

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**ATENUAÇÃO DE GOLFADAS EM SISTEMAS DE
ELEVAÇÃO DE PETRÓLEO EM AMBIENTE
OFFSHORE**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Giovani Gonçalves Gerevini

**Porto Alegre
2017**

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

ATENUAÇÃO DE GOLFADAS EM SISTEMAS DE ELEVAÇÃO DE PETRÓLEO EM AMBIENTE OFFSHORE

Giovani Gonçalves Gerevini

Dissertação de Mestrado apresentada como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Engenharia.

Área de concentração: Pesquisa e Desenvolvimento de Processos.

Linha de Pesquisa: Projeto, Simulação, Modelagem, Controle e Otimização de Processos Químicos e Bioprocessos.

Orientadores:

Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler

**Porto Alegre
2017**

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Atenuação de Golfadas em Sistemas de Elevação de Petróleo em Ambiente Offshore*, elaborada por Giovani Gonçalves Gerevini, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

Comissão Examinadora:

Prof. Dr Cassiano Ranzan / FURG

Prof. Dr. Mario C.M.M. Campos / CENPES - PETROBRAS

Prof. Dr. Rafael de P. Soares Pelegrini / PPGEQ - UFRGS

Agradecimentos

Primeiramente agradeço ao professor Marcelo Farenzena pelo acolhimento no projeto golfadas, sem isto nada disso seria possível.

Agradeço os meus orientadores professores Marcelo Farenzena e Jorge Trierweiler ao tempo dedicado de mentoria e disponibilidade dedicados a mim ao longo do projeto. Ambos foram fundamentais para o desenvolvimento deste trabalho e contribuíram significativamente para o meu crescimento profissional.

Agradeço também ao pessoal do CENPES/PETROBRAS, principalmente ao Fábio e à Cristina, pelo treinamento, compartilhamento de conhecimento e apoio motivacional ao longo desta parceria.

Agradeço os não só colegas de trabalho, mas amigos que fiz na GIMSCOP ao longo desses anos, em especial ao Zé, Maria, Leonardo, Denilson, Juliano, Cláudia e Cris. Sem dúvida vocês fizeram meus dias mais doces, literalmente.

Agradeço a minha família, Beto, Cledi e Gabi. O orgulho de vocês por mim me motiva a cada chegar mais longe.

Em especial agradeço a minha esposa Jéssica pelo apoio incondicional nesta caminhada. A tua ambição me inspira em busca do melhor.

Por fim, agradeço a ANP pelo apoio financeiro e suas políticas de incentivo à pesquisa e desenvolvimento, que fazem com que pessoas como eu possam trabalhar com o que gostam e acreditam.

“O impossível não é um fato, é apenas uma opinião.”
(Mario Sérgio Cortella)

Resumo

A Exploração e Produção de petróleo e gás é de suma importância para economia brasileira e mundial sendo fundamental o entendimento dos comportamentos do sistema produtivo para o aumento na produção. Neste entendimento, a problemática relacionado ao fluxo intermitente chamado de golfada, tem um comportamento tipicamente cíclico que pode causar oscilações de pressão problemáticas à produção, à vida útil e à segurança de sistemas de produção *offshore*. Através do desenvolvimento de um modelo simplificado para reprodução das golfadas, o presente trabalho propõe a aplicação de um Controlador Preditivo Não Linear (NMPC) para a atenuação do regime de golfada em sistemas de elevação de petróleo por *Gas-Lift*.

Resultado de uma revisão dos modelos simplificados e dos métodos de controle de golfadas, é apresentado neste trabalho um novo modelo caixa cinza de produção de petróleo de sistemas tipicamente profundos e ultra profundos para exploração dos potenciais do algoritmo NMPC chamado Linearização ao Longo da Trajetória (Duraïski *et al.*, 2002). Para a aplicação do modelo, um método de estimação dos parâmetros do modelo cíclico, com penalização de regiões oscilatórias, é apresentada. Para aplicação do controle uma sistemática de ajuste dos parâmetros do controlador é proposta, baseada nas características do ciclo limite da golfada.

O modelo apresentado é validado para dados do modelo rigoroso OLGA e é extrapolado para diversas regiões de operação demonstrando o potencial de estudos não-intrusivos da dinâmica e ganhos de um poço, fazendo o uso do novo modelo. Na exploração do controle, o modelo é utilizado num estudo de desempenho servo para controle de pressão de fundo de poço (P_{pdg}). Gradualmente, o NMPC é comparado ao controle linear PI, inicialmente numa estrutura monovariável. Enquanto o PI tem sua robustez limitada por regiões de baixo ganho, devido às restrições físicas das válvulas *choke*, o NMPC trata naturalmente a não-linearidade do sistema, atingindo ganhos de até 9 % na produção de óleo teórica. Num segundo momento, a taxa de injeção de gás de elevação é adicionada ao controlador, numa estrutura multivariável fazendo com que a manipulação da *choke* diminua 80 % com uma diminuição sensível de ganho teórico da produção em 1,7 %, em relação à estrutura monovariável.

Numa análise de aplicabilidade de controle, conclui-se que a estrutura a ser utilizada é dependente do objetivo da aplicação de controle. Se o objetivo é o de eliminar a golfada, o controlador linear mostrou mais eficaz. Se o objetivo é aumentar a produção o NMPC na forma monovariável alcança resultados semelhante ao PI, mas de forma mais robusta em relação às não linearidades. Entretanto a taxa de utilização da *choke* aumenta. Ainda assim, se isto for um empecilho para uma aplicação real, a incorporação da multivariabilidade do controlador NMPC faz com que a taxa de utilização seja distribuída entre as variáveis manipuladas, amenizando o uso excessivo da *choke*, com uma sensível perda de ganho teórico.

Abstract

The Exploration and Production of oil and gas is of paramount importance to the Brazilian and world economy, being fundamental the understanding of the behaviors of the productive system for the increase in production. In this understanding, the problem related to the intermittent flow called slugging has a typically cyclic behavior that can cause pressure oscillations problematic to the production, the useful life and the safety of offshore production systems. The present work proposes the application of a Non-linear Predictive Controller (NMPC) for the attenuation of the slug in Gas-lift systems.

As a result of a review of the simplified models and the methods of control of slugging, a new gray box model of petroleum production from typically deep and ultra deep systems is presented for the exploration of the potentials of the NMPC algorithm called Local Linearization Trajectory (Duraiski *et al.*, 2002). For the model application, a method of parameter estimation of the cyclic model with oscillatory regions penalty is presented. For control application a systematic adjustment of the controller parameters is proposed, based on the characteristics of the slug.

The model presented is validated for data from the rigorous OLGA model and is extrapolated to several regions of operation demonstrating the potential of non-intrusive studies of the dynamics and gains of a well using the new model. In the control exploration, the model is used in a servo performance study for well bottom pressure control (P_{pdg}). Gradually, the NMPC is compared to the linear control PI, initially in a monovariate structure. While the PI has its robustness limited by low gain regions due to the physical constraints of choke valves, NMPC naturally addresses system nonlinearity, achieving gains of up to 9 % in theoretical oil production. In a second moment, the rate of injection of elevation gas is added to the controller in a multivariate structure causing the choke manipulation to decrease 80 % with a sensible decrease of the theoretical oil production gain by 1.7 % in relation to the monovariate structure .

In an control applicability analysis, it is concluded that the structure to be used is dependent on the purpose of the control application. If the goal is to eliminate the slugging, the linear controller proved more effective. If the objective is to increase production the NMPC in the monovariate form achieves results similar to the PI, but in a more robust way in relation to the nonlinearities. However, the rate of choke use increases. If this is an obstacle to a real application, the incorporation of the multivariate NMPC controller causes the utilization rate to be distributed among the manipulated variables, reducing the excessive use of the choke, with a sensible loss of theoretical gain.

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1.1: Curva Hipotética de Produção de Petróleo em relação à variáveis de entrada de processo (Baseado em HU, 2004, DI MEGLIO <i>et al.</i> ,2012 e CAMPONOGARA <i>et al.</i> ,2010)..... | 4 |
| Figura 2.1: Ilustração de uma unidade típica de extração de petróleo por <i>Gas-lift</i> (Adaptado de IGUMA E SORRELL, 2015)..... | 11 |
| Figura 2.2: Ilustração simplificada do processo de extração de um poço por GL (adaptado de JAHANSHAHI, 2013). | 12 |
| Figura 2.3: Ilustração do mapa de padrão de escoamento em escoamento: A. horizontal; e B. vertical (STANISLAV; KOKAL; NICHOLSON, 1986; TAITEL, YEHUDA, 1986). | 14 |
| Figura 2.4: Ilustração do comportamento das fases gás (em azul) e da fase líquida (em cinza) das etapas do Mecanismo de Cabeceio Anular: 1) Início do Enchimento do <i>Anular</i> ; 2) Esvaziamento do <i>Anular</i> e Injeção de gás no <i>Tubing</i> ; 3) Propagação do gás seguido da cessão de injeção e novo enchimento do <i>Anular</i> ; 4) Retomada do enchimento do <i>Anular</i> | 16 |
| Figura 2.5: Ilustração do comportamento das fases gás (em azul) e da fase líquida (em cinza) das etapas do Mecanismo de Onda de Densidade: 1) Fluxo mínimo; 2) Fluxo crescente; 3) Fluxo máximo com aumento da densidade do meio; 4) Diminuição do fluxo até o mínimo e reinício do ciclo. | 17 |
| Figura 2.6: Ilustração do comportamento das fases gás (em azul) e da fase líquida (em cinza) das etapas do mecanismo de Golfada por Acidente na produção de óleo: 1) Acúmulo de óleo no acidente seguido de compressão de gás à montante; 2) Impulsão do líquido; 3) propagação da onda de gás; e 4) Retorno de óleo (<i>Holdup</i>) com novo acúmulo na inflexão de óleo e retomada do ciclo (baseado em Jahanshahi,2013)..... | 18 |
| Figura 2.7: Monitoramento da produção de óleo através da pressão dinâmica das etapas do Mecanismo de Cabeceio Anular: 1) Enchimento do Anular; 2) Injeção de gás no <i>Tubing</i> ; 3) Propagação do gás seguido da cessão de injeção; 4) Retomada do enchimento do Anular (baseado em Hu, 2004)..... | 20 |
| Figura 2.8: Monitoramento da produção de óleo através da pressão dinâmica das etapas do Mecanismo de Onda de Densidade: 1) Fluxo mínimo; 2) Fluxo crescente; 3) Fluxo máximo com aumento da densidade do meio; 4) Diminuição do fluxo até o mínimo e reinício do ciclo(baseado em Hu, 2004). | 21 |
| Figura 2.9: Monitoramento da produção de óleo através da pressão dinâmica das etapas do mecanismo de Golfada por Acidente na produção de óleo: 1) Acúmulo de óleo no acidente seguido de compressão de gás à montante; 2) Impulsão do líquido; 3) propagação da onda de gás; e 4) Retorno de óleo (<i>Holdup</i>) com novo acúmulo na inflexão de óleo e retomada do ciclo (baseado em Jahanshahi, 2013). | 21 |
| Figura 2.10: Diagrama de Bifurcação Hipotético (baseado em Jahanshahi, 2013). | 22 |
| Figura 2.11: Representação do sistema modelado para a região do Poço propostos por: A. Aamo <i>et al.</i> (2005), Eikrem <i>et al.</i> (2008), Jahanshahi <i>et al.</i> (2012) e Hussein <i>et al.</i> (2015); e B. Shao <i>et al.</i> (2016). (Baseado em Aamo <i>et al.</i> , 2005, e Shao <i>et al.</i> , 2016) | 28 |
| Figura 2.12: Representação do sistema modelado para a região do Pipeline-Riser propostos por: A. Storkaas <i>et al.</i> (2003), Siverstsen <i>et al.</i> (2010) e Jahanshahi <i>et al.</i> (2011); e B. Di Meglio <i>et al.</i> (2009). (Baseados em Siverstsen <i>et al.</i> , 2010, e Di Meglio <i>et al.</i> , 2009) | 29 |
| Figura 2.13: Representação do sistema propostos por: A. Jahanshahi (2013); e B. Necessidades do modelo a ser desenvolvido. (Baseados Jahanshahi, 2013)..... | 30 |

