



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

ESCOLA DE ENGENHARIA

TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM ENGENHARIA DE
CONTROLE E AUTOMAÇÃO

Controle antigolfadas na produção de petróleo por *gas-lift*

Autor: Leonardo de Mattos Rolim

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Porto Alegre, 8 de dezembro de 2014

Sumário

Sumário	ii
Agradecimentos	iv
Resumo	v
Abstract	vi
Lista de Figuras	vii
Lista de Tabelas	ix
Lista de Símbolos	x
Lista de Abreviaturas e Siglas	xi
1 Introdução	1
1.1 Objetivos	1
1.2 Estrutura do Trabalho	1
2 Revisão Bibliográfica	2
2.1 Extração e produção de petróleo	2
2.1.1 Sistemas para extração	2
2.2 Escoamento multifásico e golfadas	2
2.2.1 Características de bifurcação e ciclo limite	4
2.2.2 Modelagem matemática	4
2.3 Otimização da alocação de <i>gas-lift</i>	5
2.4 Controle regulatório e garantia de escoamento	6
2.4.1 Instrumentação dificultada	6
2.4.2 Estratégias clássicas e prática de controle	7
2.4.3 Controle não linear e controle robusto	7
2.4.4 Inferência das pressões utilizando observadores lineares e não-lineares	8
2.4.5 Terminologia da Instrumentação	9
3 Materiais e Métodos	10
3.1 Modelo do processo	10
3.2 Metodologia computacional de resolução	14
3.3 Formulação do Problema	16
3.3.1 Acoplamento dos sistemas	16
3.3.2 Seleção da estrutura para controle regulatório	16
3.3.3 Denominação dos controladores	16
4 Resultados e discussões	17
4.1 Modelo com vazões de óleo e gás dependente das pressões no poço	17
4.1.1 Acoplamento dos sistemas	17
4.2 Bifurcação do modelo proposto	17
4.2.1 Discussões	18
4.3 Controladores utilizando os sensores no fundo do mar	18

4.3.1	Experimento 1: Controladores com pwt (TPT) e Δpw (PDG-TPT) como CVs	18
4.3.2	Saturação da ação de controle e perda de controlabilidade	20
4.3.3	Comparação dos controladores do poço	22
4.4	Controladores utilizando os sensores na plataforma	23
4.4.1	Limites de estabilidade para pwt (Pmon) e $(pwt - prt)$ (TPT-Pmon)	23
4.5	Limitações de instrumentação: atuadores e sensores	24
4.5.1	Resultados dos degraus em malha fechada.	25
4.6	Convergência do observador não linear simplificado	26
4.6.1	Discussão	26
5	Conclusões e Trabalhos Futuros	27
5.1	Trabalhos futuros	27
5.1.1	Análise de robustez	27
5.1.2	Conexão com camada supervisória	27
6	Referências	28
7	Apêndices	31
7.1	Modelo em diagrama de blocos do Simulink	31
7.2	S-functions utilizadas no MATLAB	32
7.2.1	Modelo flowline-riser	32
7.2.2	Modelo poço com elevação por gas-lift	36
7.2.3	Observador de estados	39

Agradecimentos

Dedico este trabalho aos meus pais, Ana Elisa e Otavio, por todo o suporte que sempre me deram ao longo desta trajetória de vida. Minha família é o mais importante para mim, e tenho certeza de que eles me moldaram em como sou hoje e devo tudo a eles e a minhas duas irmãs, Rafaela e Fabiane. Agradeço também a minha parceira Miroo e sua família, por todo o suporte e companheirismo nestes últimos anos.

Agradeço também a meus orientadores e professores com quem tive contato nesta trajetória, em especial aos meus professores orientadores Bor-chin Chang, Marcelo Farenzena, e Harry Kwatny, com os quais aprendi muito mais que conceitos e abordagens de engenharia.

A meus colegas de universidade na UFRGS e na Drexel e aos engenheiros que trabalham comigo todos os dias na TriSolutions, meu sincero agradecimento por todos os ensinamentos e momentos passados juntos nesta trajetória na engenharia.

Resumo

Neste trabalho, uma estrutura de controle antigolfadas em sistemas de extração e produção de petróleo com elevação artificial é apresentada, levando em conta diferentes casos de disponibilidade de instrumentação. O principal objetivo é a maximização da produção e a supressão do regime de escoamento em golfadas, focando na robustez a falhas, ruído ou indisponibilidade da instrumentação submarina, que possui difícil manutenção.

A escolha de uma estrutura de controle é realizada, com o uso das melhores variáveis controladas disponíveis segundo os critérios de estabilização e produção, tendo como base simulações dinâmicas realizadas com modelos não lineares simplificados. Como estratégia para casos em que falhas na instrumentação ocorrem, uma inferência de variáveis de interesse é também proposta e sua convergência testada de maneira superficial através de simulações.

Utilizando os resultados do trabalho, é possível verificar que a utilização de variáveis no poço é essencial para o melhor controle desse sistema. Ressalvas no entanto devem ser feitas com relação à simplicidade dos modelos utilizados, e trabalhos futuros são sugeridos para continuidade da pesquisa em sistemas experimentais ou modelos mais rigorosos.

PALAVRAS-CHAVE: Exploração offshore de petróleo, elevação artificial por *gas-lift*, controle antigolfadas, ciclos limites, observadores não lineares.

Abstract

This paper explores an antislugging control structure for oil production and extraction systems with artificial lift, taking into account different cases of availability of instrumentation. The main objective is the maximization of production and the abolition of the flow regime in gulps, focusing on robustness to failure, noise or unavailability of underwater instrumentation, which has difficult to maintain.

This work presents methods and results for the choice of a control structure with the usage of the best available controlled variables according to the criteria of stabilization of pressures and flows and maximum production. The evaluation is based on dynamic simulations performed with simplified nonlinear models. As a strategy for cases where failures occur in the instrumentation, an inference of variables of interest is also proposed and superficially tested for convergence through simulations.

Using the results of the work, we can see that the use of variables in the well is essential for better control of this system. However, reservations must be made with respect to the simplicity of the models used, and future work is suggested for continued research with experimental systems or commercial rigorous models for multiphase flow.

KEYWORDS Offshore oil production, artificial lifting by gas-lift, antislugging control, limit cycles, nonlinear observer.

Lista de Figuras

Figura 2.1 - Visão esquemática de um campo de extração.....	2
Figura 2.2 – Equipamentos para extração e elevação de petróleo no fundo do mar.....	2
Figura 2.3 – Regimes de escoamento bifásico em dutos verticais.....	3
Figura 2.4 – Diagrama de bifurcação e ciclo limite em função da abertura da válvula <i>choke</i> de produção.....	3
Figura 2.5 - Diagrama de bifurcação em função da abertura da válvula <i>choke</i>	4
Figura 2.6 – Produção de petróleo como função da vazão de <i>gas-lift</i>	4
Figura 2.7 - Comparação de diagramas de bifurcação das pressões do topo e do fundo de um <i>riser</i> entre modelo mecanicista aproximado e valores obtidos experimentalmente. ...	5
Figura 2.8 - Distribuição de gás natural para árvores de natal na elevação artificial.	5
Figura 2.9 - Diagrama esquemático de poço com elevação por <i>gas-lift</i>	5
Figura 2.10 – Lugar das raízes de linearização com sensor de pressão no topo do <i>riser</i>	6
Figura 2.11 – Malha de <i>override</i> de com controlador PIC em cascata.....	7
Figura 2.12 - Controle em cascata utilizando sensores na plataforma.	7
Figura 2.13 – Comparativo de robustez de controladores lineares antigolfadas.	8
Figura 3.1 - Generalização do modelo proposto por Storkaas com uma “válvula virtual”. 11	
Figura 3.2 - Modelo em espaço de estados do subsistema poço por <i>gas-lift</i>	14
Figura 3.3 - Modelo em espaço de estados do sistema <i>pipeline-riser</i>	15
Figura 3.4 – Modelo completo com ambos os sistemas acoplados.....	15
Figura 4.1- Diagrama de bifurcação da produção mássica de líquido com $ugLift=20\%$... 17	
Figura 4.2 - Bifurcação das pressões no fundo do <i>riser</i> e do poço para $ugLift=20\%$	18
Figura 4.3 – Gráficos CV/MV do Controlador 1 na comparação do Experimento 1.	19
Figura 4.4 Vazões mássicas de gás e óleo no Experimento 1 (CVs no poço).	19
Figura 4.5 Vazões mássicas de gás e óleo no Experimento 1 (CVs no poço).	20
Figura 4.6 - Diferença de pressão no poço ($pwb-pwt$) com a saturação da <i>choke</i>	20
Figura 4.7 - Perda de controlabilidade do sistema devido à saturação da <i>choke</i>	20
Figura 4.8 - Oscilações nas vazões mássicas de produção após saturação da <i>choke</i>	21
Figura 4.9 - Diferença de pressão no poço ($pwb-pwt$) com <i>anti-reset</i> limitado.	21
Figura 4.10 - Abertura da válvula <i>choke</i> de produção com <i>anti-reset</i> limitado.....	21
Figura 4.11 - Vazões de produção de gás e líquido com <i>anti-reset</i> modificado.	22
Figura 4.12 - Comparação do uso de medidas de pressão na <i>flowline</i> e na plataforma. ...	23
Figura 4.13 – Seguimento de trajetória utilizando medições no poço e limitações de instrumentação e de dinâmica do atuador.	24
Figura 4.14 – Pressões no do poço com estimação de estados a partir de sinal ruidoso... 24	

Figura 4.15 – Degraus em malha fechada com controladores proporcionais.	25
Figura 4.16 – Testes de degrau em malha fechada utilizados na sintonia.....	26
Figura 4.17 - Estimação da pressão no fundo do poço	26

Lista de Tabelas

Tabela 2.1 – Terminologia da instrumentação nos sistemas para extração <i>offshore</i>	9
Tabela 4.1 - Comparação da utilização de sensores no poço para <i>ugasLift</i> = 40%.....	22
Tabela 4.2: Comparação do uso de sensores na plataforma para <i>ugasLift</i> = 40%.....	23

Lista de Símbolos

Sistema linha de produção-riser

Δp_r - Diferença de pressão entre o fundo e o topo do *riser*;
 k_{fl} - Constante multiplicativa para equação de perda de carga na linha de produção.
 m_{geb} - Massa de gás na bolha alongada (estado do sistema linha de produção-*riser*);
 m_{gr} - Massa de gás no interior do *riser* (estado do sistema linha de produção-*riser*);
 m_{lr} - Massa de líquido no interior do *riser* (estado do sistema linha de produção-*riser*);
 p_{eb} - Pressão na bolha alongada no interior da linha de produção (*flowline*);
 p_{rt} - Pressão no topo do *riser* (medida com o sensor Pmon);
 p_{rb} - Pressão no fundo do *riser*;
 p_{fl} - Pressão na linha de produção, a jusante da válvula *on-off* de fechamento do poço.
 ρ_m - Massa específica média da fase líquida.
 u_{prod} - Abertura da válvula choke de produção
 w_{gout} - Vazão de saída de gás do sistema linha de produção-*riser*;
 $w_{gv,riser}$ - Vazão de líquido através da válvula virtual no sistema linha de produção-*riser*;
 w_{lout} - Vazão de saída de líquido (água e óleo) do sistema linha de produção-*riser*;

Sistema poço de elevação por gas-lift

Δp_w - Diferença de pressão entre o fundo e o topo do tubo de produção do poço;
 m_{gc} - Massa de gás no interior do *casing* do poço (estado do sistema poço por *gas-lift*);
 m_{gw} - Massa de gás no tubo de produção (estado do sistema poço por *gas-lift*);
 m_{lw} - Massa de líquido no tubo de produção (estado do sistema poço por *gas-lift*);
 p_{wa} - Pressão no anular do poço;
 p_{wt} - Pressão no topo do poço (medida com o sensor TPT);
 p_{wb} - Pressão no fundo do poço (medida com o sensor PDG);
 u_{well} - Abertura da válvula de produção entre o poço e a linha de produção (*on-off*)
 u_{gLift} - Abertura da válvula *choke* de alocação de gás para elevação
 w_{gGLM} - Vazão de gás para elevação entre o *gas-lift manifold* e o *casing* do poço;
 w_{ginRes} - Vazão de gás entre o reservatório e o poço de extração de petróleo;
 $w_{gout,well}$ - Vazão de saída de gás do sistema poço por *gas-lift*;
 $w_{gv,well}$ - Vazão de líquido através da válvula unidirecional de *gas-lift*, no fundo do poço;
 w_{linRes} - Vazão de líquido entre o reservatório e o poço de extração de petróleo;
 $w_{lout,well}$ - Vazão de saída de líquido (água e óleo) do sistema poço por *gas-lift*;

Lista de Abreviaturas e Siglas

ANM – Árvore de Natal Molhada;

CV – Variável Controlada (do inglês, *Controlled Variable*);

EKF – Filtro de Kalman Estendido (do inglês, *Extended Kalman Filter*);

IMC – Controle Baseado em Modelo Interno (do inglês, *Internal Model Control*);

MPC – Controlador Preditivo baseado em Modelo (do inglês, *Model Predictive Controller*);

MV – Variável Manipulada (do inglês, *Manipulated Variable*);

NTNU – Universidade Norueguesa de Ciência e Tecnologia;

OLGA – Software para simulação de escoamento multifásico OLGA 2000®;

PIC – Controlador de pressão na terminologia de instrumentação de processos.

PDG – Sensor de pressão no fundo do poço (do inglês, *Pressure Downhole Gauge*);

TPT – Transmissor de pressão e temperatura no topo do poço (do inglês, *Temperature and Pressure Transmitter*);

UFSC – Universidade Federal de Santa Catarina;

UKF – Filtro de Kalman Inodoro (do inglês, *Unscented Kalman Filter*);

1 Introdução

No processamento primário de petróleo, o desempenho da separação da mistura de óleo, gás e água nos separadores trifásicos afeta todos equipamentos a jusante na plataforma de petróleo. A eficiência da separação e a integridade dos equipamentos (como pré-aquecedores de placas da unidade) são fortemente afetadas pelo regime de fluxo de chegada do petróleo na plataforma (Campos, 2013).

O regime de golfadas severas, caracterizado por grandes variações das vazões e pressões na produção nas tubulações e nos poços de petróleo são as principais perturbações nesses sistemas, e a garantia de escoamento tem como principal objetivo a redução ou a eliminação deste fenômeno. Para garantir uma operação segura e máxima produtividade, estas perturbações devem ser mitigadas. Uma das maneiras de alcançar um regime estável é com o uso de controle automático (Storkaas, 2005).

Um dos grandes desafios, do ponto de vista de controle, da produção de petróleo em águas profundas decorre da existência dessas instabilidades severas devido ao regime de escoamento em golfadas. A estratégia utilizada industrialmente é inferir a formação da golfada pela pressão de fundo do poço (ou em outros pontos da linha de produção ou até na plataforma) e atuar nas válvulas de controle para estrangulamento da produção para evitar a formação de golfadas severas. Neste trabalho, é estudado o controle do regime de escoamento de óleo e gás na elevação de petróleo em sistemas de extração *offshore*.

1.1 Objetivos

A definição de uma estrutura de controle prática, capaz de suprimir golfadas, estabilizando o escoamento e permitindo a máxima produção de petróleo, tendo em vista as restrições operacionais e recursos de instrumentação disponíveis é o objetivo principal deste trabalho. Isso deve ser alcançado com o comando das válvulas de controle de produção dos poços de maneira robusta, evitando danos aos equipamentos e assegurando a segurança da equipe operacional.

1.2 Estrutura do Trabalho

O trabalho está organizado da seguinte maneira:

No Capítulo 2 é apresentada uma breve revisão bibliográfica sobre a extração e produção de petróleo, escoamento de misturas multifásicas, técnicas de supressão dos danos causados pelo regime de golfadas e sobre estratégias de controle automático para esses sistemas.

No Capítulo 3 é apresentado o desenvolvimento dos modelos, observadores e nomenclatura da instrumentação para os controladores utilizados na elaboração dos algoritmos de controle, inferência. A formulação do problema é também apresentada, mostrando a proposta do emprego das técnicas descritas anteriormente para atingir os objetivos do trabalho.

No Capítulo 4, são apresentados resultados das simulações de malhas de controle do trabalho.

Finalmente, no Capítulo 5 serão apresentadas as principais conclusões do trabalho e perspectivas futuras.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Extração e produção de petróleo

2.1.1 Sistemas para extração

O petróleo é extraído de reservatórios através de poços até uma estrutura na cabeça de cada poço chamada de árvore de natal molhada (ANM). Essas estruturas ficam localizadas na “cabeça do poço”, onde ficam as conexões para instrumentação e válvulas no fundo do mar. Estas árvores são utilizadas para conectar as colunas de produção dentro dos poços com as tubulações horizontais no fundo do mar denominadas linhas de produção (*flowlines*), como mostrado na Figura 2.1.

A elevação do petróleo até a plataforma é realizada através de dutos verticais denominados *risers*. A mistura multifásica de óleo, gás e água é extraída e então separada em um separador trifásico antes de seguir para os outros estágios primários de produção na própria plataforma. Em poços maduros, com baixas pressões de reservatórios e vazões de produção, estratégias para elevação artificial são utilizadas para permitir um aumento da produtividade da extração (Campos, 2013). Esta técnica de elevação é responsável por mais de 70% do volume de extração de petróleo no Brasil (Teixeira, 2013).

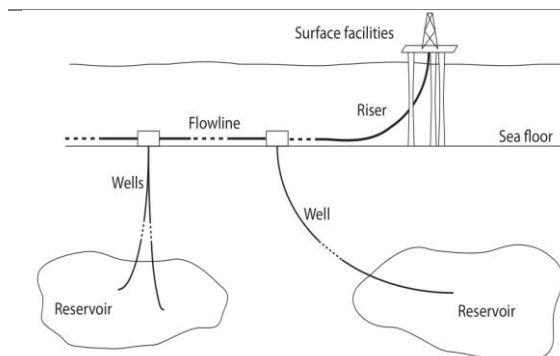


Figura 2.1 - Visão esquemática de um campo de extração.

