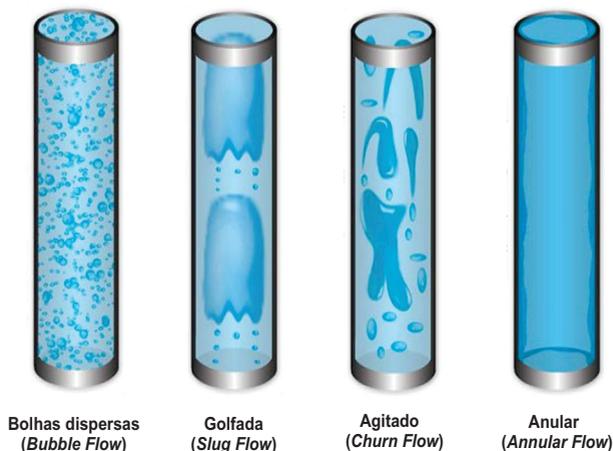
bolhas de Taylor são rodeadas por uma fina película de líquido existente entre elas e a parede do duto, que pode fluir para baixo devido a força da gravidade, mesmo que o fluxo do fluido seja para cima.

3. Escoamento agitado (*Churn Flow*): Aumentando a velocidade de escoamento do fluido, a estrutura do escoamento torna-se instável com o fluido viajando para cima e para baixo de forma oscilatória, mesmo que o sentido do escoamento seja para cima. A instabilidade resulta da paridade das forças da gravidade e de atrito que atuam em direções opostas sobre a fina película de líquido que rodeia as bolhas de Taylor. Este padrão de escoamento é, na verdade, um regime intermediário entre o escoamento em golfadas e o escoamento anular.
4. Escoamento anular (*Annular Flow*): Uma vez que o atrito interfacial do gás em alta velocidade sobre a película de líquido torna-se dominante em relação à gravidade, o líquido é expelido do centro do duto e escoo como uma fina película nas paredes do duto (formando um anel de líquido) enquanto o gás escoo como uma fase contínua no centro do duto. A interface é perturbada por ondas de alta frequência e ondulações. Além disso, o líquido pode ser arrastado no núcleo de gás na forma de gotículas, de tal modo que a fração de líquido arrastado pode se tornar semelhante ao da película. Este regime de escoamento é particularmente estável.

Na Figura 1.2 são mostrados os regimes clássicos de escoamento em dutos verticais.

### 1.1.2 Escoamento em Golfadas em *Risers* de Produção

Boa parte da complexidade dinâmica do controle de processos *offshore* advém de instabilidades no escoamento de óleo e gás provenientes dos poços produtores de petróleo. No ambiente *offshore*, os grandes comprimentos das linhas de produção e *risers*, assim como o uso de tecnologia *Gas-Lift* de elevação de óleo, podem propiciar condições de escoamento com golfadas [15]. O escoamento em golfadas, também chamado *Slug Flow*, é observado quando se tem baixas velocidades superficiais, tanto de líquido quanto de gás, nos dutos que realizam o transporte do petróleo dos poços até as plataformas. O escoamento ocorre sob o regime estratificado no trecho da *flowline*, que

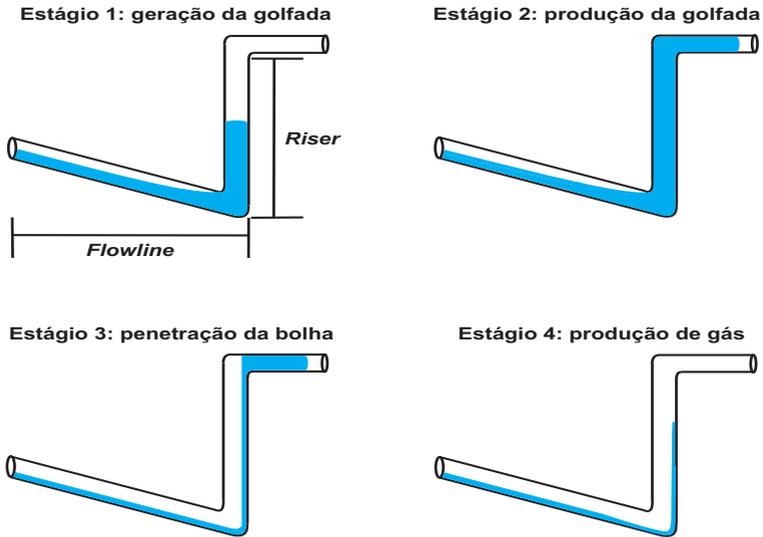


**Figura 1.2:** Padrões de escoamento em dutos verticais, [3].

é a seção horizontal da tubulação que liga a cabeça do poço à base do *riser*, e sob o regime de golfadas no *riser*, que é o duto vertical que faz a conexão entre a *flowline* e as instalações da superfície.

Os estágios do ciclo de golfada em um sistema *flowline-riser* são esquematizados na Figura 1.3. No Estágio 1, ocorre o acúmulo de líquido no ponto baixo do *riser*, provocado pelo líquido que escoava continuamente na *flowline* e também pelo líquido que retorna do *riser*, proveniente do ciclo de golfada anterior. Este acúmulo de líquido bloqueia a passagem do gás, que fica retido a montante do ponto baixo do *riser*. O Estágio 2 tem início quando o gás, que fica retido a montante do ponto baixo do *riser*, pressuriza-se a tal ponto que consegue vencer a contrapressão exercida pela coluna de líquido existente no *riser*, expulsando-a de forma brusca, e assim o líquido chega em alta velocidade no separador. No Estágio 3, o *riser* é ocupado quase que exclusivamente pelo gás que anteriormente estava retido na *flowline* e que escoava também em grande velocidade para o separador. Por fim, no Estágio 4, há a produção de gás com uma taxa decrescente até que o ciclo se reinicie.

As oscilações, resultantes do regime de escoamento em golfadas que ocorre no *riser*, podem acarretar uma variação brusca da produção de óleo, em função da variação nas pressões e vazões de líquido e gás, ocasionando uma maior dificuldade para realizar a separação da água e do óleo, deteriorando a qualidade da separação, além de contribuir para a fadiga do próprio *riser*. Também é possível a ocorrência de uma



**Figura 1.3:** Representação dos estágios de um ciclo de golfada em um sistema *flowline-riser*, [15].

parada de emergência da plataforma, causada pela elevação do nível de fluido nos separadores, sendo este um acontecimento altamente indesejável, pois como consequência tem-se perdas na produção e elevado prejuízo econômico [11].

### 1.1.3 Supressão de Golfadas em *Risers* por Meio da Aplicação de Técnicas de Controle Automático

O estudo de medidas para atenuar ou até mesmo suprimir o escoamento em golfadas é de importância relevante para a indústria de petróleo e gás, pois é desejável que o sistema de produção apresente taxas de escoamento significativas e estáveis, não apresentando variações abruptas na produção. Uma alternativa utilizada pela indústria de petróleo para combater os danos causados pelo regime de escoamento em golfadas é a instalação de *slug-catchers*, que são grandes separadores que, em função de suas dimensões, acabam por minimizar os efeitos das golfadas. Entretanto, muitas vezes a instalação de *slug-catchers* não é uma alternativa viável, porque também em função de suas dimensões, este equipamento requer maior disponibilidade de espaço na

plataforma, o que acaba encarecendo os custos. Outra técnica que pode ser aplicada consiste no uso de condicionadores de escoamento que são instalados entre a saída do *riser* e a entrada do separador. Estes dispositivos mecânicos podem ser, por exemplo, dutos helicoidais (vide [14]).

A supressão das oscilações causada pelo escoamento em golfadas também pode ser alcançada por meio da aplicação de técnicas de controle automático, tendo como benefícios a manutenção do poço operando em regiões de operação instáveis caracterizadas por baixa injeção de gás, ou seja, regiões onde a pressão oscila entre valores máximos e mínimos, aumento do número de poços operando com restrições de gás, elevação dos níveis de segurança nas operações de partida e repartida de poços e maior facilidade no processo de separação da água e do óleo [19].

Na literatura podem ser encontrados diversos trabalhos que propõem diferentes estratégias de controle para supressão das oscilações resultantes do regime de escoamento de golfadas (ver [11], [26], [18], [16], [23], [7], [24]), tendo sido Courbot [5] o primeiro a obter sucesso na estabilização de golfadas em ensaios experimentais. Porém, todas essas estratégias de controle utilizam-se de referências (*setpoints*) para derivar a lei de controle, apresentando problemas quando há mudanças na vazão de fluido que entra no *riser*. Neste trabalho, uma nova abordagem é apresentada, onde a lei de controle desenvolvida é baseada em um modelo simples que representa o comportamento de um processo oscilatório. Essa nova lei de controle é da forma incremental, ou seja, o erro é calculado pela variação da saída do sistema e não da forma como encontra-se na literatura, onde o erro é calculado pela diferença entre a referência (*setpoint*) e a saída medida. Por isso, esta nova lei de controle apresenta-se como uma boa alternativa para aplicação em sistemas não-lineares, já que na região instável faz-se apenas uma estimativa dos pontos de equilíbrio do sistema, fato este que, para um controlador que utiliza referência, torna-se um problema.

## 1.2 Objetivos

Este trabalho tem por objetivo desenvolver uma estratégia de controle que seja capaz de suprimir o regime de escoamento em golfadas que ocorre em *risers* de produção por meio da aplicação de técnicas de controle. Esta lei de controle deve estabilizar as oscilações e man-

ter o *choke*<sup>3</sup> de produção operando na máxima abertura possível para maximizar a produção. Como parte dos objetivos, o controlador desenvolvido será testado em simulações que serão realizadas em um modelo simplificado e em software comercial. Também será testada e avaliada em ensaios realizados em uma planta experimental de pequena escala, construída nas dependências da Unidade Experimental de Escoamentos Multifásicos (UEEM) do Departamento de Automação e Sistemas da Universidade Federal de Santa Catarina.

## 1.3 Estrutura do Trabalho

No capítulo 2 descreve-se o modelo dinâmico de um sistema *flowline-riser* desenvolvido por Storkaas *et al.*[27], o qual reproduz o fenômeno de golfadas, e também faz-se uma introdução ao uso do software comercial de simulação de escoamentos multifásicos *OLGA*, que é utilizado neste trabalho. No capítulo 3 é apresentada a técnica de controle de oscilações para aplicação em sistemas não-lineares proposta neste trabalho e inicialmente desenvolvida em Plucenio *et al.*[20]. Também neste capítulo apresenta-se a técnica de controle para supressão de oscilações em *risers* de produção. No capítulo 4 são mostrados os resultados de simulação da aplicação da técnica de controle para supressão de oscilações em *risers* de produção, utilizando o modelo desenvolvido por Storkaas *et al.*[27] e também em um sistema modelado no software *OLGA*. Já no capítulo 5, apresentam-se os resultados experimentais da técnica de controle proposta operando em uma planta experimental de pequena escala, especialmente construída para esta finalidade. Por fim, no capítulo 6, são feitas as considerações finais e apresentam-se as perspectivas para trabalhos futuros.

---

<sup>3</sup> *choke*: válvula utilizada para controlar vazão ou pressão à jusante de um sistema [22].



## Capítulo 2

# Modelagem e Simulação do Fenômeno de Golfadas em *Risers* de Produção

Modelar um sistema *flowline-riser* que reproduz o fenômeno de golfadas é uma tarefa complexa, em função dos princípios físicos do fenômeno ainda não serem suficientemente compreendidos. Alguns modelos simplificados podem ser encontrados nos trabalhos de Storkaas *et al.*[27] e Di Meglio *et al.*[6]. Neste capítulo, apresenta-se o modelo dinâmico simplificado de um sistema *flowline-riser* desenvolvido em Storkaas *et al.*[27]. Serão descritos a geometria do sistema, as hipóteses consideradas na modelagem do problema, as equações que compõem o modelo matemático, a sintonia dos parâmetros do modelo e alguns resultados de simulação. Também será feita uma breve revisão sobre o software comercial de simulação de escoamentos multifásicos *OLGA* e serão apresentados alguns resultados obtidos com este software.

### 2.1 Descrição do modelo dinâmico simplificado

Em [27], Storkaas *et al.* desenvolvem um modelo dinâmico simplificado de um sistema *flowline-riser* o qual reproduz o fenômeno de

golfadas. O modelo é baseado na configuração apresentada na Figura 2.1 e a descrição dos parâmetros do modelo é apresentada na Tabela 2.1. As hipóteses consideradas para a modelagem do problema são as seguintes:

1. A velocidade do líquido na *flowline* é constante (a dinâmica de nível do líquido é desprezada). Isto implica em que o volume do gás e a alimentação de líquido nesta seção sejam considerados constantes.
2. Existe somente um estado para representar a dinâmica do líquido no sistema ( $m_L$ ), tanto no *riser* como na *flowline*.
3. Dois estados ( $m_{G1}$  e  $m_{G2}$ ) representam o comportamento dinâmico do gás no sistema, sendo seus volumes  $V_{G1}$  e  $V_{G2}$ , respectivamente. Estes dois volumes são separados pelo ponto baixo do *riser* se conectam por meio de uma relação de pressão e fluxo.
4. O comportamento do gás é ideal.
5. Balanço de pressão hidrostático entre a seção da *flowline* e a seção do *riser*.
6. A equação que descreve a vazão mássica da mistura de líquido e gás que sai do sistema é uma equação da válvula simplificada.
7. A temperatura do sistema é constante.

Em Portella[21], encontra-se um detalhamento mais claro da região do ponto baixo do *riser*, que pode ser observado na Figura 2.2, sendo  $A_1$  e  $A_2$  as áreas da seção transversal da *flowline* e do *riser*, respectivamente, e  $A_H$  a área horizontal formada pelo nível do líquido no ponto baixo do *riser*, que é dada por

$$A_H = \frac{A_1}{\text{sen}(\theta)}. \quad (2.1)$$

O modelo é formado por um conjunto de três equações dinâmicas de estados que representam massa de gás na *flowline* ( $m_{G1}$ ), a massa de gás no *riser* ( $m_{G2}$ ) e a massa de líquido ( $m_L$ ). As equações de conservação de massa correspondentes são dadas por

$$\begin{aligned} \dot{m}_L &= w_{L,in} - w_{L,out} \\ \dot{m}_{G1} &= w_{G,in} - w_{G1} \\ \dot{m}_{G2} &= w_{G1} - w_{G,out} \end{aligned} \quad (2.2)$$

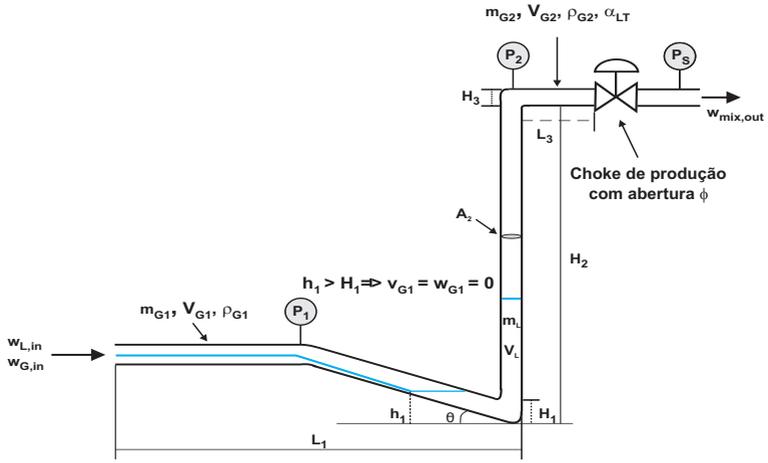


Figura 2.1: Representação esquemática da estrutura do sistema *flowline-riser* mostrando os parâmetros do modelo, variáveis medidas e elemento final de controle. [26].

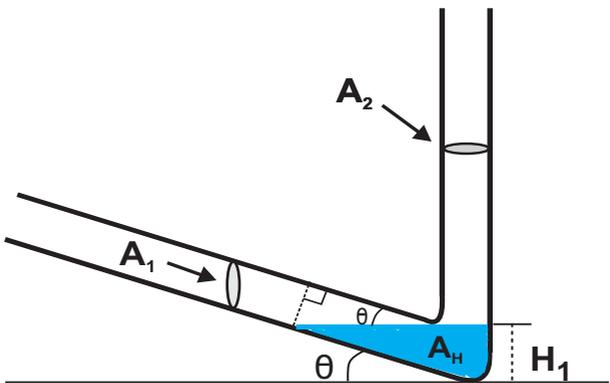


Figura 2.2: Detalhamento do ponto baixo do *riser*.

**Tabela 2.1:** Parâmetros do modelo

Parâmetro	Descrição	Unidade
$w_{L,in}$	Vazão mássica de líquido na entrada	$Kg \cdot s^{-1}$
$w_{G,in}$	Vazão mássica de gás na entrada	$Kg \cdot s^{-1}$
$m_{G1}$	Massa de gás na <i>flowline</i>	$Kg$
$V_{G1}$	Volume de gás na <i>flowline</i>	$m^3$
$\rho_{G1}$	Densidade do gás na <i>flowline</i>	$Kg \cdot m^{-3}$
$P_1$	Pressão na <i>flowline</i>	$N \cdot m^{-2}$
$v_{G1}$	Velocidade do gás no ponto baixo	$m \cdot s^{-1}$
$w_{G1}$	Vazão mássica de gás interna	$Kg \cdot s^{-1}$
$m_L$	Massa de líquido	$Kg$
$V_L$	Volume ocupado pelo líquido	$m^3$
$m_{G2}$	Massa de gás no <i>riser</i>	$Kg$
$V_{G2}$	Volume de gás no <i>riser</i>	$m^3$
$\rho_{G2}$	Densidade do gás no <i>riser</i>	$Kg \cdot m^{-3}$
$\rho_L$	Densidade do líquido	$Kg \cdot m^{-3}$
$P_2$	Pressão no topo do <i>riser</i>	$N \cdot m^{-2}$
$\alpha_{LT}$	Fração vol de líq a montante do <i>choke</i>	–
$\alpha_L$	Fração vol de líq no <i>riser</i>	–
$\alpha_L^m$	Fração mass de líq a montante do <i>choke</i>	–
$w_{mix,out}$	Vazão mass da mistura através do <i>choke</i>	$Kg \cdot s^{-1}$
$w_{L,out}$	Vazão mass de líq através do <i>choke</i>	$Kg \cdot s^{-1}$
$w_{G,out}$	Vazão mass de gás através do <i>choke</i>	$Kg \cdot s^{-1}$
$\bar{\rho}$	Densidade média do fluido no <i>riser</i>	$Kg \cdot m^{-3}$
$\rho_T$	Densidade do fluido a montante do <i>choke</i>	$Kg \cdot m^{-3}$
$P_S$	Pressão no separador	$N \cdot m^{-2}$
$V_T$	Volume total do <i>riser</i>	$m^3$
$V_L$	Volume ocupado pelo líquido	$m^3$
$V_{LR}$	Volume de líquido no <i>riser</i>	$m^3$
$L_1$	Comprimento da <i>flowline</i>	$m$
$L_3$	Comprimento da parte superior horizontal	$m$
$\theta$	Ângulo de inclinação da <i>flowline</i>	$rad$
$h_1$	Nível de líq a montante do ponto baixo	$m$
$H_1$	Nível crítico de líquido	$m$
$H_2$	Altura do <i>riser</i>	$m$
$H_3$	Diâmetro do duto	$m$
$A_1$	Área da seção transversal da <i>flowline</i>	$m^2$
$A_2$	Área da seção transversal do <i>riser</i>	$m^2$
$A_H$	Área horizontal do nível do líquido	$m^2$
$\hat{A}$	Área de passagem do gás no ponto baixo	$m^2$

sendo  $w_{L,in}$  e  $w_{G,in}$  as vazões mássicas de líquido e gás, respectivamente, que entram na *flowline*,  $w_{L,out}$  e  $w_{G,out}$  as vazões mássicas de líquido e gás, respectivamente, que fluem através do *choke* de produção e  $w_{G1}$  a vazão mássica de gás que flui entre o ponto baixo e o topo do *riser*. Com base nas hipóteses consideradas anteriormente, o cálculo da maioria das propriedades do sistema, como pressões, densidades e frações de fases, torna-se simples. Somente foram consideradas perdas de carga no ponto baixo do *riser* e no *choke* de produção.