| | |
|--|----|
| Figura 2.14: Pontos Ótimos de Desempenho de um Poço (baseado em Hu, 2004) | 33 |
| Figura 2.15: Dinâmica da produção de petróleo em relação à abertura da choke (baseada em Di Meglio <i>et al.</i> , 2009). | 34 |
| Figura 2.16: Candidatas à CVs e MVs e identificação de distúrbios (DVs) propostas por Jahanshahi (2013), para A. um sistema <i>Anular-Tubing</i> ; e B. um sistema <i>Tubing-Pipeline-Riser</i> . (Baseado em Jahanshahi, 2013) | 37 |
| Figura 2.17: Estruturas de Controle Linear; A. Controle de Pressão de Fundo para Cabeceio Anular e Onda de Densidade pela manipulação da <i>choke</i> ; B. Controle de pressão de fundo para Golfada por Acidente pela manipulação da <i>choke</i> ; C. Controle aliado a Analisadores Virtuais pela manipulação da <i>choke</i> ; e D. Controle de Pressão de Fundo pela manipulação da <i>choke</i> de <i>Gas-Lift</i> (KRIMA; CAO; LAO, 2012). (Baseados em Aamo <i>et al.</i> , 2005, Di Meglio <i>et al.</i> , 2012, Krima <i>et al.</i> , 2012, Jahanshahi, 2013) | 39 |
| Apesar de não recomendada pelos estudos de controlabilidade de Jahanshahi (2013), a <i>choke</i> de <i>Gas-lift</i> ainda é uma candidata para atuação do controle de pressão, como a representada na Figura 2.17.D. Fazendo o uso desta variável manipulada Krima <i>et al.</i> (2012) aplicaram uma estratégia monovariável PI de supressão de golfadas com baixa amplitude. | 40 |
| Figura 2.18: A. Válvula <i>Choke</i> . B. Atuador do tipo Engrenagem (MASTERFLO, 2011). | 42 |
| Figura 3.1: Representação do Novo Modelo Simplificado de Produção por GL de um sistema Reservatório-Poço-Linha de Produção em sistemas <i>offshore</i> . (Reservatório – Preto; Poço – Verde; e Linha de Produção – Azul). | 47 |
| Figura 3.2: (A) Perfil de vazão de Válvulas Venturi para diferentes pressões de entrada, em um sistema de elevação de petróleo. (B) Ajuste da equação do modelo simplificado (W_{iv1}) e da nova proposta (W_{iv2}) ao perfil de pressão de entrada igual a 280 kgf/cm ² . | 54 |
| Figura 3.3: Diferença de comportamento entre a função original f_1 e a descontinuidade gerada em $\text{diff}(f_1)$ e a nova equação proposta f_2 com a suavização do comportamento da derivada $\text{diff}(f_2)$. | 55 |
| Figura 3.4: Convexidade da função objetivo MSE : A. em relação a microrregião 2D de <i>mLstill</i> ; e B: a macro região 3D de <i>mLstill</i> e <i>Kg</i> . | 57 |
| Figura 3.5: Convexidade, frente aos parâmetros <i>mLstill</i> e <i>Kg</i> , dos componentes da função objetivo (A) para MSE , (B) para penalização ψ ; e (E) da nova proposta $J(\theta_p)$. | 58 |
| Figura 3.5: Método de estimação de parâmetros. | 60 |
| Figura 4.1: Identificação da transição de estabilidade típica de poço de GL para uma variação de: A. e B. ck ; C. e D. Wgl . | 64 |
| Figura 4.2: Influência da ck na localização do par de polos complexos avaliados no estacionário para o modelo simplificado. | 65 |
| Figura 4.3: Identificação dos pontos de análise ao longo da dinâmica para um poço de GL com mudança de ck . | 66 |
| Figura 4.4: Localização dinâmica dos pólos e zeros do sistema ao longo da transição de operação. | 68 |
| Figura 4.5: Algoritmo LLT (baseado em DURAIKI <i>et al.</i> , 2002). | 69 |
| Figura 4.6: Pontos de predição baseados na série de Fibonacci, com diferentes taxas de amostragem, com identificação de ts e tc . | 71 |
| Figura 4.7: Estimação de estados com o filtro de Kalman estendido, para retroalimentação do Sistema de Controle. | 74 |

| | |
|--|-----|
| Figura 4.8: Estratégia de controle NMPC de PDG pela manipulação da ck e da Wgl (MISO), com retroalimentação pelo Filtro de Kalman Estendido (EKF). | 75 |
| Figura 5.1: Batimetria do Poço A..... | 78 |
| Figura 5.2: Análise monovariável da dinâmica do sistema de golfada para, reproduzidas em OLGA, para o poço A, A. para variação de Wgl com ck igual a 18 % e B. ck com Wgl fixo e igual a 8×10^4 Sm ³ /d. | 79 |
| Figura 5.3: Resposta do Ajuste dos parâmetros para ck igual a 18% e Wgl 8×10^4 Sm ³ /dia, (A) para MSE e (B) para a função objetivo proposta. | 80 |
| Figura 5.4: Extrapolação do novo modelo simplificado para diferentes pontos de operação para o intervalo de (A) ck de 18% e (B) Wgl de 8×10^4 Sm ³ /dia..... | 81 |
| Figura 5.5: Identificação do ponto de bifurcação ($Hopf$) através do diagrama de bifurcação para os dados de referência do OLGA e a predição do modelo para Wgl de 8×10^4 Sm ³ /dia..... | 82 |
| Figura 5.6: Regiões de operação utilizadas na análise de identificabilidade para A. uma variação de ck e B. uma variação de alimentação de Wgl | 83 |
| Figura 5.7: Parâmetros de Ajuste do Controlador. | 85 |
| Figura 5.8: Estratégia de controle linear monovariável de $Ppdg$ com ck , utilizando algoritmo PID paralelo, com Bias e <i>Antiwindup</i> | 88 |
| Figura 5.9: Desempenho servo dos controladores lineares (PID e PI) para controle de $Ppdg$ pela manipulação da ck , | 89 |
| Figura 5.10: Desempenho servo do controlador linear com a dinâmica na válvula Pl_{din} para controle de $Ppdg$ pela manipulação da ck | 90 |
| Figura 5.11: Desempenho servo dos controladores lineares (PID, PI e PI_{din}) para controle de $Ppdg$ pela manipulação da ck | 91 |
| Figura 5.12: Desempenho servo do controlador não linear NMPC e do linear com a dinâmica na válvula PI_{din} para controle de $Ppdg$ pela manipulação da ck | 93 |
| Figura 5.13: Diferença de ganho da ck entre o PI_{din} e o NMPC para controle de $Ppdg$ | 93 |
| Figura 5.14: Desempenho servo do controlador não linear NMPC em uma estrutura SISO e uma estrutura MISO para controle de $Ppdg$ pela manipulação da ck | 95 |
| Figura 5.15: Diferença de ganho de ck entre o $NMPC_{MISO}$ e o $NMPC_{SISO}$ para controle de $Ppdg$ | 95 |
| Figura 5.16: Diagrama de bifurcação do Poço A, identificando o ganho dos valores médios (azul) e teóricos no estado estacionário (vermelho) da $Ppdg$ e da Produção de Óleo (adimensionalizada) perante as entradas ck e Wgl de 6×10^4 (A), 8×10^4 (B) e 10×10^4 (C) Sm ³ /d..... | 98 |
| Figura 5.17: Transição do ponto de operação médio dos controladores PI_{din} e NMPC's (pontos) para um SP de $199,49 \times 10^5$ Pa, com ampliação da região indicando o desvio padrão..... | 98 |
| Figura 5.18: Diagrama de Bifurcação de $Ppdg$ e Produção de Óleo para a ck para os controladores PI_{din} e NMPC's, com a identificação do ponto de bifurcação (Bif.) para cada controlador. | 99 |
| Figura 5.19: Resumo e quantificação dos principais objetivos da implementação de controle em sistemas golfantes. | 101 |
| Figura 5.20: Resumo e quantificação das características dos controladores visando a aplicação real, salientando as vantagens do controlador multivariável. | 102 |
| Figura 5.21: Fluxograma da sistemática de construção do método de controle de poços através de controlador não linear baseado em modelo. | 103 |
| Figura 5.22: Predição do modelo simplificado ajustado a um poço real através do método proposta. | 104 |

| | |
|--|-----|
| Figura A.1: Métodos de Controle Passivo de Golfada por: A. Relação L/D (SHEMER, 2003) ; B. Condicionador em Onda (XING <i>et al.</i> , 2013); C. <i>Slug Catcher</i> tipo Manifold (JARI <i>et al.</i> , 2015); e D. Desemulsificante (HANAPI; ARIFFIN; WAN, 2006). | 119 |
| Figura C.1: A. Ciclo da golfada normalizado pelo desvio padrão, para o poço A com 18 % de abertura de <i>ck</i> e 1×10^5 Sm ³ /d de gás de elevação; B. Distribuição dos valores do ciclo comparado ao comportamento normal..... | 124 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|-----|
| Tabela 2.1: Comparação entre modelo simplificados de sistema de <i>Gas-Lift</i> | 31 |
| Tabela 2.2: Comparação entre as técnicas de Controle de Golfadas. | 44 |
| Tabela 3.1: Modelos existentes aderentes às novas necessidades. | 46 |
| Tabela 3.2: Resumo das Constantes e dos Parâmetros do Modelo Simplificado. | 56 |
| Tabela 4.1: Evolução da Localização dos polos complexos conforme <i>ck</i> | 65 |
| Tabela 4.2: Efeito da trajetória na localização dos polos e zeros do sistema GL. | 68 |
| Tabela 5.1: Parâmetros Poço A | 78 |
| Tabela 5.2: Parâmetros Estimados para o Poço A. | 80 |
| Tabela 5.3: Ranking de Importância dos parâmetros de estimação do modelo, baseado na identificabilidade, para diferentes regiões de operação. | 84 |
| Tabela 5.4: Parâmetros do NMPC, em minutos. | 85 |
| Tabela 5.5: Parâmetros de ajuste dos PID's. | 89 |
| Tabela 5.6: Desempenho e robustez servo dos controladores lineares (PID, PI e PI_{din}) para controle de <i>Ppdg</i> pela manipulação da <i>ck</i> | 91 |
| Tabela 5.7: Desempenho e robustez servo dos controladores não lineares e PI_{din} , para controle de <i>Ppdg</i> pela manipulação da <i>ck</i> | 96 |
| Tabela 5.8: Comparação entre o esforço das ações de controle, ao longo da troca de SP, para os controladores linear (PI_{din}) e não lineares (NMPC _{SISO} e NMPC _{MISO}). | 100 |
| Tabela 5.9: Produção de óleo teórica para a malha aberta e para as malhas fechadas dos controladores linear (PI_{din}) e não lineares (NMPC _{SISO} e NMPC _{MISO}), ao longo da troca de SP. | 101 |
| Tabela C.1: Valores de <i>Ppdg</i> , em $Pax10^5$, no estado estacionário, utilizado como referência dos SP's para diferentes pontos de operação | 127 |