Fonte: (Di Meglio, F. *et al.*, 2012)

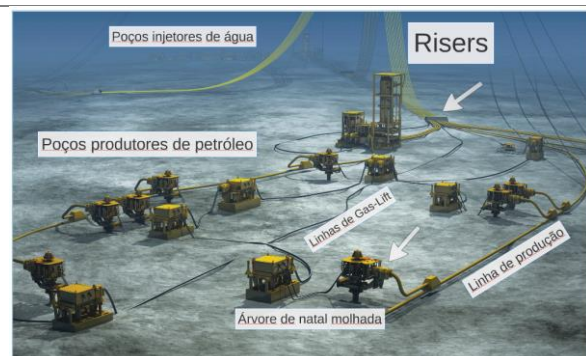


Figura 2.2 – Equipamentos para extração e elevação de petróleo no fundo do mar.

Fonte: (Kammerzell, 2014)

2.2 Escoamento multifásico e golfadas

O escoamento multifásico de fluidos em um duto pode apresentar distintos regimes de escoamento em cada fase, e assim o regime de escoamento multifásico é classificado de maneira empírica, baseado em interpretação visual (Stasiak, Pagano e Plucenio, 2012). Ferramentas usais para descrever o comportamento desses sistemas são os mapas de regime de escoamento.

As classificações de escoamento, no entanto, são mais gerais e apresentam características comparáveis em misturas diferentes (apesar de ocorrerem em diferentes pontos de operação). Na Figura 2.3, diferentes regimes de escoamento em dutos verticais são ilustrados. A complexidade da dinâmica em dutos submarinos na extração de petróleo é ocasionado principalmente por esses regimes de escoamento indesejáveis da mistura extraída (composta principalmente por gás, óleo e água), como o regime em golfadas.

Na indústria de petróleo, o escoamento em golfadas se refere a um escoamento não homogêneo de uma mistura bifásica. Apesar de tratar-se geralmente do escoamento de

misturas predominantemente compostas por gás, óleo e água, o escoamento é geralmente aproximado por um escoamento de uma fase líquida e outra gasosa.

O regime instável denominado “golfadas severas” é uma condição comum em *risers* e que pode causar danos às instalações e redução na produção de petróleo devido ao fluxo intermitente. Os impeditivos mais importantes para o aumento da produtividade em reservatórios *offshore* são essas instabilidades dinâmicas, que impactam diretamente na produção média de petróleo (Sinegre, 2006).

Diferentemente dos escoamentos em bolhas dispersas, agitado e anular, a distribuição espacial das fases líquida e gasosa não são invariantes ao longo do eixo principal das tubulações. Este regime é caracterizado pela formação de bolhas alongadas de gás separadas periodicamente pela fase líquida (Di Meglio, 2011).

A principal estratégia utilizada para proteger os equipamentos de superfície, que apresentam limitações de pressão e/ou vazão, como separadores gravitacionais, é a restrição de fluxo (ou estrangulamento, em tradução livre do inglês *choking*).

O *choking* é geralmente realizado com o uso de restrições denominadas válvulas para *choke*, que ainda podem evitar formação de cones de gás ou água no reservatório. Estas válvulas podem ser instaladas em diferentes pontos do sistema, como na cabeça do poço de produção ou na entrada da estação de produção (Jahanshahi, Skogestad e Lieungh, 2013).

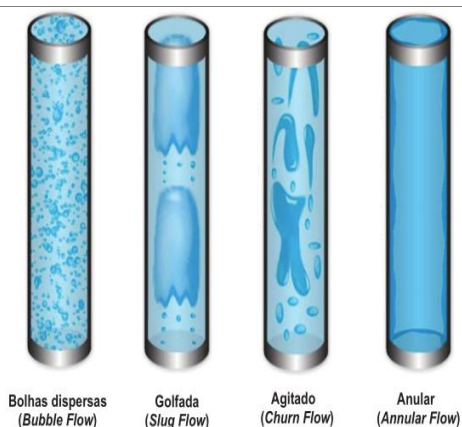


Figura 2.3 – Regimes de escoamento bifásico em dutos verticais.

Fonte: (Stasiak, Pagano e Plucenio, 2012)

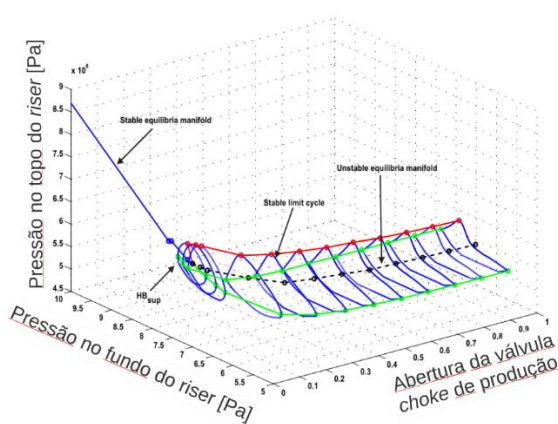


Figura 2.4 – Diagrama de bifurcação e ciclo limite em função da abertura da válvula *choke* de produção.

Adaptado de: (Stasiak, Pagano e Plucenio, 2012).

A instalação de válvula de controle para *choking* na árvore de natal molhada (ANM) permite que a linha de produção (*flowline*) seja sujeita a menor fadiga devido às menores pressões.

A utilização da válvula *choke* na estação de produção (na plataforma) permite uma maior facilidade de controle de pressão e mudança de abertura da válvula. Em campos de extração *offshore*, as limitações de confiabilidade e manutenção a centenas ou milhares de metros de profundidade limitam a utilização contínua de válvulas no fundo do mar, e assim muitos autores desconsideram o uso destas para controle (Campos, 2013).

2.2.1 Características de bifurcação e ciclo limite

As transições para regimes instáveis (ciclos limites) ocorrem em uma superfície do plano descrito pela abertura da válvula *choke* de produção, como mostrado na Figura 2.4.

Em sistemas em regimes de escoamento por golfadas, como *risers* com bloqueio de gás devido ao terreno ou poços de elevação por *gas-lift* ligados a poços maduros, um diagrama simplificado de bifurcação pode ser traçado como uma função da abertura da válvula *choke* de produção pode ser traçado como mostrado na Figura 2.5.

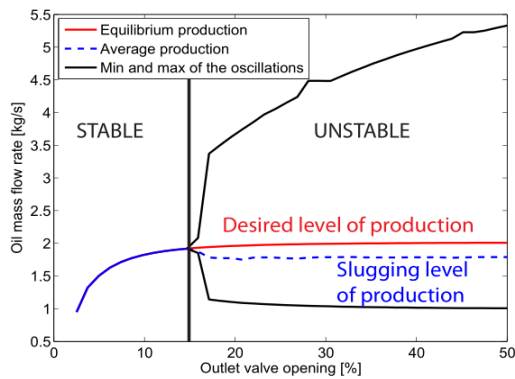


Figura 2.5 - Diagrama de bifurcação em função da abertura da válvula *choke*.
(Fonte: Di Meglio et alli, 2012a)

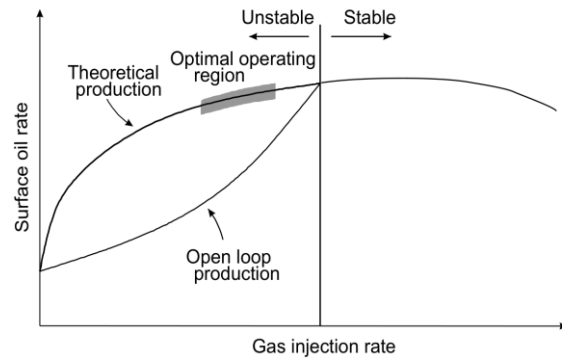


Figura 2.6 – Produção de petróleo como função da vazão de *gas-lift*.
Fonte: (Aamo et al., 2005)

Nos sistemas de extração de petróleo por elevação artificial, o tipo de regime de escoamento depende também do ponto de operação em função da injeção de gás natural a alta pressão, como mostrado na Figura 2.6.

2.2.2 Modelagem matemática

Devido à natureza distribuída nas longas tubulações submarinas, modelos fenomenológicos rigorosos são adequados para a representação da distribuição das pressões. Exemplos de simuladores comerciais rigorosos deste tipo de escoamento são as ferramentas computacionais FMC FlowManager® e OLGA 2000® (Di Meglio, 2011).

Para fins de controle, diversos modelos foram propostos na literatura visando capturar as instabilidades por cabeceio de anular (fenômeno provocador de regimes instáveis de escoamento em poços) ou as golfadas ocasionadas devido ao relevo mas mantendo uma relativa simplicidade (Jahanshahi e Skogestad, 2011). Modelos empíricos do comportamento do sistema, foram também propostos para estudar diferentes estratégias de controle (Stasiak, Pagano e Plucenio, 2012; Kaasa et al., 2008).

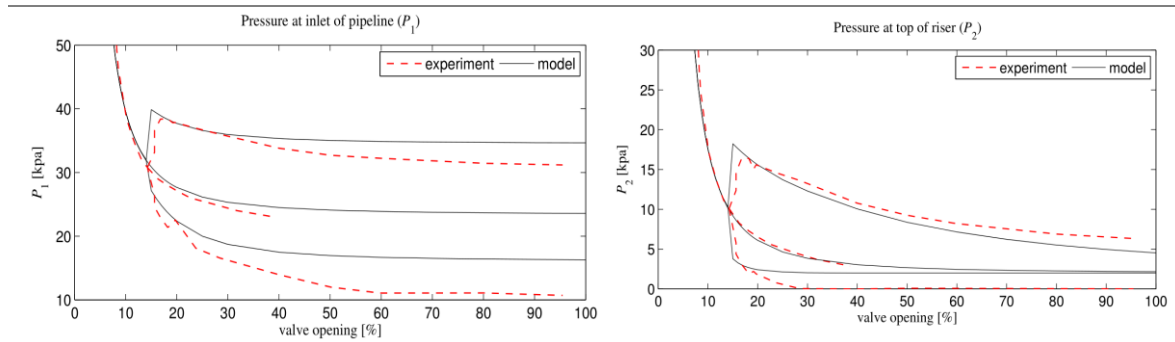


Figura 2.7 - Comparação de diagramas de bifurcação das pressões do topo e do fundo de um *riser* entre modelo mecanicista aproximado e valores obtidos experimentalmente.

Fonte: (Jahanshahi, Skogestad e Grotli, 2013)

2.3 Otimização da alocação de *gas-lift*

Devido à natureza de capital parado do petróleo na extração, quanto maior a produtividade de campos de petróleo, melhor a rentabilidade e a velocidade de retorno dos investimentos. Assim, economicamente é interessante que os poços produzam a maior quantidade de óleo, e a elevação artificial por gás natural é uma das estratégias para atingir este fim. No entanto, a elevação artificial por injeção de gás custa energia, pois uma parte do gás extraído dos reservatórios deve desidratado e comprimido, o que também é custoso (Teixeira, 2013).

A Figura 2.8 mostra um sistema de distribuição de gás para uma série de poços de extração. Nestes sistemas, a pressão no interior de uma tubulação que liga os compressores a todos os poços, chamada de *gas lift manifold*, é regulada pelos sistemas de controle da plataforma (Camponogara *et al.*, 2010). Como existe um custo para processar e comprimir o gás (e até mesmo uma inversão de ganho quanto à injeção de gás, como pode ser visto na Figura 2.6), um ponto ótimo de alocação da gás para elevação geralmente pode ser encontrado para cada poço utilizando rotinas de otimização (Campos, 2013).

Estes sistemas afetam a estabilidade do regime de escoamento do sistema de extração, e dependendo das vazões de injeção podem também ocasionar golfadas.

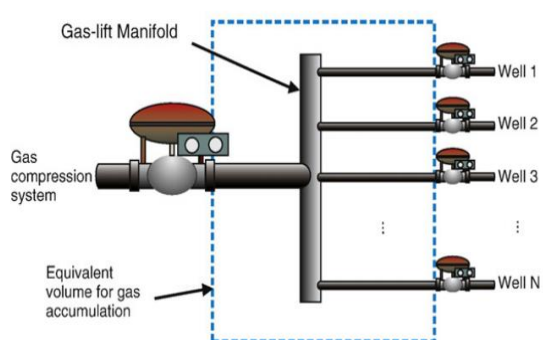


Figura 2.8 - Distribuição de gás natural para árvores de natal na elevação artificial.

Fonte: (Camponogara *et al.*, 2010).

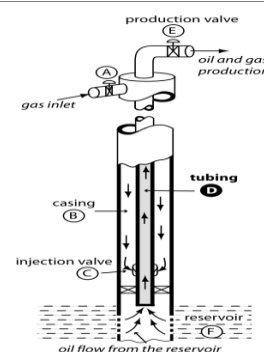


Figura 2.9 - Diagrama esquemático de poço com elevação por *gas-lift*.
Fonte: (Sinegre, Petit e Menegatti, 2006).

De acordo com Aamo (Aamo *et al.*, 2005), existem duas abordagens principais para eliminar essas fortes oscilações ocasionadas por cabeceio de anular em poços com elevação por *gas-lift*:

- I. Aumento da queda de pressão causada pela fricção. As opções geralmente utilizadas são a redução da abertura na válvula *choke* de produção do poço, a redução do tamanho da válvula de injeção de *gas-lift* ou o aumento da vazão de gás para elevação
- II. O desacoplamento da dinâmica do anular com a dinâmica da coluna de produção (com operação de fluxo supercrítico do gás para elevação), como por exemplo com o uso de válvulas de injeção especiais.

Neste trabalho, a primeira alternativa é explorada, utilizando controle automático para regular a queda de pressão nas válvulas do sistema.

2.4 Controle regulatório e garantia de escoamento

2.4.1 Instrumentação dificultada

Devido à localização e às condições de trabalho, a manutenção da instrumentação submarina em sistemas de extração *offshore* é geralmente impraticável. Como existe a possibilidade de falhas para cada um destes equipamentos submarinos, válvulas de controle e outros atuadores submarinos em geral não são utilizados continuamente (Campos, 2013). Sensores e transmissores de sinais também podem falhar, o que limita as opções de informação em tempo real sobre o poço.

A utilização de sensores na plataforma em uma estratégia de controle geralmente limita o desempenho do sistema devido à característica de fase não-mínima destas medições (Jahanshahi, 2013). Assim, a utilização de outras medidas submarinas quando disponíveis ou observadores para inferência de variáveis de processo é recomendada (Jahanshahi, Skogestad e Grotli, 2013). Baseado nisso, este trabalho utiliza também um algoritmo para inferência da pressão de fundo para validação de uma possível estrutura para controle caso ocorra falha nos sensores submarinos.

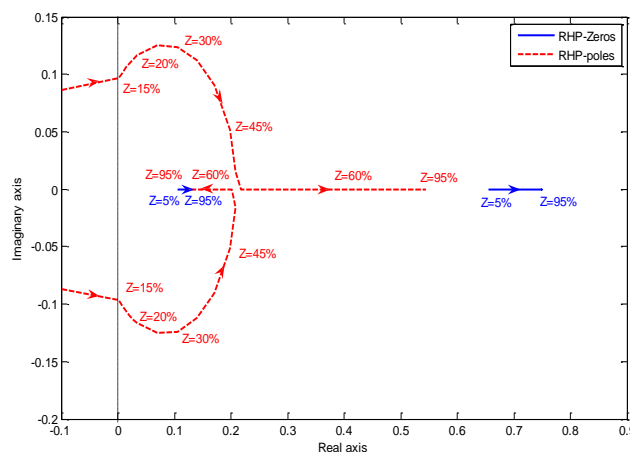


Figura 2.10 – Lugar das raízes de linearização com sensor de pressão no topo do *riser*.
Fonte: (Jahanshahi, Skogestad e Grotli, 2013)

A Figura 2.10 apresenta um gráfico do plano complexo de lugar das raízes (pólos e zeros) de um sistema linearizado para várias diferentes aberturas da válvula de produção e estrangulamento do poço (válvula *choke*, representada na Figura pela letra Z).

2.4.2 Estratégias clássicas e prática de controle

A estratégia de controle usual é inferir a formação da golfada utilizando sensores de pressão no poço ou na plataforma e atuar na *choke* de produção para evitar a formação de golfadas severas. Quando medições no poço estão disponíveis, estas são geralmente utilizadas devido ao melhor desempenho observado com os controladores com acesso a elas.

Um exemplo de uma estratégia com acesso a essas variáveis controladas pode ser observado na Figura 2.11. Quando estas medições não estão disponíveis, diferentes sensores na plataforma podem ser utilizados visando obter mais informações para controlar as golfadas, como mostrado na Figura 2.12.

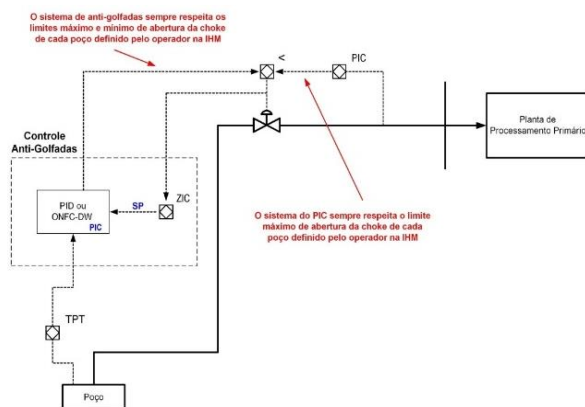


Figura 2.11 – Malha de *override* de com controlador PIC em cascata.
(Fonte: Campos *et alli*, 2013)

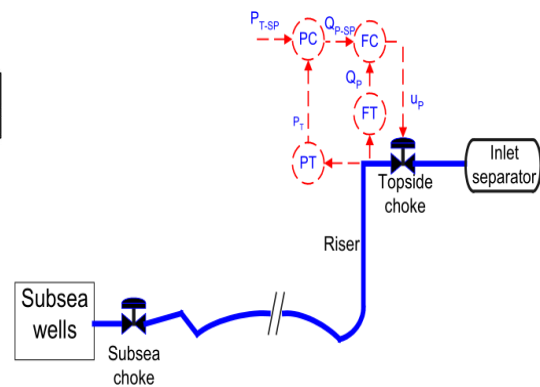


Figura 2.12 - Controle em cascata utilizando sensores na plataforma.
Fonte: (Godhavn, Fard e Fuchs, 2005)

2.4.3 Controle não linear e controle robusto

Alguns controladores não lineares apresentados na literatura apresentam bom desempenho em relação a variações estruturais e paramétricas das plantas. Linearização parcial por *feedback* também foi estudada (Jahanshahi, Skogestad e Grøtli, 2013); (Di Meglio, F *et al.*, 2012), mas não apresentaram robustez em experimentos.