Neste modelo, para que ocorra a golfada, o nível de líquido  $h_1$  deve ser igual ao nível crítico de líquido  $H_1$ . Assim, quando  $h_1 = H_1$ , o líquido acumulado no ponto baixo do *riser* bloqueia a passagem do gás, fazendo com que o mesmo acumule na *flowline* até que consiga vencer a contrapressão exercida pela coluna de líquido, expulsando bruscamente todo o fluido existente dentro do *riser*. A área de passagem do gás no ponto baixo do *riser* ( $\hat{A}$ ) é calculada atendendo a seguinte condição

$$\begin{aligned} \text{Se} \quad & h_1 < H_1, \\ \hat{A} = & r^2(\pi - \beta - \cos(\pi - \beta)\text{sen}(\pi - \beta)) \end{aligned} \quad (2.3)$$

com

$$\beta = \left( \pi - \text{acos} \left( 1 - \frac{(H_1 - h_1) \cos(\theta)}{r} \right) \right), \quad (2.4)$$

e

$$H_1 = \frac{2r}{\cos(\theta)}. \quad (2.5)$$

$$\begin{aligned} \text{Se} \quad & h_1 \geq H_1, \\ \text{então} \quad & \hat{A} = 0. \end{aligned} \quad (2.6)$$

O cálculo das pressões  $P_1$  e  $P_2$  é realizado por meio das seguintes equações

$$P_1 = \frac{m_{G1}RT}{V_{G1}M_G}, \quad (2.7)$$

$$P_2 = \frac{m_{G2}RT}{V_{G2}M_G}, \quad (2.8)$$

onde  $R$  é a constante universal dos gases ideais,  $T$  é a temperatura do sistema modelado e  $M_G$  é o peso molecular do gás. Os valores iniciais

das pressões  $P_1$  e  $P_2$ , necessários para determinar o estado inicial do sistema, são obtidos por meio de simulações no software comercial de escoamentos multifásicos *OLGA*. O volume de gás no *riser* é calculado como

$$V_{G2} = V_T - V_{LR}, \quad (2.9)$$

com

$$V_T = A_2(H_2 + L_3), \quad (2.10)$$

e

$$V_{LR} = V_T - h_1 A_H, \quad (2.11)$$

sendo  $V_T$  o volume total do *riser* e  $V_{LR}$  o volume de líquido no *riser*. Já o volume ocupado pelo líquido é dado através da expressão

$$V_L = V_{LR} + A_H h_1. \quad (2.12)$$

Com o valor de  $P_2$ , é possível calcular a densidade média da mistura, que é dada por

$$\bar{\rho} = \frac{P_2 V_{G2} M_G + V_{LR} \rho_L}{RT V_T}, \quad (2.13)$$

onde  $\rho_L$  é a densidade do líquido. O equilíbrio hidrostático entre a *flowline* e o *riser*, como descrito na hipótese 5, é dado pela seguinte expressão

$$P_1 - P_2 = \bar{\rho} g (H_2 + H_3) - \rho_L g h_1, \quad (2.14)$$

sendo  $g$  a aceleração da gravidade. Sabendo-se que a dinâmica do líquido que entra na *flowline* é desprezada e que o volume de gás na *flowline*  $V_{G1}$  é constante (hipótese 1), e também de posse dos valores iniciais das pressões  $P_1$  e  $P_2$ , pode-se então calcular as demais propriedades do sistema. O cálculo das densidades do gás na *flowline* e no *riser* são dados, respectivamente, pelas equações

$$\rho_{G1} = \frac{P_1 M_G}{RT}, \quad (2.15)$$

$$\rho_{G2} = \frac{P_2 M_G}{RT}. \quad (2.16)$$

De posse dos valores das densidades do gás ( $\rho_{G1}$  e  $\rho_{G2}$ ), dos volumes do gás ( $V_{G1}$  e  $V_{G2}$ ) e também do volume de líquido ( $V_L$ ), é possível então calcular as massas de gás e líquido do sistema através das equa-

ções

$$m_{G1} = \rho_{G1}V_{G1}, \quad (2.17)$$

$$m_{G2} = \rho_{G2}V_{G2}, \quad (2.18)$$

$$m_L = \rho_L V_L. \quad (2.19)$$

O escoamento do gás no sistema depende da área de passagem de gás no ponto baixo do *riser*. Como dito anteriormente, se  $h_1 < H_1$  então o gás escoará da *flowline* para o *riser* a uma taxa representada por  $w_{G1}$ . Já se  $h_1 \geq H_1$ , inicia-se o ciclo de formação da golfada e  $w_{G1} = 0$ . O cálculo da vazão mássica de gás  $w_{G1}$  depende da velocidade do gás no ponto baixo do *riser*, que é dado pela seguinte condição

$$\begin{aligned} \text{Se} \quad & h_1 < H_1, \\ v_{G1} = & K_2 \frac{H_1 - h_1}{H_1} \sqrt{\frac{P_1 - P_2 - \rho_L g \alpha_L H_2}{\rho_{G1}}} \end{aligned} \quad (2.20)$$

com

$$\alpha_L = \frac{V_{LR}}{V_T}. \quad (2.21)$$

$$\begin{aligned} \text{Se} \quad & h_1 \geq H_1, \\ \text{então} \quad & v_{G1} = 0 \end{aligned} \quad (2.22)$$

sendo  $K_2$  um coeficiente de ajuste do modelo e  $\alpha_L$  a fração média de líquido no *riser*. Tendo a velocidade do gás no ponto baixo do *riser*, então  $w_{G1}$  é determinado pela equação

$$w_{G1} = v_{G1} \rho_{G1} \hat{A}. \quad (2.23)$$

Um fator importante no modelo é a distribuição de fluido no *riser*. A fração volumétrica de líquido a montante do *choke* de produção é determinada por meio de uma equação que estima o arraste de líquido pelo gás e está relacionada a outras variáveis do sistema, como a velocidade do gás e a quantidade de líquido acumulado no *riser*. Na modelagem desta situação, existem dois casos extremos, e uma transição entre eles. No primeiro caso, quando  $h_1 \geq H_1$ , há o bloqueio da passagem de gás e inicia-se o acúmulo de líquido no *riser*, com  $v_{G1} = 0$ . Para este caso

$$\alpha_{LT} = \alpha_{LT}^* = \frac{V_{LR} - A_2 H_2}{A_2 L_3}, \quad (2.24)$$

isto se o volume de líquido superar o volume do *riser* ( $V_{LR} > A_2 H_2$ ), senão  $\alpha_{LT} = \alpha_{LT}^* = 0$ . O outro caso ocorre quando a velocidade do gás é alta o suficiente para deslocar todo o líquido para o topo do *riser*, então  $\alpha_{LT} = \alpha_L$ . Como a transição entre os dois extremos deve ser suave, seu cálculo é baseado em um parâmetro  $q$ , o qual é determinado através da relação entre a velocidade do gás  $v_{G1}$  e a velocidade de *flooding*, que é a velocidade de enchimento do *riser*, e é dada por

$$v_f = K_f \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_G}}. \quad (2.25)$$

Então, o parâmetro  $q$  é definido como

$$q = K \left( \frac{v_{G1}}{v_f} \right)^2. \quad (2.26)$$

Substituindo a equação (2.25) na equação (2.26) tem-se

$$q = \frac{K_3 \rho_{G1} v_{G1}^2}{\rho_L - \rho_{G1}}, \quad (2.27)$$

com  $K_3 = \frac{K}{K_f^2}$ . No caso de  $V_{LR} < A_2 H_2$ , então a fração de líquido a montante do *choke* de produção é dada por

$$\alpha_{LT} = \frac{q^n}{1 + q^n} \alpha_L, \quad (2.28)$$

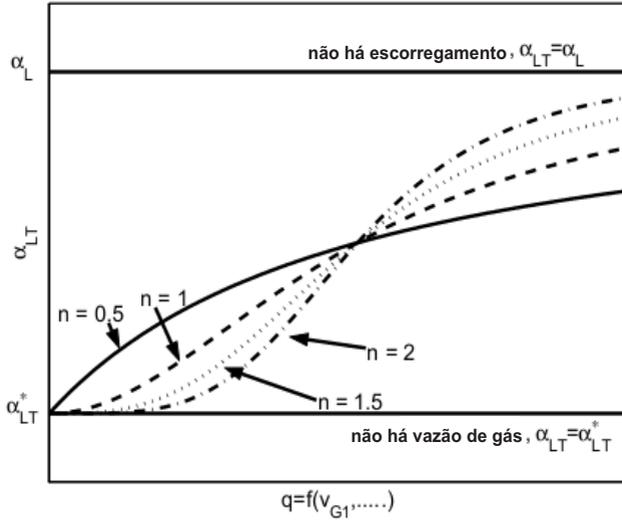
e no caso de  $V_{LR} > A_2 H_2$ , quando o *riser* está totalmente cheio de líquido, então

$$\alpha_{LT} = \frac{V_{LR} - A_2 H_2}{A_2 L_3} + \frac{q^n}{1 + q^n} \left( \alpha_L - \frac{V_{LR} - A_2 H_2}{A_2 L_3} \right), \quad (2.29)$$

sendo  $K_3$  o parâmetro que desloca a transição no eixo horizontal e  $n$  o parâmetro para ajustar a inclinação da transição. A Figura 2.3 mostra a curva de transição entre os dois casos extremos.

A densidade do fluido a montante do *choke* de produção é calculado pela seguinte equação

$$\rho_T = \alpha_{LT} \rho_L + (1 - \alpha_{LT}) \rho_{G2}. \quad (2.30)$$



**Figura 2.3:** Transição do arraste de líquido, [26].

Com o valor de  $\rho_T$ , calcula-se então a fração mássica de líquido a montante do *choke* de produção, que é dada por

$$\alpha_L^m = \frac{\alpha_{LT}\rho_L}{\rho_T}. \quad (2.31)$$

Também utilizando-se o valor de  $\rho_T$ , é possível encontrar o valor da vazão mássica da mistura que escoa através do *choke* de produção, a qual é calculada pela seguinte expressão

$$w_{mix,out} = K_1 \phi \sqrt{\rho_T (P_2 - P_S)}, \quad (2.32)$$

onde  $K_1$  é a constante da válvula e  $\phi$  representa a abertura do *choke*. Por fim, de posse do valor de  $w_{mix,out}$  e da fração mássica de líquido  $\alpha_L^m$ , calculam-se as vazões de líquido e gás através do *choke* de produção, utilizando-se as equações a seguir

$$w_{L,out} = \alpha_L^m w_{mix,out}, \quad (2.33)$$

$$w_{G,out} = (1 - \alpha_L^m) w_{mix,out}. \quad (2.34)$$

### 2.1.1 Sintonia do modelo e resultados de simulação

Para realizar a sintonia do modelo, primeiramente é necessário definir as dimensões geométricas do sistema. Na Tabela 2.2 apresentamos os parâmetros relacionados a geometria do sistema e seus respectivos valores.

**Tabela 2.2:** Parâmetros da geometria do sistema modelado

Parâmetro	Valor	Unidade
$L_1$	4300	$m$
$L_3$	100	$m$
$\theta$	0.0274	$rad$
$h_1$	0.1	$m$
$H_2$	300	$m$
$H_3$	0.12	$m$
$r$	0.06	$m$

Como mencionado anteriormente, alguns dados utilizados como condições iniciais do modelo e também algumas constantes são provenientes de simulações realizadas no software *OLGA*. Estes dados são apresentados na Tabela 2.3 e foram obtidos da simulação de um caso com geometria idêntica à que deseja-se simular utilizando o modelo.

**Tabela 2.3:** Condições iniciais

Variável	Valor	Unidade
$P_{1i}$	$71.7 \cdot 10^5$	$N \cdot m^{-2}$
$P_{2i}$	$53.5 \cdot 10^5$	$N \cdot m^{-2}$
$P_S$	$50 \cdot 10^5$	$N \cdot m^{-2}$
$\rho_L$	750	$Kg \cdot m^{-3}$
$w_{L,in}$	8.64	$Kg \cdot s^{-1}$
$w_{G,in}$	0.362	$Kg \cdot s^{-1}$
$V_{G1}$	12.64	$m^3$
$T$	308	$K$
$M_G$	20.6	$Kg \cdot K mol^{-1}$
$R$	8314	$J \cdot K^{-1} K mol^{-1}$
$g$	9.81	$m \cdot s^{-2}$

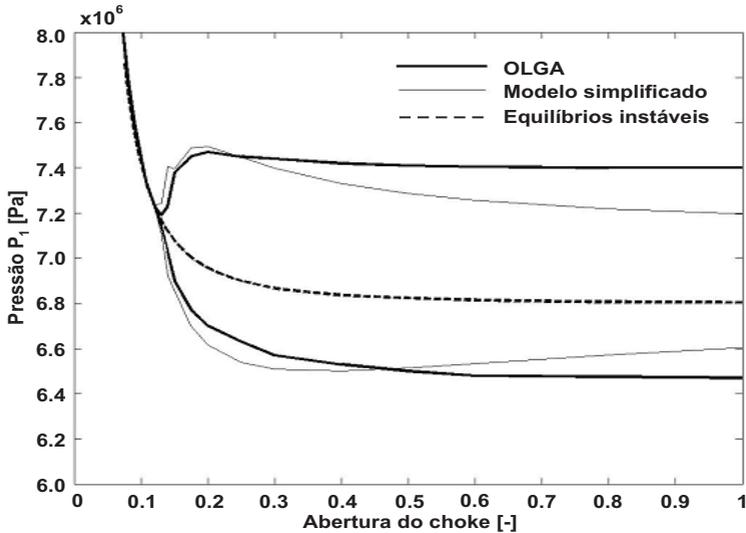
Por fim, é realizado o ajuste dos parâmetros de sintonia do modelo:  $K_1$ ,  $K_2$ ,  $K_3$  e  $n$ . Os valores destes parâmetros são apresentados

na Tabela 2.4.

**Tabela 2.4:** Parâmetros de ajuste do modelo

Parâmetro	Valor	Unidade
$K_1$	0.0054	$m^{-2}$
$K_2$	6.84	—
$K_3$	0.11	$s^2 \cdot m^{-2}$
$n$	2.3	—

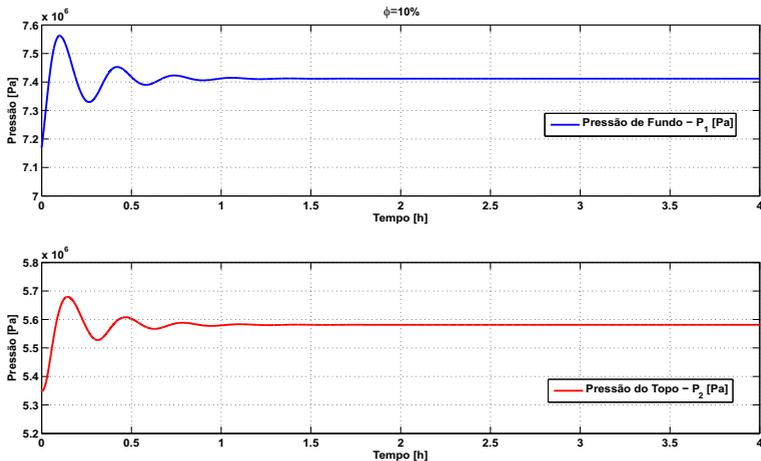
Na Figura 2.4 apresenta-se a comparação entre o diagrama de bifurcação do caso simulado no software *OLGA* e do caso simulado no modelo, onde observa-se que o modelo apresenta um comportamento muito próximo aos resultados obtidos na simulação realizada com o software comercial.



**Figura 2.4:** Comparação dos diagramas de bifurcação do modelo do sistema simplificado e do modelo simulado no software *OLGA*, [27].

Os resultados de simulação realizados com o modelo sintonizado podem ser vistos nas Figuras 2.5, 2.6 e 2.7. Na Figura 2.5, observa-se o comportamento das pressões  $P_1$  e  $P_2$ , em malha aberta, com a abertura do *choke* de produção igual a 10%, ou seja, o sistema está operando em sua região estável, logo, as variáveis do sistema não oscilam. Já

nas Figuras 2.6-2.7, apresentam-se os resultados da simulação com o modelo operando na região instável, com diferentes aberturas do *choke* de produção.

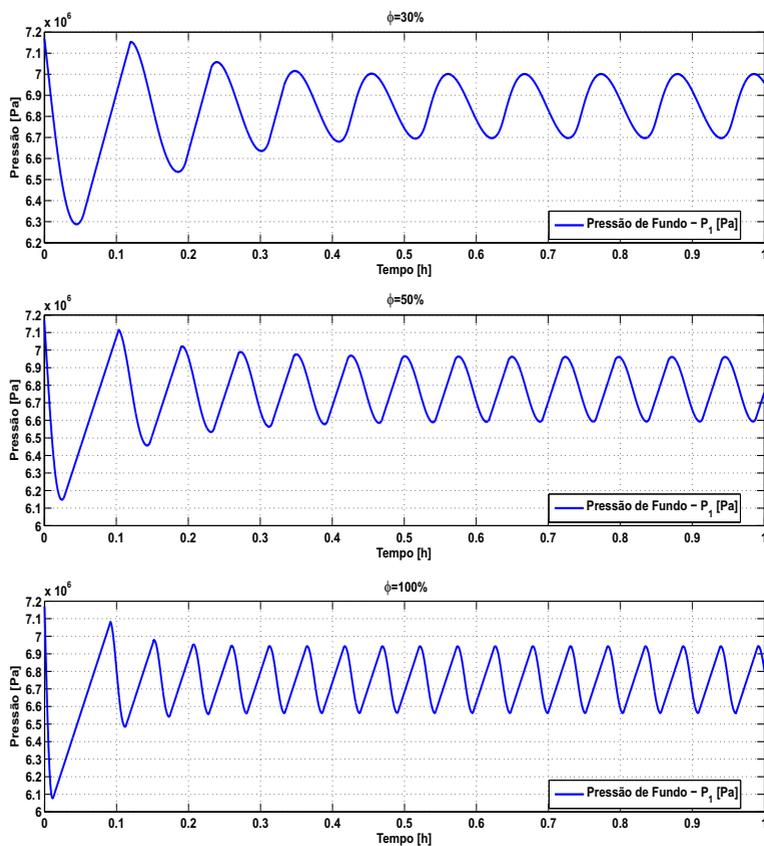


**Figura 2.5:** Resposta no domínio do tempo das pressões  $P_1$  e  $P_2$  para  $\phi = 10\%$  com o modelo simplificado .

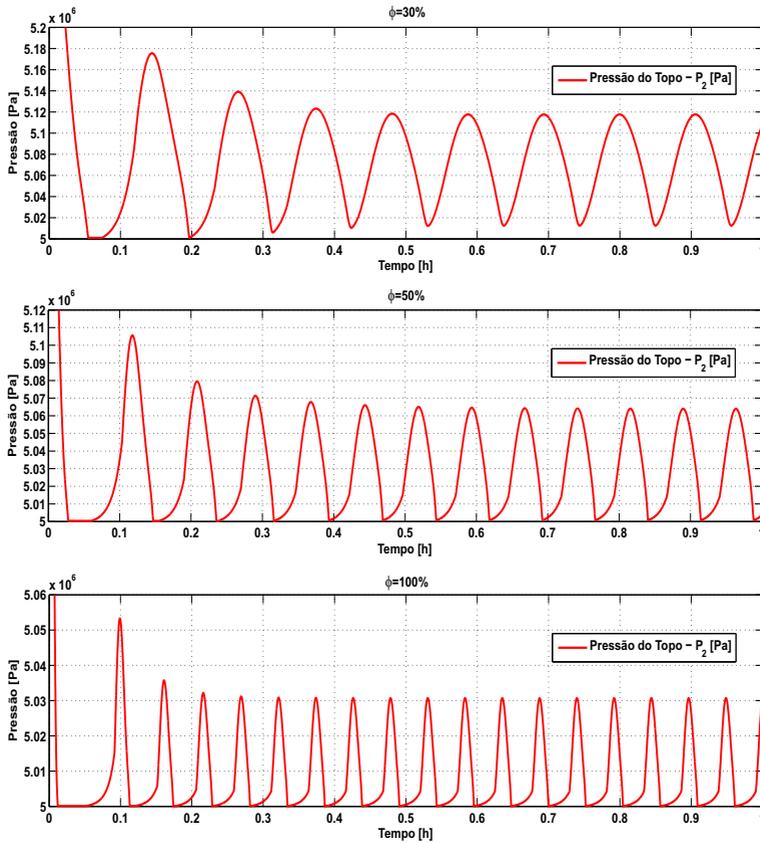
## 2.2 Simulador de Escoamentos Multifásicos *OLGA*

O software *OLGA*, comercializado pela empresa *SPT Group*, é um simulador de escoamento multifásico utilizado amplamente em estudos de viabilidade de projetos na área de petróleo, sendo de grande valia na definição de procedimentos operacionais e implantação de sistemas de controle. Uma das vantagens da utilização deste software está em sua capacidade de modelar as características dinâmicas de qualquer cenário de escoamento multifásico.