NOTAÇÃO E SIMBOLOGIA

| | |
|----------------|--|
| A | Área da seção transversal do <i>Riser</i> |
| ANM | Árvore de Natal Molhada |
| A_{ss} | Matriz dos estados do modelo na representação em espaço de estado |
| Bpd | Barris de Petróleo por Dia |
| C_{ss} | Matriz das medidas do modelo na representação em espaço de estado |
| ck | Abertura da <i>choke</i> de produção |
| CV | Variável Controlada |
| D | Diâmetro do <i>Anular</i> |
| D_a | Diâmetro do <i>Pipeline/Riser</i> |
| D_t | Diâmetro do <i>Tubing</i> |
| E | Fração de gás que by-passa pela “válvula virtual” |
| EA's | Equações Algébricas |
| EDO's | Equações Diferenciais Ordinárias |
| EDP's | Equações Diferenciais Parciais |
| EKF | <i>Extended Kalman Filter</i> |
| E&P | Extração e Produção de Petróleo |
| F | Fluxo de produção |
| FOWM | <i>Fast Offshore Well Model</i> |
| FPSO | <i>Floating Production Storage and Offloading</i> |
| g | Aceleração gravitacional; |
| GL | <i>Gas-lift</i> |
| h | Altura do <i>Riser</i> |
| H_{pdg} | Distância do leito do mar até o medidor de pressão no <i>Tubing</i> |
| H_t | Comprimento do <i>Tubing</i> |
| H_{vgl} | Distância do leito do mar até o ponto de injeção de gás de elevação no <i>Tubing</i> |
| I | Matriz Identidade |
| I_j | Índice de impacto do parâmetro “j” |
| JLLT | Função objetivo do algoritmo LLT |
| K_a | Coefficientes de fluxo da válvula de injeção |
| Kc | Constante proporcional de controle |

| | |
|--------------|---|
| K_g | Constante da válvula virtual |
| K_{out} | Coefficientes de fluxo da válvula da produção |
| K_r | Constante de Produção do Reservatório |
| K_v | Constante da válvula venturi |
| K_w | Coefficientes de fluxo da válvula da ANM |
| I | Comprimento do pipeline antes do <i>Riser</i> |
| L | Comprimento depois do ponto de inflexão |
| L_a | Comprimento do <i>Anular</i> |
| L_t | Comprimento do <i>Tubing</i> |
| LLT | Algoritmo de Linearização ao longo da trajetória, ou <i>Local Linearization on the Trajectory</i> |
| LQP | Problema Linear Quadrático |
| M_m | Massa molar do gás de elevação |
| M | Horizonte de controle do algoritmo LLT |
| m_{ga} | Massa de gás no <i>Anular</i> |
| m_{gb} | Massa de gás acumulada na bolha à montante da “válvula virtual”, |
| m_{gr} | Massa de gás no <i>Riser</i> |
| m_{gt} | Massa de gás no <i>Tubing</i> |
| m_{lr} | Massa de líquido no <i>Riser</i> |
| m_{Lstill} | Acúmulo mínimo de massa de líquido a montante da inflexão |
| m_{lt} | Massa de líquido no <i>Tubing</i> |
| MIMO | <i>Multiple Input Multiple Output</i> |
| MISO | <i>Multiple Input Single Output</i> |
| MP | Máxima Produção de Óleo |
| MPC | <i>Model Predictive Control</i> |
| MRF | Máximo Retorno Financeiro |
| MSDE | Erro Mínimo do Quadrado da Derivada |
| MSE | Erro Mínimo Quadrado ou Mínimos Quadrados |
| MSPE | Erro Mínimo do Quadrado do Período |
| MV | Variável manipulada |
| N | Filtro da ação derivativa |
| NMPC | <i>Non Linear Model Predictive Control</i> |
| NSRGA | <i>Non Square Relative Gain Array</i> |
| P | Horizonte de Predição |

| | |
|--------------------------|---|
| P_{ai} | Pressão no ponto de injeção de gás de elevação no <i>Anular</i> |
| P_{ATM} | Pressão atmosférica |
| P_{bh} | Pressão no fundo do Poço |
| P_{eb} | Pressão da bolha à montante do ponto de inflexão |
| P_k | Transição de covariância dos estados |
| P_{in}, P_1, P_2 | Pressão de entrada e saída |
| P_{pdg} | Pressão em PDG |
| P_{tr} | Pressão no Topo do <i>Riser</i> |
| P_r | Pressão no Reservatório |
| P_{rb} | Pressão à jusante da válvula virtual |
| P_{rt} | Pressão no topo do <i>Riser</i> |
| P_s | Pressão no Separador |
| P_{tb} | Pressão no ponto de injeção de gás de elevação no <i>Tubing</i> |
| P_{tt} | Pressão na ANM (topo do <i>Tubing</i>) |
| P_{top} | Pressão no Topo do <i>Riser</i> |
| PDG | <i>Permanent Downhole Gauge</i> |
| PI | Controlador Proporcional Integral |
| PIB | Produto Interno Bruto |
| PID | Controlador Proporcional Integral Derivativo |
| PTop | Pressão de Topo do <i>Riser</i> |
| PV | Variável de Processo |
| Q_k | Covariância dos estados |
| R | Constante universal dos gases |
| R_k | Covariância das variáveis medidas |
| S | Matriz de sensibilidade |
| S_{escal} | Matriz de sensibilidade escalonada |
| SISO | <i>Single Input Single Output</i> |
| SP | <i>Setpoint</i> |
| SPD | Semi Plano Direito |
| t | Tempo |
| T | Temperatura do sistema |
| TA | Taxa de Amostragem do controlador |
| Ta | Taxa de atualização |
| tc | Período do ciclo |
| Td | Constante do tempo derivativo de controle |
| Ti | Constante do tempo integral de controle |
| TPT | <i>Temperature and Pressure Transdutor</i> |

| | |
|-------------------|---|
| ts | Tempo de subida |
| W_{iv} | Fluxo de massa de gás saindo através da válvula de injeção no <i>Anular</i> |
| W_{iv2} | Fluxo de massa de gás saindo através da válvula de injeção no <i>Anular, para a válvula venturi</i> |
| W_g | Fluxo mássico de gás através da válvula virtual; |
| W_{gl} | Fluxo de massa de gás entrando através da válvula de injeção no <i>Anular</i> |
| W_{out} | Fluxo de produção através da <i>choke</i> de produção |
| W_r | Fluxo de produção do reservatório |
| W_{wh} | Fluxo mássico de produção através da ANM. |
| U_{gs} | Velocidade superficial do gás |
| UKF | <i>Unscented Kalman Filter</i> |
| U | Ação de Controle |
| U^B | Ação de controle na posição anterior |
| U_l | Velocidade superficial de líquido |
| U_t | Velocidade da bolha |
| V_a | Volume do <i>Anular</i> |
| V_{eb} | Volume da bolha acumulado à montante da válvula virtual |
| V_{gt} | Volume do gás no <i>Tubing</i> |
| V_r | Volume do <i>Riser</i> |
| VPM | Valor Presente Máximo |
| V_t | Volume do <i>Tubing</i> |
| x | Valor de referência medido |
| y | Valor simulado |
| α_{gp} | Fração de gás presente no <i>Pipeline-Riser</i> . |
| α_{gr} | Fração de gás presente no <i>Riser</i> |
| α_{gt} | Fração de gás no <i>Tubing</i> |
| α_{gw} | Fração de gás no reservatório |
| ΔP | Variação de Pressão |
| Δt | Variação de Tempo |
| Δy | Variação do sinal de saída |
| $\Delta \theta_j$ | Variação do parâmetro de ajuste |
| δU | Variação de ação de controle |

| | |
|---------------|--|
| ϵ | Razão entre o volume de líquido em relação ao volume de gás |
| ϵ' | Fração de vazão ocupada pela bolha que adentra o <i>Riser</i> |
| $j\omega$ | Componente imaginário dos polos do sistema |
| θ | Ângulo de Inclinação do ponto de inflexão do <i>Pipeline-Riser</i> |
| θ_p | Parâmetros de estimação |
| ρ_{ai} | Massa específica do gás no <i>Anular</i> |
| ρ_L | Massa específica do óleo produzido |
| ρ_{mres} | Massa específica da mistura no reservatório |
| ρ_{mt} | Massa específica do óleo no <i>Tubing</i> |
| γ | Termo real dos polos do sistema |
| Γ | Peso do Erro do <i>setpoint</i> |
| Λ | Supressão de movimento da ação de controle |
| ψ | Penalidade da função objetivo |
| $\omega(t)$ | Erro dos estados na formulação do EKF |
| $v(t)$ | Erro das variáveis medidas na formulação do EKF |

SUMÁRIO

| | |
|--|-----------|
| Capítulo 1 – Introdução..... | 1 |
| 1.1 Produção de Petróleo | 2 |
| 1.2 Estabilização e Aumento de Produção Atual..... | 3 |
| 1.3 Controle Automático de Golfadas..... | 5 |
| 1.4 Atenuação de Golfadas Através de uma Estratégia de Controle Preditivo Não Linear | 6 |
| 1.5 Estrutura do Trabalho | 7 |
| Capítulo 2 – Sistemas de Produção de Petróleo por Gas-lift | 9 |
| 2.1 Reservatório de Petróleo..... | 9 |
| 2.2 Técnica de Elevação por <i>Gas-lift</i> | 11 |
| 2.2.1 Produção Multifásica | 13 |
| 2.2.2 Golfadas em Sistemas de Gas-lift..... | 15 |
| 2.2.3 Produção Golfante | 19 |
| 2.3 Modelagem de Sistemas <i>Gas-lift</i> | 22 |
| 2.3.1 Modelos Simplificados para Sistemas de Gas-lift..... | 25 |
| 2.4 Controle de Produção em Sistema de <i>Gas-lift</i> | 32 |
| 2.4.1 Controle Ativo de Golfadas..... | 35 |
| Capítulo 3 – Modelo Simplificado | 45 |
| 3.1 Modelo Simplificado de Produção por GL..... | 45 |
| 3.1.1 Alternativa Modelo | 53 |
| 3.2 Estimação de Parâmetros | 55 |
| 3.2.1 Não Convexidade do Objetivo | 57 |
| 3.2.2 Método de Ajuste | 59 |
| Capítulo 4 – Estratégia de Controle Preditivo Não Linear – NMPC..... | 63 |
| 4.1 Dinâmica do Sistema de Gas-lift..... | 63 |
| 4.2 Algoritmo de Controle LLT | 69 |
| 4.2.1 Ajuste do Controlador..... | 70 |
| 4.2.2 Estratégia de Retroalimentação | 72 |
| 4.3 Estratégia de Controle | 74 |
| Capítulo 5 – Implementação do Controle Preditivo Não Linear | 77 |
| 5.1 Ajuste do Modelo | 77 |
| 5.1.1 Estimação de Parâmetros | 79 |
| 5.1.2 Validação do Ajuste | 81 |
| 5.1.3 Identificabilidade do Parâmetros | 82 |
| 5.2 Ajuste do Controlador NMPC | 85 |
| 5.2.1 Ajuste do Filtro de Kalman | 86 |
| 5.3 Controle Linear VS Não Linear | 86 |
| 5.3.1 Critérios de Desempenho e Robustez e Ganho | 86 |
| 5.3.2 Controlador Linear | 87 |
| 5.3.1 Limitação de Desempenho pela Dinâmica da MV | 89 |
| 5.3.2 Desempenho do Controlador Linear..... | 90 |
| 5.3.3 Controlador NMPC SISO..... | 92 |
| 5.4 Estratégias MISO..... | 94 |
| 5.4.1 Desempenho do Controlador Não Linear | 95 |
| 5.5 Aumento Teórico da Produção..... | 97 |
| 5.6 Resumo Comparativo dos Controladores | 101 |