Um trabalho na área de controle antigolfadas desenvolvido na Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) apresenta um controlador baseado em um modelo não linear simplificado e que calcula um valor numérico ótimo para o *setpoint* da diferença de pressão ao longo do riser (em vez da abertura da válvula choke de produção). Apesar da aplicabilidade de um controlador discreto como na solução apresentada, esta solução não foi estudada neste trabalho devido ao requerimento da derivada da pressão no fundo do riser (Stasiak, Pagano e Plucenio, 2012).

Outros controladores não lineares com estratégias menos práticas foram propostos, como controladores de estrutura variável por modos deslizantes (em tradução livre do inglês *sliding mode control*). Inicialmente, a proposta deste trabalho era a utilização de controladores deste tipo, devido à robustez frente à incerteza de parâmetros e dinâmicas da planta e simplicidade. A implementação apresentada na dissertação de Reinsnes (2009) requer uma medição precisa da pressão no fundo do poço ou de um riser de maneira que a derivada desta possa ser calculada, e sofre com a dinâmica do atuador na válvula de

produção. Os resultados da abordagem não foram satisfatórios em simulações devido principalmente à necessidade de altas taxas e baixo ruído na medição de pressão.

De acordo com trabalhos realizados pelo grupo de pesquisa da Universidade Norueguesa de Ciência e Tecnologia (NTNU, do norueguês *Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet i Trondheim*), sistemas de controle robusto por síntese pela norma H_∞ e controle PID utilizando a estratégia de Controle por Modelo Interno (IMC, do inglês *Internal Model Control*) com um modelo Hammerstein (modelo linear com não linearidade estática são estratégias comparáveis em termos de robustez (Jahanshahi *et al.*, 2014). Estas duas estratégias são ainda mais robustas experimentalmente que controladores baseados em modelos mecanicistas (Jahanshahi, E. e Skogestad, S., 2013).

Controller	K_p	K_i	K_d	T_f	ISE	$\ S\ _\infty$	$\ T\ _\infty$	$\ KS\ _\infty$	GM	DM
Optimal PIDF (1)	-3.089	-1.62	-186.73	4	160.79	1.00	1.15	50	0.12	2.67
Optimal PIDF (2)	0.150	-0.198	-198.09	4	647.175	1.00	1.09	50	0.086	2.80
IMC PIDF	-11.84	-1.38	-152.65	4	171.45	1.00	1.19	50	0.11	2.49
Chidambaram PIDF	1.69	-0.15	-206.90	4	864.75	1.13	1.09	50	0.084	2.81
Lee PIDF	-41.05	-3.42	-0.08	4	726.88	1.20	1.62	50	0.17	1.70
H_∞ Loop Shaping	-	-	-	-	184.98	1.10	1.12	50	0.10	2.48
H_∞ Mixed Sensitivity	-	-	-	-	330.25	1.00	1.18	50	0.15	3.00

Figura 2.13 – Comparativo de robustez de controladores lineares antigolfadas.

Fonte: (Jahanshahi *et al.*, 2014)

De acordo com os critérios apresentados (normas H_∞ das funções características do sistema, margens de ganho e de atraso), verifica-se que controladores PID, apesar de sua simplicidade (e linearidade), foram avaliados teoricamente segundo critérios de robustez e experimentalmente, e obtiveram bom desempenho mesmo sem a utilização de *gain-scheduling*. Devido a isso, uma estratégia utilizando simples controladores PI (proporcionais integrais) é utilizada neste trabalho.

Uma identificação em malha fechada de uma planta linear instável realimentada com um controlador proporcional foi proposta para sintonizar o controlador IMC, e posteriormente implementá-lo como um PIDF (controlador PID com filtro na ação derivativa). A partir das assíntotas deste controlador PIDF, é possível encontrar uma aproximação das características de resposta em frequência utilizando um PI (Jahanshahi, Esmail e Skogestad, Sigurd, 2013).

Para simplificar o presente trabalho, a sintonia dos controladores será realizada de maneira heurística, mas os resultados para um teste de degrau em malha fechada serão apresentados para fins comparativos.

2.4.4 Inferência das pressões utilizando observadores lineares e não-lineares

Apesar de o princípio da separação (que prega que controlador e estimador de estados possam ser projetados de maneira separada, para então funcionarem juntos) não ser garantido para sistemas não lineares em geral, estudos práticos foram realizados com o uso de observadores para realimentação do sistema (Jahanshahi, Skogestad e Grotli, 2013) e controle automático antigolfadas.

Diversos observadores não-lineares foram propostos para estimar as pressões inacessíveis devido a problemas de instrumentação, em geral baseados em modelos simplificados (modelos caixa-cinza).

Em trabalho da NTNU por Eikrem (Imsland, Foss e Eikrem, 2003), um estimador baseado no Filtro de Kalman Extendido (EKF) foi proposto. Uma comparação do Filtro de Kalman Inodoro e Rápido (Fast UKF, do inglês *Unscented Kalman Filter*) com um observador de alto ganho foi realizada em outro trabalho da NTNU. Os maiores problemas detectados foram a robustez devido a diferenças estruturais e variações paramétricas da planta (Syre, 2012).

Uma descrição resumida de observadores por caixa cinza apresentados na literatura está apresentada abaixo:

- Observadores de Grøtli (Jahanshahi, Skogestad e Grotli, 2013) Observador Luemberger de alto ganho, UKF e UKF rápido utilizando pressões de fundo ou topo de um *riser*.
- Observadores de Aamo (Aamo *et al.*, 2005) – para o poço por elevação artificial, não utiliza vazão de *gas-lift* (do ânulo para o tubo de produção do poço) no observador e assume massa no ânulo conhecida (e assim, apresenta um estado a menos no observador). Pode usar densidade ou vazão de óleo no topo como medições auxiliares.
- Observador de Di Meglio (Di Meglio *et al.*, 2012)– tanto para poço com elevação artificial quanto para o sistema linha de produção-*riser*, utiliza a vazão de gas-lift (pois é de ordem completa) mas possui um modelo mais simples.

Neste trabalho, o observador do tipo Tau de Di Meglio (2012) é implementado e utilizado.

2.4.5 Terminologia da Instrumentação

Para manter o trabalho de acordo com a terminologia geralmente utilizada nestes sistemas, uma nomenclatura da Petrobras é utilizada, de acordo com o trabalho apresentado por Campos (2013).

Tabela 2.1 – Terminologia da instrumentação nos sistemas para extração *offshore*

Terminologia	Modelo	Descrição
SDV – Shut-Down Valve	u_{well}	Válvula <i>on-off</i> na cabeça do poço utilizada para fechá-lo, caso necessário, mas não para controle.
Production Choke	u_{prod}	Válvula de controle para <i>choking</i> do fluido, localizada no topo do <i>riser</i>
TPT – Temperature Pressure Transmitter	p_{wt}	Sensor de temperatura e pressão na cabeça do poço, após a primeira válvula da árvore de natal molhada
PDG – Pressure Down-Gauge	p_{wb}	Sensor de pressão no fundo do poço. Difícil acesso para manutenção e incerteza alta de medição.
Pmon – Pressão a montante da choke	p_{rt}	Transmissor de pressão a montante da válvula <i>choke</i>

3 Materiais e Métodos

3.1 Modelo do processo

Para simular o comportamento dinâmico do escoamento de petróleo, um modelo simplificado é utilizado. Este modelo está baseado do trabalho de Esmail Jahanshahi (Jahanshahi, Skogestad e Helgesen, 2012), que utilizou primeiros princípios para modelar a interação entre a tubulação e o *riser* e o poço a montante destes. Esta abordagem permite uma análise quantitativa da produção de óleo e gás em sistemas em golfadas, de maneira similar ao modelo de Imsland (Imsland, 2002).

O modelo matemático utilizado neste trabalho para representar o comportamento dos subsistemas linha de produção-*riser* e poço *gas-lift* é um modelo de equações diferenciais ordinárias adaptadas do modelo por balanço de massa criado por Di Meglio (2009).

$$\frac{d}{dt}[m_{geb}] = w_{gineb} - w_{gv} \quad \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (3.1)$$

$$\frac{d}{dt}[m_{gr}] = w_{ginr} + w_{gv} - w_{gout} \quad \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (3.2)$$

$$\frac{d}{dt}[m_{lr}] = w_{lin} - w_{lout} \quad \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (3.3)$$

As equações (3.1) – (3.3) são as equações de estado do subsistema, de acordo com a conservação de massa para cada uma das fases. A fase líquida é composta por água e óleo, com a massa específica ρ_m ajustada para diferentes razões de água e óleo, e a fase gasosa é composta por gás natural. Explicações mais detalhadas sobre a derivação por primeiros princípios e relações constitutivas do modelo podem ser encontradas em Di Meglio (2012a).

Sistemas de ordem 3 representados por essas equações referentes à massa de cada uma das fases são utilizadas nos modelos de Storkaas (2005), Eikrem (Aamo *et al.*, 2005) e Di Meglio (Di Meglio, Kaasa e Petit, 2009), e apesar da simplicidade do modelo, foram validadas com dados de simuladores rigorosos comerciais (em alguns pontos de operação) e também utilizadas para fins de controle com resultados satisfatórios (Storkaas e Skogestad, 2007).

De maneira similar ao proposto na literatura (Storkaas, 2005); (Di Meglio *et al.*, 2010), a modelagem é feita neste trabalho com o balanço de massa simplificado, levando em conta a separação em dois volumes distintos: um volume composto por uma massa de gás m_{gr} e outra de líquido m_{lr} , separadas de outro volume repleto de gás (m_{geb}) por uma “válvula virtual”. A própria natureza de ambos os subsistemas, onde existe uma estrutura que eventualmente bloqueia a passagem de gás em alta pressão, induz essa separação em dois volumes (Di Meglio, Florent *et al.*, 2012).

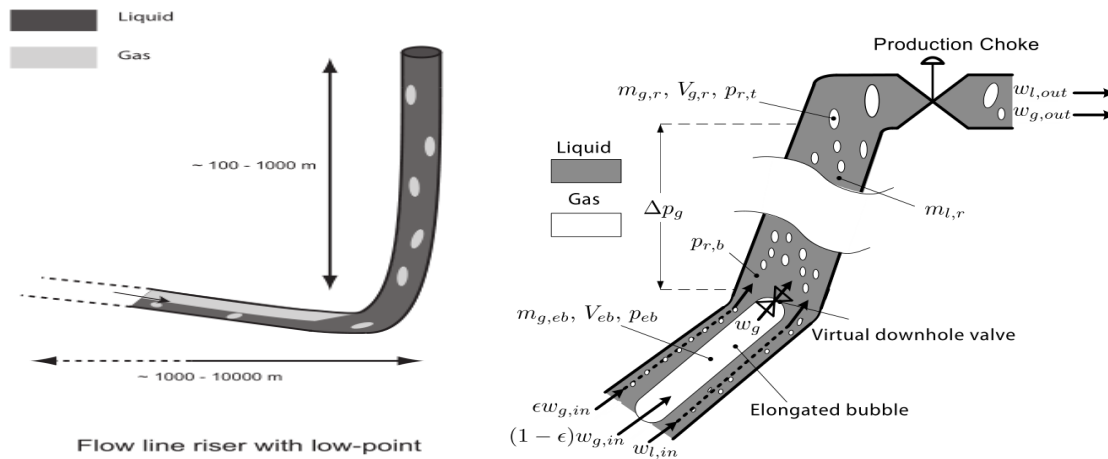


Figura 3.1 - Generalização do modelo proposto por Storkaas com uma “válvula virtual”.
Fonte: (Di Meglio, 2011)

A vazão mássica w_{gv} é aproximada por uma equação linear de válvula unidirecional (diferente do modelo de Eikrem (Aamo *et al.*, 2005), que assume escoamento turbulento). Segundo Di Meglio (2009), o ajuste do coeficiente c_g permite aproximar de maneira satisfatória o formato das oscilações.

$$w_{gv,riser} = c_g \times \text{Max}[0, (p_{eb} - p_{rb})] \quad (3.4)$$

As pressões p_{eb} e p_{rb} referem-se às pressões no volume de gás a montante da válvula virtual (chamada de bolha alongada, ou *elongated bubble*, por Di Meglio) e no fundo do *riser* (ou do poço), respectivamente. A definição de cada uma das vazões mássicas e os parâmetros no equacionamento diferenciam o subsistema *riser* do subsistema poço por *gas-lift*, como pode ser visto na Figura 3.2 e na Figura 3.3.

No caso das golfadas induzidas pelo terreno (golfadas na conexão linha de produção-*riser*), a separação pela “válvula virtual” ocorre devido à geometria do local que provoca a acumulação de líquido bloqueando a passagem de gás. No caso do poço com elevação por *gas-lift*, a separação ocorre na válvula de injeção de gás, que permite a vazão apenas no sentido de entrada na tubulação de produção. Em terminologia de engenharia de petróleo, o fenômeno que representa golfadas no poço modelado é denominado cabeceio de anular (Jahanshahi, Skogestad e Hansen, 2012).

As vazões de saída w_{gout} e w_{lout} são dadas através de uma relação direta entre a fração mássica de cada fase na coluna de produção (*riser* ou tubo de produção do poço) e uma equação da válvula para escoamento turbulento.

$$w_{lout} = \frac{(m_{lr})}{(m_{lr}) + m_{gr}} w_{out} \quad (3.5)$$

$$w_{gout} = \frac{(m_{gr})}{m_{lr} + (m_{gr})} w_{out} \quad (3.6)$$

No caso do *riser*, essas vazões de saída do sistema dependem das pressões a jusante do sistema (p_s , que é a pressão no separador na plataforma) e no topo do *riser* (p_{rt}).

$$w_{out,riser} = c_{out} \times \sqrt{\text{Max}[0, \rho_m(p_{rt} - p_s)]} u_{prod} \quad (3.7)$$

O formato escolhido para diferenciar as pressões e massas é o da utilização das subscritos mantendo o padrão de denominações em inglês, com *w* (de *well*, referindo-se ao poço) junto à especificação da localidade (*w_a* para o anular, *w_b* para o fundo do poço e *w_t* para o topo do tubo de produção do poço).

No modelo de Di Meglio, as vazões de entrada de gás e líquido são assumidas constantes. Para permitir estudar a produção de saída como função das pressões do sistema (assim como o acoplamento das dinâmicas de cabeceio de anular e golfadas severas devido ao terreno), aqui as vazões de entrada no *riser* dependem da interface entre a tubulação a jusante do poço (*flowline*) e o próprio poço, assim como as vazões de entrada no poço dependem da interface do poço com o reservatório e com o anular de *gas-lift*.

Este acoplamento foi realizado com a utilização da pressão na linha de produção (*flowline*) como a pressão *p_s* (*separator pressure*) do subsistema poço. Assim, sem modelar a perda de carga devido ao atrito na tubulação entre o poço e o *riser*, o coeficiente da válvula de saída do poço (*c_{out,well}*) poderia ser ajustado apropriadamente. No entanto, para permitir uma análise da controlabilidade com o uso da pressão na cabeça do poço (*p_{wt}*) para controlar o sistema completo, uma equação de perda de carga no *pipeline* é utilizada.

Considerando apenas a perda de carga da fase líquida, como utilizado no modelo de Jahanshahi (2012), uma simplificação da equação para escoamento turbulento em tubulações, conforme recomendações na literatura com uma equação proporcional ao quadrado da vazão de saída do poço (*w_{out,well}*).

$$p_{fl} = p_{rb} + k_{fl}(w_{out,well}^2) \quad (3.8)$$

A abertura da válvula na cabeça do poço geralmente não se trata de uma válvula de controle, e sim uma válvula *on-off* (chamada de SDV, ou *shut-down valve*).

$$w_{out,well} = c_{out,well} \times \sqrt{\text{Max}[0, \rho_{m,well}(p_{wt} - p_{fl})]} u_{well} \quad (3.9)$$

No caso do subsistema *gas-lift*, as vazões de entrada dependem da interação entre o poço e o reservatório. Para fins de validação do modelo e do observador de estados utilizado, experimentos preliminares serão realizados utilizando uma vazão constante de entrada vinda do reservatório. No desenvolvimento dos resultados, no entanto, uma relação linear simples é proposta com relação à diferença de pressão entre o fundo do poço e o reservatório, utilizando como base valores médios de um ponto de operação intermediário.

$$w_{ginr,well} = \frac{\overline{w_{ginr}}}{\Delta p} (p_{res} - p_{wb}) \quad (3.10)$$

$$w_{linr,well} = \frac{\overline{w_{linr}}}{\Delta p} (p_{res} - p_{wb}) \quad (3.11)$$

Onde $\overline{w_{ginr}}$ é a vazão média de gás entre o reservatório e o poço, $\overline{w_{linr}}$ é a vazão média de líquido e Δp é a diferença média de pressão entre o reservatório e o poço. Esta relação está de acordo com o apresentado em (Imsland, 2002), com a relação linear diretamente relacionado com o Índice de Produtividade do poço (definido como a vazão mássica total dividida pela diferença de pressão média entre reservatório e poço).