O *OLGA* possui uma interface gráfica que oferece uma vasta gama de ferramentas e um amplo espaço de trabalho para projetar os casos de estudo. A interface também oferece poderosas ferramentas de análise para visualizar os resultados, exportar dados e também compreender a dinâmica do modelo simulado. Na Figura 2.8, apresenta-se a tela principal do software. À esquerda (quadro azul) localizam-se todas as informações referentes ao projeto, no centro encontra-se a área de



**Figura 2.6:** Comportamento da pressão de fundo  $P_1$  na região instável, para diferentes aberturas do *choke* de produção ( $\phi = 30\%$ ,  $\phi = 50\%$  e  $\phi = 100\%$ ) com o modelo simplificado.



**Figura 2.7:** Comportamento da pressão de fundo  $P_2$  na região instável, para diferentes aberturas do *choke* de produção ( $\phi = 30\%$ ,  $\phi = 50\%$  e  $\phi = 100\%$ ) com o modelo simplificado.

trabalho, e à direita (quadro vermelho) é onde define-se todos os parâmetros do modelo a ser simulado, como vazão de entrada, temperatura do sistema, *boundaries* de pressão, tabela PVT do fluido, tempos de simulação e integração, abertura e coeficiente de descarga do *choke*, e também as variáveis que se deseja visualizar.

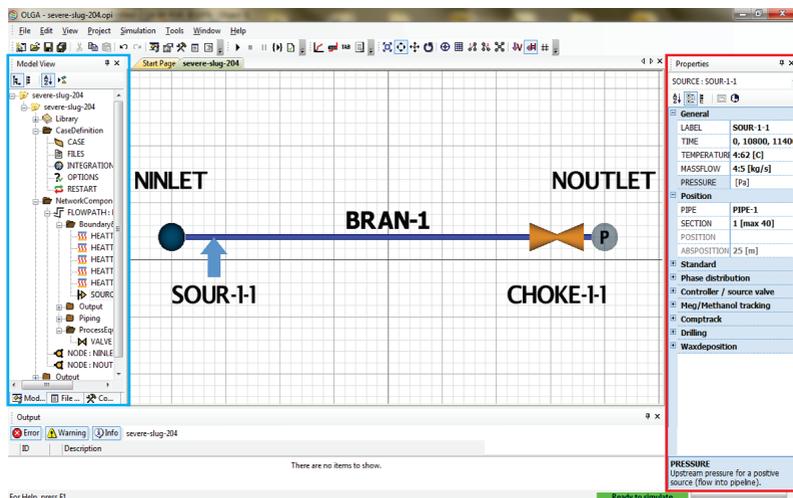


Figura 2.8: Tela principal do software *OLGA*.

Para projetar o caso de estudos desejado, o *OLGA* conta com um editor de geometria chamado *Geometry*. É por meio deste ambiente que se definem as medidas geométricas desejadas para o sistema e também alguns dados como a rugosidade da parede dos dutos, se há trocas térmicas com o ambiente e o número de seções em que os dutos serão divididos, sendo este último dado de extrema importância pois é ele que define o passo de integração do simulador e por consequência a qualidade dos resultados da simulação. A Figura 2.9 apresenta a aba do editor *Geometry* onde são definidos os dados da geometria do sistema e a Figura 2.10 mostra a aba para visualização da geometria construída.

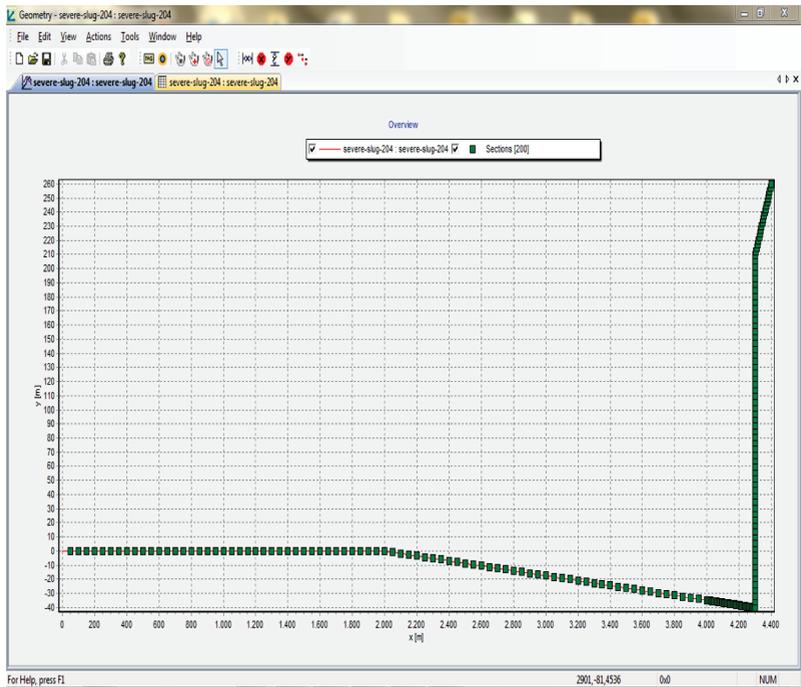
O software *OLGA* conta com vários módulos direcionados para casos de estudos específicos e também conta com um módulo de comunicação com o software *MATLAB* que é utilizado neste trabalho para desenvolver a estratégia de controle.

The screenshot shows a software window titled "Geometry - severe-slug-204 : severe-slug-204". The window contains a menu bar (File, Edit, View, Actions, Tools, Window, Help), a toolbar with various icons, and a table with the following data:

Pipe	x [m]	y [m]	Length [m]	Elevation [m]	# Sections	Length of sections (list [m])	Diameter [m]	Roughness [m]	# Equi. Pipes	Wall
Start Point	0	0								
PIPE-1	2000	0	2000	0	40	40,50,	0,12	2,8e-005		WALL-1
PIPE-2	3999,7	-34,9	2000	-34,9	40	40,50,0001,	0,12	2,8e-005		WALL-1
PIPE-3	4299,65	-40,14	299,996	-5,24	40	40,7,49989,	0,12	2,8e-005		WALL-1
PIPE-4	4299,65	209,86	250	250	60	60,4,16667,	0,12	2,8e-005		WALL-2
PIPE-5	4399,65	259,86	111,803	50	20	20,5,59017,	0,12	2,8e-005		WALL-2

At the bottom of the window, there is a status bar with the text "For Help, press F1", the coordinates "1047,9,323,419", the unit "0x0", and the label "NUM".

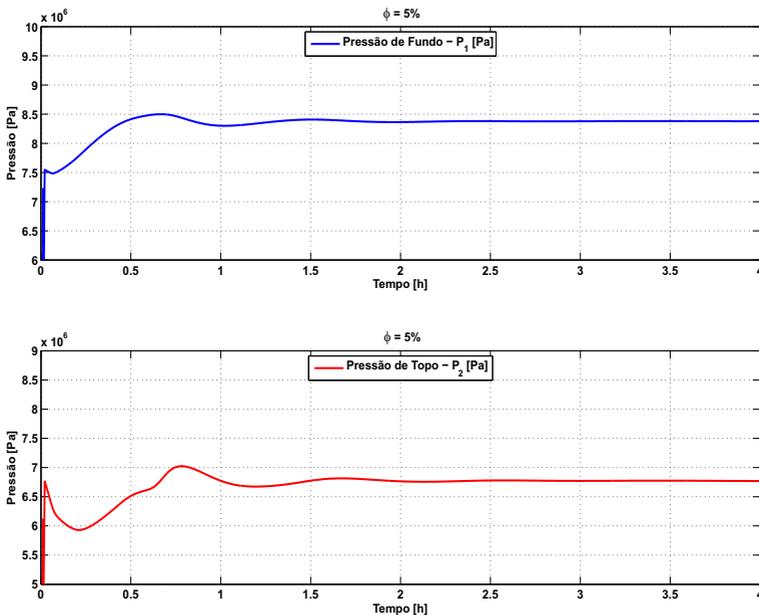
**Figura 2.9:** Aba do editor de geometria *Geometry* onde são definidos os dados geométricos do caso de estudo.



**Figura 2.10:** Aba do editor de geometria *Geometry* onde pode ser visualizada a geometria construída para o caso de estudo.

### 2.2.1 Resultados de simulação

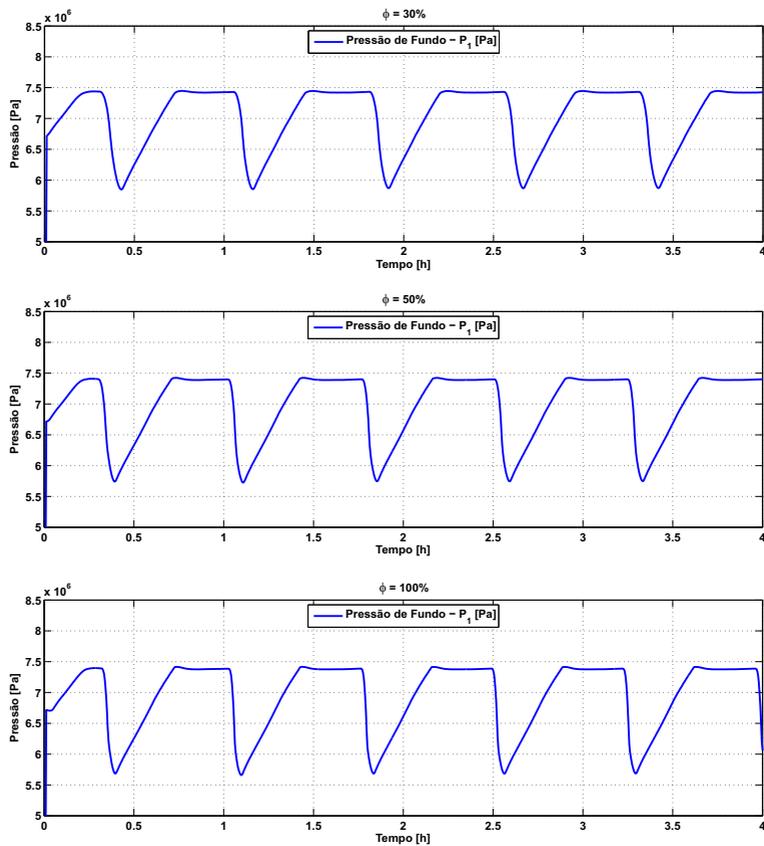
Para a geometria apresentada na Figura 2.10, realizaram-se simulações com o intuito de observar o comportamento das variáveis do sistema modelado no software *OLGA*. Para esta simulação, a vazão mássica de fluido na entrada da *flowline* é de  $5\text{Kg} \cdot \text{s}^{-1}$  e a pressão no separador é  $5 \cdot 10^6 [\text{Pa}]$ . Na Figura 2.11 pode ser observado o comportamento das pressões de fundo  $P_1$  e de topo  $P_2$  do *riser*, com o sistema operando na região estável. Já nas Figuras 2.12-2.13, mostra-se o comportamento das pressões quando o sistema opera em sua região instável, logo, as pressões  $P_1$  e  $P_2$  oscilam entre valores máximos e mínimos.



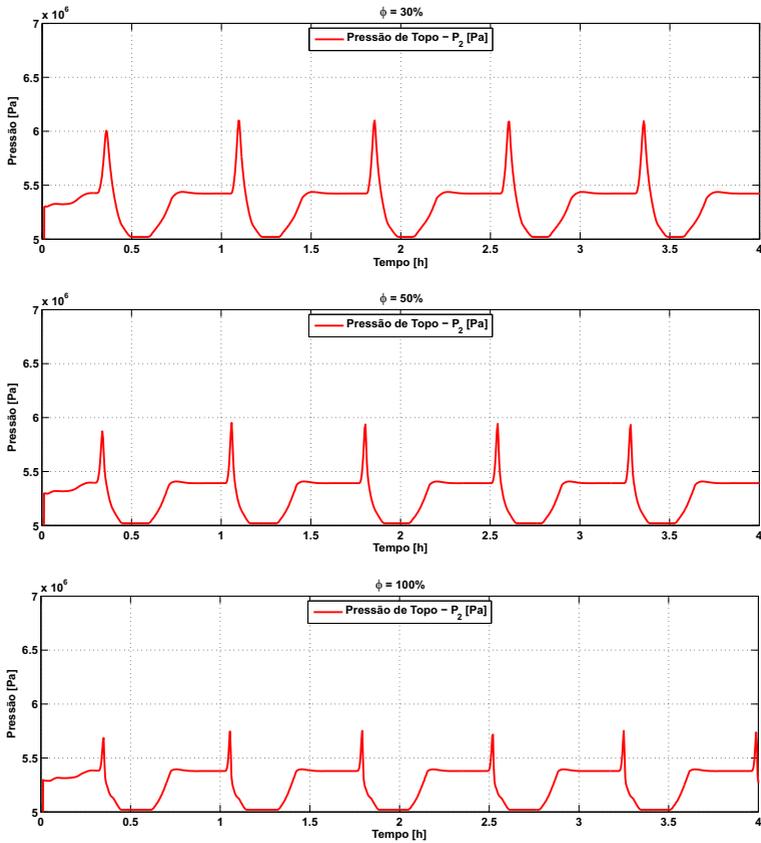
**Figura 2.11:** Comportamento apresentado pelas pressões para  $\phi = 5\%$  com o modelo do sistema simulado no software *OLGA*.

## 2.3 Conclusões

Neste capítulo apresentou-se o modelo dinâmico simplificado de um sistema *flowline-riser* desenvolvido por Storkaas *et al.*[27]. Depois de descrever o conjunto de equações que compõem o modelo, mostrou-se como é realizado o ajuste dos parâmetros do mesmo e também os



**Figura 2.12:** Comportamento da pressão de fundo  $P_1$  na região instável, para diferentes aberturas do *choke* de produção ( $\phi = 30\%$ ,  $\phi = 50\%$  e  $\phi = 100\%$ ) com o modelo do sistema simulado no software *OLGA*.



**Figura 2.13:** Comportamento da pressão de fundo  $P_2$  na região instável, para diferentes aberturas do *choke* de produção ( $\phi = 30\%$ ,  $\phi = 50\%$  e  $\phi = 100\%$ ) com o modelo do sistema simulado no software *OLGA*.

resultados de simulação em malha aberta do modelo ajustado. Fez-se também uma introdução ao uso do software comercial de simulação de escoamento multifásico *OLGA*, mostrando suas principais características e apresentando os resultados de simulação, em malha aberta, de um caso de estudo modelado utilizando o software. Não foi possível realizar simulações com o modelo utilizando vazão de entrada de  $5\text{Kg}\cdot\text{s}^{-1}$ , para validar com os resultados obtidos nas simulações utilizando o software *OLGA*, em função das limitações apresentadas pelo modelo. Porém, os resultados obtidos mostram que o comportamento apresentado pelos modelos são qualitativamente equivalentes.



## Capítulo 3

# Supressão de Golfadas em *Risers* de Produção

Neste capítulo é apresentada a técnica para controle de oscilações em sistemas não-lineares. Um exemplo ilustrativo também é apresentado com o intuito de mostrar a eficiência do controlador proposto. Em seguida, é realizada a síntese do controlador que será aplicado para o controle das oscilações provenientes do fenômeno de golfadas que ocorre em *risers* de produção de petróleo.

### 3.1 Técnica de Controle para Supressão de Oscilações

A técnica de controle proposta neste trabalho foi inicialmente desenvolvida por Plucenio *et al.* (vide Ganzaroli[10]) sendo, neste trabalho, adaptada e aplicada ao controle de golfadas em *risers* de produção. Ela tem, como objetivo principal, suprimir oscilações em sistemas não-lineares, levando o sistema para um ponto de operação que não é forçado pela lei de controle. O projeto da lei de controle é baseado em um modelo simples que apresenta um comportamento oscilatório. Para isto, utiliza-se um modelo modificado do oscilador de Van der Pol, dado por

$$\ddot{x} + \mu(x^2 - 1)\dot{x} + \omega_0^2 x = \omega_0^2 u(t) \quad (3.1)$$

sendo  $\omega_0$  a freqüência de oscilação,  $\mu$  um parâmetro do sistema e  $u(t)$  uma entrada ou variável de controle. Definindo  $x_1 = x$  and  $x_2 = \dot{x}$ , tem-se

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2 \\ \dot{x}_2 = -\omega_0^2 x_1 - \mu (x_1^2 - 1) x_2 + \omega_0^2 u(t) \end{cases} \quad (3.2)$$

onde  $y(t) = x_1(t)$  a variável controlada ou saída do sistema. O ponto de equilíbrio do sistema, para  $u(t) = 0$ , é  $(\bar{x}_1, \bar{x}_2) = (0, 0)$ . A estabilidade deste equilíbrio pode ser determinada a partir dos autovalores ou do traço e determinante do jacobiano do sistema linearizado, em torno deste equilíbrio. Aplicando-se ao sistema o critério de estabilidade local, tem-se

$$J(x_1, x_2) = \begin{pmatrix} 0 & 1 \\ -\omega_0^2 - 2\mu x_2 & -\mu (x_1^2 - 1) \end{pmatrix}. \quad (3.3)$$

Resolvendo a matriz Jacobiana para o ponto de equilíbrio  $(\bar{x}_1, \bar{x}_2) = (0, 0)$ , obtém-se

$$J(0, 0) = \begin{pmatrix} 0 & 1 \\ -\omega_0^2 & \mu \end{pmatrix} \quad (3.4)$$

onde o determinante da matriz  $J$  é  $Det(J) = \omega_0^2$  e o traço da matriz  $J$  é  $Tr(J) = \mu$ . Portanto, uma vez que  $Det(J) > 0$ , o ponto  $(0, 0)$  é um ponto de equilíbrio estável se  $\mu < 0$ , e é um ponto de equilíbrio instável se  $\mu > 0$ . Para  $\mu = 0$ , há o surgimento de uma bifurcação Foco-Centro-Ciclo-Limite (F-C-L) [9].

Nota-se que o ciclo-limite corresponde à órbita periódica linear mais externa da configuração de centro que existe em  $\mu = 0$ . Também para  $\mu = 0$ , o comportamento da amplitude evolui dando um salto, diferente do que ocorre no caso de uma bifurcação de Hopf. Na Figura 3.1 apresenta-se o diagrama da bifurcação F-C-L e na Figura 3.2 podem ser observadas as mudanças no comportamento dinâmico do sistema no espaço de estados  $(x_1, x_2)$ , decorrentes da variação do parâmetro  $\mu$ .

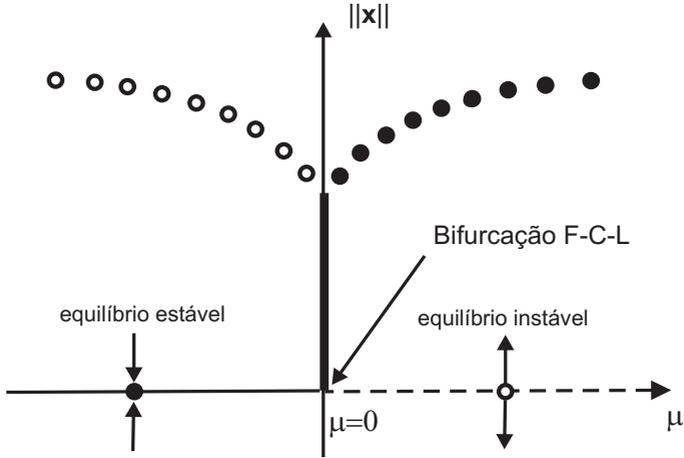
O modelo do sistema apresentado em (3.1) pode também ser descrito em equações diferenciais ordinárias, na forma

$$\ddot{y}(t) + \mu (y^2 - 1) \dot{y} + \omega_0^2 y(t) = \omega_0^2 u(t). \quad (3.5)$$

onde  $y(t) = x(t)$ .