| | | |
|--------------------|---|------------|
| 5.7 | Aplicação do Método em um Sistema Real | 102 |
| 5.7.1 | Estimação de um Sistema Real..... | 104 |
| Capítulo 6 | – Conclusões e Trabalhos futuros..... | 105 |
| 6.1 | Conclusões da Modelagem | 105 |
| 6.2 | Conclusões do Controle | 106 |
| 6.3 | Próximos Passos..... | 107 |
| 6.4 | Sugestões para Trabalhos Futuros | 107 |
| Referências | | 109 |
| Apêndice A | – Controle Passivo de Golfadas..... | 117 |
| Apêndice B | – Implementação do Modelo Simplificado | 121 |
| | S-function..... | 121 |
| Apêndice C | – Construção do Diagrama de Bifurcação | 123 |
| | Diagrama de Bifurcação em Sistemas de GL | 123 |
| | Média, Amplitude e Ponto Hopf | 124 |
| | Cálculo do Estacionário..... | 125 |

Capítulo 1 – Introdução

A crescente tendência do consumo energético e da produção de bens de consumo derivados do “ouro negro” faz com que a cadeia produtiva do Petróleo atraia vultuosos recursos financeiros de investimento e renovação. Nos últimos anos, o setor vem sendo uma parcela fundamental no crescimento do PIB nacional, chegando a representar 13 % da riqueza brasileira em 2014 (BRASIL, 2014).

O setor de *Upstream* ou Exploração e Produção de Petróleo (E&P) contribuiu significativamente para essa parcela uma vez que é o carro-chefe deste setor industrial. Mundialmente, em 2015, a produção média total de petróleo foi de 99 milhões de barris por dia (bpd), sendo 6,3% produzidos no Brasil. Pequenos incrementos na produção podem resultar em um retorno financeiro substancial.

Neste sentido, nas últimas décadas, muito se tem investido em Exploração e Perfuração de novos campos de produção. Em 2006, a partir de uma busca por petróleo na Bacia de Santos, foi descoberta um gigantesco acúmulo de gás e condensado de petróleo *offshore*. No mesmo ano, também na Bacia de Santos, foi descoberta o reservatório Tupi, precursor do pré-sal, impactando fortemente no cenário nacional do setor petrolífero.

O fomento às descobertas exploratórias cresceu a partir daí e a produção de petróleo chegou à marca de 2,128 milhões bpd em 2015. A produção de petróleo, operada na camada pré-sal, alcançou um terço da produção total nacional, em 2015, e já ultrapassou metade em 2017 (PETROBRAS, 2016, 2017).

Estimativas mais otimistas apontam que o setor de produção de petróleo poderá representar 20 % do PIB em 2020 (RITTER, 2015).

Entretanto, a partir de 2014, o comportamento dos preços sofreu uma súbita mudança que vai de encontro a este pensamento otimista. O desequilíbrio entre oferta e demanda no mercado internacional e nos fluxos de comercialização contribuíram para a queda dos preços do petróleo. Isso favorece produções com menor custo agregado, como na Líbia e Iraque, e o mercado de produção não convencional, como nos EUA, aumentando a concorrência aos processos com alto valor agregado de poços profundos e ultra profundos, como o do Brasil.

Apesar das tentativas políticas de estabilização e recuperação do setor através da manutenção de preços dos derivados no mercado interno, principalmente dos combustíveis, a evolução está aquém da expectativa. Novas descobertas não conseguem equilibrar as leis de oferta e demanda e a produção ainda é economicamente ineficiente para afetar o seu valor de mercado (ANP, 2015).

Para tornar sistemas profundos competitivos, faz-se necessário o maior entendimento do processo produtivo como um todo para que só assim se desenvolvam novos métodos para aumento de eficiência da produção de petróleo.

1.1 Produção de Petróleo

A degradação natural dos reservatórios em operação e a batimetria singular da produção nacional dificultam a elevação de óleo. Para viabilizar o processo de extração é necessária a implantação de técnicas artificiais de elevação que agregam custo de produção à *commoditie*.

Dentre as técnicas artificiais de elevação destaca-se o *Gas-lift* (GL), que consiste em injetar gás natural à alta pressão na base da coluna de produção. Isto afeta a massa específica do meio diminuindo a pressão hidrostática da mistura, o que facilita e aumenta a vazão de óleo proveniente do reservatório.

Por um lado o GL ganha vantagem frente às demais técnicas de elevação por ser tecnicamente viável na maioria dos cenários de extração *onshore* e

offshore; poços rasos, profundos e ultra profundos; com óleos leves, pesados e arenosos; etc. Por este motivo a técnica é aplicada em mais de 70 % da produção brasileira (FILHO, 2011). Por outro lado, esta técnica traz o ônus de amplificar a problemática do escoamento multifásico gás/líquido, que dependendo das condições de operação, leva ao regime chamado de golfadas (ou *slugging*).

O comportamento golfante é caracterizado pelo fluxo intermitente de líquido seguido de ondas de gás, que é decorrente de diferentes mecanismos hidrodinâmicos intrínsecos ao GL. Esta dinâmica é caracterizada como um ciclo limite estável, que pode produzir grandes oscilações de pressão no sistema a ponto de inviabilizar operacionalmente o processo, afetando a vida útil das instalações, a segurança da unidade operacional e a produção (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

Visto a importância econômica não só nacional, mas também mundial, é de extremo interesse evitar a dinâmica intermitente característica da produção de petróleo por GL. A problemática exposta acima referente aos novos desafios de mercado e às insipientes rotinas operacionais, fortalece a ideia de que a cada dia torna-se mais importante que os recursos um dia investidos na E&P sejam redirecionados para o segmento de Produção e Elevação de Petróleo.

1.2 Estabilização e Aumento de Produção Atual

O comportamento da produção de petróleo de sistemas do tipo GL tem sido estudado por diversos autores (CAMPONOVARA *et al.*, 2010; DI MEGLIO, FLORENT *et al.*, 2012; HU, 2004). Como mostrado por DI MEGLIO *et al.*(2012) e CAMPONOVARA *et al.*(2010), a produção de petróleo possui uma dinâmica não-linear com dois padrões de comportamento: estável e golfante. Como ilustrado na Figura 1.1, a transição dessas regiões é dependente da abertura da válvula de produção, também chamada de *choke*, e do fluxo de gás injetado.

As golfadas ocorrem com elevadas aberturas de *choke* e baixa injeção de gás de elevação influenciando negativamente na produção média do sistema (Prod. Malha Aberta indicada na Figura 1.1). Em relação à produção equivalente ao estado estacionário do sistema (Prod. Estacionário indicada na Figura 1.1) há um potencial ganho/perda de produção (área hachurada da Figura 1.1), que encoraja a busca por soluções operacionais que explorem este potencial, aumentando a eficiência do processo.

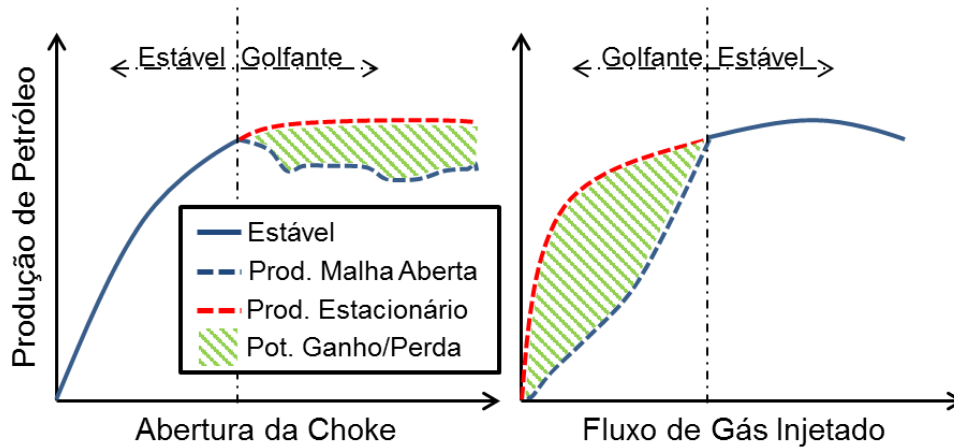


Figura 1.1: Curva Hipotética de Produção de Petróleo em relação à variáveis de entrada de processo (Baseado em HU, 2004, DI MEGLIO *et al.*,2012 e CAMPONOGARA *et al.*,2010).

Na atualidade, ações manuais neste sentido já são realizadas. A manipulação do fornecimento de gás de elevação conduz o sistema para um escoamento livre das golfadas e de maior produção. Entretanto, por questões de projeto e maturidade dos poços, não é possível atingir o ótimo em termos de produção. Além disso, devido à quantidade de poços, que podem chegar até onze em uma mesma plataforma de produção, pode afetar a alocação ótima de gás entre os diferentes poços (DE SOUZA *et al.*, 2010; HU, 2004).

A utilização da válvula *choke* é a solução mais empregada de supressão das golfadas, uma vez que não tem custo agregado. É prática comum a atuação manual da *choke* (dita Malha Aberta) por conhecimento empírico e intuição das equipes de operação. Contudo, além da limitação física intrínseca de válvulas (aberturas de 0 a 100%), a ação de fechamento implica no retorno à região de baixa produção. Ainda, a possibilidade de ocorrência de distúrbios desconhecidos de processo que podem afetar o sistema no momento da manobra e pôr em risco a segurança do processo.

Como uma terceira prática, há a possibilidade de quebra de emulsão água/óleo com a consequente diminuição da viscosidade da mistura multifásica através da adição de desemulsificante. Esta ação em associação ao GL é uma alternativa que aumenta a taxa de recuperação dos reservatórios e a eficiência

do processo (ALSHEHRI; RICARDEZ-SANDOVAL; ELKAMEL, 2010; NGUYEN; SADEGHI; HOUSTON, 2012).