O subscrito r é utilizado para especificar a vazão de entrada diretamente na coluna de produção (*riser* ou tubo de produção do poço), como apresentado na Equação (3.12), enquanto o subscrito eb é utilizado para mostrar a vazão de gás bloqueado na bolha alongada, como apresentado na Equação (3.13).

$$w_{ginr,riser} = (1 - \epsilon)w_{gout,well} \quad (3.12)$$

$$w_{gineb,riser} = (\epsilon)w_{gout,well} \quad (3.13)$$

A vazão de entrada na *Bolha alongada* é modelada por Di Meglio com a utilização de um parâmetro de ajuste (1- ϵ) para indicar a fração que acumula na bolha em vez de entrar diretamente na coluna de produção, de maneira que a fração ϵ da vazão de entrada de gás passa diretamente para o *riser* (sem acumular na bolha). No caso do poço, em vez de utilizar o parâmetro ϵ , a vazão de entrada na bolha alongada (correspondente ao anular) é modelada com uma equação da válvula de controle de injeção de gás para elevação entre o compartimento *Gas Lift Manifold* (p_{glm}) e o anular para elevação artificial do poço (p_{wa}), como mostrado na Figura 2.8.

$$w_{ginLift} = \sqrt{\text{Max}[0, p_{glm} - p_{wa}]} k_{glift} u_{glift} \quad (3.14)$$

Assim, devido ao uso de dois subsistemas acoplados, a vazão através da válvula virtual no caso do poço de *gas-lift* $w_{gv,well}$ é vinculada às pressões no anular do poço p_{wa} (*well annulus*) e no fundo do poço, p_{wb} (*well tubing bottom*). Essas são as pressões no interior do anular (entre a válvula de controle de injeção de gás, fora do poço, e a válvula unidirecional de *gas-lift* no fundo do poço) e no ponto de injeção de *gas-lift* no interior da tubulação de produção, respectivamente.

$$w_{gv,well} = c_g \times \text{Max}[0, (p_{wa} - p_{wb})] \quad (3.15)$$

Casos em que o escoamento na válvula da injeção é supercrítico (com válvulas especiais), o que evitaria o fenômeno de cabeceio de anular (Aamo *et al.*, 2005), não são modelados neste trabalho.

As outras pressões do subsistema *flowline-riser* são definidas como a pressão no interior da Bolha Alongada (p_{eb}), a montante da válvula *choke* de produção (p_{rt}) e no fundo do *riser* (p_{rb}).

$$p_{eb} = m_{geb} \times a \quad (3.16)$$

$$p_{rt} = \frac{m_{gr}}{m_{l\Delta} - m_{lr}} b \quad (3.17)$$

$$p_{rb} = p_{rt} + (m_{lr} + m_{lstill}) \times c \quad (3.18)$$

Onde a, b, c, $m_{l\Delta}$ e m_{lstill} são outros parâmetros do modelo calibrados de acordo com o diagrama de bifurcação do sistema estudado. De maneira análoga, as equações das pressões no poço são dadas pelas equações 3.16 a 3.18, com a substituição de p_{eb} por p_{wa} , de p_{rt} por p_{wt} , de p_{rb} por p_{wb} , m_{geb} por m_{gc} e do subscrito r pelo subscrito w nas outras variáveis de estado (massas de gás e líquido na coluna de produção do sistema).

Um procedimento para ajuste dos coeficientes do modelo caixa-cinza de Di Meglio é descrito em (Di Meglio *et al.*, 2010).

$$a := \frac{RT}{MV_{eb}} \tag{3.19}$$

$$b := \frac{\rho_l \times R \times T}{M} \tag{3.20}$$

$$c := \frac{(g \times \text{Sin}[\theta])}{A} \tag{3.21}$$

$$m_{l\Delta} := \rho_l V_r - m_{lstill} \tag{3.22}$$

Os parâmetros R (constante universal dos gases) e M (massa molecular da mistura gasosa) são utilizados assumindo que os gases no sistema se comportam como gases ideais. A temperatura do sistema T é assumida constante e igual nos três volumes do modelo. A seção transversal e o volume da tubulação de produção aparecem nos parâmetros A e V_r , respectivamente. A inclinação da coluna de produção em relação ao plano normal à aceleração da gravidade (g) é aproximada como um único valor (tubulação reta) com o parâmetro θ .

Os outros parâmetros podem ser obtidos para aproximar um dado sistema de golfadas, conforme os procedimentos descritos em (Di Meglio *et al.*, 2010). Apesar das modificações do modelo, as vazões dependentes das pressões, os acoplamentos e a vazão através da válvula de *gas-lift* (3.14) serão aproximadas por constantes e um processo iterativo de ajuste dos modelos será realizado no trabalho.

3.2 Metodologia computacional de resolução

As simulações são realizadas utilizando a ferramenta de programação gráfica Simulink®, dentro do ambiente do MATLAB®, da *MathWorks*. Os sistemas dinâmicos serão construídos utilizando S-Functions, e as conexões algébricas entre eles gerenciada pelo Simulink. Os diagramas de blocos são apresentados no Apêndice 8.1 e as S-Functions no Apêndice 8.2.

A versão para estudantes do *software* Wolfram Mathematica 10® é utilizada para o equacionamento do modelo, ajuste dos parâmetros e validação das alterações relevantes, assim como na solução simbólica de equações e transformações das equações em espaço de estados, definição dos parâmetros e acoplamentos do modelo ao longo do desenvolvimento. As equações dos submodelos e do modelo final estão apresentadas na Figura 3.2 e na Figura 3.3.

		uGasLift	wlin	wgin	
mgwc	m_{gc}	$-\text{Max}\left[\text{eps}, wA m_{gc} - \frac{wB m_{gw}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + w m_{1\Delta}]} - wC (m_{1w} + w m_{1still})\right] wC_g$	$\sqrt{\text{Max}[\text{eps}, -wA m_{gc} + p_{gim}]}$	k_{glift}	0 0
mgw	m_{gw}	$\text{Max}\left[\text{eps}, wA m_{gc} - \frac{wB m_{gw}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + w m_{1\Delta}]} - wC (m_{1w} + w m_{1still})\right] wC_g - \frac{\sqrt{\text{Max}\left[\text{eps}, \left(\frac{wB m_{gw}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + w m_{1\Delta}]} - p_{fl}\right) w_{0m}\right]} m_{1w} wC_{cut}}{m_{1w} + m_{1\Delta}}$	0	0	1
mlw	m_{1w}	$-\frac{\sqrt{\text{Max}\left[\text{eps}, \left(\frac{wB m_{gw}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + w m_{1\Delta}]} - p_{fl}\right) w_{0m}\right]} m_{1w} wC_{cut}}{m_{1w} + m_{1\Delta}}$	0	1	0
pwt		$\frac{wB m_{gw}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + w m_{1\Delta}]}$	0	0	0
pwb		$\frac{wB m_{gw}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + w m_{1\Delta}]} + wC (m_{1w} + w m_{1still})$	0	0	0

Figura 3.2 - Modelo em espaço de estados do subsistema poço por *gas-lift*.

Fonte: Autor

m_{geb}	m_{geb}	$-\text{Max}\left[\text{eps}, rA m_{geb} - \frac{rB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + rm_{1\Delta}]} - rC (m_{1r} + rm_{1still})\right] rC_g$	U_{prod}	$W_{lmRiser}$	$W_{ginRiser}$
			0	0	$1 - \epsilon$
m_{gr}	m_{gr}	$\text{Max}\left[\text{eps}, rA m_{geb} - \frac{rB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + rm_{1\Delta}]} - rC (m_{1r} + rm_{1still})\right] rC_g$	$-\frac{\sqrt{\text{Max}[0, (p_{f1} - p_s) r \rho_m]} m_{gr} rC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	0	ϵ
m_{lr}	m_{lr}	0	$-\frac{\sqrt{\text{Max}[0, (p_{f1} - p_s) r \rho_m]} m_{lr} rC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	1	0
P_{eb}		$\frac{rB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + rm_{1\Delta}]}$	0	0	0
P_{rt}		$\frac{rB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + rm_{1\Delta}]} + rC (m_{1r} + rm_{1still})$	0	0	0

Figura 3.3 - Modelo em espaço de estados do sistema pipeline-riser

Fonte: Autor.

m_{pob}	$-\text{Max}\left[\text{eps}, riserCa m_{pob} - \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})\right] riserC_g + (1 - \epsilon) W_{ginRiser}$	U_{prod}	U_{lift}
		0	0
m_{gr}	$\text{Max}\left[\text{eps}, riserCa m_{pob} - \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})\right] riserC_g + \epsilon W_{ginRiser}$	$-\frac{\sqrt{\text{Max}[0, \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})]} riserC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	0
m_{lr}	$\frac{\sqrt{\text{Max}[\text{eps}, \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - \frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})]} wellC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	$-\frac{\sqrt{\text{Max}[0, \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})]} riserC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	0
m_{pw}	$-\text{Max}\left[\text{eps}, wellCa m_{pw} - \frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]} - wellCc (m_{1w} + wellCm_{1still})\right] wellC_g$	0	$\sqrt{\text{Max}[\text{eps}, -wellCa m_{pw} + P_{gin}] k_{glift}}$
m_{pvr}	$W_{ginReservoir} + \text{Max}\left[\text{eps}, wellCa m_{pw} - \frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]} - wellCc (m_{1w} + wellCm_{1still})\right] wellC_g - \frac{\sqrt{\text{Max}[\text{eps}, \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - \frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})]} wellC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	0	0
m_{w}	$W_{inReservoir} - \frac{\sqrt{\text{Max}[\text{eps}, \frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]} - \frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]} - riserCc (m_{1r} + riserCm_{1still})]} wellC_{out}}{m_{gr} + m_{1r}}$	0	0
P_{top}	$\frac{riserB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1r} + riserCm_{1\Delta}]}$	0	0
P_{TPI}	$\frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]}$	0	0
P_{DC}	$\frac{wellB m_{gr}}{\text{Max}[\text{eps}, -m_{1w} + wellCm_{1\Delta}]} + wellCc (m_{1w} + wellCm_{1still})$	0	0

Figura 3.4 – Modelo completo com ambos os sistemas acoplados.

Fonte: Autor.

O observador de Di Meglio (2009) é empregado para inferência da pressão de fundo do poço, com as pequenas modificações apresentadas nesta seção. O estimador utiliza como variáveis de estado as mesmas variáveis propostas originalmente: a massa de gás no anular, a massa de líquido no riser e a pressão no topo do riser.

A inferência utiliza para correção do modelo interno as medições de pressão no topo do poço, a abertura da válvula de injeção de *gas-lift*, e estimativas para a pressão média e vazões de entrada de gás e líquidas médias (vindas do reservatório). Estes dados podem, na prática, ser obtidos com estudos das características dos reservatórios (com ferramentas computacionais de engenharia), com dados dos separadores de teste utilizados periodicamente nas plataformas e nos sensores *on-line*.

A formulação é a mesma que nas equações 3.1 e 3.3 (como mostrado na primeira e segunda linha da Figura 3.2), com a adição de uma terceira equação de estado dependente da pressão medida. Esta equação pode ser obtida derivando a Equação 3.16 em relação ao tempo e adicionando um termo de injeção da saída medida através de um ganho multiplicado pelo erro entre o valor estimado pelo modelo e lido no processo, como mostrado na Equação 3.23.

$$\frac{d}{dx} [p_{wt}] = b \frac{(m_{1\Delta} - m_{1w}) \dot{m}_{gw} + m_{gw} \dot{m}_{1w}}{(m_{1\Delta} - m_{1w})^2} - k(p_{wt} - \bar{p}_{wt}) \quad (3.23)$$

Assim, o modelo do observador é dado pelas equações 3.1, 3.3 e 3.23, com parâmetros ajustados para o poço do estudo de caso.

3.3 Formulação do Problema

Utilizando simulações no modelo completo, com as vazões de produção dependentes das pressões no sistema e o acoplamento entre o poço por elevação artificial, a linha de produção e o *riser*, estudar o desempenho de controladores para regular a planta sob duas fontes de instabilidade: por cabeceio de anular no poço de elevação por *gas-lift* e no sistema linha de produção-*riser* devido a irregularidades no terreno. O objetivo é a maximização da produção de óleo com garantia de escoamento estável, e a escolha da estrutura será realizada utilizando diferentes variáveis controladas.

3.3.1 Acoplamento dos sistemas

Como as pressões no separador gravitacional são especificadas constantes neste modelo, não existe diferença entre utilizar somente a pressão a montante ou a diferença de pressão ao longo da válvula *choke* na plataforma em controladores lineares, além da combinação das incertezas de ambas as medidas.

Modelar as variações de pressão no separador gravitacional (a jusante da *choke*) é fora do escopo do trabalho, mas a influência deste no sistema dinâmico é semelhante ao que ocorre no poço com pressão na *flowline* especificada.

3.3.2 Seleção da estrutura para controle regulatório

Essa seção versará sobre a estratégia de controle proposta:

- Utilizar a pressão no fundo do poço (PDG) quando disponível, possivelmente em combinação com outra variável. A utilização apenas da pressão de fundo não é recomendada na literatura devido à dependência dos controladores de uma ligação em uma janela de tempo (dependendo da fase do ciclo limite das pressões) para que a estabilização seja possível (Di Meglio, F *et al.*, 2012).
- Utilizar a medição de pressão (e temperatura) no TPT na árvore de natal molhada, se disponível (p_{wt}), o que permite um sistema de fase mínima (Jahanshahi, Skogestad e Helgesen, 2012) no caso de golfadas severas (devido ao terreno), mas variáveis do fundo do poço apenas utilizando observadores.
- Identificar e ajustar modelo caixa cinza do observador simplificado escolhido em simulação, que deve ser ajustado para vazões de entrada constantes, para permitir um ajuste prático dos parâmetros do mesmo (Di Meglio, F. *et al.*, 2012).

3.3.3 Denominação dos controladores

Os controladores utilizados neste trabalho foram numerados para facilitar a discussão e comparação entre eles. O critério para numeração utilizado é em relação às variáveis controladas (CVs) de cada controlador.

- Controlador 1. Diferença de pressão entre o fundo e o topo do poço;
- Controlador 2. Pressão medida no topo do poço;
- Controlador 3. Pressão medida na plataforma, no topo do *riser*;
- Controlador 4. Diferença de pressão entre o topo do poço e do *riser*.

4 Resultados e discussões

4.1 Modelo com vazões de óleo e gás dependente das pressões no poço

4.1.1 Acoplamento dos sistemas

Inicialmente, a simulação apenas do subsistema poço (com pressão da *flowline* especificada) foi realizada para definir os parâmetros do sistema. Para simular o acoplamento, uma condição de contorno periódica foi aplicada à pressão da linha de produção (*flowline*). Após a obtenção de parâmetros que permitissem a ocorrência de golfadas, com a estabilização do escoamento para baixas aberturas da válvula choke de produção ou altas vazões de gás para elevação, o acoplamento com o sistema do *riser* e da plataforma foi realizado. Iterativamente, novos ajustes de parâmetros dimensionais foram realizados para determinar uma frequência para as oscilações de cada ciclo limite (no poço e no *riser*).

De maneira similar ao proposto por Grøtli (Jahanshahi, Skogestad e Grøtli, 2013), o acoplamento dos sistemas para análise da influência das pressões foi analisado como uma interconexão entre sistemas: o acoplamento do subsistema *riser* com os sistemas a montante dele pode ser observado como uma conexão em série com a abertura da válvula *choke* de produção (u_{prod}) como entrada do subsistema *riser*, e a pressão no fundo do *riser* (p_{rb}) é a entrada do subsistema linha de produção-poço-reservatório.

No caso estudado neste trabalho, no entanto, o subsistema após o *Riser* pode apresentar instabilidade (ciclo-limite) para algumas condições das pressões e vazões nas conexões com o reservatório e/ou com o sistema de elevação artificial devido ao cabeceio de anular (que ocasiona as golfadas no poço). Assim, a realimentação (através das vazões entre poço e linha de produção e das pressões na cabeça do poço e no *flowline*) não pode ser negligenciada em uma análise da estabilidade dinâmica do *riser*.

4.2 Bifurcação do modelo proposto

Para determinar as características de bifurcação do sistema acoplado em função da abertura da choke, uma simulação em malha aberta foi realizada para diferentes condições de abertura da válvula de *gas-lift*. De maneira sequencial, o sinal para abertura da válvula *choke* foi reduzida em degraus de 10% partindo de 90%. Apenas uma seção plana do espaço de bifurcação do sistema (para condição de abertura da válvula de injeção de gas-lift em 20%) é apresentada por restrições de espaço.

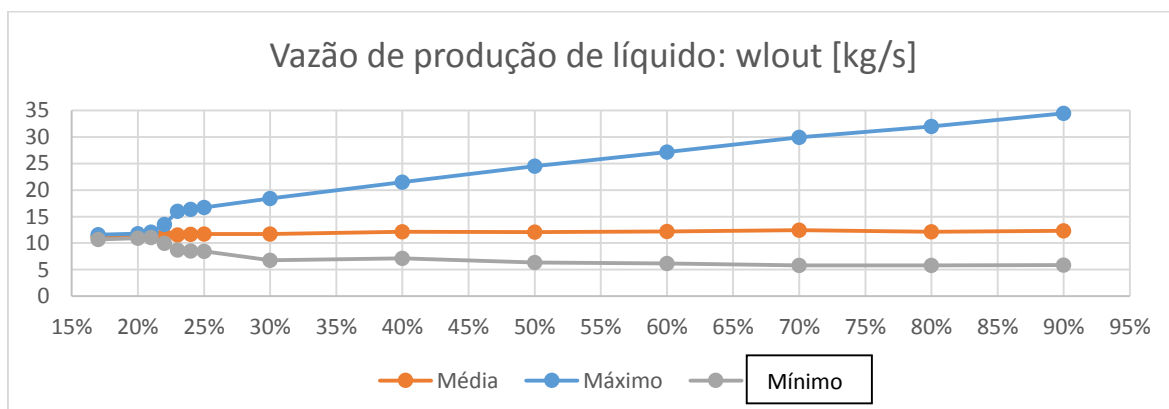


Figura 4.1- Diagrama de bifurcação da produção mássica de líquido com $u_{gLift}=20\%$.