Usando a aproximação de Euler (*backward difference*) em (3.5), em que

$$\dot{y}(t) \cong \frac{y(k) - y(k-1)}{T_s}$$



**Figura 3.1:** Diagrama mostrando a bifurcação do tipo Foco-Centro-Ciclo-Limite, tendo  $\mu$  como parâmetro de bifurcação, onde a linha vertical representa a existência do centro. (–) equilíbrio estável, (– –) equilíbrio instável, (●●) ciclo-limite estável, (○○) ciclo-limite instável.

e

$$\ddot{y}(t) \cong \frac{y(k+1) - 2y(k) + y(k-1)}{T_s^2},$$

obtém-se o seguinte modelo discreto do sistema

$$y(k+1) - 2y(k) + y(k-1) + \mu T_s (y^2(k) - 1)(y(k) - y(k-1)) + \omega_0^2 T_s^2 y(k) = \omega_0^2 T_s^2 u(k). \quad (3.6)$$

Considerando  $\mu \ll 1$ , então tem-se que

$$\mu T_s (y^2(k) - 1)(y(k) - y(k-1)) \cong 0 \quad (3.7)$$

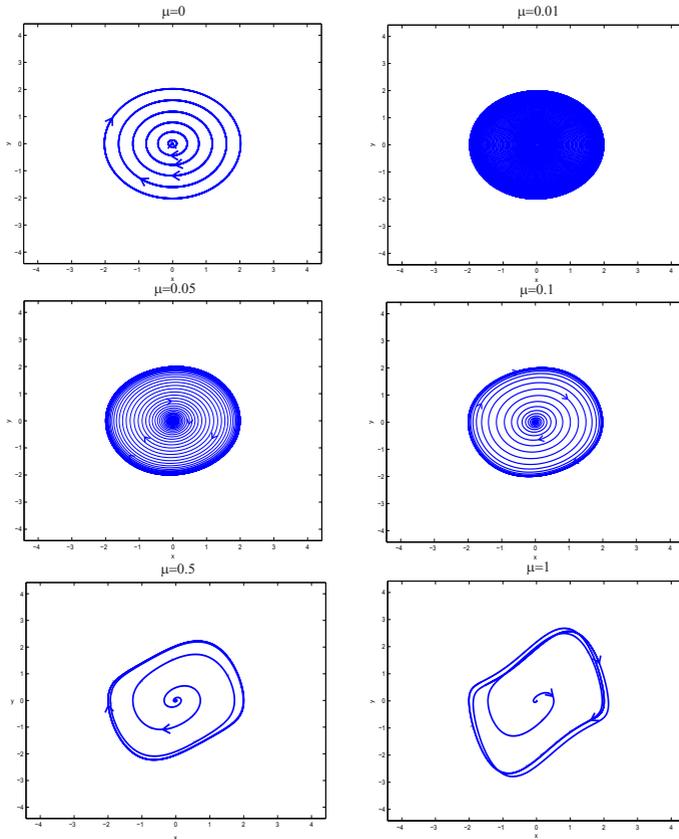
e portanto

$$y(k+1) - 2y(k) + y(k-1) + \omega_0^2 T_s^2 y(k) \cong \omega_0^2 T_s^2 u(k). \quad (3.8)$$

Reordenando os termos da equação (3.8), tem-se

$$y(k+1) \cong a_1 y(k) - a_2 y(k-1) + b u(k) \quad (3.9)$$

onde  $a_1 = (2 - \omega_0^2 T_s^2)$ ,  $a_2 = 1$ ,  $b = \omega_0^2 T_s^2$  e  $T_s$  é o período de amostragem.



**Figura 3.2:** Comportamento dinâmico do sistema para diferentes valores do parâmetro de bifurcação  $\mu$ . Como pode ser observado, para  $\mu = 0$ , tem-se um centro mas, para  $\mu > 0$ , há o surgimento de um ciclo-limite estável, devido a bifurcação F-C-L.

Assumindo a aproximação realizada na equação (3.9) como sendo uma igualdade e definindo a saída do sistema como  $y(k) = x(k) + C$ , tem-se que

$$\begin{aligned} x(k+1) &= a_1x(k) - a_2x(k-1) + bu(k) \\ y(k+1) &= x(k+1) + C \end{aligned} \quad (3.10)$$

onde  $x(t)$  representa os estados do sistema,  $u(t)$  a entrada do sistema,  $y(t)$  a saída do sistema e  $C$  é uma constante de ajuste do modelo. Partindo da equação (3.10), obtém-se

$$\begin{aligned} x(k) &= a_1x(k-1) - a_2x(k-2) + bu(k-1) \\ y(k) &= x(k) + C. \end{aligned} \quad (3.11)$$

Observando o modelo linear descrito pelo sistema (3.5), para  $\mu \cong 0$ , nota-se que o mesmo pode ser representado pela seguinte função de transferência

$$H(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{\omega_0^2 T_s}{s^2 + \omega_0^2}, \quad (3.12)$$

cuja transformada inversa de Laplace é  $y(t) = \omega_0 T_s \text{sen}(\omega_0 t)$ . Aplicando a transformada  $Z$  em (3.12), tem-se

$$H(z) = \omega_0 T_s \frac{z \text{sen}(\omega_0 T_s)}{z^2 - 2\cos(\omega_0 T_s)z + 1}, \quad (3.13)$$

onde

$$T_o = \frac{2\pi}{\omega_0}, \quad (3.14)$$

sendo  $T_0$  o período de oscilação e  $\omega_0$  a frequência angular. O período de amostragem,  $T_s$ , é dado por

$$T_s = \frac{T_0}{N}, \quad (3.15)$$

onde  $N$  representa o número de amostras. Utilizando as equações (3.14) e (3.15), chega-se a

$$\omega_0 T_s = \frac{2\pi}{N}. \quad (3.16)$$

Para sistemas *bem* amostrados, o valor de (3.16) pode ser considerado desprezível, então

$$\begin{aligned}\cos(\omega_0 T_s) &\approx 1 \\ \sin(\omega_0 T_s) &\approx \omega_0 T_s.\end{aligned}$$

Assim, aplicando a transformada inversa  $Z^{-1}$  em (3.13), tem-se

$$y(k) = 2y(k-1) - y(k-2) + \omega_0^2 T_s^2 u(k-1), \quad (3.17)$$

que corresponde a equação (3.9), a qual foi anteriormente determinada como sendo o modelo do sistema desde que  $a_1 = (2 - \omega_0^2 T_s^2) \cong 2$ . Desta forma, pode ser observado que o modelo proposto reproduz um comportamento oscilatório.

### 3.1.1 Projeto da Lei de Controle

Como mencionado anteriormente, o objetivo de controle é suprimir as oscilações, garantindo estabilidade ao sistema e, ao mesmo tempo, conduzir o sistema para um ponto de operação desejado, sem utilizar nenhum tipo de referência (*setpoint*) na lei de controle. Para isso, propõe-se que se estabilize as oscilações do sistema fazendo com que a variação da saída do sistema, dada por  $\frac{\partial y}{\partial t}$ , seja nula. Este objetivo pode ser reescrito, em tempo discreto, como

$$\Delta y = e(k+1) = y(k+1) - y(k) = 0. \quad (3.18)$$

Observe que a definição do erro corresponde a variação da saída, sendo independente do ponto de operação do sistema, ou seja, não opera com referência. Utilizando as equações (3.9) pode-se descrever o erro entre duas amostras da saída como sendo

$$\begin{aligned}e(k+1) &= y(k+1) - y(k) \\ e(k+1) &= a_1 e(k) - a_2 e(k-1) + b \Delta u(k)\end{aligned} \quad (3.19)$$

onde

$$\Delta u(k) = u(k) - u(k-1). \quad (3.20)$$

O projeto do controlador tem como base a Teoria de Lyapunov. Para isso, adota-se a seguinte função de Lyapunov em tempo contínuo

$$L(t) = \frac{1}{2} e(t)^2 \quad (3.21)$$

a qual é positiva definida para  $\forall e(t) \neq 0$ ,  $L(t) > 0$  e  $L(0) = 0$ . Para que a operação em malha fechada seja estável, deve-se assegurar que

$$\frac{dL(t)}{dt} \leq 0. \quad (3.22)$$

Representando a equação (3.22) na sua forma discreta tem-se

$$\Delta L(k) \leq 0, \quad (3.23)$$

sendo que

$$\begin{aligned} \Delta L(k) &= e(k)^2 - e(k-1)^2, \\ \Delta L(k) &= (e(k) + e(k-1))(e(k) - e(k-1)). \end{aligned} \quad (3.24)$$

A aplicação do controle deve garantir que  $\Delta L(k) \leq 0$  ou  $e(k)^2 - e(k-1)^2 \leq 0$ . Logo, se for aplicada uma ação de controle que garanta  $e(k+1) = Ge(k)$  com  $0 < G < 1$ , então

$$\begin{aligned} \Delta L(k) &= (Ge(k-1) + e(k-1))(Ge(k-1) - e(k-1)) \\ \Delta L(k) &= e(k-1)^2(G^2 - 1) \end{aligned} \quad (3.25)$$

onde  $e(k-1)^2 > 0$  e  $(G^2 - 1) < 0$ . Substituindo na equação (3.19)  $e(k+1) = Ge(k)$ , obtém-se

$$Ge(k) = a_1e(k) - a_2e(k-1) + b\Delta u(k). \quad (3.26)$$

A partir da equação (3.26), é possível chegar a seguinte equação de controle na forma discreta

$$\begin{aligned} \Delta u(k) &= \left(\frac{G-a_1}{b}\right)e(k) + \left(\frac{a_2}{b}\right)e(k-1) \\ u(k) &= u(k-1) + \left(\frac{G-a_1}{b}\right)e(k) + \left(\frac{a_2}{b}\right)e(k-1). \end{aligned} \quad (3.27)$$

Por outro lado, a equação para um controlador PI padrão, discretizada utilizando-se o método de Euler (*backward difference*), é dada por

$$\begin{aligned} u(k) &= u(k-1) + \gamma_0e(k) + \gamma_1e(k-1) \\ \gamma_0 &= K_c + \frac{K_cT_s}{T_i} \\ \gamma_1 &= -K_c. \end{aligned} \quad (3.28)$$

Comparando os termos similares nas equações (3.27) e (3.28), verifica-se que os ganhos do novo controlador são

$$\begin{aligned} K_c &= -\frac{a_2}{b} \\ T_i &= \left( \frac{T_s}{1-G-b} \right) \end{aligned} \quad (3.29)$$

onde  $a_1 = (2 - \omega_n^2 T_s^2)$ ,  $a_2 = 1$  e  $b = \omega_n^2 T_s^2$ ,  $T_s$  é o tempo de amostragem e  $0 < G < 1$ , sendo este o único parâmetro de ajuste do controlador. Com o objetivo de conduzir o controle para um ponto de operação desejado, a lei de controle apresentada na equação (3.27) é modificada. Assim, a nova lei de controle é representada por

$$\begin{aligned} u(k) &= u(k-1) + K_c \left( 1 + \frac{T_s}{T_i} \right) e(k) - K_c e(k-1), \\ u_d(k) &= \beta (u_d - u_a(k-1)), \\ u_a(k) &= u_a(k) + u_d(k), \end{aligned} \quad (3.30)$$

sendo  $e(k) = \Delta y(k) = y(k) - y(k-1)$  a variação da saída do sistema e  $u_d$  o ponto de operação desejado. O termo  $u_d(k)$ , presente na lei de controle, é responsável por conduzir a ação de controle ao ponto de operação desejado, sendo  $\beta$  o parâmetro que determina o quão rápido a ação de controle alcançará este ponto de operação. Pode-se notar que este termo permite uma convergência suave da ação de controle  $u_a(k)$  para o valor desejado para a ação de controle  $u_d$ . O controlador descrito na equação (3.30) é apresentado na conhecida forma incremental, uma vez que o erro,  $e(k) = \Delta y(k) = y(k) - y(k-1)$ , é dado pela variação da saída do sistema [2].

### 3.1.2 Exemplo Ilustrativo

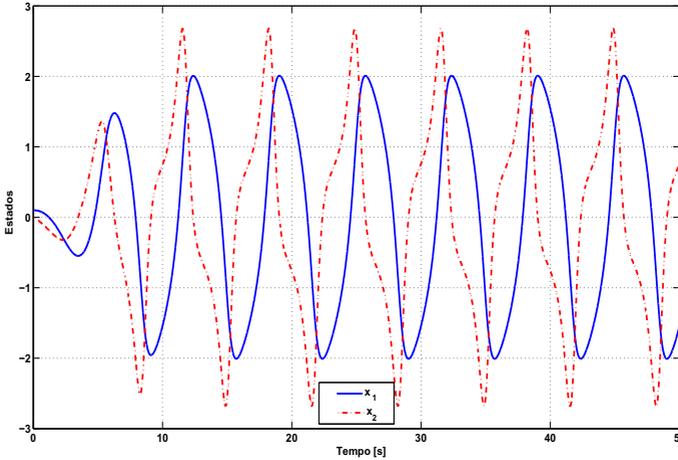
Nesta seção apresenta-se um exemplo ilustrativo onde aplica-se a técnica de controle proposta para mostrar que a mesma é capaz de suprimir oscilações geradas por um oscilador. Neste caso, escolheu-se o clássico oscilador de Van der Pol modificado pela inclusão da ação de controle  $u(t)$ , o qual é dado por

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2 \\ \dot{x}_2 = -\omega_0^2 x_1 - \mu (x_1^2 - 1) x_2 + \omega_0^2 u(t) \end{cases} \quad (3.31)$$

onde  $y(t) = x_1(t)$ . Os pontos de equilíbrio do sistema (3.31) são  $(\bar{x}_1, \bar{x}_2) = (u, 0)$  onde o equilíbrio  $\bar{x}_1$  depende do controle  $u$ . Para  $\mu > 0$ , este ponto de equilíbrio é um foco instável e ao seu redor existe um ciclo-limite estável.

O objetivo de controle é reduzir ou suprimir a amplitude do

ciclo-limite do sistema (3.31), diminuindo a amplitude das oscilações. Assume-se que  $\mu = 1$  e que a frequência de oscilação é aproximadamente  $\omega_0 = \frac{2\pi}{T} = 0.91$ . A resposta oscilatória dos estados  $x_1$  e  $x_2$  em malha aberta pode ser vista na Figura 3.3

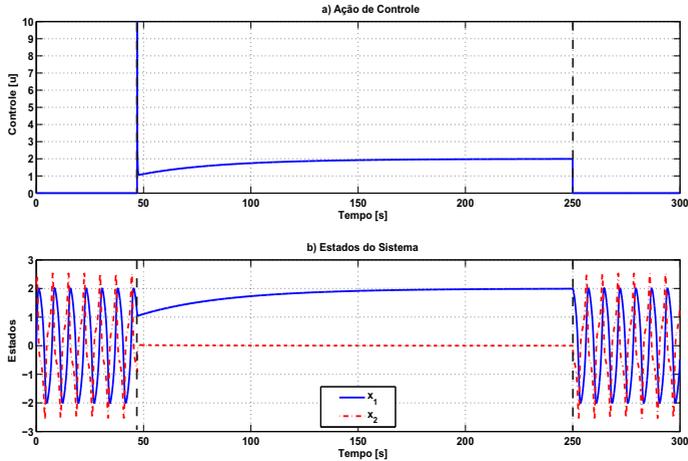


**Figura 3.3:** Resposta temporal do oscilador de Van der Pol em malha aberta, sendo  $\mu = 1$ .

Na Figura 3.4, é possível observar a resposta dos estados quando a lei de controle dada pela equação (3.30) é aplicada ao sistema (3.31). Em  $t = 47s$  o controlador é ativado e em  $t = 250s$  é desativado e o sistema volta a apresentar comportamento oscilatório. Os valores dos parâmetros utilizados para ajustar o controlador são apresentados na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1:** Parâmetros do controlador

Parâmetro	Valor
$\omega_0$	0.91
$T_s$	0.01
$G$	0.9
$K_c$	-12076
$T_i$	0.1001
$\beta$	0.3
$u_d$	2



**Figura 3.4:** Resposta temporal do sistema à aplicação do controle. Em  $t = 47$  s o controlador é ligado e em  $t = 250$  s o controlador é novamente desligado. a) Ação de controle. b) Comportamento dos estados do sistema perante a ativação e desativação do controlador.

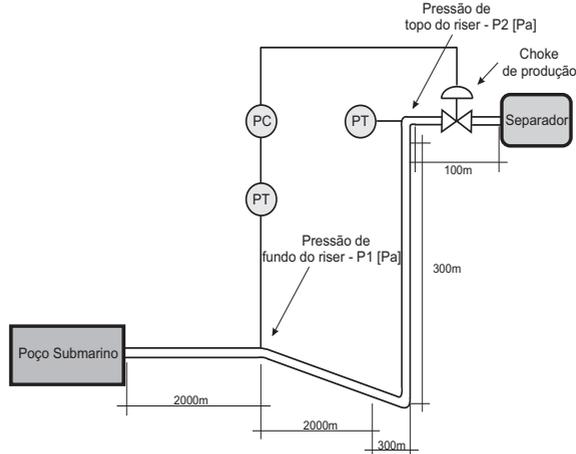
Como pode ser observado na Figura 3.4, a técnica de controle proposta cumpre com seu objetivo, que é suprimir as oscilações, estabilizando o sistema e levando os estados para seus respectivos pontos de equilíbrio, ao mesmo tempo que alcança o ponto de operação desejado,  $u_d = 2$ . Também utilizando o oscilador de Van der Pol como exemplo ilustrativo, tentou-se provar analiticamente a estabilidade do controlador proposto, porém esta tarefa apresentou alto grau de complexidade, impossibilitando a obtenção de um resultado.

### 3.2 Síntese do Controlador para Supressão de Golfadas em *Risers* de Produção

Como mencionado no Capítulo 1, o fenômeno de golfadas em *risers* pode gerar muitos prejuízos para a indústria de petróleo. A supressão das oscilações de pressão e vazão, por meio da utilização de técnicas de controle automático, permite estabilizar o escoamento através do *riser* e, conseqüentemente, minimiza os problemas no separador, aumentando assim a capacidade de recuperação de óleo nas instalações, traduzindo-se em benefícios econômicos [17].

Utilizando o software de simulação de escoamentos multifásicos

OLGA, simulou-se um *riser* de transporte de óleo e gás comumente encontrado em instalações de produção *offshore*. O diagrama esquemático desta instalação pode ser observado na Figura 3.5. As pressões de



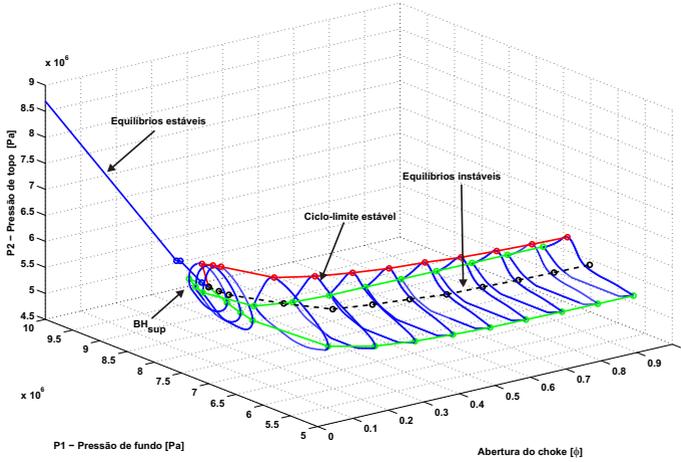
**Figura 3.5:** Diagrama esquemático do *riser* simulado no software OLGA.

fundo  $P_1$  e de topo  $P_2$  do *riser*, que podem ser vistas na Figura 3.5, são medidas em unidades  $[Pa]$ . O diagrama de bifurcação, Figura 3.6, considerando o *choke* de produção como parâmetro de bifurcação, foi obtido para uma vazão mássica de entrada do *riser* de  $5Kg.s^{-1}$  e a pressão no separador equivalente a  $5.10^6 Pa$ . Os conjuntos de equilíbrios estáveis e instáveis também são apresentados na Figura 3.7, onde podem ser observados os valores máximos e mínimos dos ciclos-limites e o ponto em que ocorre a bifurcação de Hopf supercrítica [13].