Apesar das vantagens aparentes, esta abordagem necessita de um *footprint* da unidade de operação e a instalação de um sistema dedicado à injeção de desemulsificante agregando custos ao processo de produção. Além disso, assim como para a alternativa de aumento de injeção de gás de elevação, o processo recai num problema de alocação de recursos, uma vez que o suprimento de desemulsificante é limitado pelas instalações e preços de contratos de fornecimento.

Frente ao cenário econômico, as rotinas atuais de aumento e controle de produção já não são suficientes para um processo eficiente. Assim, os avanços tecnológicos em Controle e Automação Industrial permite uma nova abordagem para o aumento da produtividade em processos industriais.

1.3 Controle Automático de Golfadas

A utilização de controle ativo (dito Malha Fechada) alia a otimização da produção a um baixo custo de implementação (ÅSTRÖM; HÄGGLUND, 2001). É possível aliar a estabilidade e segurança operacional, pelo controle do regime de escoamento, com o aumento de produção com o menor investimento possível.

Esta alternativa, através de estudos já realizados por SIVERTSEN *et al.* (2010), DI MEGLIO *et al.* (2012) e JAHANSHAHI *et al.* (2014), mostrou-se promissora para uma aplicação real de controladores clássicos e estruturas avançadas. Através da manipulação ativa das variáveis de processo disponíveis o uso de controladores Proporcional Integral Derivativo (PID) em diferentes estruturas de controle (*feedback*, *cascata*, etc.) foram propostas e testadas.

Apesar do sucesso experimental, o desempenho real de tais técnicas ditas lineares se torna incerto devido à não linearidade, à característica multivariável do sistema e às bruscas ações de controle requeridas que podem ultrapassar os limites disponíveis.

Conseqüentemente, os estudos na área de controle de golfadas estão cada vez mais rumando para a utilização de controle não linear baseado em modelo (JAHANSHAHI, ESMAEIL; SKOGESTAD, 2013). Ainda para incorporar as restrições do sistema e agregar cenários multivariáveis o uso de controle preditivo

baseado em modelos ganha espaço (SALAHSHOOR; ZAKERI; HAGHIGHAT SEFAT, 2013).

Apesar dos esforços, até o momento, as estruturas propostas ainda apresentam pontos de melhoria e possuem uma resistência cultural para a viabilização e aplicação real. Existe uma dificuldade e incompatibilidade de replicação de modelos desenvolvidos até agora para sistemas tipicamente brasileiros. Além disso, os algoritmos que utilizam modelos apresentados possuem elevado custo computacional, o que é intrínseco ao controle preditivo, limitando o uso em tempo real (CODAS; JAHANSHAHI; FOSS, 2016).

1.4 Atenuação de Golfadas Através de uma Estratégia de Controle Preditivo Não Linear

O principal objetivo deste trabalho consiste na **aplicação de um controlador preditivo não linear para a atenuação do regime de golfadas e aumento de produção em sistemas de elevação de petróleo por GL, visando uma posterior aplicação real.**

Para atingir esse objetivo os seguintes objetivos secundários devem ser alcançados:

- construção de um novo modelo caixa cinza que concilia simplicidade e acuracidade para representação de sistemas *offshore* profundos e ultraprofundos, tipicamente brasileiros;

- desenvolvimento de um método de estimação dos parâmetros do modelo à dinâmica de sistemas reais

- apresentar o uso do modelo como ferramenta de estudos não intrusivos da dinâmica das golfadas e dos ganhos potenciais da atenuação deste regime;

- o uso do modelo como uma ferramenta para o estudo de controlabilidade e o uso em estruturas NMPC;

- uma sistemática de ajuste dos parâmetros do controlador, baseado na dinâmica dos sistema e no compromisso entre baixo custo computacional e representatividade da dinâmica;

- comparação entre diferentes possíveis estruturas de controle, visando manter um compromisso entre inovação (aplicação de controladores em poços de extração) e mudanças de paradigmas das ações atuais (pela constante manipulação das entradas e processo) para uma futura aplicação real.

1.5 Estrutura do Trabalho

Para o desenvolvimento dos objetivos, o trabalho foi dividido em seis capítulos, sendo este primeiro uma introdução ao assunto onde se apresenta a motivação econômica e técnica para a construção dos objetivos desta dissertação.

O capítulo 2 compreende a revisão bibliográfica do trabalho, introduzindo o processo de produção de petróleo na seção 2.1 e detalhando na seção 2.2 a técnica de GL, para futuro desenvolvimento do modelo. Nas seções 2.3 e 2.4 são apresentados a modelagem e as técnicas de controle empregadas na produção de petróleo desenvolvidos até o momento, respectivamente. Em complemento, no Apêndice A - Controle Passivo de Golfadas está apresentado uma revisão das técnicas de controle passivo empregadas na produção de petróleo *offshore*.

O capítulo 3, o novo modelo simplificado é apresentado, sendo detalhado na seção 3.1. O método de estimação de parâmetros e replicação do modelo à poços reais é apresentada na seção 3.2. Em complemento, o código no modelo implementado em *simulink* está apresentado no Apêndice B - Implementação do Modelo Simplificado.

O capítulo 4 é apresentado o algoritmo de controle proposto e ao longo deste, a estratégia de controle será apresentada baseada no estudo da dinâmica de produção, desenvolvido na seção 4.1, a partir do modelo simplificado. Na seção 4.2, o algoritmo LLT é detalhado, com uma sistemática de ajuste inicial dos parâmetros de controle e de correção de não linearidades provenientes de distúrbios. Por fim, na seção 4.3, a estratégia de controle sugerida para aplicação do controle não linear é apresentada.

Em complemento, no Apêndice C - Construção do Diagrama de Bifurcação, será apresentado o procedimento de construção do diagrama de bifurcação apresentando o método de cálculo dos valores estacionários, médios, máximos e mínimos, referência para os estudos de desempenho e robustez dos controladores,

O capítulo 5 o método apresentado nos capítulos 4 e 5 é aplicada para um poço virtual implementado no modelo rigoroso OLGA. Na seção 5.1, o modelo é ajustado ao poço e os parâmetros de estimação determinados, seguido de uma etapa de validação e extrapolação da dinâmica. Na seção 5.2, a sistemática de ajuste proposta é aplicado ao controlador, baseada no modelo estimado. Na seção 5.3, o um controlador linear e uma estrutura monovariável do NMPC são estressados ao longo de uma variação de *setpoints* para fins de comparação de desempenho.

Na seção 5.4 a estratégia proposta neste trabalho é aplicada e seu desempenho é medido. Por fim, na seção 5.5, os impactos das ações dos controladores testados são medidos em termos de produção de petróleo e na seção 5.6 é apresentado um resumo comparativo entre os controladores estudados frente à potencial aplicação em um sistema real. De forma complementar, na seção 5.7 os primeiros passos do método para a implantação no sistema real serão mostrados.

As conclusões do trabalho, estão apresentadas no Capítulo 6, onde a partir de uma análise conclusiva do modelo simplificado proposto, na seção 6.1, e da estrutura de controle proposta, na seção 6.2, seguido dos próximos passos para implementação em um poço real, na seção 6.3. Sugestões para trabalhos futuros estão enumeradas na seção 6.4.

Capítulo 2 – Sistemas de Produção de Petróleo por *Gas-lift*

Este capítulo apresenta a revisão bibliográfica do trabalho sendo que, na primeira subseção são introduzidas noções básicas dos reservatórios de petróleo e suas unidades de produção *offshore*. Na seção 2.2, o processo produtivo que utiliza a técnica de *Gas-lift* é detalhado, apresentando os principais parâmetros de processo e o impacto da dinâmica multifásica das golfadas na produção. Na seção 2.3 e 2.4 serão apresentados os trabalhos desenvolvidos até o momento em modelagem e controle, respectivamente, do processo de produção de petróleo.

2.1 Reservatório de Petróleo

Os reservatórios de petróleo são armadilhas geológicas porosas e permeáveis, com características variáveis conforme a sua geolocalização e batimetria. Estas formações contêm um acúmulo de hidrocarbonetos num sistema de alta pressão isolado por rochas impermeáveis, por barreiras de água em sistemas *offshore* e por camadas de acúmulo salino nos campos do pré-sal. Idealmente, o óleo do reservatório é composto de uma mistura de hidrocarboneto de composição definida localizado em locais de fácil acesso (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

Contudo, na realidade o produto é uma mistura multifásica de hidrocarbonetos, líquidos e gasosos, água e sedimentos sem composição bem definida e variante no tempo (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

Uma vez perfurado o reservatório, o processo de produção é realizado através da interligação de múltiplos poços de extração construídos na etapa posterior à Exploração e Perfuração. É realizada a montagem de um revestimento metálico para cada poço, através da rocha impermeável, conectando o reservatório ao leito marítimo (RIBEIRO, CIDO HERNANI PERISSÉ, 2012).

Em seguida uma tubulação de escoamento e elevação do petróleo do reservatório à superfície é introduzida perfurando a rocha permeável liberando o reservatório à superfície (RIBEIRO, CIDO HERNANI PERISSÉ, 2012).

A mistura de hidrocarbonetos, devido à alta pressão de aprisionamento a que o poço está submetido no início da sua vida produtiva (dito poço surgente), tende naturalmente a escoar para superfície. À medida que a produção flui, ocorre uma degradação inerente do reservatório e sua pressão interna cai, inviabilizando o processo natural de ascensão do petróleo (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

Neste momento faz-se necessária a aplicação de técnicas artificiais de elevação, a fim de injetar energia suficiente no processo para que viabilize novamente a operação. Estas técnicas também são utilizadas com o intuito de elevar as taxas de recuperação de reservatórios surgentes (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

Dependendo da pureza das fases envolvidas o desempenho de técnicas “clássicas” de elevação de petróleo como o Bombeio Mecânico, o Bombeio por Cavidade Progressiva ou Bombeio Centrífugo Submerso diminui a ponto de inviabilizar o processo. Além disso, as profundidades às quais os sistemas *offshore* estão submetidos, especialmente os do pré-sal com lâminas d’água de até 2 km, dificultam a construção e manutenção da maioria das técnicas de elevação mecânicas.

Diante destas dificuldades o chamado Sistema de Produção por *Gas-lift* (GL), apesar do alto valor agregado pela necessidade de um sistema de compressão, atinge a viabilidade econômica para áreas de extração com um grande número de poços (LEA; NICKENS; WELLS, 2008; PETROBRAS, 2015).

Tipicamente, uma unidade de produção que emprega esta técnica consiste numa série de poços de extração que interligam o reservatório a uma unidade de armazenamento e transferência (*Floating Production Storage and Offloading*, FPSO), como ilustrado na Figura 2.1. Os poços são constituídos de uma tubulação metálica (chamado *Tubing*), que interliga os reservatórios ao leito marinho, envolvido por um compartimento anular (chamado *Anular*) dedicado ao envio de gás à coluna de produção através da Válvula de Injeção.