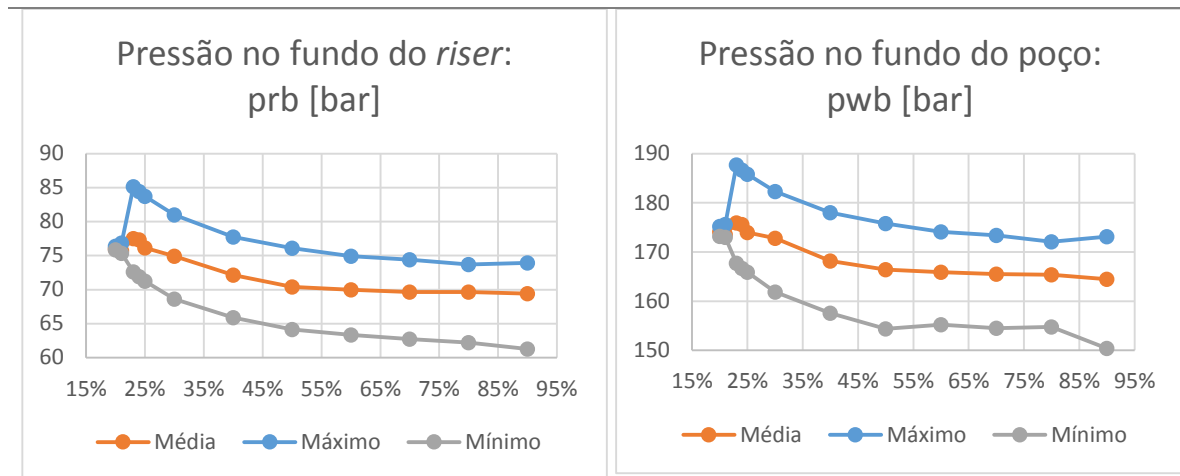


Figura 4.2 - Bifurcação das pressões no fundo do riser e do poço para $u_{gLift}=20\%$.

4.2.1 Discussões

Foi verificado que o aumento da vazão de *gas-lift*, além do aumento da zona de estabilidade, também aumenta a vazão de saída de líquido (e gás). Na realidade, o gás é injetado em reciclo, e portanto deve ser desconsiderado no cálculo de produção. A redução da produção de óleo devido à característica de inversão de ganho mostrada na Figura 2.6 entre a vazão de entrada de gás para elevação (entrada) e vazão de produção de óleo (saída) não foi observada neste modelo simplificado, no entanto. Esta característica advém do fato de o modelo não contemplar a perda de carga por fricção no interior do poço.

4.3 Controladores utilizando os sensores no fundo do mar

Utilizando a estratégia usual para controle desses sistemas, semelhante ao empregado industrialmente, os experimentos são realizados com um controlador proporcional integral (PI). Neste primeiro experimento, após um período em que o controle da válvula choke é mantido em manual, o sistema é colocado em automático utilizando um controlador (Controlador 1). Posteriormente, um segundo controlador PI (Controlador 2, utilizando outra variável controlada) é acionado, para comparar o desempenho dos mesmos sob condições semelhantes.

Segundo Di Meglio (2009a), a variável controlada que permite a estabilização para as maiores aberturas da válvula *choke* é a diferença de pressão na coluna de produção (seja do riser ou do poço, dependendo da utilização do modelo), devido à correlação desta variável com a massa de líquido (um dos estados do modelo). Assim, o primeiro controlador utilizado

4.3.1 Experimento 1: Controladores com p_{wt} (TPT) e Δp_w (PDG-TPT) como CVs

Para analisar o desempenho dos controladores, os resultados dos experimentos com os valores de *setpoint* correspondentes às maiores aberturas da válvula choke são apresentados na Figura 4.3 e na Figura 4.5. É importante observar que valores absolutos menores de pressão no interior do poço (ou do riser) implicam em uma maior produção (para mesmas condições do reservatório). Valores mais afastados do ponto de bifurcação de cada variável controlada dentro da região instável em malha aberta representam um melhor desempenho do controlador.

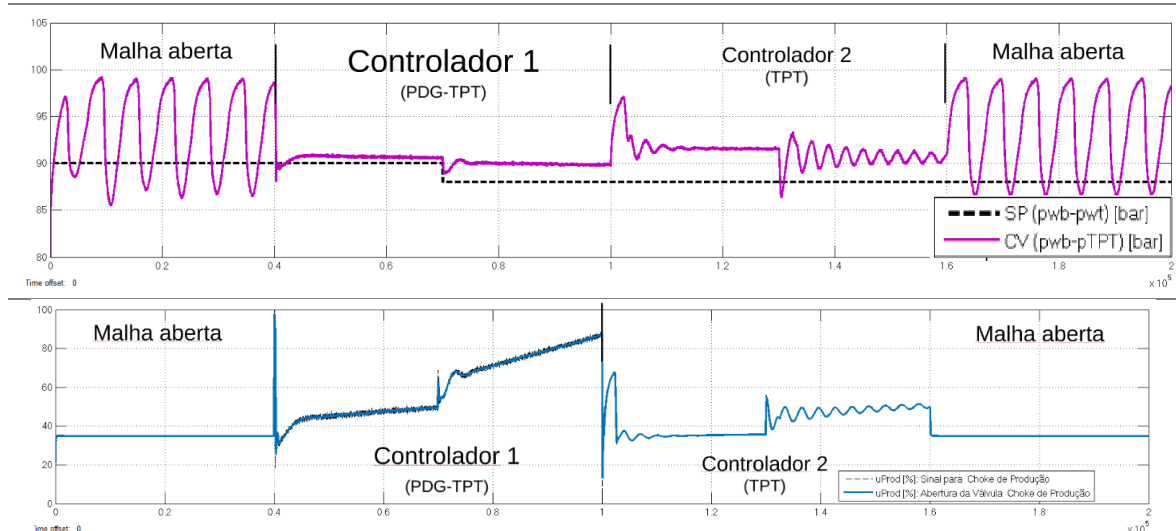


Figura 4.3 – Gráficos SP-CV/MV do Controlador 1 na comparação do Experimento 1.
 Fonte: Autor.

Na Figura 4.3 é possível verificar que a variável controlada do controlador 1 apresenta um *offset*, apesar do bom desempenho do mesmo em relação à abertura da válvula e estabilidade do sistema. Isto se deve ao fato da perda de carga por fricção no interior do poço ser desconsiderada no modelo (em comparação com a diferença de pressão estática, dependente das frações de gás e óleo no tubo de produção do poço), como mostrado na Equação 3.18.

Como a massa de líquido no poço no interior da tubulação (e a fração mássica) apresentam um valor de equilíbrio para cada abertura da *choke* no modelo de Di Meglio (2012), enquanto o sistema está estável em uma dada abertura, a diferença de pressão pouco varia (ocasionando o *offset* observado no desempenho do Controlador 1).

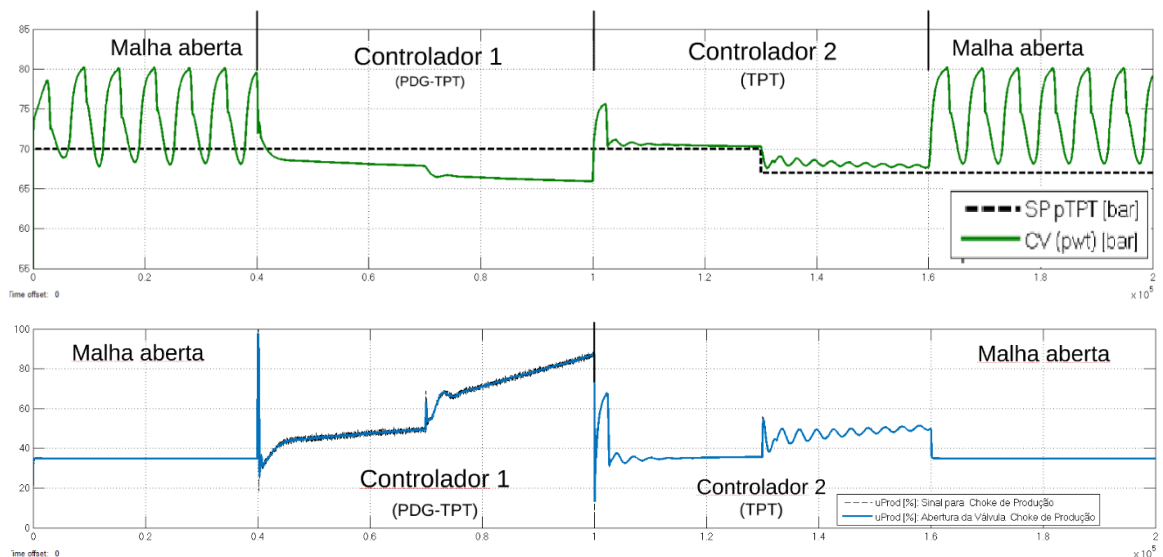


Figura 4.4 Gráficos SP-CV/MV do Controlador 2 na comparação do Experimento 1.
 Fonte: Autor.

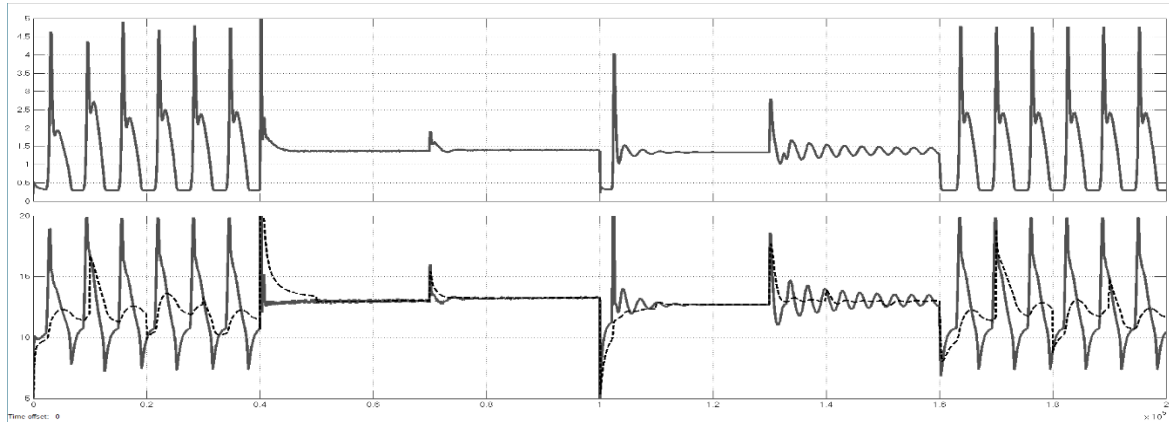


Figura 4.5 Vazões mássicas de gás e óleo no Experimento 1 (CVs no poço).

Fonte: Autor.

4.3.2 Saturação da ação de controle e perda de controlabilidade

Um segundo experimento foi realizado para verificar se a estratégia para o *anti-reset windup* do controlador 1 estava adequada, devido principalmente à presença de um offset em regime permanente entre o *setpoint* e a variável controlada no Experimento 1.

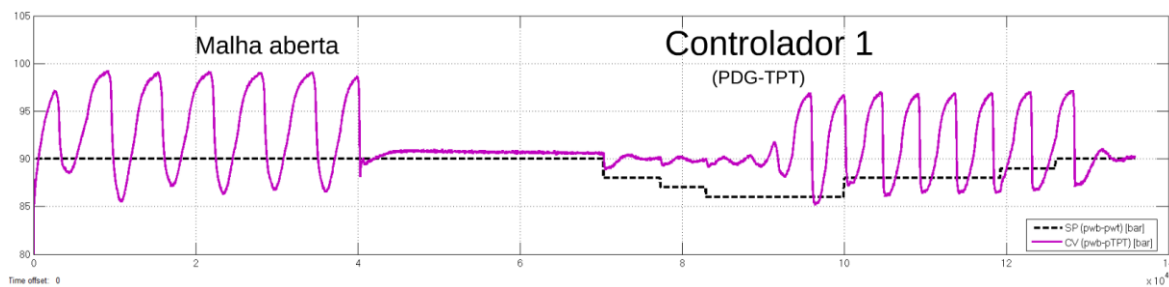


Figura 4.6 - Diferença de pressão no poço Δp_w com a saturação da choke.

Fonte: Autor.

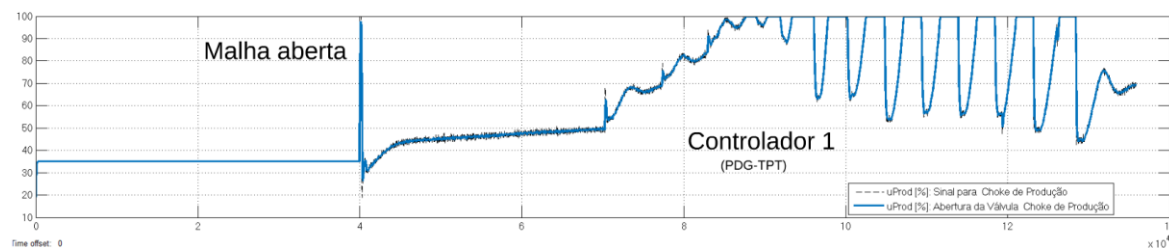


Figura 4.7 - Perda de controlabilidade do sistema devido à saturação da *choke*

Fonte: Autor.

Como mostrado na Figura 4.6, em no Experimento 2 o *setpoint* da diferença de pressão na coluna de produção do poço foi alterado de 90bar para 88bar, da mesma maneira que no experimento da Seção 4.3.1. Para aumentar o erro e permitir resultados dentro do tempo de simulação, o *setpoint* foi em seguida reduzido para 87 e 86bar.

Devido ao termo integral e à redução característica do ganho estático da planta na região de maior abertura da válvula (Jahanshahi, Esmail e Skogestad, Sigurd, 2013), o controlador PI aumenta sua saída visando aproximar-se do *setpoint* até a saturação, como pode ser visto na Figura 4.7. Isso ocasionou grandes variações nas vazões (maiores que em malha aberta com a abertura de 35% da válvula *choke*), como pode ser visto na Figura 4.8.

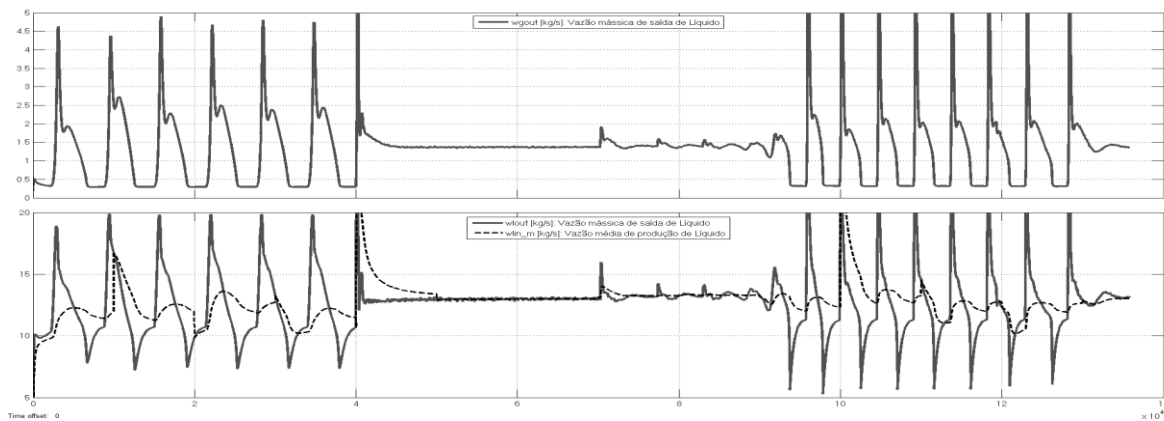


Figura 4.8 - Oscilações nas vazões mássicas de produção após saturação da *choke*.

Fonte: Autor.

Apesar da estratégia *anti-reset windup*, o sistema perde a estabilidade quando o controlador para de compensar a dinâmica responsável pelo ciclo limite. Para contornar o problema, uma estratégia de limitação do termo integral para manter a variável fora dos limites de saturação foi implementada, como pode ser visto na Figura 4.9 e na Figura 4.10.

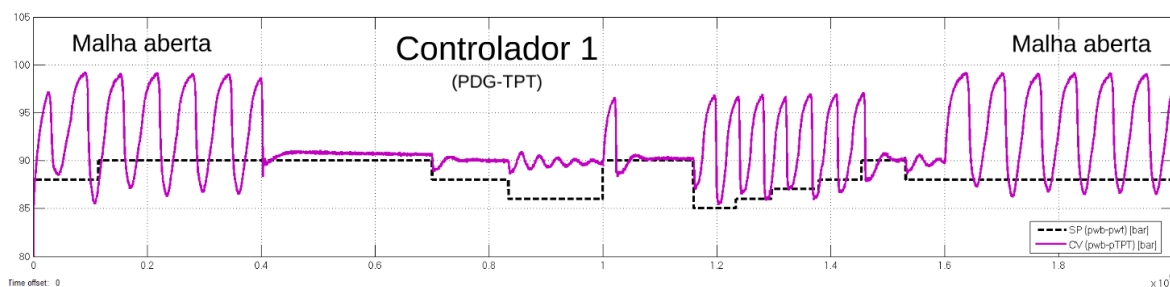


Figura 4.9 - Diferença de pressão no poço ($p_{wb} - p_{wt}$) com *anti-reset* limitado.

Fonte: Autor.

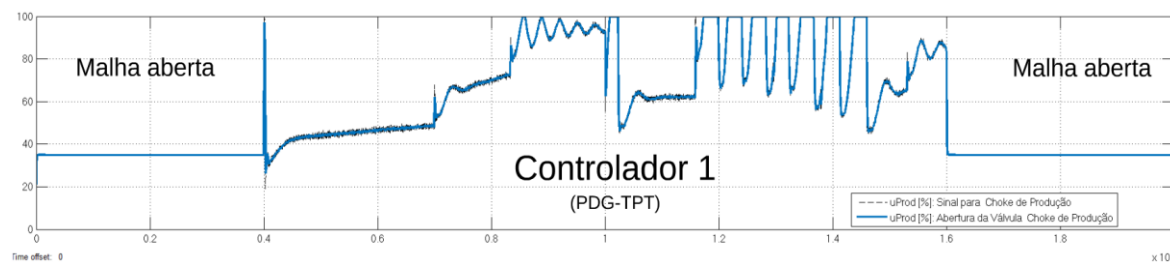


Figura 4.10 - Abertura da válvula *choke* de produção com *anti-reset* limitado.

Fonte: Autor.