O objetivo do controle é estabilizar as oscilações, em regime permanente, provenientes do fenômeno de golfadas, mantendo o *choke* de produção com a máxima abertura possível. Para isto, adota-se a abertura do *choke* de produção como variável manipulada e  $\frac{\partial P_1}{\partial t}$  como variável controlada. Aplicando a teoria proposta na Seção 3.1, obtém-se um modelo discreto simplificado que representa o comportamento de um sistema oscilatório. Este modelo é dado por

$$\begin{aligned} P_1 &= \bar{P}_1 + \tilde{P}_1 \\ \tilde{P}_1(k+1) &= a_1 \tilde{P}_1(k) - a_2 \tilde{P}_1(k-1) + bu_{P_2}(k) \end{aligned} \quad (3.32)$$

onde  $P_1$  é a pressão de fundo do *riser*,  $\bar{P}_1$  é o valor de *offset* do sinal de pressão o qual inclui a pressão do separador  $P_s$ ,  $\tilde{P}_1$  representa a



**Figura 3.6:** Diagrama de bifurcação considerando a abertura do *choke* de produção ( $\phi$ ) como parâmetro de bifurcação. A bifurcação de Hopf ocorre quando o *choke* de produção está com 8% de sua abertura total.

componente oscilatória de média zero e  $u_{P_2}$  é a queda de pressão no *choke* de produção. O comportamento dinâmico de  $\tilde{P}_1$  é capturado por meio do modelo discreto dado pela equação (3.32), sendo  $T_s$  o tempo de amostragem e  $a_1 = (2 - \omega_0^2 T_s^2)$ ,  $a_2 = 1$  e  $b = \omega_0^2 T_s^2$ . Desta forma,  $\tilde{P}_1$  é aproximado a um sinal senoidal com frequência igual a  $\omega_0 = \frac{2\pi}{T}$ , onde  $T$  é o período de oscilação de  $\tilde{P}_1$ . Como o objetivo de controle é fazer com que  $\frac{\partial P_1}{\partial t} = 0$ , então a equação do erro é definida como

$$e(k+1) = \tilde{P}_1(k+1) - \tilde{P}_1(k), \quad (3.33)$$

e assim a seguinte equação é obtida

$$e(k+1) = a_1 e(k) - a_2 e(k-1) + b u_{P_2}(k). \quad (3.34)$$

Um modelo aproximado para representar a queda de pressão no *choke* de produção  $u_{P_2}$ , pode ser obtido considerando que a vazão mássica através do *choke* de produção é dada por

$$q = C_{vn} f(\phi) \sqrt{\rho_m u_{P_2}} \quad (3.35)$$

onde  $q$  é a vazão mássica escoando através do *choke* de produção,  $C_{vn}$  é o coeficiente da válvula  $C_v$  operando a 100% de abertura,  $\rho_m$  é a den-

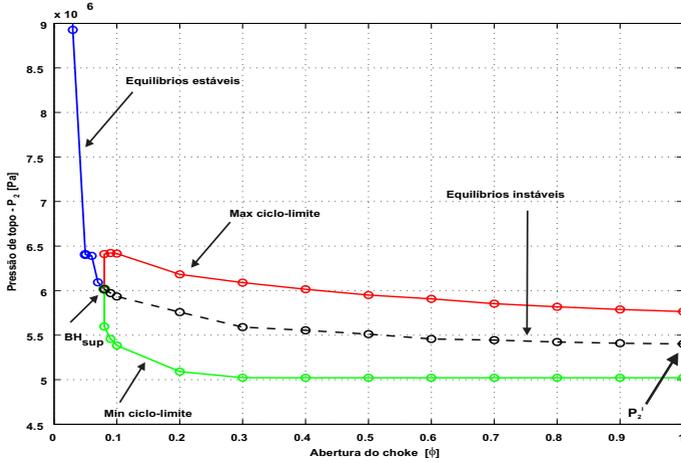


Figura 3.7: Diagrama de bifurcação no plano  $(\phi, P_2)$ .

tidade média do fluido,  $f(\phi)$  é a função que representa a característica de abertura da válvula e  $\phi$  é a abertura da válvula que varia de 0% a 100%

Partindo da equação (3.35), pode-se derivar a seguinte expressão matemática

$$u_{P_2}(k) = \frac{B}{f^2(\phi)}, \quad (3.36)$$

$$B = \frac{q^2}{C_{vn}^2 \rho_m}.$$

Como  $q$  e  $\rho_m$  geralmente não são medidos, adotou-se um modelo simplificado para representar  $u_{P_2}$ , no qual  $B$  é determinado através da curva de equilíbrios no plano  $(\phi, P_2)$ , apresentada na Figura 3.7. Mais precisamente, o valor de  $B$  é definido como  $B = P_2^i - P_s$ , onde  $P_2^i$  é o valor estimado da pressão de topo no conjunto de equilíbrios instáveis (variedade instável dos equilíbrios) para a máxima abertura do *choke* de produção, ou seja,  $\phi = 100\%$ . Considerando que a válvula apresente uma característica de abertura linear,  $f(\phi) = \phi$ , então a equação (3.36) pode ser reescrita como

$$u_{P_2} = \frac{B}{\phi^2}. \quad (3.37)$$

Substituindo (3.37) em (3.32), obtém-se

$$\tilde{P}_1(k+1) = a_1 \tilde{P}_1(k) - a_2 \tilde{P}_1(k-1) + b \frac{B}{\phi^2}(k). \quad (3.38)$$

Observa-se que, na equação (3.38), a variável de controle real é a abertura do *choke* de produção  $\phi$ , a qual indiretamente controla a queda de pressão  $u_{P_2}$ . A lei de controle proposta é dada por

$$\begin{aligned} u_{P_2}(k) &= u_{P_2}(k-1) + K_c \left(1 + \frac{T_s}{T_i}\right) e(k) - K_c e(k-1) \\ u_{P_2}^d(k) &= \beta (u_{P_2}^d - u_{P_2a}(k-1)), \\ u_{P_2a}(k) &= u_{P_2}(k) + u_{P_2}^d(k) \end{aligned} \quad (3.39)$$

com  $u_{P_2}^d = \frac{B}{\phi_d^2}$ , onde  $\phi_d$  representa a abertura desejada do *choke* de produção e  $\beta$  é o parâmetro que determina a velocidade de abertura do *choke*. Observe que o último termo da equação (3.39) foi adicionado à lei de controle PI para conduzir o *choke* de produção para uma abertura desejada.

Sabendo-se que a queda de pressão no *choke* de produção,  $u_{P_2}$ , é inversamente proporcional a abertura do *choke* de produção,  $\phi$ , então algo deve ser feito a fim de restringir o valor de  $u_{P_2}$ . Com este objetivo, limita-se a ação de controle através da aplicação de uma função de saturação, definida por

$$\begin{aligned} \text{Se} \quad & u_{P_2a}(k) \leq u_{P_2min}, \\ \text{então} \quad & u_{P_2a}(k) = u_{P_2min}. \\ \\ \text{Se} \quad & u_{P_2a}(k) \geq u_{P_2max}, \\ \text{então} \quad & u_{P_2a}(k) = u_{P_2max}. \end{aligned} \quad (3.40)$$

sendo  $u_{P_2min} = \frac{B}{\phi_{max}^2}$  e  $u_{P_2max} = \frac{B}{\phi_{min}^2}$ , com  $\phi_{min} = 0.01$  e  $\phi_{max} = 1$ . Na prática, a variável de controle real é a abertura do *choke* de produção ( $\phi$ ), então, a queda de pressão no *choke* de produção ( $u_{P_2a}$ ) é convertida em abertura do *choke* de produção mediante a seguinte expressão matemática

$$\phi(k) = \sqrt{\frac{B}{u_{P_2a}(k)}}. \quad (3.41)$$

### 3.3 Conclusões

Neste capítulo apresentou-se uma técnica de controle de oscilações para sistemas não-lineares. Esta técnica foi validada através de um exemplo, obtendo-se resultados satisfatórios. A técnica apresentada anteriormente foi aplicada ao problema de controle de golfadas em *risers*

de produção de petróleo. Destaca-se na técnica de controle proposta que a mesma não utiliza nenhuma referência (*setpoint*) para a ação de controle no desenvolvimento do algoritmo de controle. Basicamente, o objetivo de controle consiste em suprimir as oscilações independentemente do ponto de operação do sistema, o que apresenta-se como uma diferença em relação aos controladores para esta classe de problema encontrados na literatura. Na lei de controle proposta foi adicionado um termo que permite, uma vez suprimidas as oscilações, alcançar o valor de abertura da válvula de produção desejado para maximizar a produção de óleo.



# Capítulo 4

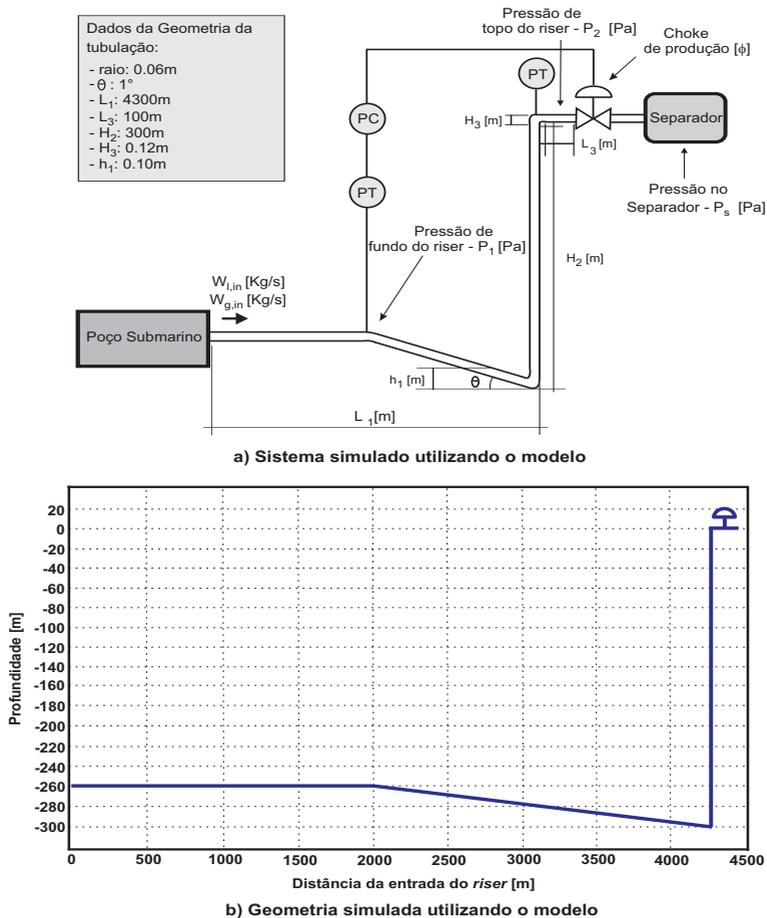
## Resultados de Simulação

Neste capítulo são apresentados os resultados de simulação obtidos com a aplicação da técnica de controle proposta, apresentada no Capítulo 3, para controle de golfadas em *risers* de produção. Os resultados que aqui serão apresentados foram obtidos através de simulações do modelo fenomenológico simplificado desenvolvido por Storkaas *et al.*[27], o qual foi implementado no software *MATLAB/Simulink*, e também por meio de simulações realizadas no software de escoamentos multifásicos *OLGA* fornecido pela empresa *SPT Group*.

### 4.1 Resultados de simulação com o modelo dinâmico simplificado

No Capítulo 2, apresentou-se o modelo simplificado de um sistema *flowline-riser*, desenvolvido por Storkaas *et al.*[27], o qual reproduz o fenômeno de golfadas. Este modelo foi implementado no ambiente *Simulink* do software *MATLAB* e realizaram-se simulações aplicando a lei de controle proposta no Capítulo 3. A Figura 4.1 mostra um diagrama esquemático do sistema *flowline-riser* simulado, onde pode-se observar o detalhamento da geometria e as dimensões da estrutura. Os parâmetros de simulação do modelo e seus respectivos valores são mostrados na Tabela 4.1.

Inicialmente, foram realizadas simulações com o modelo operando em malha aberta, com o objetivo de ajustar os parâmetros do modelo e também para encontrar o ponto de bifurcação do sistema. Para encontrar o ponto de bifurcação, variou-se entre 0% e 100% a abertura

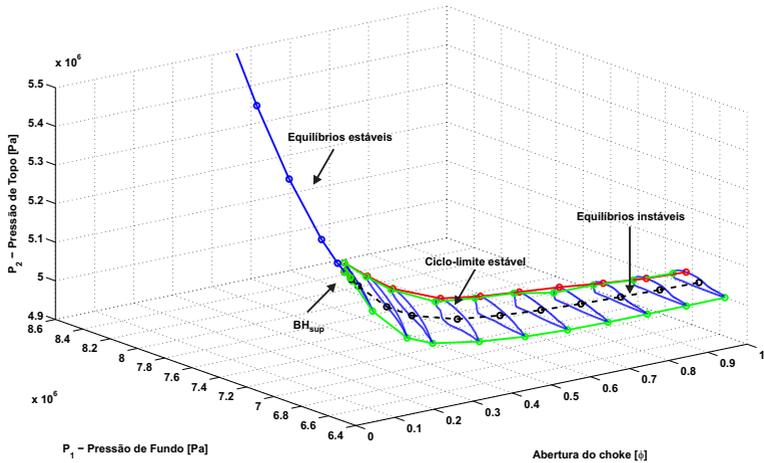


**Figura 4.1:** Diagrama esquemático apresentando o detalhamento da geometria e dados da tubulação do sistema *riser* simulado. O quadro à esquerda apresenta os dados da geometria que devem ser ajustados no modelo.

**Tabela 4.1:** Valor dos parâmetros de simulação do modelo

Parâmetro	Valor	Unidade
Vazão mássica de líquido na entrada	8.64	$Kg \cdot s^{-1}$
Vazão mássica de gás na entrada	0.36	$Kg \cdot s^{-1}$
Pressão do separador	$5 \cdot 10^6$	$Pa$
Densidade do fluido	750	$Kg/m^3$
Temperatura no poço	308	$K$

do *choke* de produção, observando-se o ponto em que as pressões de fundo  $P_1$  e de topo  $P_2$  do *riser* deixam de ser estáveis e passam a oscilar, comportamento este que caracteriza o fenômeno de golfadas. Na Figura 4.2 pode-se observar o diagrama de bifurcações do modelo. Nota-se que em  $\phi = 18\%$ , ocorre uma bifurcação de Hopf supercrítica e consequentemente há o surgimento de um ciclo-limite estável fazendo com que, para  $\phi > 18\%$ , as pressões de fundo  $P_1$  e de topo  $P_2$  oscilem entre valores máximos e mínimos.



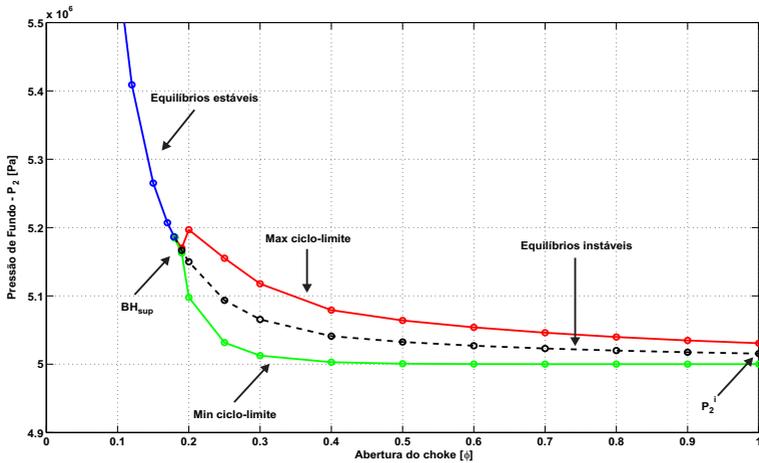
**Figura 4.2:** Diagrama de bifurcação considerando a abertura do *choke* de produção ( $\phi$ ) como parâmetro de bifurcação. A bifurcação de Hopf ocorre quando o *choke* está operando com 18% de sua capacidade de abertura total.

Com o modelo ajustado, implementou-se a malha de controle com a técnica de controle proposta no Capítulo 3. Os valores dos parâmetros utilizados para o ajuste do controlador apresentado na equação (3.39) são mostrados na Tabela 4.2. Os valores dos parâmetros  $K_c$  e  $T_i$  de ajuste do controlador, apresentados na Tabela 4.2, foram normalizados por meio da inserção de um ganho na malha de controle, cujo valor é  $\omega_n^2 T_s^2$ . Na Figura 4.3 mostra-se o diagrama de bifurcação do modelo no plano  $(\phi, P_2)$  onde pode ser observado o valor de  $P_2^i$ , valor este necessário para calcular o parâmetro  $B$  do controlador, sendo  $B = P_2^i - P_s$ .

Para análise do comportamento do sistema em malha fechada, realizou-se uma simulação e os resultados da mesma podem ser vistos nas Figuras 4.4-4.5. Na Figura 4.4 apresenta-se o comportamento das pressões de fundo  $P_1$  e de topo  $P_2$  do *riser* para o sistema em malha

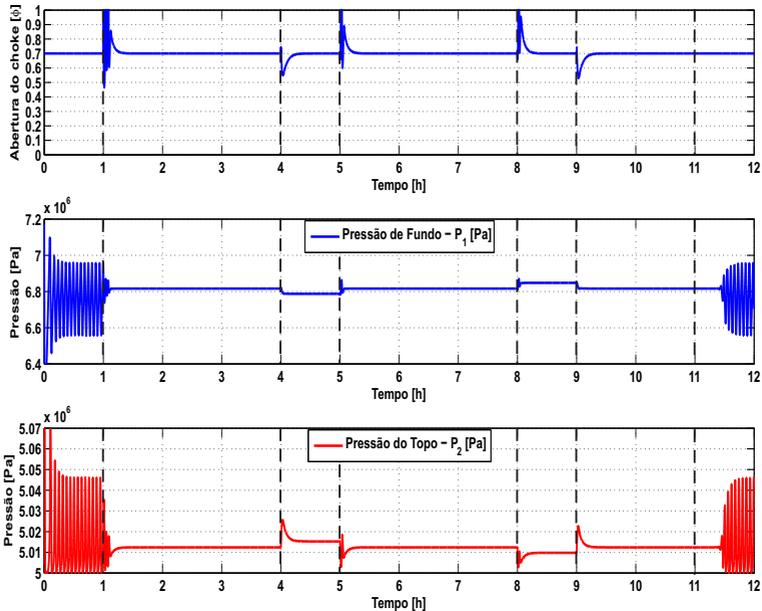
Tabela 4.2: Parâmetros do controlador

Parâmetro	Valor
$\omega_0$	$0.0327[\text{rad/s}]$
$T_s$	$1[\text{s}]$
$G$	$0.01$
$K_c$	$-1$
$T_i$	$1.01$
$B$	$15 \cdot 10^5[\text{Pa}]$
$\beta$	$0.005$
$\phi_d$	$0.7$

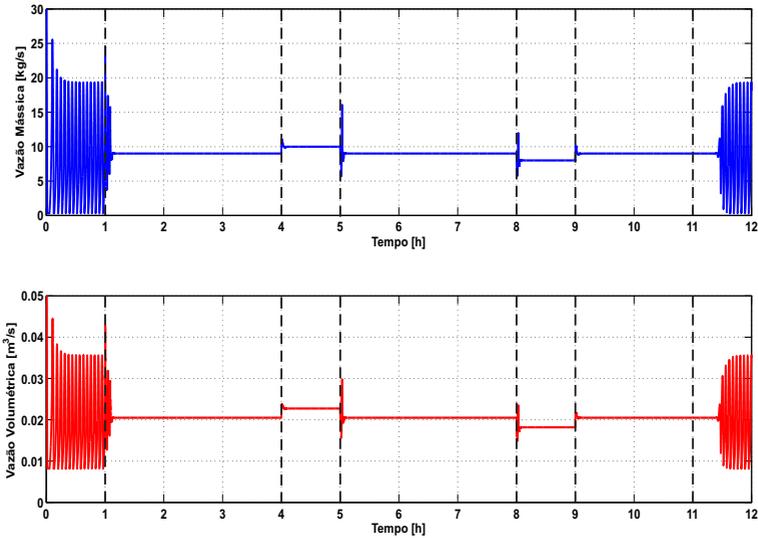


**Figura 4.3:** Diagrama de bifurcação no plano  $(\phi, P_2)$ . A partir deste diagrama, obtém-se o valor de  $P_2^i$ , que é utilizado para realizar o ajuste do controlador descrito pela equação (3.39).

fechada mediante a aplicação do controlador proposto, e também o comportamento apresentado pelo *choke* de produção. A Figura 4.5 mostra a respostas no domínio do tempo correspondentes as vazões mássica ( $Kg.s^{-1}$ ) e volumétrica ( $m^3.s^{-1}$ ) de fluido, ambas medidas na saída do *choke* de produção. Em  $t = 1h$ , o controlador é ativado e em  $t = 4h$  é aplicada uma perturbação ao sistema, variando-se a vazão de fluido na entrada do *riser*, vazão esta que passa de  $9Kg.s^{-1}$  para  $10Kg.s^{-1}$ . Em  $t = 5h$ , o sistema volta a operar com sua vazão de entrada inicial de  $9Kg.s^{-1}$ . Já em  $t = 8h$ , uma nova mudança na vazão de fluido que entra no *riser* é imposta ao sistema, e desta vez a vazão é diminuída passando de  $9Kg.s^{-1}$  para  $8Kg.s^{-1}$ . Em  $t = 9h$  a vazão de entrada volta a ser de  $9Kg.s^{-1}$ , e por fim em  $t = 11h$ , o controlador é desligado e as variáveis do sistema voltam a oscilar.