A entrada de gás e saída de produto para o leito do mar é regulada por uma estrutura de válvulas submarinas chamada Árvore de Natal Molhada (ANM). A partir desta, também é encaminhada a produção para a superfície, junto ao fundo do mar por uma tubulação flexível horizontal (chamada *Pipeline*) e por uma tubulação flexível vertical (chamada *Riser*) (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

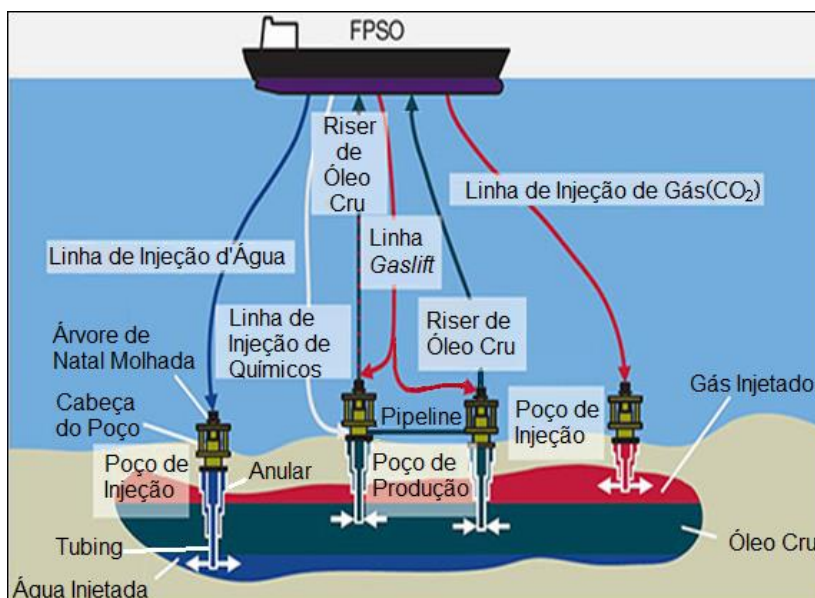


Figura 2.1: Ilustração de uma unidade típica de extração de petróleo por *Gas-lift* (Adaptado de IGUMA E SORRELL, 2015).

2.2 Técnica de Elevação por *Gas-lift*

O *Gas-lift* é uma técnica de elevação artificial de petróleo dada pela injeção contínua de gás natural no *Tubing*. O gás injetado afeta o sistema de três formas: a) “aerando” a mistura oleosa reduzindo a massa específica média do meio, b) a energia de expansão do gás ao entrar na coluna, a qual se encontra a uma pressão menor, impulsiona o óleo para a superfície; e c) ocasiona um deslocamento pistonado de líquido por grandes bolhas de gás.

Todos estes mecanismos diminuem a pressão hidrostática da coluna de líquido aumentando o diferencial de pressão entre superfície e reservatório. Conseqüentemente, o escoamento ascendente do óleo é facilitado e com isso é possível não só aumentar taxas de produção em sistemas surgentes como viabilizar a extração em sistemas maduros (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007b).

O suprimento de gás de elevação é proveniente do Módulo de Compressão, presente no FPSO, que trabalha a altas pressões (acima de 200 kgf/cm²). O gás é distribuído para os poços através de um *manifold*, conforme a necessidade individual de cada poço e capacidade dos trens de compressão. A regulagem da distribuição é realizada por válvulas tipo *choke*. Como ilustrado na Figura 2.2, o gás escoa através do *Anular* até um ponto baixo no *Tubing*, próximo ao ponto de perfuração do reservatório.

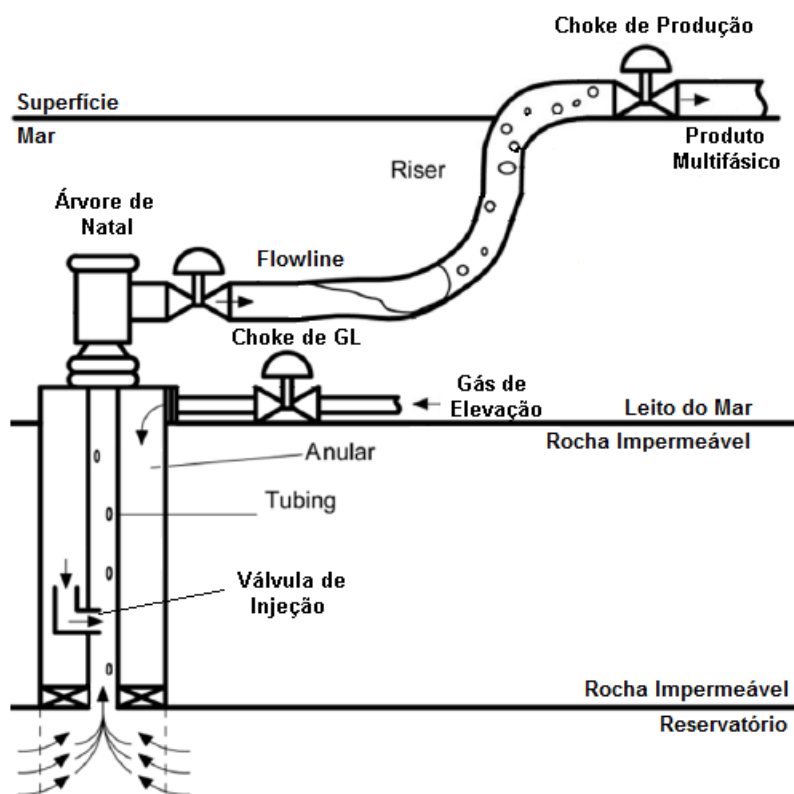


Figura 2.2: Ilustração simplificada do processo de extração de um poço por GL (adaptado de JAHANSHAHI, 2013).

Ali se localiza a chamada Válvula de Injeção onde ocorre a atuação do gás na coluna de produção. Esta é uma válvula de via única, não permitindo refluxo de produto para o compartimento de gás, acionada pela diferença de pressão

entre o *Tubing* e *Anular*. Os mecanismos de facilitação de escoamento, descritos anteriormente, ocorrem neste momento e o produto escoar ascendentemente para a ANM, *Pipeline* e *Riser*, conseqüentemente, até a válvula *choke* de produção (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

Na superfície, junto à jusante da *choke* de produção, ocorre uma primeira equalização do produto no *manifold* de produção que encaminha a mistura multifásica para os Módulos de Processo/Separação junto à FPSO.

A partir daí, as correntes segregadas são devidamente encaminhadas: a água é tratada e reinjetada no reservatório ou descartada ao mar; o óleo é encaminhado para armazenamento e posterior exportação; e o gás é encaminhado para os Módulos de Compressão (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007a).

2.2.1 Produção Multifásica

Uma vez que o produto é uma mistura multifásica de água, gás, óleo e areia, seu comportamento depende da natureza hidrodinâmica das fases envolvidas e da geometria do sistema (SIVERTSEN; STORKAAS; SKOGESTAD, 2010). Em outras palavras, o padrão de escoamento depende das velocidades superficiais de líquido e gás e do sentido e inclinação do fluxo (horizontal ou vertical) e pode influenciar de forma drástica a operação do processo produtivo.

Pensado nisso, a partir da década de 60, esforços foram direcionados à identificação e modelagem dos diversos tipos de regimes de escoamento. Harmathy (1960) estudou as relações entre as velocidades de escoamento bifásico e equacionou a formação de bolhas em estruturas cilíndricas com diferentes componentes.

Mais tarde, Yemada e Duckler (1976) a partir de dados experimentais propuseram um mapa genérico de regimes para fluxos bifásicos em sistemas horizontais identificando a transição de cinco regimes básicos: Estratificado, Estratificado Ondulado, Golfada (Severa), Anular e Bolha Dispersa.

Estendendo a questão para o setor de produção *offshore*, Taitel e Yehuda (1986) validou e mapeou experimentalmente a ocorrência destes regimes para um sistema água-óleo em um sistema horizontal, ilustrados na Figura 2.3.A.

Posteriormente, o mapa foi validado para sistemas verticais ascendentes, como para ar-óleo por Stanislav *et al.*(1986). Neste trabalho, na Figura 2.3.B,

assim como no anterior são identificados os fluxos intermitentes com os diferentes regimes de escoamento já identificados por Yemada e Duckler (1976), como a problemática Golfada Severa.

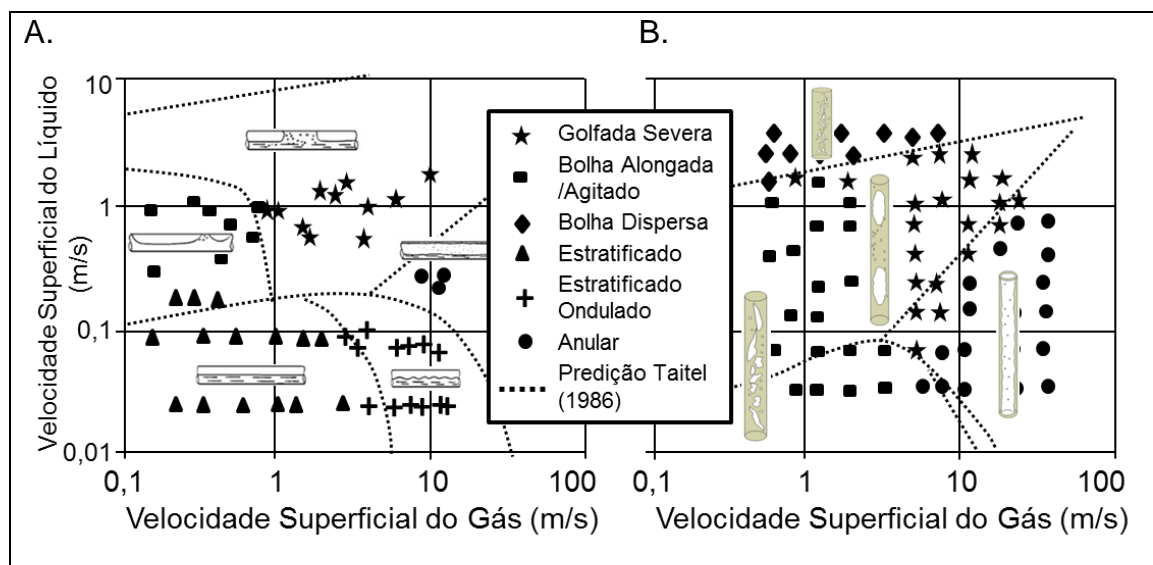


Figura 2.3: Ilustração do mapa de padrão de escoamento em escoamento: A. horizontal; e B. vertical (STANISLAV; KOKAL; NICHOLSON, 1986; TAITEL, YEHUDA, 1986).

Com o intuito de prever a ocorrência do fluxo intermitente, Taitel *et al.*(1990) propuseram um critério para ocorrência das golfadas. Baseado numa estrutura de *Riser* com fluxos constantes de entrada de líquido e gás, correlacionando a energia disponível no sistema (Φ) e a contrapressão exercida no *Riser* (P_s), os autores chegaram a seguinte expressão:

$$\frac{P_s}{P_{ATM}} > \frac{\frac{\epsilon * l + L}{\epsilon} - h}{\frac{P_0}{\rho L * g * \Phi}} \quad (2.1)$$

onde P_{ATM} é a pressão atmosférica; ρL é a massa específica do líquido (água e óleo); ϵ é a razão entre o volume de líquido em relação ao volume de gás, baseado em dados do separador; ϵ' é a fração de vazio ocupada pela bolha que adentra o *Riser*, assumida como constante e igual a 0,9 em qualquer sistema vertical; l é o comprimento do pipeline antes do *Riser*; h é a altura do *Riser*, L é o comprimento depois do ponto de inflexão; g é a aceleração gravitacional; e Φ é um índice de *holdup* de líquido no *Riser* calculado por $\Phi = 1 - U_{Gs}/U_t$, onde U_t é a velocidade da bolha e U_{Gs} é a velocidade superficial do gás.