Utilizando esta modificação, o poço e o *riser* foram estabilizados com uma abertura da válvula de produção de 97%. Este resultado permitiu que as vazões de saída fossem estabilizadas em 13.3 ± 0.4 kg/s como pode ser observado na Figura 4.11, o maior valor estável obtido até aqui.

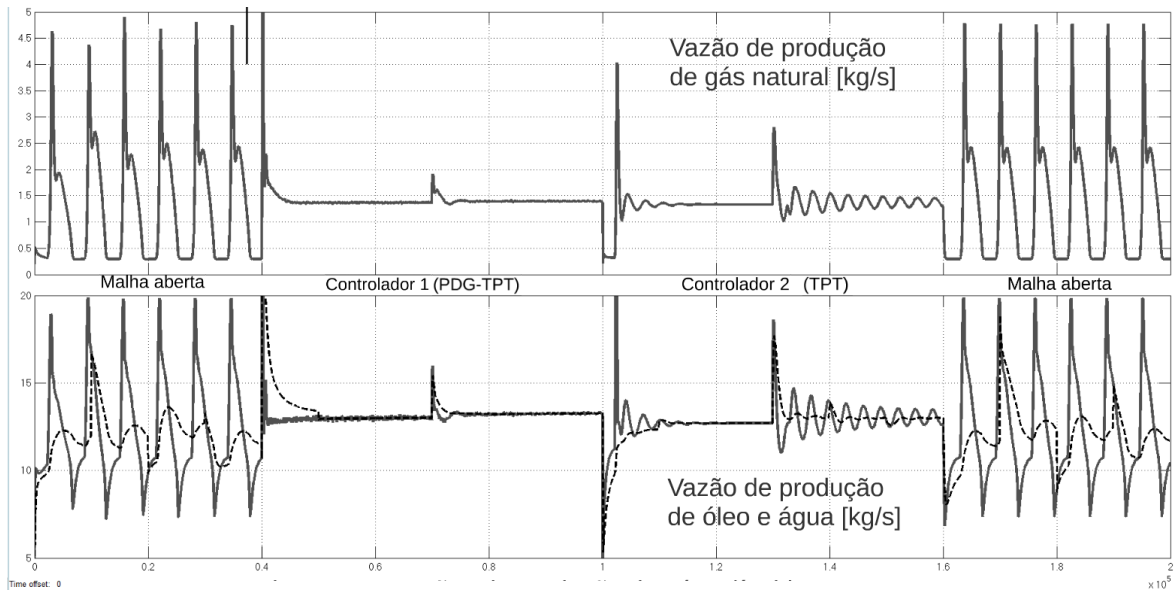


Figura 4.11 - Vazões de produção de gás e líquido com *anti-reset windup* limitado.

Fonte: Autor.

O bom desempenho se deu devido à utilização de um limite apropriado para a região da ação integral, evitando a saturação da variável manipulada e a redução da região de atração do controlador, e a um *setpoint* inalcançável apropriado (que manteve o sistema estável para aquelas condições).

Este mecanismo é semelhante ao utilizado em controladores preditivos para otimizar processos, inclusive na extração de óleo e gás *offshore* (Willersrud *et al.*, 2013).

4.3.3 Comparação dos controladores do poço

A comparação das duas variáveis controladas do poço e das estratégias para o *anti-reset windup* é apresentado na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Comparação da utilização de sensores no poço para $u_{gasLift} = 40\%$.

	$CV = p_{wb} - p_{wb}$	$CV = p_{wt}$	$CV = p_{wb} - p_{wb}$
u_{prod} : Abertura média da válvula choke	60 [%]	50 [%]	97 [%]
PI_{CSP} : Setpoint para controlador	90 [bar]	67 [bar]	88 [bar]
\hat{p}_{rb} : Pressão máxima no fundo do riser	65,2 [bar]	69 [bar]	64,0 [bar]
\bar{p}_{rb} : Pressão média no fundo do riser	64,1 [bar]	67 [bar]	63,8 [bar]
\tilde{p}_{rb} : Pressão mínima no fundo do riser	64 [bar]	66 [bar]	63,7 [bar]
k_p : Ganho proporcional	-0,09 $\left[\frac{\%}{bar}\right]$	-0,07 $\left[\frac{\%}{bar}\right]$	-0,09 $\left[\frac{\%}{bar}\right]$
τ_i : Tempo integral do controlador	$2 \cdot 10^4$ [s]	$2 \cdot 10^4$ [s]	$2 \cdot 10^4$ [s]
$\bar{a}rw$: Saturação superior do anti-windup	100 [%]	100 [%]	90 [%]
$\underline{a}rw$: Saturação inferior do anti-windup	10 [%]	10 [%]	20 [%]

4.4 Controladores utilizando os sensores na plataforma

A utilização apenas com medições na plataforma dificulta seriamente o controle devido à natureza instável da dinâmica de zeros do sistema para esta medição. Ainda assim, os resultados do sistema com o uso do sensor de pressão a montante da válvula *choke* P_{mon} (sensor de p_{rt}) são também apresentados para fins comparativos.

4.4.1 Limites de estabilidade para p_{rt} (P_{mon}) e $(p_{wt} - p_{rt})$ (TPT- P_{mon})

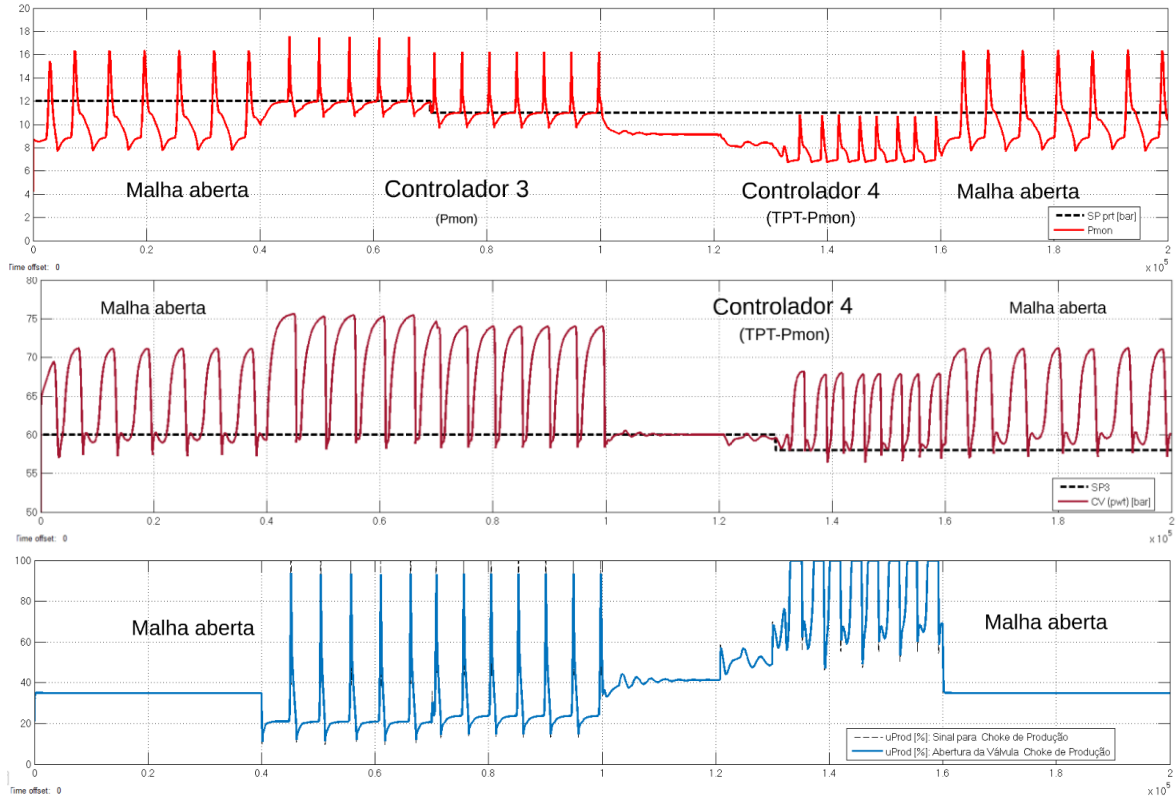


Figura 4.12 - Comparação do uso de medidas de pressão na plataforma.

Fonte: Autor.

Ainda que não existam grandes variações nas frações mássicas (que provocariam variações na diferença de pressão média dentro da coluna de produção), esta variável está intimamente ligada à massa de líquido do sistema, que por sua vez está diretamente ligada à estabilidade do sistema (Di Meglio, F *et al.*, 2012).

Tabela 4.2: Comparação do uso de sensores na plataforma para $u_{gasLift} = 40\%$.

	$CV = p_{rt}$	$CV = p_{wt} - p_{rt}$
u_{prod} : Abertura média da válvula choke	20 [%]	50 [%]
PIC_{SP} : Setpoint para controlador	11 [bar]	88 [bar]
\hat{p}_{rb} : Pressão máxima no fundo do riser	86 [bar]	67,5 [bar]
\bar{p}_{rb} : Pressão média no fundo do riser	74 [bar]	67 [bar]
\underline{p}_{rb} : Pressão mínima no fundo do riser	66 [bar]	66 [bar]
k_p : Ganho proporcional	-0,1; -0,2; -0,35; +0,1 $[\frac{\%}{bar}]$	-0,09 $[\frac{\%}{bar}]$
τ_i : Tempo integral do controlador	10^3 ; $5 \cdot 10^3$; 10^4 ; 10^2 [s]	$1 \cdot 10^4$ [s]
$\hat{a}r_w$: Saturação superior do anti-windup	90 [%]	90 [%]
$\underline{a}r_w$: Saturação inferior do anti-windup	20 [%]	20 [%]

Como a estabilidade não foi alcançada com o primeiro controlador inicialmente, diversos valores para sua sintonia foram testados, sem sucesso.

4.5 Limitações de instrumentação: atuadores e sensores

Como em sistemas reais os valores medidos pelos sensores apresenta incertezas, alguns experimentos foram realizados para verificar o funcionamento das estratégias apresentadas nas seção 4.3 em cenários não ideais. O atuador foi também alterado, de modo a apresentar uma dinâmica de primeira ordem (com constante de tempo de 1.5min)

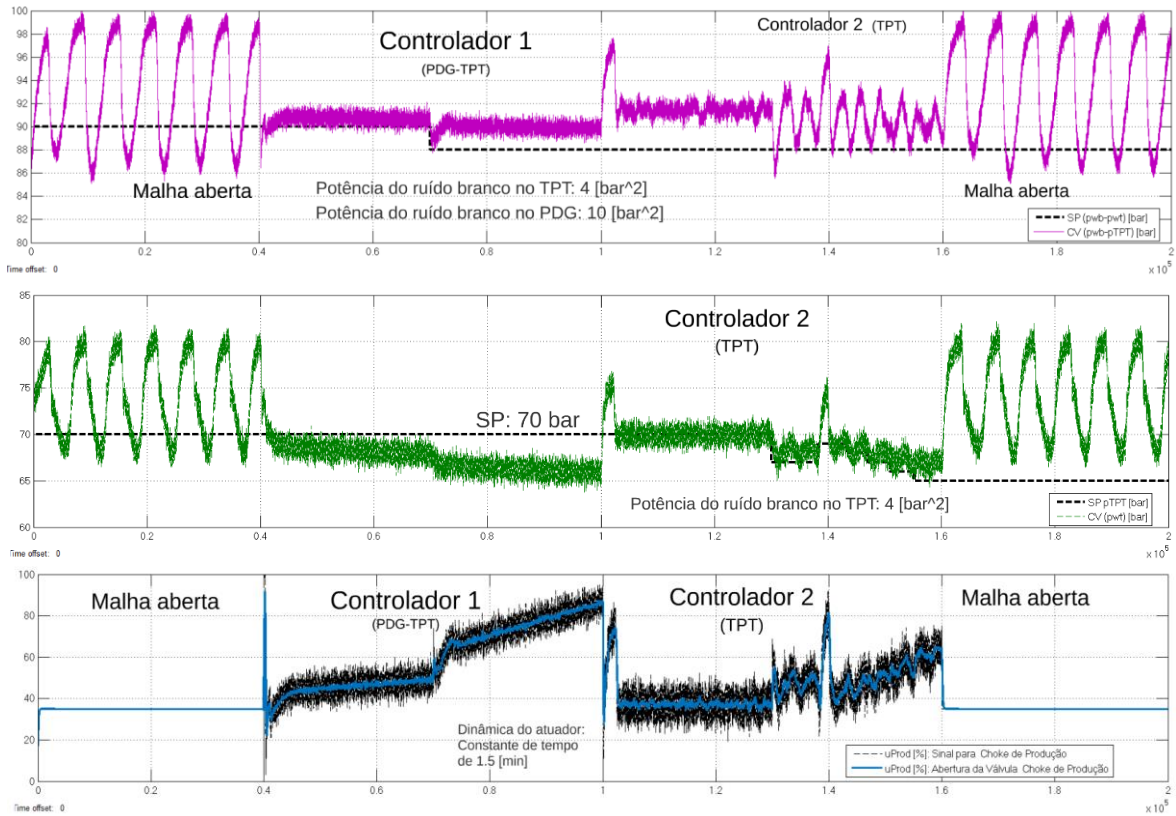


Figura 4.13 – Seguimento de trajetória utilizando medições no poço e limitações de instrumentação e de dinâmica do atuador.
 Fonte: Autor.

Da mesma maneira, o ruído presente nos sensores afetou as estimativas da pressão de fundo do poço do observador Tau utilizado, como pode ser visto na Figura 4.14.

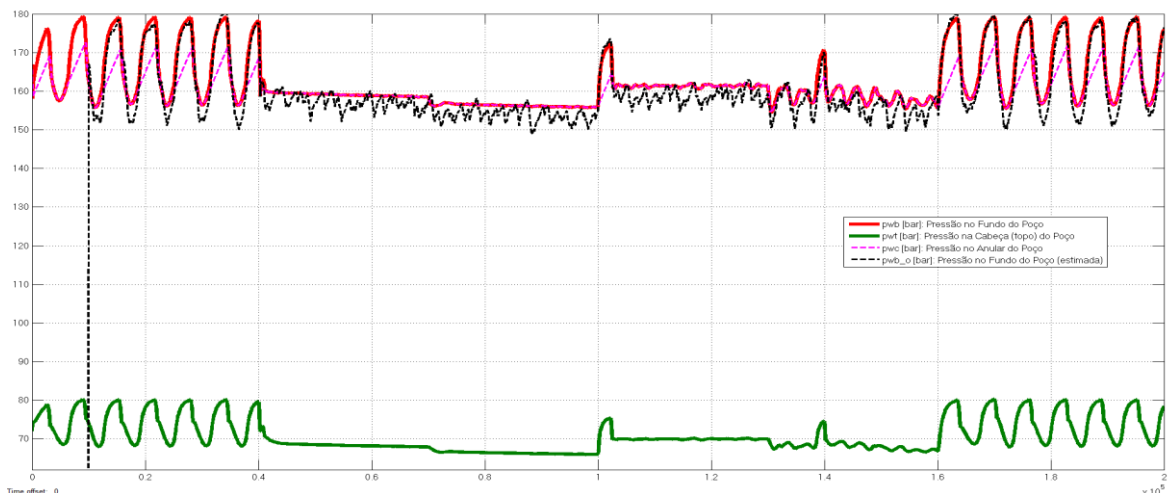


Figura 4.14 – Pressões no do poço com estimação de estados a partir de sinal ruidoso.

4.5.1 Resultados dos degraus em malha fechada.

Como mencionado na seção 2.4.3, testes em degrau em malha fechada para verificação do modelo para reprodução das golfadas. No sistema apresentado neste trabalho, o ciclo limite característico do escoamento em golfadas foi modelado com um sistema de extração completo composto por um reservatório estático, um poço de extração por elevação artificial, um sistema de linha de produção, um *riser* e um separador na plataforma estático.

Este sistema, apesar de ligeiramente mais complexo, deve apresentar características semelhantes às encontradas experimentalmente e em simuladores rigorosos, como observado no trabalho proposto por Jahanshahi (Jahanshahi, Esmail e Skogestad, Sigurd, 2013) para identificação e sintonia de controladores. Assim, para fins comparativos, um simples teste para identificação foi realizado aproximando os controladores apresentados anteriormente por controladores puramente proporcionais, após ajuste do valor de bias.

O termo integral dos controladores foi aumentado até que a ação integral ficasse insignificativa, para assim aproximá-los do controlador proporcional utilizado por Jahanshahi. Os resultados deste experimento são apresentados na Figura 4.15, assim como a comparação com a figura do artigo de sintonia por identificação, apresentada na Figura 4.16 para a pressão no topo do poço (TPT).