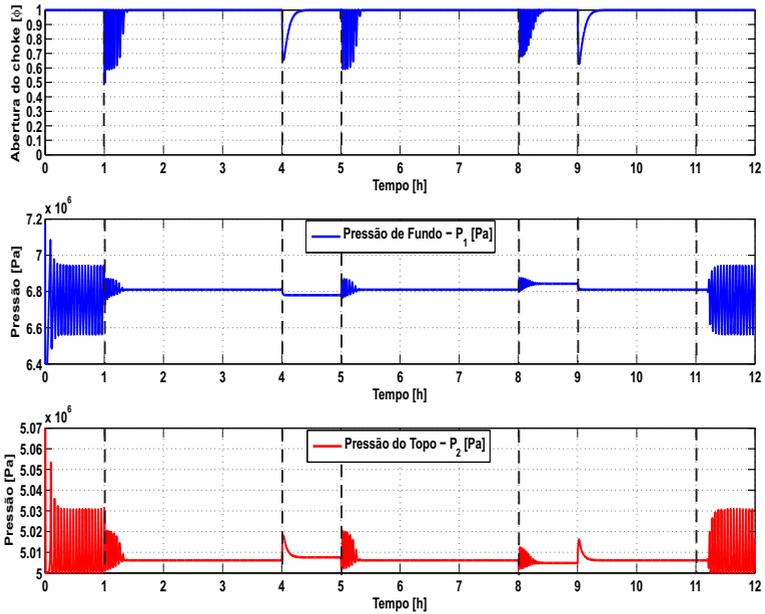


**Figura 4.4:** Resposta do sistema à aplicação do controle para  $\phi_d = 0.7$ . Em  $t = 1h$  o controlador é acionado e em  $t = 4h$  aplica-se uma perturbação ao sistema, aumentando a vazão de fluido que entra no *riser* de  $9Kg.s^{-1}$  para  $10Kg.s^{-1}$ . A vazão volta a ser de  $9Kg.s^{-1}$  em  $t = 5h$ . Em  $t = 8h$  uma nova perturbação é aplicada, reduzindo-se a vazão de fluido na entrada do *riser* de  $9Kg.s^{-1}$  para  $8Kg.s^{-1}$ . Em  $t = 9h$ , a vazão de entrada do *riser* volta a ser de  $9Kg.s^{-1}$  e, por fim, em  $t = 11h$  o controlador é desativado.



**Figura 4.5:** Comportamento apresentado pelas vazões mássica e volumétrica do fluido medidas no topo do *riser* em relação à aplicação do controle, para  $\phi_d = 0.7$ . Em  $t = 1h$  o controlador é ativado. Variações na vazão mássica de fluido que entra no *riser* são impostas em  $t = 4h$  (de  $9Kg.s^{-1}$  para  $10Kg.s^{-1}$ ), retornando ao valor de vazão inicial em  $t = 5h$ , e em  $t = 8h$  (de  $9Kg.s^{-1}$  para  $8Kg.s^{-1}$ ), retornando ao valor de vazão inicial em  $t = 9h$ . Em  $t = 11h$ , o controlador é desligado e o sistema volta a operar em malha aberta.

Outras simulações foram realizadas, variando a abertura do *choke* de produção, com o intuito de descobrir se o controlador era capaz de suprimir as oscilações mantendo o *choke* de produção com aberturas superiores a  $\phi_d = 0.7$ . Após estas simulações, verificou-se que a abertura máxima alcançada foi de  $\phi_d = 1$ , e os resultados desta simulação podem ser vistos na Figura 4.6.



**Figura 4.6:** Resposta temporal do sistema à aplicação do controle proposto e  $\phi_d = 1$ . Em  $t = 1h$  o controle é ligado e em  $t = 4h$  aplica-se uma perturbação na vazão de fluido que entra no *riser* variando esta de  $9Kg.s^{-1}$  para  $10Kg.s^{-1}$ . Em  $t = 5h$ , a vazão de entrada do *riser* volta a ser de  $9Kg.s^{-1}$  e, em  $t = 8h$ , uma nova perturbação é aplicada à vazão de fluido na entrada do *riser*, reduzindo a mesma de  $9Kg.s^{-1}$  para  $8Kg.s^{-1}$ . Em  $t = 9h$ , a vazão de entrada retorna para seu valor inicial de  $9Kg.s^{-1}$  e, em  $t = 11h$ , o controle é desligado.

## 4.2 Resultados de simulação com o software *OLGA*

A geometria do caso simulado no software de escoamentos multifásicos *OLGA* é apresentada na Figura 4.7. Como pode ser observado, a seção horizontal da tubulação que liga a cabeça do poço à base do *riser*, conhecida como *flowline*, apresenta um total de 4300m de comprimento, sendo que aproximadamente 2300m deste total apresenta inclinação de 1°. Já o *riser* propriamente dito, que é a tubulação vertical que liga o ponto baixo da *flowline* e a plataforma, apresenta 300m de comprimento. A Tabela 4.3 mostra os valores dos parâmetros que devem ser ajustados para realizar as simulações no software *OLGA*.

**Tabela 4.3:** Valor dos parâmetros de simulação no *OLGA*

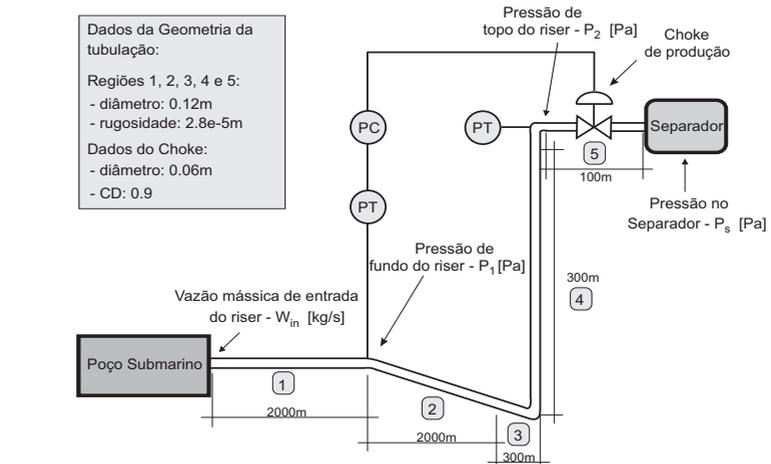
Parâmetro	Valor	Unidade
Vazão mássica de entrada	5	$Kg.s^{-1}$
Pressão do separador	$5 \cdot 10^6$	$Pa$
Temperatura no separador	22	$^{\circ}C$
Temperatura no poço	62	$^{\circ}C$

A Tabela 4.4 mostra os valores dos parâmetros usados para ajustar o controlador descrito na equação (3.39). O diagrama de bifurcações no plano  $(\phi, P_2)$  utilizado para obter o valor de  $P_2^i$ , necessário para calcular o valor do parâmetro  $B$  do controlador é apresentado na Figura 4.8.

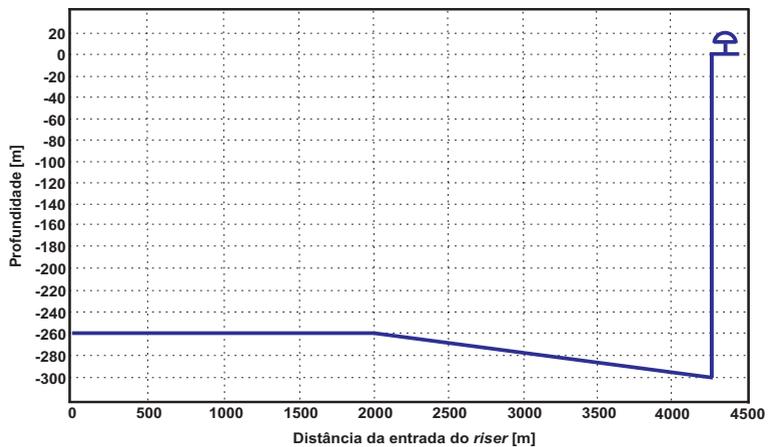
**Tabela 4.4:** Parâmetros do controlador

Parâmetro	Valor
$\omega_0$	0.0024[rad/s]
$T_s$	15[s]
$G$	0.25
$K_c$	-771.60
$T_i$	20.03
$B$	$5 \cdot 10^5 [Pa]$
$\beta$	0.03
$\phi_d$	0.7

Os resultados de simulação do controlador proposto, operando



a) Sistema simulado no software OLGA



b) Geometria simulada no software OLGA

**Figura 4.7:** Diagrama esquemático apresentando a geometria e os dados da tubulação do sistema *riser* simulado.

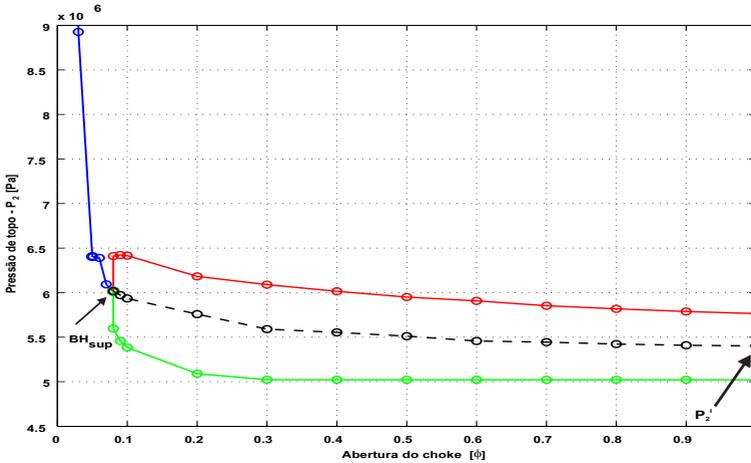
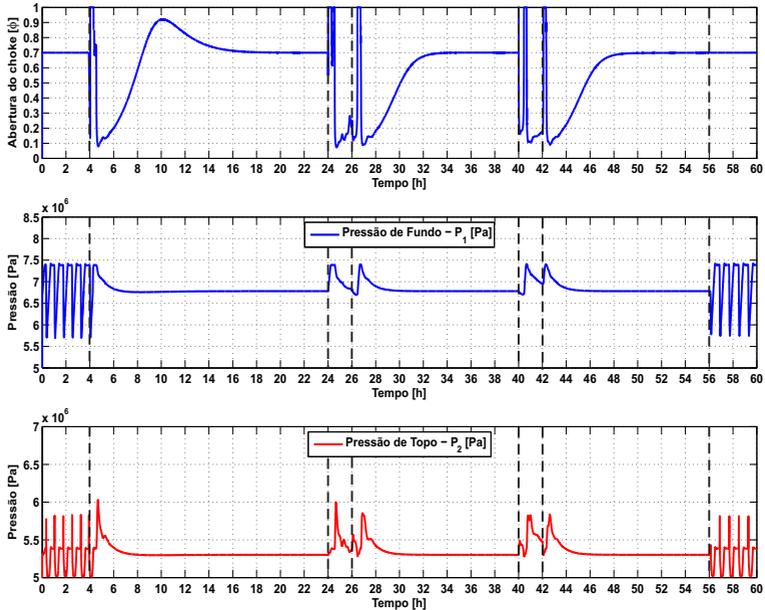


Figura 4.8: Diagrama de bifurcação no plano  $(\phi, P_2)$ .

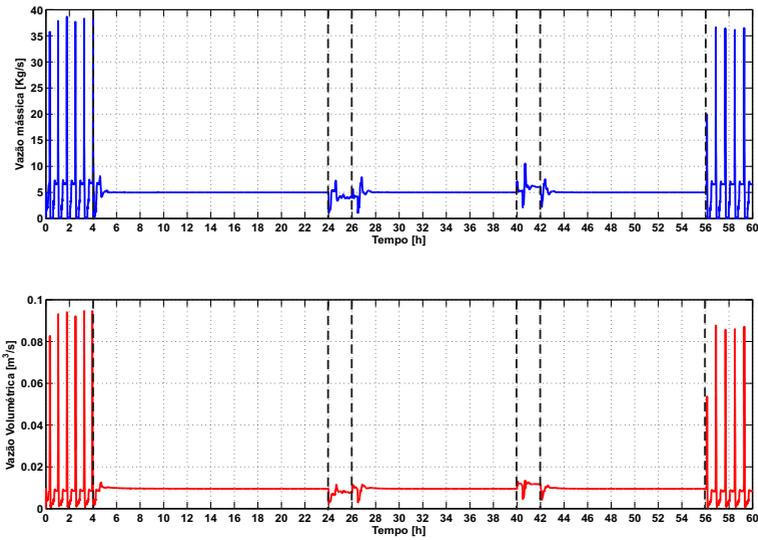
com  $\phi_d = 0.7$  são mostrados nas Figuras 4.9-4.10. Em  $t = 4h$  o controle é ligado e uma perturbação na vazão mássica de entrada do *riser* de  $5Kgs^{-1}$  para  $4Kgs^{-1}$  é aplicada em  $t = 24h$ . Em  $t = 26h$ , o sistema volta a operar com vazão de entrada de  $5Kgs^{-1}$ . Em  $t = 40h$ , uma nova perturbação na vazão mássica de entrada do *riser* de  $5Kgs^{-1}$  para  $6Kgs^{-1}$  é aplicada e em  $t = 42h$  a vazão de entrada retorna para  $5Kgs^{-1}$ . Por fim, em  $t = 56h$ , o controle é desligado e o sistema volta ao regime oscilatório.

Após um número significativo de simulações, verificou-se que controlador foi capaz de suprimir as oscilações causadas pelos fenômeno de golfadas e ainda manteve a abertura do *choke* de produção em até  $\phi_d = 0.95$ . Os resultados de simulação com a abertura do *choke* de  $\phi_d = 0.9$  são apresentados na Figura 4.11. Em  $t = 4h$  o controlador é acionado e o sistema passa a operar em malha fechada, até que em  $t = 56h$  o controlador é desativado e o sistema volta apresentar comportamento oscilatório.

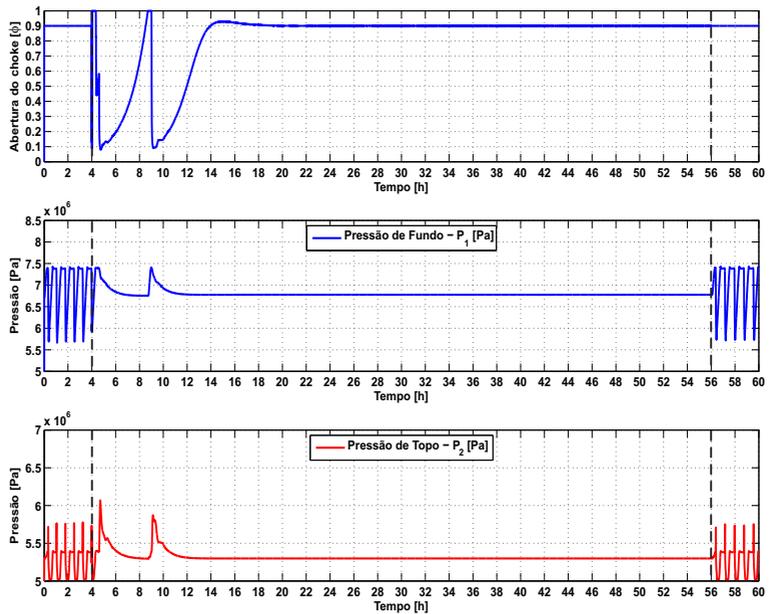
Uma última simulação foi realizada com o objetivo de comparar o desempenho do controlador desenvolvido neste trabalho com o desempenho do controlador PI proposto em Pagano *et al.*[18]. Esta simulação teve como objetivo principal mostrar que a nova lei de controle é capaz de rejeitar perturbações na vazão de fluido que entra no *riser*, mostrando-se mais robusta que a estratégia de controle proposta em Pagano *et al.*[18], e o sistema controlado converge para um ponto de operação o qual não é forçado pela lei de controle.



**Figura 4.9:** Resposta temporal do sistema à aplicação do controle proposto, com  $\phi_d = 0.7$ . Em  $t = 4h$  o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do riser de  $5Kg.s^{-1}$  para  $4Kg.s^{-1}$  é aplicada em  $t = 24h$  e de  $5Kg.s^{-1}$  para  $6Kg.s^{-1}$  em  $t = 40h$ . Novamente, em  $t = 56h$ , o controle é desligado.



**Figura 4.10:** Comportamento apresentado pelas vazões, medidas na saída do *choke* de produção, à aplicação do controle proposto. Em  $t = 4h$  o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do *riser* de  $5Kgs^{-1}$  para  $4Kgs^{-1}$  é aplicada em  $t = 24h$  e de  $5Kgs^{-1}$  para  $6Kgs^{-1}$  em  $t = 40h$ . Novamente, em  $t = 56h$ , o controle é desligado.



**Figura 4.11:** Resposta temporal do sistema à aplicação do controle proposto e  $\phi_d = 0.9$ . Em  $t = 4h$  o controle é ligado e, em  $t = 56h$ , o controle é desligado.

O controlador PI discreto proposto em Pagano *et al.*[18] é dado por

$$\begin{aligned} u(k) &= u(k-1) + s_0 e(k) + s_1 e(k-1) \\ s_0 &= K_c \left(1 + \frac{T_s}{T_i}\right) \\ s_1 &= -K_c \end{aligned} \quad (4.1)$$

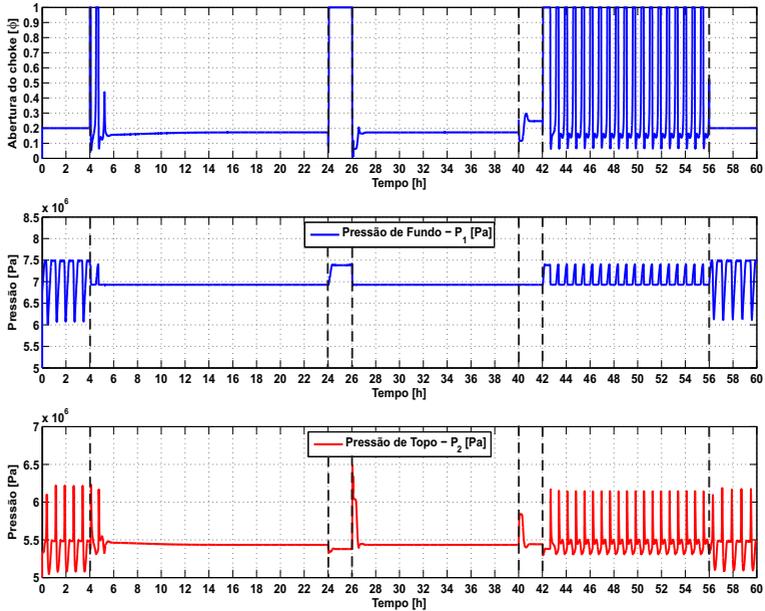
onde  $T_s$  é o tempo de amostragem e o erro é dado pela variação da pressão de fundo  $P_1$  em relação ao ponto de operação desejado, ou seja,  $e(k) = P_1^* - P_1(k)$ . Observa-se que, nesta lei de controle é definida uma referência de pressão  $P_1^*$ . O valor dos parâmetros de ajuste do controlador apresentado na equação (4.1) são mostrados na Tabela 4.5. Para estes valores de ajuste, a abertura do *choke* de produção é fixada em  $\phi = 0.2$  e o ponto de operação correspondente a esta abertura, que pode ser visualizado na curva de equilíbrios instáveis do diagrama de bifurcação apresentado na Figura 3.6, é  $(P_1^*, P_2^*) = (6.93 \cdot 10^6 [Pa], 5.56 \cdot 10^6 [Pa])$ .