Este critério, assim como outros propostos (BOE, 1981; JANSEN, F. E.; SHOHAM; TAITEL, 1996), fornece diretrizes para aplicações reais de sistemas com escoamento multifásico. A partir de uma equação algébrica de parâmetros de projeto dos sistemas é possível identificar limitações físicas de operação e projeto e embasar sistemas de controle de produção.

A aplicabilidade dos métodos depende se as hipóteses do critério correspondente são plenamente válidas e se as variáveis e parâmetros estão disponíveis. Além disso, os mecanismos que levam a ocorrência das instabilidades devem estar bem esclarecidos e esta é uma análise estática, insuficiente para aplicações em controle automático dinâmico.

2.2.2 *Golfadas em Sistemas de Gas-lift*

Em sistemas de GL como os ilustrados na Figura 2.2, segundo Jahanshahi (2013) foram identificados os principais mecanismos sistemáticos que ocasionam a golfada severa:

- a) Cabeceio Anular;
- b) Onda de Densidade;
- c) Golfada por Acidente;
- d) Golfada Hidrodinâmica; e
- e) Golfada Operacional.

Golfada por Cabeceio Anular

O fenômeno de Cabeceio Anular ocorre quando o fluxo de gás de elevação não é crítico, ou seja, a taxa de injeção de gás no Tubing é variável conforme a diferença de pressão entre o *Anular* e *Tubing*. A instabilidade provém da dinâmica de escoamento no compartimento *Anular* e necessita de duas condições para ocorrer: a) a dinâmica do fluxo bifásico no *Tubing* ser dominado pela gravidade e b) possuir um grande volume de gás natural comprimido no *Anular* (HU, 2004).

Sendo o tamanho da válvula de injeção grande o suficiente, qualquer variação na taxa de injeção de gás natural irá perturbar a pressão da coluna de produção e vice-versa (HU, 2004).

Assim, como ilustrado na , assumindo uma variação negativa de pressão no *Tubing*, a taxa de injeção de gás de elevação irá aumentar (1) devido ao aumento da diferença de pressão com o *Anular*. Consequentemente, ocorre a diminuição da densidade da mistura e a pressão na coluna será reduzida ainda mais (2). Esta condição se estende até o momento em que a pressão no compartimento de gás diminui (3). Isto decorre do não equilíbrio entre o fluxo de entrada de gás natural no anular e o fluxo de saída do gás através da válvula de injeção (escoamento não crítico). A partir daí o fluxo de gás de elevação, entrando na coluna de produção, começa a cair. Este efeito pode resultar em um ciclo limite (4) como o ilustrado na .

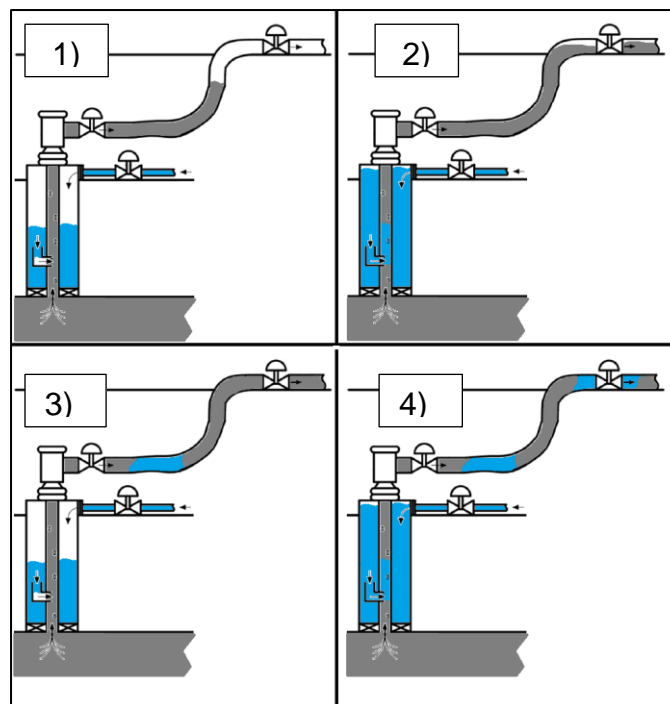


Figura 2.4: Ilustração do comportamento das fases gás (em azul) e da fase líquida (em cinza) das etapas do Mecanismo de Cabeceio Anular: 1) Início do Enchimento do *Anular*; 2) Esvaziamento do *Anular* e Injeção de gás no *Tubing*; 3) Propagação do gás seguido da cessão de injeção e novo enchimento do *Anular*; 4) Retomada do enchimento do *Anular*.

Golfada por Onda de Densidade

O fenômeno de Onda de Densidade ocorre quando o fluxo através da Válvula de Injeção é crítico, ou seja, o fluxo de gás através do orifício da válvula de injeção é supersônico e, conseqüentemente, a vazão de gás é constante e

independente da diferença de Pressão entre *Anular* e *Tubing*. A instabilidade é proveniente da dinâmica de escoamento no *Tubing* e variações do fluxo de líquido vindo do reservatório alteram a densidade da coluna de produção mudando as frações relativas das fases (gás e líquido).

Num primeiro momento, como ilustrado na , a fração de gás na coluna não é suficientemente grande e a pressão no fundo do poço é igual à pressão no reservatório resultando num fluxo mínimo de produção proveniente do reservatório (1). À medida que gás entra constantemente no sistema a coluna de produção vai sendo aerada e a pressão no fundo do poço vai diminuindo até que atinge valores menores que a pressão do reservatório. Isto gera uma região de baixa de densidade no fundo do *Tubing* facilitando o escoamento de óleo proveniente do reservatório através das tubulações.

A partir daí o óleo começa a entrar no sistema (2) e, paralelamente e concorrentemente à aeração, começa a incrementar a densidade do meio até o momento em que a produção atinge um máximo (3). Daí em diante a dinâmica do óleo domina o cenário e a produção decai até o ponto em que a produção cessa novamente e o ciclo se repete (4), conforme ilustrada na .

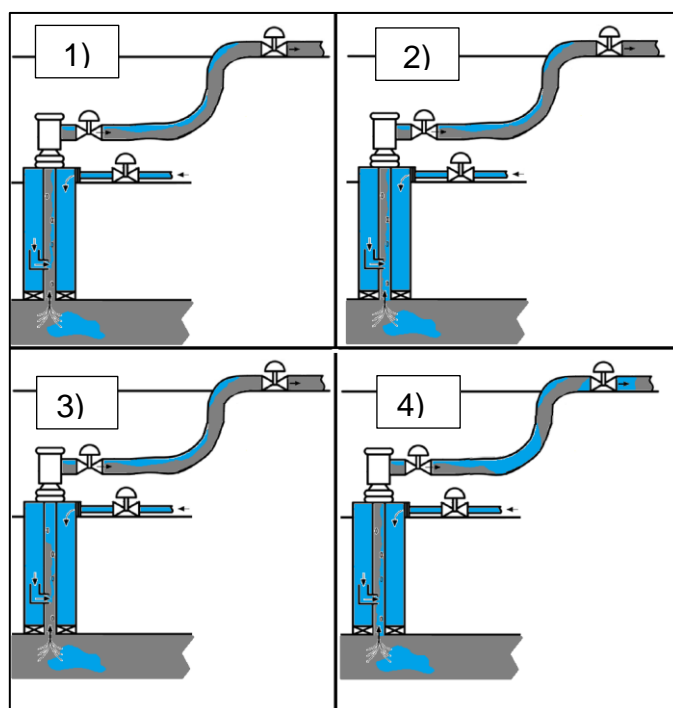


Figura 2.5: Ilustração do comportamento das fases gás (em azul) e da fase líquida (em cinza) das etapas do Mecanismo de Onda de Densidade: 1) Fluxo mínimo; 2) Fluxo crescente; 3) Fluxo máximo com aumento da densidade do meio; 4) Diminuição do fluxo até o mínimo e reinício do ciclo.

Golfada por Acidente

O fenômeno de Golfada por Acidente é causado pelo acúmulo de líquido em pontos baixos gerados por acidentes na tubulação de encaminhamento no leito marinho, principalmente no ponto de transição *Pipeline* → *Riser*. Neste local o acúmulo de líquido exerce uma contrapressão estática no fluxo de produção, bloqueando a fase gás, como ilustrado na Figura 2.6.

Num primeiro momento há a formação do bloqueio por ação da gravidade acarretando no impedimento do fluxo de gás (1). À medida que o tempo aumenta, gás vai se acumulando à montante da inflexão, a pressão vai aumentando até o momento em que está excede a pressão hidrostática da coluna líquida (2) e a mistura é impulsionada abruptamente à superfície (3). Após esta ação, uma parte de líquido que não consegue ascender completamente retorna ao ponto baixo por ação da gravidade (*holdup* de líquido) (4) e o ciclo é retomado, como ilustrado na Figura 2.6.

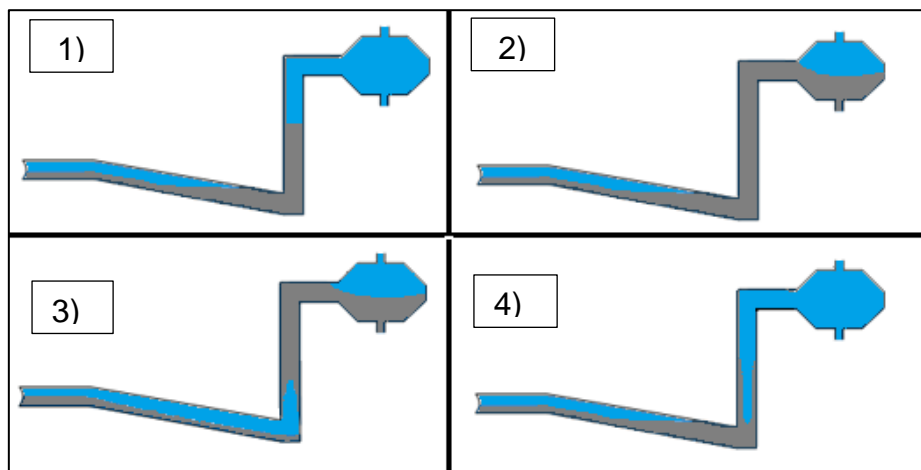


Figura 2.6: Ilustração do comportamento das fases gás (em azul) e da fase líquida (em cinza) das etapas do mecanismo de Golfada por Acidente na produção de óleo: 1) Acúmulo de óleo no acidente seguido de compressão de gás à montante; 2) Impulsão do líquido; 3) propagação da onda de gás; e 4) Retorno de óleo (*Holdup*) com novo acúmulo na inflexão de óleo e retomada do ciclo (baseado em Jahanshahi,2013).