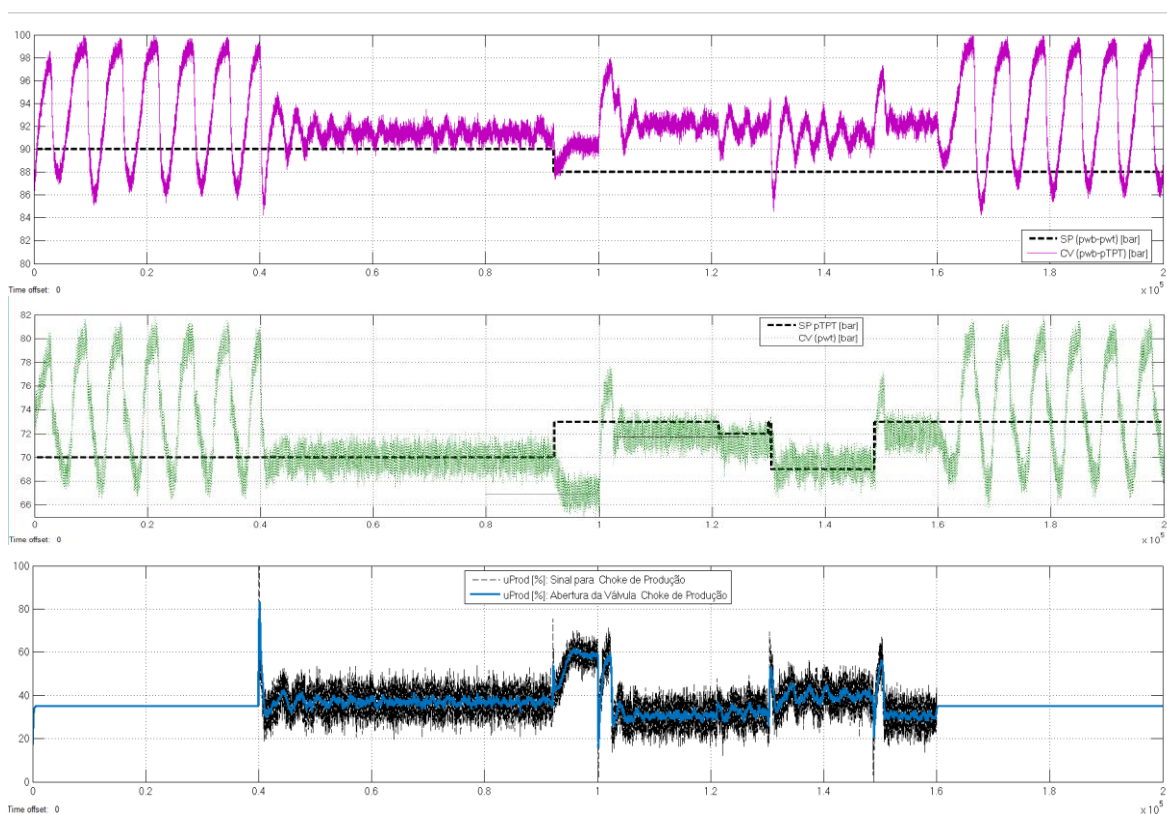


Figura 4.15 – Degraus em malha fechada com controladores proporcionais.

Fonte: Autor

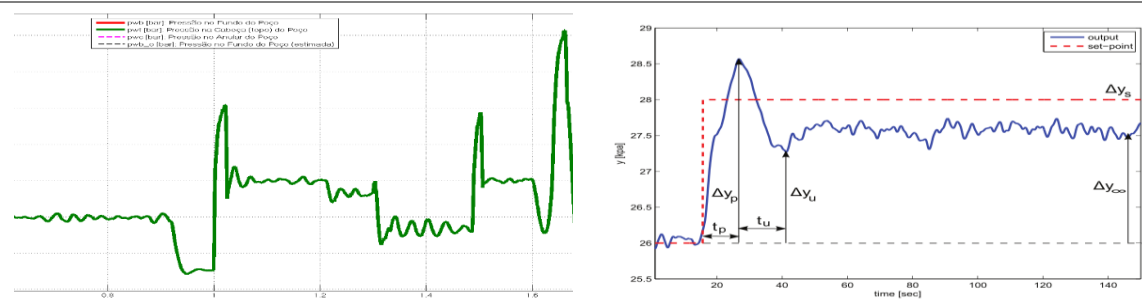


Figura 4.16 – Testes de degrau em malha fechada utilizados na sintonia.

Fonte: Autor

4.6 Convergência do observador não linear simplificado

Como visto na seção 4.5, apesar da dinâmica não modeladas do acoplamento dos sistemas, e da suposição de vazões de entrada no poço constantes, o observador proposto apresentou convergência em todas os pontos de operação e situações testadas. Estes resultados são semelhantes a outros na literatura (Di Meglio, F. *et al.*, 2012), (Jahanshahi, Skogestad e Grothli, 2013), (Aamo *et al.*, 2005), (Syre, 2012).

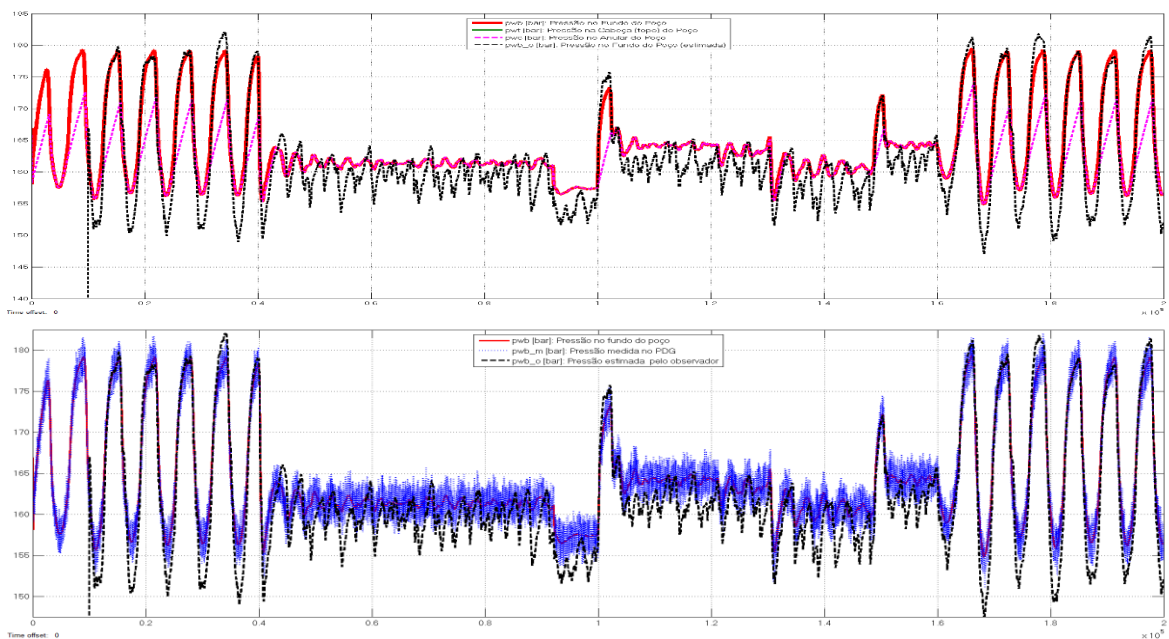


Figura 4.17 - Estimação da pressão no fundo do poço.

Fonte: Autor

4.6.1 Discussão

Como o modelo para o observador do poço especificamente apresenta o mesmo número de estados e características estruturais semelhantes, era de se esperar que a convergência fosse atingida com uma sintonia do modelo.

Não foram aplicados distúrbios nas pressões do reservatório, mas testes com diferentes valores da injeção de gás (que altera a frequência das oscilações em malha aberta devido a golfadas no poço) foram realizados. A robustez com relação a especificações não foi avaliada exaustivamente, mas a utilização de uma planta real ou simulador rigoroso será interessante para mais desenvolvimentos neste tópico.

5 Conclusões e Trabalhos Futuros

De acordo com os resultados das simulações, foi possível verificar que as medições no poço são fundamentais para efetivo controle automático e estabilização do regime de escoamento em sistemas com elevação por *gas-lift*. Ainda que sensores no fundo do poço apresentem ruído considerável e apresentem difícil manutenção, a utilização desta variável foi verificada como a melhor para estabilização do sistema com controladores PI.

Baseado nas simulações utilizando os modelos não lineares, a estratégia definida é a utilização da pressão no fundo do poço caso este sensor esteja disponível, e de uma estimativa para esta pressão utilizando um observador não linear com parâmetros ajustados utilizando medidas históricas do sensor de fundo quando ocorrer a falha do mesmo.

Experimentos superficiais utilizando uma inferência que utiliza como medições a pressão no topo do poço, a abertura da válvula de *gas-lift*, a pressão na linha de injeção de ar (*gas-lift manifold*) e a pressão no topo do poço (TPT, na árvore de natal molhada) foram também realizados, e o estimador de pressão de fundo apresentou convergência, mesmo com sinais ruidosos.

5.1 Trabalhos futuros

Algumas propostas para continuidade do trabalho

5.1.1 Análise de robustez

Simulações com variações de parâmetros e distúrbios, como:

- Variações nas pressões, razão gás/óleo e percentual de água no reservatório
- Variações nas pressões no reservatório e no *Gas Lift Manifold*.
- Atuações na válvula para injeção de *gas-lift*.

5.1.2 Conexão com camada supervisória

Integração do sistema de controle proposto utilizando um MPC com estratégias da camada de otimização da literatura

Utilização de controlador preditivo baseado em modelo, utilizando:

- Restrições por faixas na utilização do compressor p/ *gas-lift*.
- Variáveis manipuladas: *setpoints* de pressão para a camada regulatória, *targets*.
- Variáveis controladas: pressão a montante da válvula choke de produção, pressão na árvore de natal molhada, pressão de fundo do poço, vazão mássica de *gas-lift*.
- Objetivo da otimização: maximizar produção, utilizando faixas p/ seguimento de *target* para a vazão de *gas-lift*.
- Restrições: manter pressões em faixas determinadas,
- *Override* na válvula de controle de *gas-lift* quando o sistema de controle da pressão pela estação de compressores apresenta pressão muito baixa no *gas-lift manifold* (estratégias para atenuar posterior distúrbio no poço).

6 Referências

AAMO, O. M. et al. Observer design for multiphase flow in vertical pipes with gas-lift—theory and experiments. **Journal of process control**, v. 15, n. 3, p. 247-257, 2005. ISSN 0959-1524.

CAMPONOGARA, E. et al. An automation system for gas-lifted oil wells: Model identification, control, and optimization. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 70, n. 3-4, p. 157-167, 2010. ISSN 09204105.

CAMPOS, M. C. M. M. G., MARCOS VINICIUS DE CARVALHOPEREZ, JOSÉ MANUEL GONZALEZ TUBIO. **Controle Avançado e Otimização na Indústria do Petróleo**. INTERCIÊNCIA, 2013.

DI MEGLIO, F. **Production de pétrole: étude dynamique et contrôle des écoulements à bouchons**. 2011. Paris, ENMP

DI MEGLIO, F.; KAASA, G.-O.; PETIT, N. A first principle model for multiphase slugging flow in vertical risers. Decision and Control, 2009 held jointly with the 2009 28th Chinese Control Conference. CDC/CCC 2009. Proceedings of the 48th IEEE Conference on, 2009, IEEE. p.8244-8251.

DI MEGLIO, F. et al. Reproducing slugging oscillations of a real oil well. Decision and Control (CDC), 2010 49th IEEE Conference on, 2010, IEEE. p.4473-4479.

DI MEGLIO, F. Model-based control of slugging: advances and challenges. IFAC Workshop on Automatic Control in Offshore Oil and Gas Production 2012, 2012.

DI MEGLIO, F. Stabilization of slugging in oil production facilities with or without upstream pressure sensors. **Journal of Process Control**, v. 22, n. 4, p. 809-822, 2012. ISSN 0959-1524.

GODHAVN, J. M.; FARD, M. P.; FUCHS, P. H. New slug control strategies, tuning rules and experimental results. **J. Process Control**, v. 15, n. 5, p. 547-557, 2005. ISSN 0959-1524.

IMSLAND, L. Topics in nonlinear control.: Output Feedback Stabilization and Control of Positive Systems. 2002.

IMSLAND, L.; FOSS, B. A.; EIKREM, G. O. State feedback control of a class of positive systems: application to gas lift stabilization. Proc. of the 7th European Control Conf, 2003.

JAHANSHAH, E. et al. A comparison between Internal Model Control, optimal PIDF and robust controllers for unstable flow in risers. 2014.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S. Simplified dynamical models for control of severe slugging in multiphase risers. World Congress, 2011. p.1634-1639.

JAHANSHAH, E. Closed-loop model identification and pid/pi tuning for robust anti-slug control. 10th IFAC International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems. Mumbai, India, 2013.

JAHANSHAH, E. Comparison between nonlinear model-based controllers and gain-scheduling Internal Model Control based on identified model. Decision and Control (CDC), 2013 IEEE 52nd Annual Conference on, 2013, 10-13 Dec. 2013. p.853-860.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; GROTLI, E. I. Anti-slug control experiments using nonlinear observers. American Control Conference (ACC), 2013, 2013, 17-19 June 2013. p.1056-1062.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; GRØTLI, E. I. Nonlinear model-based control of two-phase flow in risers by feedback linearization. 9th IFAC Symposium on Nonlinear Control Systems, 2013.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; HANSEN, H. Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells. **Advanced Control of Chemical Processes**, v. 8, n. part 1, p. 93-100, 2012.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; HELGESEN, A. H. Controllability analysis of severe slugging in well-pipeline-riser systems. IFAC Workshop-Automatic Control in Offshore Oil and Gas Production, 2012. p.101-108.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; LIEUNGH, M. Subsea solution for anti-slug control of multiphase risers. Control Conference (ECC), 2013 European, 2013, 17-19 July 2013. p.4094-4099.

KAASA, G.-O. et al. Attenuation of slugging in unstable oil wells by nonlinear control. 17th IFAC World Congress, 2008.

KAMMERZELL, J. Long subsea lines, vertical risers and in offshore oil production in West Africa. 2014. Disponível em: <
<http://oilpro.com/img/usermedia/0nBbvrbxlU6Lfc2TvCCV4g/original.png>>.

REINSNES, S. E. Stabilization of slugging by sliding mode control. 2009.

SINEGRE, L. **Etude des instabilités dans les puits activés par gas-lift**. 2006. École Nationale Supérieure des Mines de Paris

SINEGRE, L.; PETIT, N.; MENEGATTI, P. Predicting instabilities in gas-lifted wells simulation. American Control Conference, 2006, 2006, 14-16 June 2006. p.8 pp.

STASIAK, M.; PAGANO, D.; PLUCENIO, A. A new discrete slug-flow controller for production pipeline risers. IFAC Workshop on Automatic Control in Offshore Oil and Gas Production-ACCOG, 2012.

STORKAAS, E. **Stabilizing control and controllability: Control solutions to avoid slug flow in pipeline.** 2005. Ph. D. thesis, Norwegian University of Science and Technology

STORKAAS, E.; SKOGESTAD, S. Controllability analysis of two-phase pipeline-riser systems at riser slugging conditions. **Control Engineering Practice**, v. 15, n. 5, p. 567-581, 2007. ISSN 0967-0661.

SYRE, T. V. Anti-Slug Control with Non-Linear State Estimation. 2012.

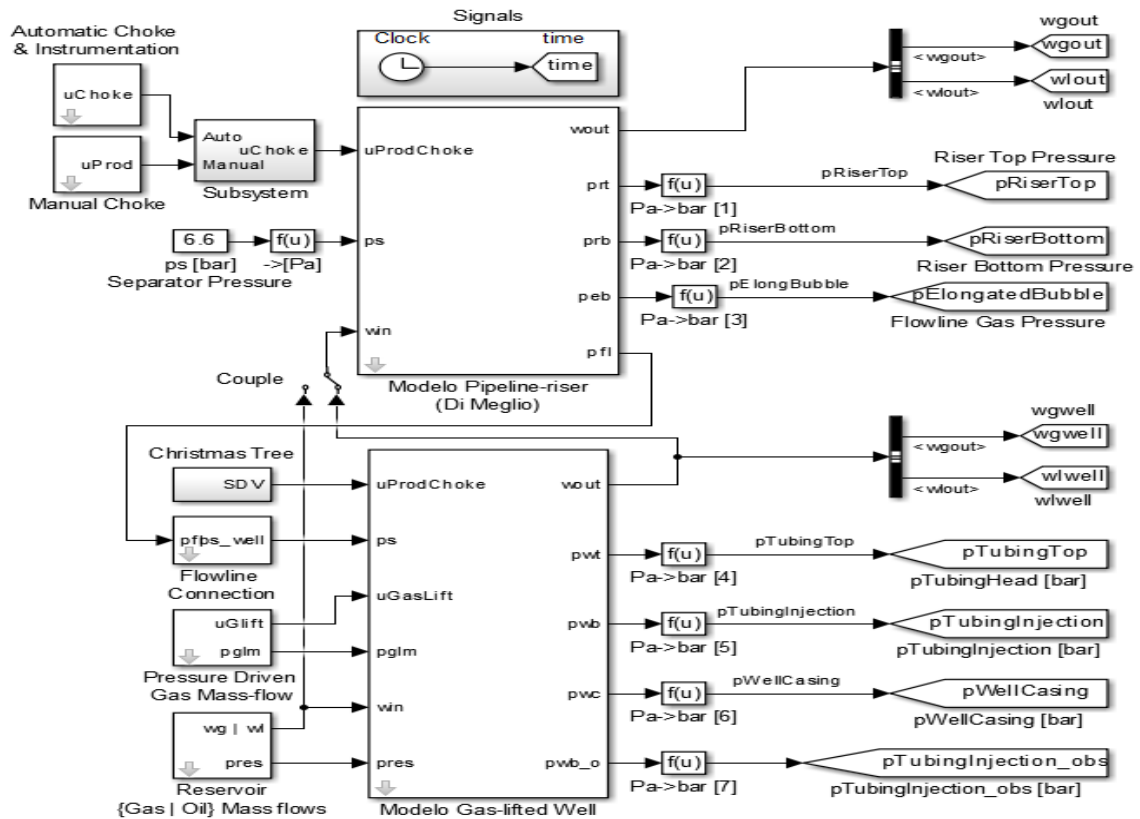
TEIXEIRA, A. F. **Otimização da Produção de Poços de Petróleo com Gas Lift Contínuo.** 2013. Universidade Federal do Rio de Janeiro

WILLERSRUD, A. et al. **Short-term production optimization of offshore oil and gas production using nonlinear model predictive control.** 23: 215-223 p. 2013.

7 Apêndices

7.1 Modelo em diagrama de blocos do Simulink

Bloco principal, mostrando o acoplamento dos sistemas.