**Tabela 4.5:** Parâmetros do controlador

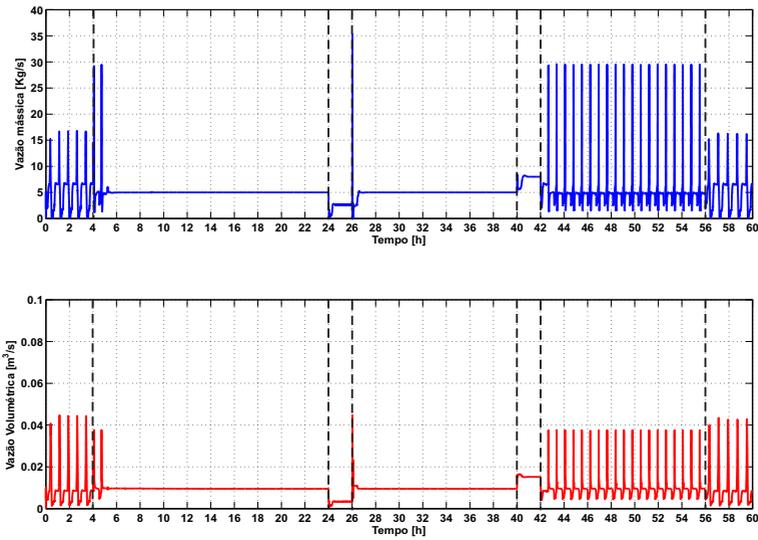
Parâmetro	Valor
$T_s$	1[s]
$K_c$	$-7.92 \cdot 10^{-6} [Pa^{-1}]$
$T_i$	49.5[s]
$P_1^*$	$6.93 \cdot 10^6 [Pa]$

Os resultados da simulação utilizando o controlador proposto em Pagano *et al.*[18] são apresentados nas Figuras 4.12-4.13. Já nas Figuras 4.14-4.15, podem ser observados os resultados de simulação aplicando-se a lei de controle apresentada na equação (3.39). Para ambas simulações, em  $t = 4h$  o controlador é acionado e em  $t = 24h$ , há uma variação na vazão de entrada de fluido no *riser*, que passa de  $5Kgs^{-1}$  para  $2Kgs^{-1}$ , retornando para  $5Kgs^{-1}$  em  $t = 26h$ . Em  $t = 40h$ , uma nova mudança na vazão de fluido que entra no *riser* é imposta, e a mesma passa de  $5Kgs^{-1}$  para  $8Kgs^{-1}$ , voltando a ser de  $5Kgs^{-1}$  em  $t = 42h$ . Em  $t = 56h$ , o controlador é desligado.

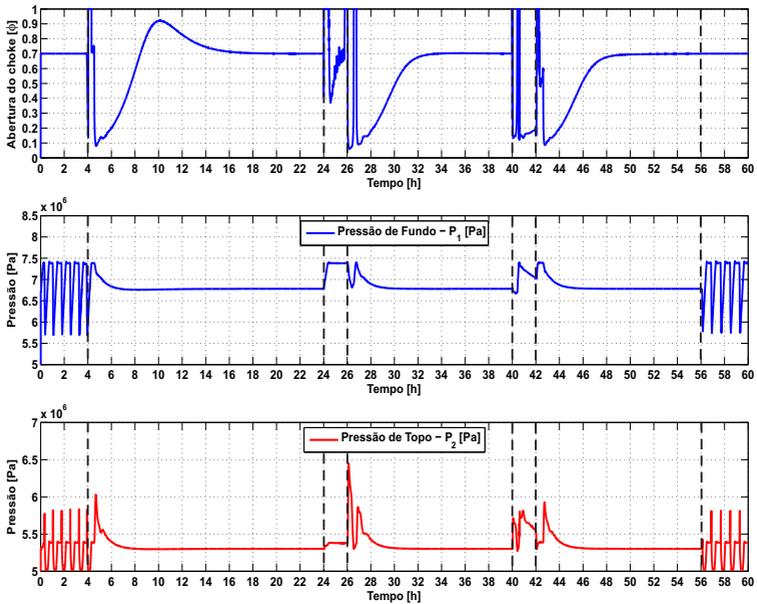
Pode-se observar, nas Figuras 4.12-4.13, que quando são aplicadas perturbações na vazão de entrada do sistema, o controlador proposto em Pagano *et al.*[18] não é capaz de rejeitar estas perturbações e suprimir as oscilações do sistema. Já o controlador proposto na equação (3.39) novamente consegue rejeitar as perturbações, que neste caso são de maior amplitude, e suprimir as oscilações provenientes do fenômeno de



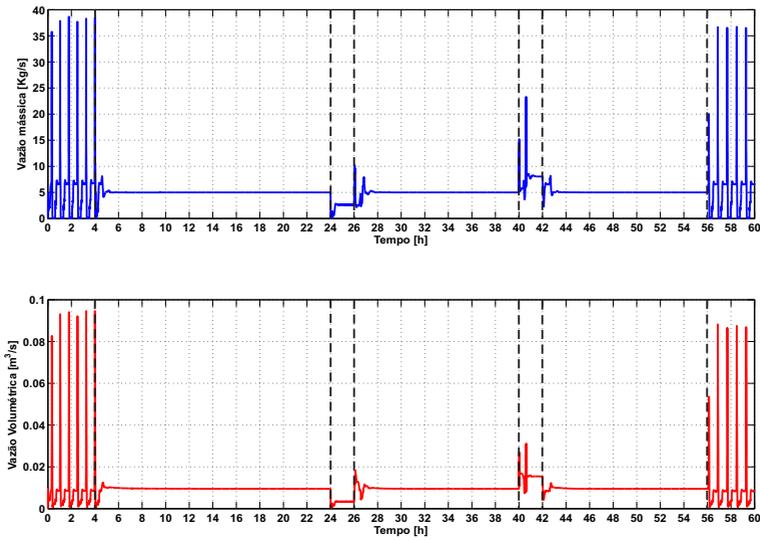
**Figura 4.12:** Resultado apresentado pelo sistema à aplicação do controlador proposto em Pagano *et al.*[18]. Note-se que o ponto de operação do sistema é em  $\phi = 0.2$ . Em  $t = 4h$  o controle é ligado e, em  $t = 24$  e  $t = 40h$  são aplicadas perturbações na vazão de entrada do *riser*. Em  $t = 56h$ , o controle é desligado.



**Figura 4.13:** Comportamento apresentado pelas vazões, medidas na saída do *choke* de produção, à aplicação do controle proposto em Pagano *et al.*[18]. Em  $t = 4h$  o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do *riser* de  $5Kgs^{-1}$  para  $2Kgs^{-1}$  é aplicada em  $t = 24h$  e de  $5Kgs^{-1}$  para  $8Kgs^{-1}$  em  $t = 40h$ . Novamente, em  $t = 56h$ , o controle é desligado.



**Figura 4.14:** Resposta temporal do sistema à aplicação do controlador apresentado na equação (3.39) com  $\phi_d = 0.7$  e perturbações maiores do que as apresentadas em simulações anteriores. Em  $t = 4h$  o controle é ligado. Uma perturbação na vazão de entrada do riser de  $5Kgs^{-1}$  para  $2Kgs^{-1}$  é aplicada em  $t = 24h$  e de  $5Kgs^{-1}$  para  $8Kgs^{-1}$  em  $t = 40h$ . Novamente, em  $t = 56h$ , o controle é desligado.



**Figura 4.15:** Comportamento apresentado pelas vazões, medidas na saída do *choke* de produção, à aplicação do controle proposto apresentado na equação (3.39) com  $\phi_d = 0.7$ . Em  $t = 4h$  o controle é ligado e, em  $t = 24h$  e  $t = 40h$  são aplicadas perturbações na vazão de entrada do *riser*. Novamente, em  $t = 56h$ , o controle é desligado.

golfadas mantendo o *choke* de produção com uma abertura significativa.

## 4.3 Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os resultados de simulação com a lei de controle proposta no Capítulo 3. Primeiramente foram realizadas simulações utilizando-se um modelo simplificado de um sistema *flowline-riser*, desenvolvido por Storkaas *et al.*[27], o qual foi implementado no ambiente *Simulink* do software *MATLAB*. Também foram realizadas simulações de um caso de estudos de um sistema *flowline-riser* implementado fazendo-se uso do software de simulação de escoamento multifásicos *OLGA*. Em ambos os casos, o controlador proposto apresentou desempenho satisfatório, sendo capaz de suprimir as oscilações provenientes do fenômeno de golfadas, e também de rejeitar as perturbações impostas na vazão de entrada do *riser*, ao mesmo tempo que manteve o *choke* de produção com a abertura desejada. O fato de o controlador conseguir manter o *choke* de produção com uma abertura significativa é de grande importância, já que isso significa que haverá aumento da produção. Comparando-se as simulações realizadas empregando a estratégia de controle desenvolvida neste trabalho com o controlador proposto em Pagano *et al.*[18], pode-se comprovar a robustez do controlador apresentado na equação (3.39) em relação a rejeição de perturbações, e também que o mesmo não necessita de referência, levando o sistema controlado para um ponto de operação o qual não é forçado pela lei de controle. Já o controlador proposto em Pagano *et al.*[18] trabalha com um ponto de operação fixo, necessitando ser reajustado quando há mudanças de ponto de operação, não é capaz de rejeitar as perturbações impostas na vazão de entrada do *riser* e também não consegue manter o *choke* de produção com aberturas significativas.



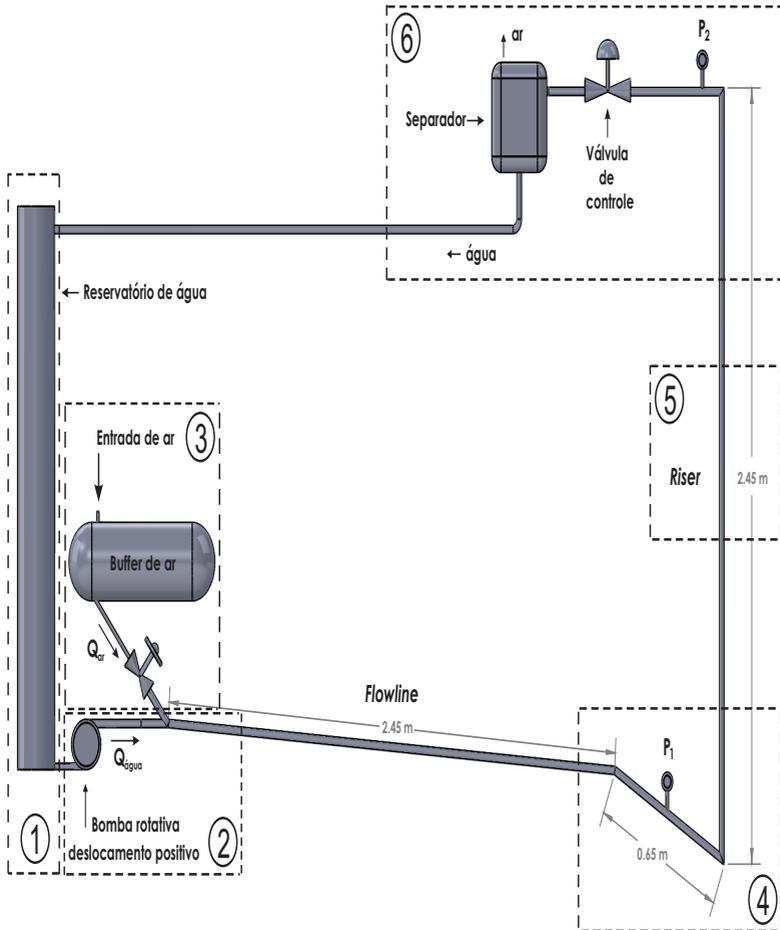
## Capítulo 5

# Supressão de Golfadas em um *Riser* Experimental de Pequena Escala

Com o objetivo de comprovar a eficiência da lei de controle proposta no Capítulo 3, foram realizados ensaios em uma planta experimental de pequena escala, construída nas dependências da Unidade Experimental de Escoamento Multifásico (UEEM) do Departamento de Automação e Sistemas da Universidade Federal de Santa Catarina. Neste capítulo, portanto, será detalhada a planta experimental construída assim como os procedimentos adotados para a realização dos ensaios experimentais. Também serão apresentados os resultados experimentais que permitem avaliar o controlador proposto neste trabalho.

### 5.1 Planta Experimental

Para validar a técnica de controle de oscilações proposta, construiu-se uma planta experimental de pequena escala para reproduzir o fenômeno de golfadas. Detalhes sobre as instalações da UEEM podem ser encontrados em Almeida[1]. Um diagrama esquemático da referida planta é mostrado na Figura 5.1. Pode-se observar também, na Figura 5.2, imagens mostrando a planta experimental.



**Figura 5.1:** Diagrama esquemático do *riser* experimental construído nas dependências da Unidade Experimental de Escoamento Multifásico.



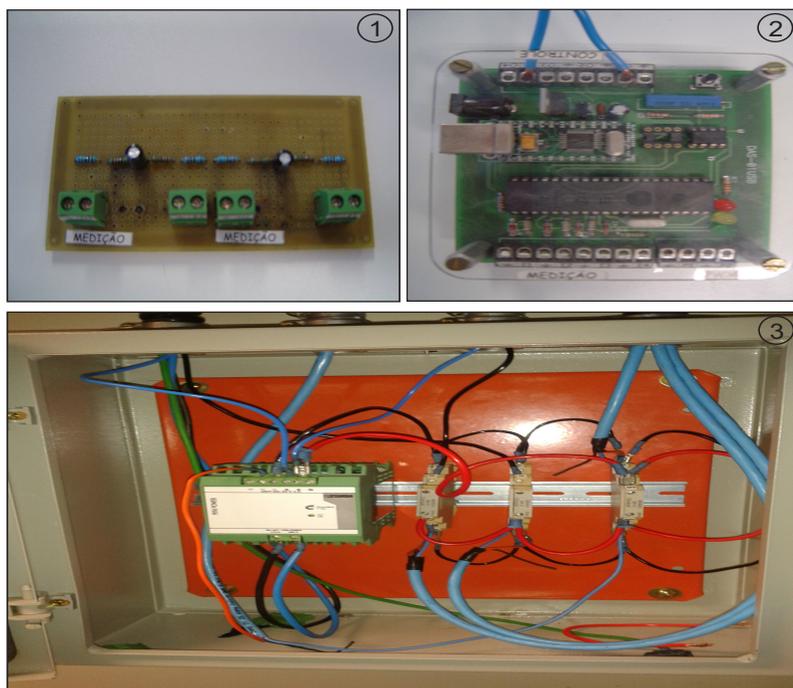
**Figura 5.2:** Imagens da planta experimental. 1 - Reservatório de água. 2 - Bomba rotativa de deslocamento positivo. 3 - Reservatório de ar comprimido e ponto onde ocorre a mistura dos fluidos (água e ar) que entram na *flowline*. 4 - Ponto baixo do *riser*. 5 - *Riser*. 6 - Topo do *riser* onde localizam-se a válvula de controle, transmissor de pressão e separador água/ar.

Tanto a *flowline* quanto o *riser* são feitos de dutos flexíveis transparentes e tem diâmetro de 1". O fluido utilizado nos ensaios é uma mistura de água e ar que escoa através de 2.45m de duto horizontal com inclinação de 3.5° e mais 0.65m com inclinação de 45°, para finalmente chegar ao fundo do *riser*. O *riser* propriamente dito, possui 2.45m de comprimento. No topo do *riser* encontra-se um reservatório de material plástico, com capacidade de 6l, o qual é mantido a pressão atmosférica, e sua função é servir como um separador para o fluido proveniente do *riser*. A água que escoa nos dutos é bombeada de um reservatório por uma bomba rotativa de deslocamento positivo da marca Netzsch modelo Nemo NM015BY01L06B, potência de 0.75kW e vazão máxima de 0.53m<sup>3</sup>/h. A vazão de líquido utilizada nos ensaios foi de aproximadamente 0.086m<sup>3</sup>/h, e a mesma foi controlada por meio da utilização de um conversor de frequência, modelo CFW08, fabricado pela empresa WEG. Para o surgimento do fenômeno de golfadas verificou-se, como relatado em Sivertsen *et al.*[23], a necessidade de utilização de um reservatório, para armazenamento do ar comprimido, entre a entrada de ar e a entrada da *flowline*. Isso porque, para o surgimento do fenômeno de golfadas, necessita-se um grande volume de ar. Então, para armazenar ar comprimido, foi usado um reservatório cilíndrico metálico com capacidade de armazenamento de 26l. O fornecimento de ar comprimido é feito por um compressor de ar, o qual está instalado nas dependências do laboratório, e fornece ar comprimido a uma pressão de 120psi.

Para realizar as medições de pressão no fundo ( $P_1$ ) e no topo ( $P_2$ ) do *riser*, utilizou-se transmissores de pressão manométrica, modelo LD301, fabricados pela empresa Smar, os quais possuem uma taxa de atualização de dados de 100ms e utilizam comunicação analógica 4 – 20mA. A válvula de controle é do tipo globo, 1" de diâmetro, com posicionador inteligente e acionamento pneumático, fornecida pela empresa Emerson Process Management. Como a válvula utiliza o protocolo de comunicação Foundation Fieldbus e os demais equipamentos da planta utilizam comunicação analógica 4 – 20mA, houve a necessidade do uso de um conversor de corrente para Foundation Fieldbus, IF302, fabricado pela empresa Smar, para realizar a comunicação entre a válvula e o restante da rede.

Para a aquisição de dados e envio de sinais de controle utilizou-se um módulo de aquisição de dados desenvolvido no próprio Departamento de Automação e Sistemas. Antes dos sinais enviados pelos transmissores de pressão chegarem ao módulo de aquisição de dados, os mesmos passam por conversores de sinais, já que os sinais enviados pelos transmissores de pressão são 4 – 20mA e o módulo de aquisição de da-

dos trabalha com sinais de tensão na faixa de  $0-5V$ . Quando o módulo recebe os sinais analógicos, converte-os em sinais digitais que são enviados, em tempo real, ao computador para serem armazenados e analisados através de uma interface gráfica no software *MATLAB/Simulink*. Os sinais de pressão enviados pelos transmissores, por serem ruidosos, são filtrados primeiramente por um filtro passivo RC e, na sequência, são novamente filtrados por um filtro passa-baixas digital implementado no software *MATLAB/Simulink*. A lei de controle, proposta no Capítulo 3, também é implementada no software *MATLAB/Simulink* e o sinal de controle é enviado para a válvula de controle, que atua para suprimir as oscilações de pressão e vazão. A Figura 5.3 mostra imagens da eletrônica implementada para o funcionamento da planta experimental e na Figura 5.4 apresenta-se o esquema elétrico da instalação.



**Figura 5.3:** Eletrônica utilizada na planta experimental. 1 - Filtro RC utilizado para filtrar os sinais de pressão recebidos dos transmissores. 2 - Módulo de aquisição de dados. 3 - Conversores de sinais.