7.2 S-functions utilizadas no MATLAB

7.2.1 Modelo flowline-riser

```
function [sys,x0,str,ts,simStateCompliance] = sFunDiMeglio_riser(t,x,u,flag,statesIC,p)

switch flag,
    case 0,
        [sys,x0,str,ts,simStateCompliance]=mdlInitializeSizes(statesIC);
    case 1,
        sys=mdlDerivatives(t,x,u,p);
    case 2,
        sys=mdlUpdate(t,x,u);
    case 3,
        sys=mdlOutputs(t,x,u,p);
    case 4,
        sys=mdlGetTimeOfNextVarHit(t,x,u);
    case 9,
        sys=mdlTerminate(t,x,u);
    otherwise
        DAStudio.error('Simulink:blocks:unhandledFlag', num2str(flag));
end

% end sfuntmpl
=====
% mdlInitializeSizes
% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-function.
=====
%
function [sys,x0,str,ts,simStateCompliance]=mdlInitializeSizes(statesIC)
sizes = simsizes;

sizes.NumContStates = 3;
sizes.NumDiscStates = 0;
sizes.NumOutputs = 8; % 3;
sizes.NumInputs = 4;
sizes.DirFeedthrough = 1;
sizes.NumSampleTimes = 1; % at least one sample time is needed

sys = simsizes(sizes);

%
% initialize the initial conditions
%
x0 = statesIC;

%
% str is always an empty matrix
%
str = [];

%
% initialize the array of sample times
%
ts = [0 0];

% Specify the block simStateCompliance. The allowed values are:
% 'UnknownSimState', < The default setting; warn and assume DefaultSimState
% 'DefaultSimState', < Same sim state as a built-in block
% 'HasNoSimState', < No sim state
% 'DisallowSimState' < Error out when saving or restoring the model sim state
simStateCompliance = 'UnknownSimState';

% end mdlInitializeSizes

%
=====
% mdlDerivatives
% Return the derivatives for the continuous states.
=====
%
function sys=mdlDerivatives(t,x,u,p)

% Variáveis manipuladas
uProd = u(1);
% Pressões de conexão
```

```

ps      = u(2);

% Vazões mássicas de conexão com reservatório
wgin    = u(3);
wlin    = u(4);

% Parâmetros de entrada
% T      = u(7);

% Parâmetros fixos

% aa = p(1);
% bb = p(2);

% Variáveis de estado do modelo
mgeb    = x(1);
mgr      = x(2);
mlr      = x(3);

%-----
% Parâmetros do modelo

rhom    = p(1);    % 900;
mlstill = p(2);   % 3.73*10^4;
mldelta = p(3);   % 45402.4;

aa      = p(4);    % 2857.94;
bb      = p(5);    % 1.23463*10^8;
% cc    = 1576.53;    % Para A = 4.4e-3
cc      = p(6);    % 391.905;    % Para A = 1.77e-2

% Constantes das válvulas
cout    = p(7);    % 2.8*10^-3;    % Coeficiente da válvula de produção
cg      = p(8);    % 10^-4;        % Coeficiente da válvula virtual

epsilon = p(9);

eps=1e-15;
%-----
% Pressões
peb     = aa*mgeb;
prt     = bb*mgr/max(eps, (mldelta-mlr));
prb     = prt + (mlr + mlstill)*cc;

%----
f1      = -max(0, peb-prb)*cg;
f2      = max(0, peb-prb)*cg;

%---- uProd
wout_mult=sqrt( max( 0, (prt-ps)*rhom ) ) *cout;
mass_riser=mgr+mlr;
riser_gasFraction=mgr/mass_riser;
riser_liqFraction=mlr/mass_riser;

% if riser_gasFraction>0.3
%   display(strcat('riser_gasFraction =', num2str(riser_gasFraction)));
% end
g21     = -wout_mult*riser_gasFraction; % g31*mgr/mlr
g31     = -wout_mult*riser_liqFraction;

% epsilon = 0.78; % 0.78;
wgin_eb= (1-epsilon)*wgin;
wgin_r  = epsilon*wgin;

%-----

% Equações de estado na forma AffineStateSpace

dx1dt   = f1 + 0          + 1*wgin_eb + 0          + 0          ;
dx2dt   = f2 + g21*uProd + 0          + 1*wgin_r  + 0          ;
dx3dt   = 0 + g31*uProd + 0          + 0          + 1*wlin  ;

% dx1dt = (1-epsilon)*wgin + 0          + g12*uGLift ;
% dx2dt = (epsilon)*wgin + g21*uProd + g22*uGLift ;

```

```

sys=[ dx1dt
      dx2dt
      dx3dt ];

% end mdlDerivatives

%
%=====
% mdlUpdate
% Handle discrete state updates, sample time hits, and major time step
% requirements.
%=====
%
function sys=mdlUpdate(t,x,u)

sys = [];

% end mdlUpdate

%
%=====
% mdlOutputs
% Return the block outputs.
%=====
%
function sys=mdlOutputs(t,x,u,p)

% sys = x;

% Variáveis de estado do modelo
mgeb = x(1);
mgr  = x(2);
mlr  = x(3);

% Entradas do modelo
uProd = u(1);
ps    = u(2);

%-----
% Parâmetros do modelo

rhom = p(1); % 900;
mlstill = p(2); % 3.73*10^4;
mldelta = p(3); % 45402.4;

aa  = p(4); % 2857.94;
bb  = p(5); % 1.23463*10^8;
% cc  = 1576.53; % Para A = 4.4e-3
cc  = p(6); % 391.905; % Para A = 1.77e-2

% Constantes das válvulas
cout = p(7); % 2.8*10^-3; % Coeficiente da válvula de produção

%-----

peb = aa*mgeb;
prt = bb*mgr/(mldelta-mlr);
prb = prt + (mlr + mlstill)*cc;

% if isnan(ps) || isnan(uProd)
%   wout=0;
% else
%   wout = cout* sqrt(max(0,rhom*(prt-ps)))*uProd;
% end
% wlout = wout;
% wgout = (mgr/mlr)*wout;

wout_mult=sqrt( max( 0, (prt-ps)*rhom ) ) *cout*uProd;
mass_riser=mgr+mlr;
fraction_gr=mgr/mass_riser;
fraction_lr=mlr/mass_riser;
wgout = wout_mult*fraction_gr; % g31*mgr/mlr
wlout = wout_mult*fraction_lr;

```

```
sys = [ wout
        wlout
        prt
        prb
        peb
        x(1)
        x(2)
        x(3) ];

% end mdlOutputs

%
%=====
% mdlGetTimeOfNextVarHit
% Return the time of the next hit for this block. Note that the result is
% absolute time. Note that this function is only used when you specify a
% variable discrete-time sample time [-2 0] in the sample time array in
% mdlInitializeSizes.
%=====
%
%
function sys=mdlGetTimeOfNextVarHit(t,x,u)

sampleTime = 1; % Example, set the next hit to be one second later.
sys = t + sampleTime;

% end mdlGetTimeOfNextVarHit

%
%=====
% mdlTerminate
% Perform any end of simulation tasks.
%=====
%
%
function sys=mdlTerminate(t,x,u)

sys = [];
```

7.2.2 Modelo poço com elevação por gas-lift

```

function [sys,x0,str,ts,simStateCompliance] = sFunDiMeglio_mod(t,x,u,flag,statesIC,p)

switch flag,
  case 0,
    [sys,x0,str,ts,simStateCompliance]=mdlInitializeSizes(statesIC);
  case 1,
    sys=mdlDerivatives(t,x,u,p);
  case 2,
    sys=mdlUpdate(t,x,u);
  case 3,
    sys=mdlOutputs(t,x,u,p);
  case 4,
    sys=mdlGetTimeOfNextVarHit(t,x,u);
  case 9,
    sys=mdlTerminate(t,x,u);
  otherwise
    DAStudio.error('Simulink:blocks:unhandledFlag', num2str(flag));
end

% end sfuntmpl
%
%=====
% mdlInitializeSizes
% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-function.
%=====
%
function [sys,x0,str,ts,simStateCompliance]=mdlInitializeSizes(statesIC)

sizes = simesizes;

sizes.NumContStates = 3;
sizes.NumDiscStates = 0;
sizes.NumOutputs = 8; % 3;
sizes.NumInputs = 7;
sizes.DirFeedthrough = 1;
sizes.NumSampleTimes = 1; % at least one sample time is needed

sys = simesizes(sizes);

%
% initialize the initial conditions
%
x0 = statesIC;

%
% str is always an empty matrix
%
str = [];

%
% initialize the array of sample times
%
ts = [0 0];

simStateCompliance = 'UnknownSimState';

% end mdlInitializeSizes

%=====
% mdlDerivatives
% Return the derivatives for the continuous states.
%=====
%
function sys=mdlDerivatives(t,x,u,p)

% Variáveis manipuladas
uProd = u(1);
uGLift = u(3);

% Pressões de conexão
ps = u(2);
pglm = u(4);

% Vazões mássicas de conexão com reservatório
wgin_r = u(5);
wlin = u(6);

% Parâmetros de entrada
% T = u(7);
pres = u(7); % 320e5;

% Parâmetros fixos

```



```

% aa = p(1);
% bb = p(2);

% Variáveis de estado do modelo
mgeb = x(1);
mgr = x(2);
mlr = x(3);

%-----
% Parâmetros do modelo

rhom = p(1); % 900;
mlstill = p(2); % 3.73*10^4;
mldelta = p(3); % 45402.4;

aa = p(4); % 2857.94;
bb = p(5); % 1.23463*10^8;
% cc = 1576.53; % Para A = 4.4e-3
cc = p(6); % 391.905; % Para A = 1.77e-2

% Constantes das válvulas
cout = p(7); % 2.8*10^-3; % Coeficiente da válvula de produção
cg = p(8); % 10^-4; % Coeficiente da válvula virtual

kg1 = p(9); % (1/2)*1.73948*10^-4; % Coeficiente da válvula de entrada de gas-lift

eps=1e-15;
%-----
% Pressões
peb = aa*mgeb;
prt = bb*mgr/max(eps, (mldelta-mlr));
prb = prt + (mlr + mlstill)*cc;

%---
avg_prb = 220e5;

if size(p,2) > 9
    avg_prb = p(10);
end

avg_dp = pres - avg_prb;
if pres > 0
    wlin = (pres-prb)*(wlin/avg_dp); %/(11.5144e5);
    wgin_r = (pres-prb)*(wgin_r/avg_dp); %/(182.0773e5);
end
%----
f1 = -max(0, peb-prb)*cg;
f2 = max(0, peb-prb)*cg;

%---- uProd
wout_mult=sqrt( max( 0, (prt-ps)*rhom ) )*cout;
well_mass=mgr+mlr;
well_gasFraction=mgr/well_mass;
well_liqFraction=mlr/well_mass;

g21 = -wout_mult*well_gasFraction; % g31*mgr/mlr
g31 = -wout_mult*well_liqFraction;

%---- uGasLift
usePglm = pglm~=0 && uGLift ~= 0;
if usePglm
    g12 = sqrt( max( 0, pglm-peb ) )*kg1;
    wgin_eb = g12*uGLift;
else
    epsilon = 0.78; % 0.78;
    wgin = wgin_r/epsilon;
    wgin_eb = (1-epsilon)*wgin;
end

%-----

% Equações de estado na forma AffineStateSpace

dx1dt = f1 + 0 + 1*wgin_eb + 0 + 0 ;
dx2dt = f2 + g21*uProd + 0 + 1*wgin_r + 0 ;
dx3dt = 0 + g31*uProd + 0 + 0 + 1*wlin ;

sys=[ dx1dt
      dx2dt
      dx3dt ];

% end mdlDerivatives

%
```

```

=====
% mdlUpdate
% Handle discrete state updates, sample time hits, and major time step
% requirements.
=====
%
function sys=mdlUpdate(t,x,u)

sys = [];

% end mdlUpdate

%
=====
% mdlOutputs
% Return the block outputs.
=====
%
function sys=mdlOutputs(t,x,u,p)

% sys = x;

% Variáveis de estado do modelo
mgeb = x(1);
mgr   = x(2);
mlr   = x(3);

% Entradas do modelo
uProd = u(1);
ps     = u(2);

%-----
% Parâmetros do modelo

rhom = p(1); % 900;
mlstill = p(2); % 3.73*10^4;
mldelta = p(3); % 45402.4;

aa = p(4); % 2857.94;
bb = p(5); % 1.23463*10^8;
cc = p(6); % 391.905; % Para A = 1.77e-2

% Constantes das válvulas
cout = p(7); % 2.8*10^-3; % Coeficiente da válvula de produção
%-----

peb = aa*mgeb;
prt = bb*mgr/(mldelta-mlr);
prb = prt + (mlr + mlstill)*cc;

if isnan(ps) || isnan(uProd)
    wout=0;
else
    wout = cout* sqrt(max(0,rhom*(prt-ps)))*uProd;
end

wlout = wout;
wgout = (mgr/mlr)*wout;

sys = [ wgout
        wlout
        prt
        prb
        peb
        x(1)
        x(2)
        x(3) ];

% end mdlOutputs

function sys=mdlGetTimeOfNextVarHit(t,x,u)

sampleTime = 1; % Example, set the next hit to be one second later.
sys = t + sampleTime;

% end mdlGetTimeOfNextVarHit

%
=====
% mdlTerminate
% Perform any end of simulation tasks.
=====
%
function sys=mdlTerminate(t,x,u)

```

```
sys = [];

% end mdlTerminate
```

7.2.3 Observador de estados

```
function [sys,x0,str,ts,simStateCompliance] = sFunObserver_DiMeglio(t,x,u,flag,statesIC,p)

switch flag,
  case 0,
    [sys,x0,str,ts,simStateCompliance]=mdlInitializeSizes(statesIC,p);
  case 1,
    sys=mdlDerivatives(t,x,u,p);
  case 2,
    sys=mdlUpdate(t,x,u);
  case 3,
    sys=mdlOutputs(t,x,u,p);
  case 4,
    sys=mdlGetTimeOfNextVarHit(t,x,u);
  case 9,
    sys=mdlTerminate(t,x,u);
  otherwise
    DASTudio.error('Simulink:blocks:unhandledFlag', num2str(flag));
end
%
%=====
% mdlInitializeSizes
% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-function.
%=====
function [sys,x0,str,ts,simStateCompliance]=mdlInitializeSizes(statesIC,p)

%
% call simsizes for a sizes structure, fill it in and convert it to a
% sizes array.
%
% Note that in this example, the values are hard coded. This is not a
% recommended practice as the characteristics of the block are typically
% defined by the S-function parameters.
%
sizes = simsizes;

sizes.NumContStates = 3;
sizes.NumDiscStates = 0;
sizes.NumOutputs = 4; % 3;
sizes.NumInputs = 8;
sizes.DirFeedthrough = 0;
sizes.NumSampleTimes = 1; % at least one sample time is needed

sys = simsizes(sizes);

mldelta = p(3);
bb = p(5);

mgeb_0 = statesIC(1);
mgr_0 = statesIC(2);
mlr_0 = statesIC(3);

prt_0 = mgr_0/(mldelta-mlr_0)*bb;

x0 = [ mgeb_0
      prt_0
      mlr_0 ];

% str is always an empty matrix
%
str = [];

%
% initialize the array of sample times
%
ts = [0 0];

% Specify the block simStateCompliance. The allowed values are:
simStateCompliance = 'UnknownSimState';

% end mdlInitializeSizes

%=====
% mdlDerivatives
% Return the derivatives for the continuous states.
%=====
function sys=mdlDerivatives(t,x,u,p)

% Variáveis manipuladas
```

```

uProd = u(1);
uGLift = u(3);

% Pressões de conexão
ps = u(2);
pglm = u(4);

% Vazões mássicas de conexão com reservatório
wginr = u(5);
wlin = u(6);

% Parâmetros de entrada
% T = u(7);
pres = u(7);

% Saídas lidas
prt_measured = u(8);

% Parâmetros fixos

% aa = p(1);
% bb = p(2);

% Variáveis de estado do modelo
x1 = x(1);
x2 = x(2);
x3 = x(3);

mgeb = x1;
prt = x2;
mlr = x3;

%-----
% Parâmetros do modelo

rhom = p(1); % 900;
mlstill = p(2); % 3.73*10^4;
mldelta = p(3); % 45402.4;

aa = p(4); % 2857.94;
bb = p(5); % 1.23463*10^8;
% cc = 1576.53; % Para A = 4.4e-3
cc = p(6); % 391.905; % Para A = 1.77e-2

% Constantes das válvulas
cout = p(7); % 2.8*10^-3; % Coeficiente da válvula de produção
cg = p(8); % 10^-4; % Coeficiente da válvula virtual

kgl = p(9); % (1/2)*1.73948*10^-4; % Coeficiente da válvula de entrada de gas-lift

kObserver = p(10);

peb = mgeb*aa;

% Vazões do sistema
wout = sqrt(max(0, prt - ps)*rhom)*cout*uProd;

wglift = kgl*uGLift*sqrt(max(0, pglm - peb));

wvirtual = cg*max(0, peb - prt - cc*(mlr + mlstill));

x1Dot = wglift - wvirtual;

% Como o modelo do Di Meglio foi alterado, a alteração deve ser passada p/
% a pressão:
x2Dot = (bb/(mldelta - mlr))*...
(wginr + wvirtual + wlin*(prt/bb) - (mldelta/mlr)*(prt/bb)*wout);
x3Dot = wlin - wout;

sys = [ x1Dot
        x2Dot - kObserver*(prt - prt_measured)
        x3Dot
      ];
% end mdlDerivatives

%
%=====
% mdlUpdate
% Handle discrete state updates, sample time hits, and major time step
% requirements.
%=====
%
function sys=mdlUpdate(t,x,u)

sys = [];

```

```

% end mdlUpdate

%
%=====
% mdlOutputs
% Return the block outputs.
%=====
%
function sys=mdlOutputs(t,x,u,p)

%
mlstill = p(2);
aa = p(4);
cc = p(6);

pwc = ( x(1)*aa );
pwt = x(2);
mlr = x(3);

pwb_est = pwt + (mlr + mlstill)*cc;

sys = [ pwc
        pwt
        mlr
        pwb_est];

% end mdlOutputs

%
%=====
% mdlGetTimeOfNextVarHit
% Return the time of the next hit for this block. Note that the result is
% absolute time. Note that this function is only used when you specify a
% variable discrete-time sample time [-2 0] in the sample time array in
% mdlInitializeSizes.
%=====
%
function sys=mdlGetTimeOfNextVarHit(t,x,u)

sampleTime = 1; % Example, set the next hit to be one second later.
sys = t + sampleTime;

% end mdlGetTimeOfNextVarHit

%=====
% mdlTerminate
% Perform any end of simulation tasks.
%=====
%
function sys=mdlTerminate(t,x,u)

sys = [];

% end mdlTerminate

```