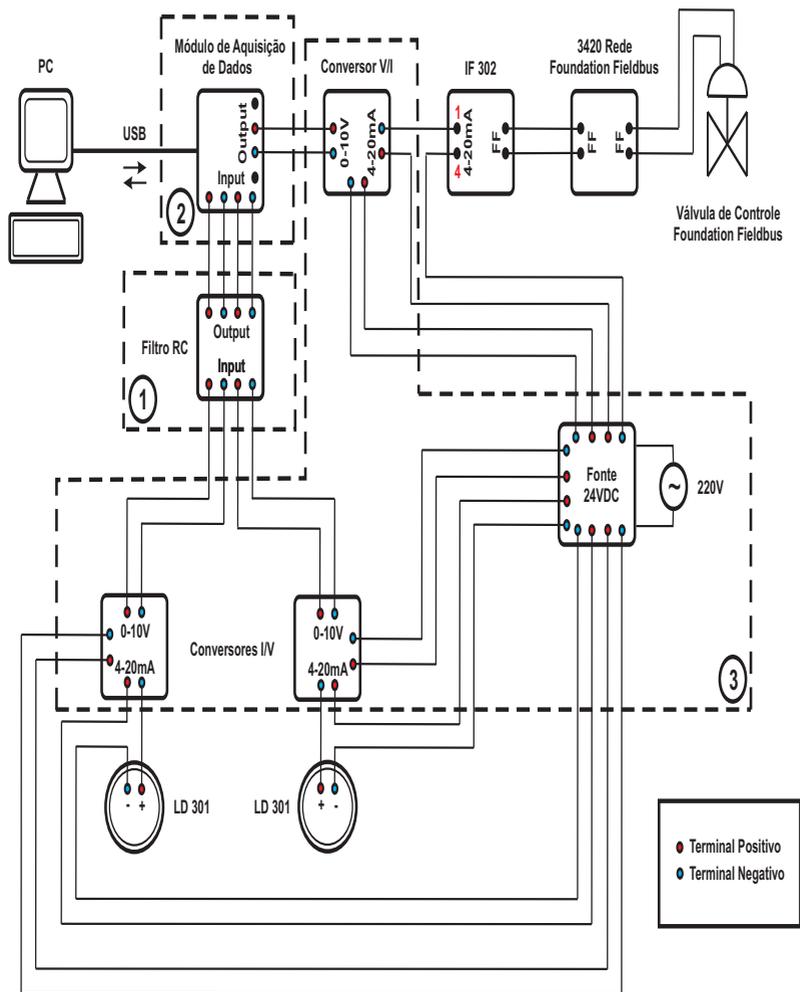
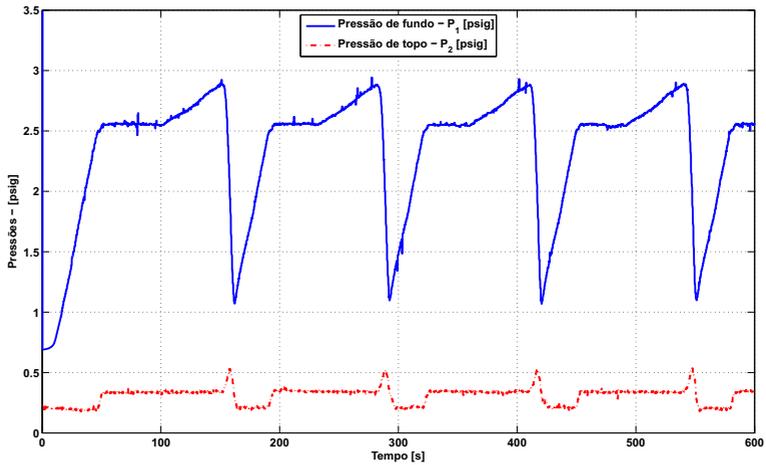


Figura 5.4: Diagrama esquemático das instalações elétricas da planta experimental.

## 5.2 Resultados Experimentais

A Figura 5.5 mostra o comportamento das pressões de fundo ( $P_1$ ) e de topo ( $P_2$ ) do *riser* experimental, em malha aberta, para  $\phi = 1$ . O diagrama de bifurcação, apresentado na Figura 5.6 foi obtido com o objetivo de encontrar o ponto de bifurcação do sistema. Para isso, variou-se a abertura da válvula de controle entre 10% e 100%, observando o ponto onde as pressões de fundo  $P_1$  e de topo  $P_2$  passam a apresentar comportamento oscilatório, o qual caracteriza o fenômeno de golfadas. Com a realização do ensaio, constatou-se que o ponto de bifurcação do sistema fica em torno de  $\phi = 18\%$ . Em aplicações reais, a obtenção do diagrama de bifurcação pode ser feita por meio de da utilização de dados armazenados no histórico do sistema. Na Tabela 5.1 são apresentados os valores dos parâmetros de ajuste do controlador aplicado no ensaio experimental.



**Figura 5.5:** Comportamento das pressões de fundo ( $P_1$ ) e de topo ( $P_2$ ) do *riser* experimental em malha aberta para  $\phi = 1$ .

Os valores dos parâmetros  $K_c$  e  $T_i$  apresentados na Tabela 5.1 foram normalizados através na inserção de um ganho na malha de controle, cujo valor é  $\omega_n^2 T_s^2$ . Após a normalização, o ganho proporcional do controlador  $K_c$  foi também ajustado empiricamente para que se obtivesse um melhor resultado. O valor da pressão do separador foi considerada como sendo  $P_s = 0[\text{psig}]$ , já que o mesmo encontra-se a pressão atmosférica e os medidores utilizados para medir as pressões de topo  $P_2$  e de fundo  $P_1$  são manométricos. Então, sabendo que

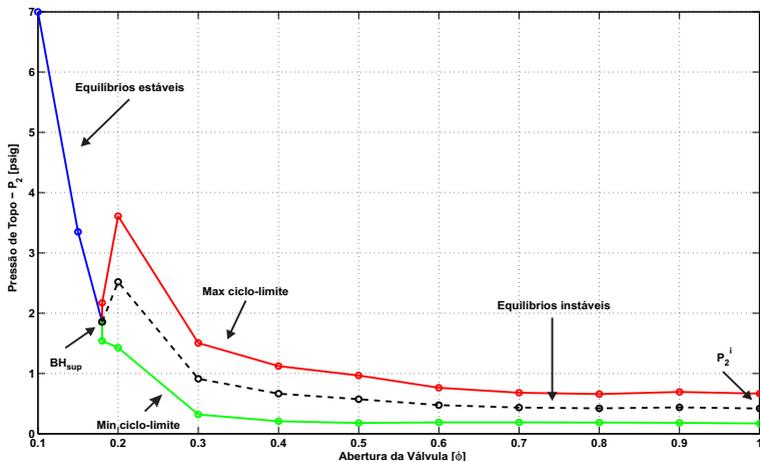


Figura 5.6: Diagrama de bifurcação no plano  $(\phi, P_2)$ . O valor de  $P_2^i$  é retirado do gráfico para que se possa calcular o parâmetro  $B$  de ajuste do controlador.

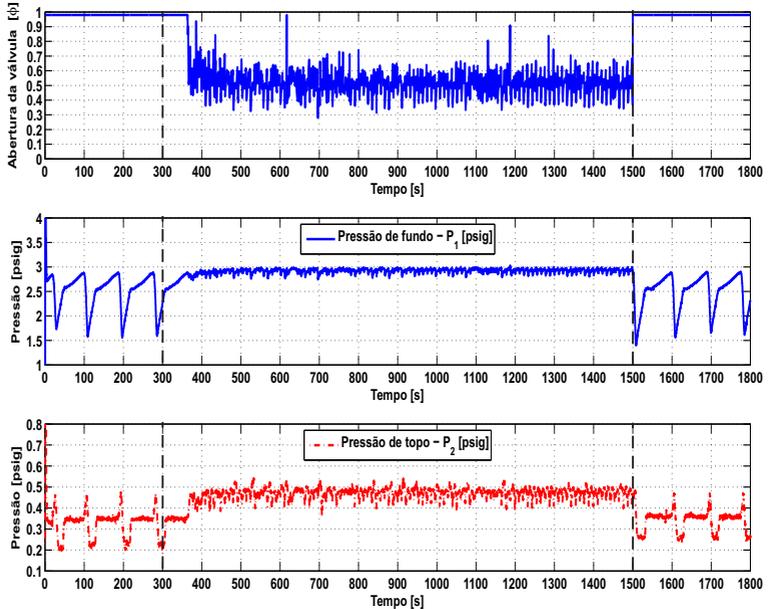
$P_s = 0[psig]$  e utilizando o diagrama de bifurcação apresentado na Figura 5.6, onde observa-se que  $P_2^i = 0.42[psig]$ , chega-se ao valor do parâmetro  $B = P_2^i - P_s = 0.42[psig]$ .

Tabela 5.1: Parâmetros do controlador

Parâmetro	Valor
$\omega_0$	$0.0483[rad/s]$
$T_s$	$0.5[s]$
$G$	$0.33$
$K_c$	$-7$
$T_i$	$0.75$
$B$	$0.42[psig]$
$\beta$	$0.03$
$\phi_d$	$0.5$

Como pode ser observado na Figura 5.7, onde a abertura inicial da válvula é de  $\phi = 1$ , o controle é ligado em  $t = 300s$  e, em  $t = 1500s$ , o controle é desligado e o sistema volta a oscilar. Já na Figura 5.8, agora com abertura inicial da válvula de  $\phi = 0.5$ , o controlador é ativado em  $T = 300s$  e novamente desligado em  $t = 1500s$ . Em ambos

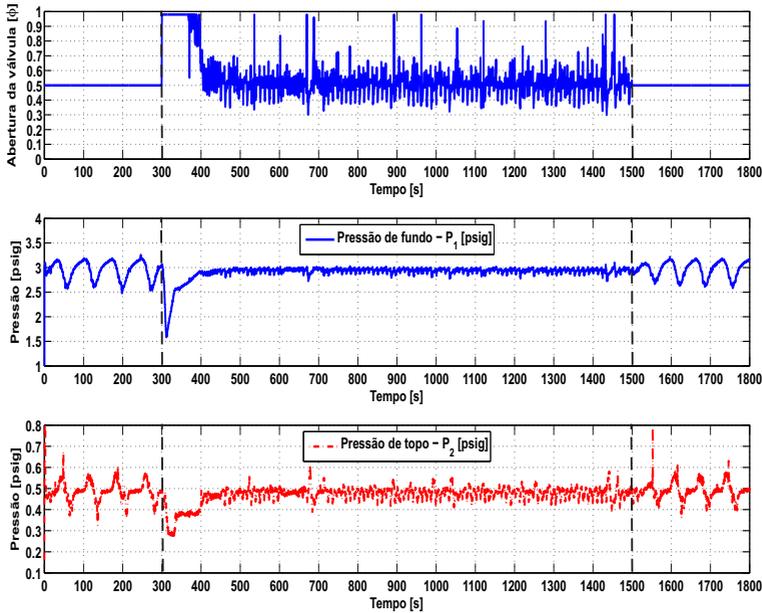
os casos, Figuras 5.7-5.8, o sistema apresentou resultados satisfatórios em relação a aplicação do controle, conseguindo suprimir as oscilações e mantendo a abertura da válvula em torno de  $\phi_d = 0.5$ , sendo esta a máxima abertura alcançada. Nos ensaios experimentais, não foi possível impor perturbações na vazão de entrada do sistema, já que a planta não dispõe de instrumentação para realizar medições de vazão.



**Figura 5.7:** Resposta temporal do sistema à aplicação da lei de controle com  $\phi_d = 0.5$  e abertura inicial da válvula em  $\phi = 1$ . Em  $t = 300$ s, o controlador é ativado e, em  $t = 1500$ s, o sistema volta a operar em malha aberta.

## 5.3 Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os resultados obtidos nos ensaios realizados na planta experimental de pequena escala construída na Unidade Experimental de Escoamento Multifásico. Estes resultados também pode ser visto em Stasiak *et al.*[25]. Não foi possível realizar simulações numéricas utilizando o software *OLGA* e nem mesmo o modelo fenomenológico simplificado, de uma geometria com as mesmas dimensões que a planta experimental, em função de limitações tanto do



**Figura 5.8:** Comportamento do sistema à aplicação do controlador com  $\phi_d = 0.5$  e abertura inicial da válvula em  $\phi = 0.5$ . Em  $t = 300$ s, o controlador é ligado e, em  $t = 1500$ s, o controlador é desligado e o sistema volta a oscilar.

software *OLGA* quanto do modelo. Os resultados obtidos com a aplicação do controle proposto no Capítulo 3 foram satisfatórios embora alguns problemas tenham sido observados, como o atuação excessiva da válvula de controle e o atraso devido a conversão dos sinais e utilização da rede *Foundation Fieldbus*, o que impossibilitou que fosse utilizado um período de amostragem menor ( $T_s$ ), que seria o ideal já que os sinais de pressão apresentam dinâmica rápida. Em geral, o controlador cumpriu com o seu objetivo principal, suprimir as oscilações decorrentes do fenômeno de golfadas, e também foi capaz de manter a abertura da válvula de controle em torno de 50% de sua abertura total, o que apresenta-se como um bom resultado. Observou-se que, para  $\phi_d > 50\%$ , a válvula de controle satura em seu valor máximo de abertura e por isso não consegue suprimir as oscilações. Este fato pode estar associado ao incorreto dimensionamento da válvula de controle. Outro fato interessante, que pode ser observado visualmente durante a execução dos ensaios, é que com a aplicação do controle, o escoamento do fluido dentro do *riser* deixou de ser do tipo golfada e passou a apresentar características de três escoamentos diferentes, alternando-se entre os escoamentos do tipo anular, bolhas dispersas e pequenas bolhas de Taylor.



## Capítulo 6

# Considerações Finais e Perspectivas para Trabalhos Futuros

Neste trabalho propôs-se uma nova técnica de controle para suprimir as oscilações provenientes do fenômeno de golfadas em *risers* de produção. O controlador foi testado em um modelo simplificado de um sistema *flowline-riser* e em um caso de estudo modelado no software *OLGA*. Ensaios experimentais permitiram validar a técnica desenvolvida em uma planta experimental de pequena escala especialmente construída para este fim. Os resultados de simulação, assim como os resultados experimentais, permitem concluir que o controlador proposto revela-se como uma solução viável para controlar as oscilações. Além disso, deve-se salientar que o controle proposto cumpre com seu propósito, suprimir as oscilações e manter o *choke* de produção com aberturas significativas, sem necessitar de nenhum tipo de referência (*setpoint*) no desenvolvimento da lei de controle.

Um inconveniente apresentado pela lei de controle aplicada é o fato da utilização da derivada da pressão de fundo ( $P_1$ ), já que este tipo de sinal geralmente é ruidoso e este fato acaba criando algumas dificuldades. Outro problema observado foi o comportamento não suave apresentado pela válvula de controle nos ensaios experimentais, apesar de o controlador ser capaz de mitigar as oscilações. Isto apresenta-se como um problema pois pode levar ao desgaste prematuro da válvula.

Por fim, acredita-se que esta técnica de controle de oscilações pode

ser aplicada com sucesso a uma vasta gama de sistemas não-lineares.

Como perspectivas para trabalhos futuros vê-se a possibilidade da construção de uma sistema *flowline-riser* de média escala, com instrumentação completa, para realizar além das medições de pressão, também medições de vazão, e assim possibilitar o estudo de novas técnicas de controle, preferencialmente baseadas em medições realizadas no topo do *riser*, já que, para aplicações reais, as medições realizadas no fundo do *riser* atualmente são pouco viáveis. Estudar medidas para filtrar ou suavizar o sinal de controle, e assim evitar a excessiva atuação da válvula de controle. Melhorar o tratamento do ruído presente nos sinais, para assim talvez alcançar maiores aberturas da válvula de controle. Modelar as perturbações e provar a estabilidade do controlador. Aprimorar o sistema de controle e utilizar observadores de estado para estimar as variáveis, sobretudo a pressão de fundo. Por fim, implementar o controlador em uma eletrônica embarcada com o algoritmo de controle em código C, operando todo o sistema utilizando comunicação analógica 4 – 20mA, com o objetivo de evitar atrasos no sistema.

Este trabalho gerou as seguintes publicações:

- Stasiak, M.E. and Ganzaroli, C.A. and Pagano, D.J. and Plucenio, A. Supression of oscillations in oil-risers using active control. *Rio Pipeline Conference & Exposition, 2011, Rio de Janeiro - RJ, Brasil.*
- Stasiak, M.E. and Pagano, D.J. and Plucenio, A. A new-discrete slug-flow controller for production pipeline risers. *IFAC Workshop on Automatic Control in Offshore Oil and Gas Production - ACOOG 2012, Trondheim, Norway.*
- Stasiak, M.E. and Sartori, R. and Pagano, D.J. and Plucenio, A. Técnica de controle de oscilações aplicada à supressão de golfadas em *risers* de produção. *XIX Congresso Brasileiro de Automática - CBA 2012, Campina Grande - PB, Brasil.*

# Referências

## Bibliográficas

- [1] C. M. Almeida. Projeto de uma unidade para pesquisa de medição e controle de escoamento multifásico. Technical report, Universidade Federal de Santa Catarina, 2009.
- [2] K. J. Astrom and B. Wittenmark. *Computer-controlled systems: Theory and design*. Prentice Hall, 1997.
- [3] O. Bratland. *Pipe Flow 2: Multiphase Flow Assurance*. [www.drbratland.com](http://www.drbratland.com), 2010.
- [4] D. Chisholm. *Two-phase flow in pipelines and heat exchangers*. Longman Group Limited, 1983.
- [5] A. Courbot. Prevention of severe slugging in the dunbar 16' multiphase pipeline. *Offshore Tecnology Conference*, 1996.
- [6] F. Di Meglio, G. Kaasa, N. Petit, and Als. Reproducing slugging oscillations of a real oil well. *Proceedings of 49th IEEE Conference on Decision and Control, Atlanta, USA*, 2010.
- [7] F. Di Meglio, G.O. Kaasa, N. Petit, and V. Alstad. Model-based control of slugging flow: an experimental case study. *American Control Conference, Baltimore, USA*, 2010.
- [8] E. F. Fernández, O. A. Pedrosa Júnior, and A. C. Pinho. *Dicionário do petróleo em língua portuguesa: exploração e produção de petróleo e gás: uma colaboração Brasil, Portugal e Angola*. Lexikon Editora Digital Ltda., 2009.
- [9] E. Freire, E. Ponce, and J. Ros. Limit cycle bifurcation from center in symmetric piecewise-linear systems. *International Journal of Bifurcation and Chaos*, 9:895–907, 1999.

- [10] C. A. Ganzaroli. Modelagem, simulação e controle da dinâmica de poços operando com gás-lift contínuo. Master's thesis, Universidade Federal de Santa Catarina, 2011.
- [11] J. Godhavn, M. P. Fard, and P. H. Fuchs. New slug control strategies, tuning rules and experiments results. *Journal of Process Control*, 15:547–557, 2005.
- [12] G.F. Hewitt, G.L. Shires, and Y.V. Polezhaev. *International Encyclopedia of Heat and Mass Transfer*. CRC Press, 1997.
- [13] Y. A. Kuznetsov. *Elements of applied bifurcation theory*. Springer-Verlag, 2004.
- [14] F. R. M. Mota. Contribuições para o desenvolvimento de um sistema de medição multifásica com estágio de separação parcial. Master's thesis, Universidade Federal de Santa Catarina, 2011.
- [15] G. C. Nunes, J. L. Medeiros, and O. Q. F. Araújo. *Modelagem e Controle na Produção de Petróleo - Aplicações em MATLAB*. 2010.
- [16] A.I. Ogazi, Y. Cao, H. Yeung, and L. Lao. Slug control with large valve opening to maximizing oil production. *SPE Journal*, *SPE 124883*, 15(3), 2010.
- [17] D. J. Pagano, A. Plucenio, and P. K. Salvato. Controle de oscilações utilizando sistemas comutados. *XVI Congresso Brasileiro de Automática*, 2006.
- [18] D. J. Pagano, A. Plucenio, and A. Traple. Slug-flow control in submarine oil-risers using smc strategies. *IFAC Symposium on Advanced Chemical Control Systems - ADCHEM 2009, Istanbul, Turkey*, 2009.
- [19] A. Plucenio. *Desenvolvimento de técnicas de controle não linear para elevação de fluidos multifásicos*. PhD thesis, Universidade Federal de Santa Catarina, 2010.
- [20] A. Plucenio, D. J. Pagano, and C. A. Ganzaroli. Stabilizing gas-lift well dynamics with free operating point. *IFAC Workshop on Automatic Control in Offshore Oil and Gas Production - ACOOG 2012, Trondheim, Norway*, 2012.

- [21] R. A. Portella. Modelagem dinâmica de separador bifásico com alimentação por escoamento em regime de golfadas. Master's thesis, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, 2008.
- [22] Schlumberger. Schlumberger oilfield glossary, 1998. URL <http://www.glossary.oilfield.slb.com/>.
- [23] H. Sivertsen, E. Storkaas, and S. Skogestad. Small-scale experiments on stabilizing riser slug flow. *Chemical Engineering Research and Design*, 88:213–228, 2010.
- [24] M. E. Stasiak, C. A. Ganzaroli, D. J. Pagano, and A. Plucenio. Suppression of oscillations in oil-risers using active control. *Rio Pipeline Conferece & Exposition, Rio de Janeiro, Brasil*, 2011.
- [25] M. E. Stasiak, R. Sartori, D. J. Pagano, and A. Plucenio. Técnica de controle aplicada à supressão de golfadas em risers de produção. *XIX Congresso Brasileiro de Automática - CBA 2012, Campina Grande, Brasil*, 2012.
- [26] E. Storkaas. *Stabilizing control and controllability. Control solutions to avoid slug flow in pipeline-riser systems*. PhD thesis, Norwegian University of Science and Technology, 2005.
- [27] E. Storkaas, S. Skogestad, and J. M. Godhavn. A low-dimensional model of severe slugging for controller design and analysis. *Proceedings of Multiphase, San Remo, Italy*, 2003.
- [28] J.R. Thome. *Engineering Data Book III*. Wolverine Tube Inc., 2004.