Golfada Hidrodinâmica

A hidrodinâmica ocorre nas seções horizontais do pipeline e é gerada pela diferença de perda de carga das fases (consequentemente das velocidades de escoamento de líquido e gás). Essa diferença gera uma defasagem no escoamento e produz a chamada golfada hidrodinâmica. Esta instabilidade origina oscilações significativamente mais brandas do que a dos mecanismos citados acima e acaba sendo amortizada ao longo do sistema. (JAHANSHAH, ESMAEIL, 2013).

Golfada Operacional

A golfada operacional ocorre devido a transições de pontos operacionais, distúrbios de operação e partidas operacionais. Como será mostrado na Subseção 4.1, variações nas entradas de processo, sendo elas previsíveis ou não, podem levar ao regime de escoamento golfante (JAHANSHAH, ESMAEIL, 2013).

2.2.3 *Produção Golfante*

O cenário de operação intermitente, como introduzido no Capítulo 1, pode gerar problemas operacionais e de segurança para instalações industriais, uma vez que a intermitência de fases causa grandes oscilações de pressão no sistema. Devido à característica multifásica, não é viável (em sistemas reais) realizar o monitoramento dinâmico de parâmetros diretos de produção como vazão e densidade.

Tipicamente, faz-se uma associação direta de produção com a pressão do sistema em três pontos ao longo do processo: Pressão de Fundo de Poço (chamada PDG, *Permanent Downhole Gauge*), Pressão de Topo do Poço (chamada TPT, *Temperature and Pressure Transductor*), e Pressão de Topo do *Riser* (chamada PTop). Devido ao posicionamento e ao tempo de resposta relativo aos demais pontos de medição, PDG é o principal parâmetro de monitoramento do poço.

Esta relação produção *versus* pressão é sensível ao mecanismo de intermitência. Como ilustrado na Figura 2.7, para o mecanismo de Cabeceio Anular em um caso genérico, as golfadas podem ocasionar oscilações de pressão de até 50 bar no fundo do poço durante um ciclo de 1,5 h.

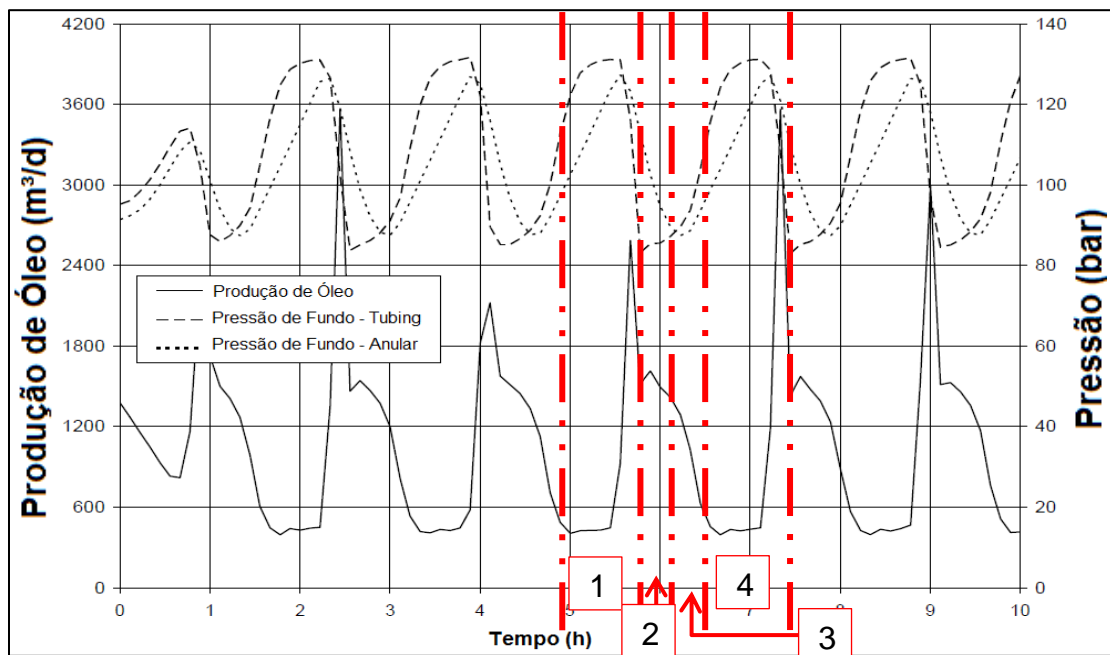


Figura 2.7: Monitoramento da produção de óleo através da pressão dinâmica das etapas do Mecanismo de Cabeceio Anular: 1) Enchimento do Anular; 2) Injeção de gás no Tubing; 3) Propagação do gás seguida da cessão de injeção; 4) Retomada do enchimento do Anular (baseado em Hu, 2004).

Estas oscilações estão em fase com a produção de óleo e diretamente correlacionadas com a intermitência na produção. Para o Cabeceio Anular, as etapas enumeradas anteriormente podem ser visualizadas na dinâmica da pressão de fundo do poço e do *Anular*.

Para a dinâmica de Onda de Densidade, a correlação é vista para a Pressão do Reservatório e Pressão de Fundo de poço, como ilustrado na Figura 2.8. Já para o mecanismo de Golfada por Acidente, esta correlação não pode ser diretamente relacionada às variáveis de processo uma vez que os acidentes de tubulação são incertos. Neste, as oscilações são sentidas diretamente na vazão de produção de óleo, que como pode ser visualizado sofre grandes variações de até 300 m³/d, como ilustrado Figura 2.9 para um caso genérico.

Os casos observados são genéricos e meramente ilustrativos. A magnitude das amplitudes, períodos e reposta à produção dos diferentes mecanismos são dependentes das características físicas e físico-químicas do poço, como será discutido no Capítulo 3 e 4.

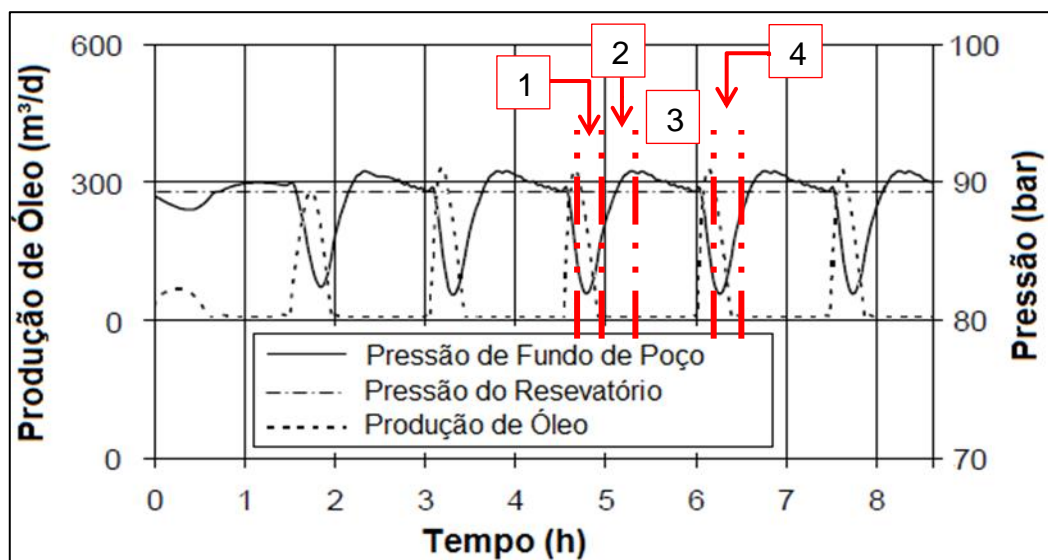


Figura 2.8: Monitoramento da produção de óleo através da pressão dinâmica das etapas do Mecanismo de Onda de Densidade: 1) Fluxo mínimo; 2) Fluxo crescente; 3) Fluxo máximo com aumento da densidade do meio; 4) Diminuição do fluxo até o mínimo e reinício do ciclo (baseado em Hu, 2004).

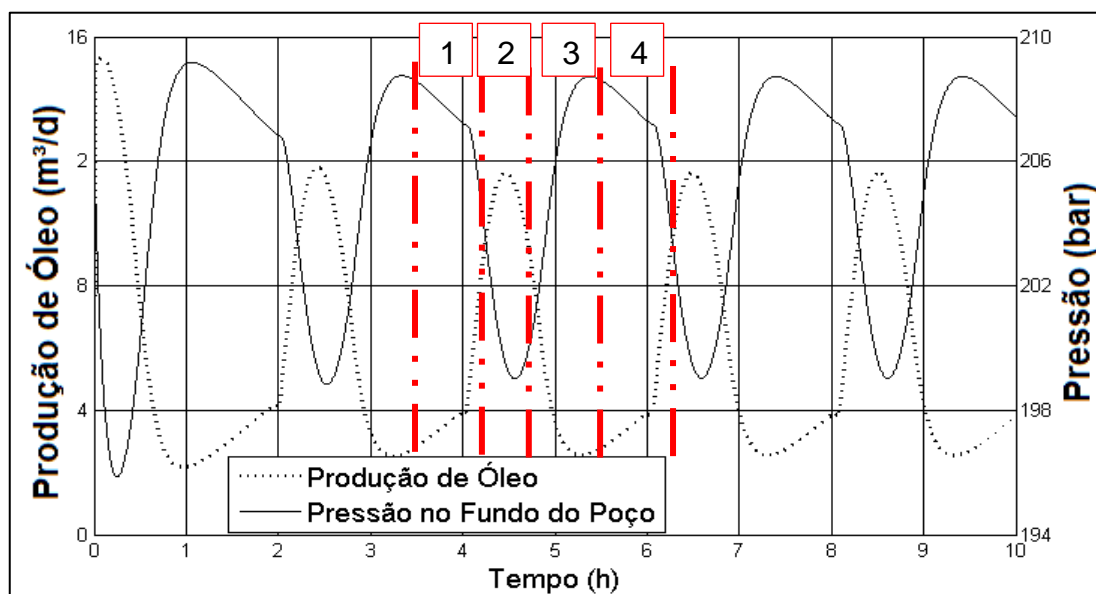


Figura 2.9: Monitoramento da produção de óleo através da pressão dinâmica das etapas do mecanismo de Golfada por Acidente na produção de óleo: 1) Acúmulo de óleo no acidente seguido de compressão de gás à montante; 2) Impulsão do líquido; 3) propagação da onda de gás; e 4) Retorno de óleo (*Holdup*) com novo acúmulo na inflexão de óleo e retomada do ciclo (baseado em Jahanshahi, 2013).

Análise Dinâmica de Processo

Uma forma de visualizar a produção e identificar a transição de uma região operacionalmente estável para uma golfante é a construção do diagrama de bifurcação, como o ilustrado na Figura 2.10. O gráfico traduz a resposta do sistema frente às entradas, como a abertura da *choke*, indicando o início da região golfante (Ponto de Bifurcação) e a sensibilidade/ganho da região estável. Para a região golfante, o gráfico traz informações de amplitude (Valores máximos e mínimo) e média (indicada pela Prod. Malha Aberta) do ciclo limite. De forma complementar, através do cálculo do valor estacionário (indicada pela Prod. Estacionário) a perda de produção é diretamente relacionada. O uso desta ferramenta será melhor explorado na Seção 4.1.

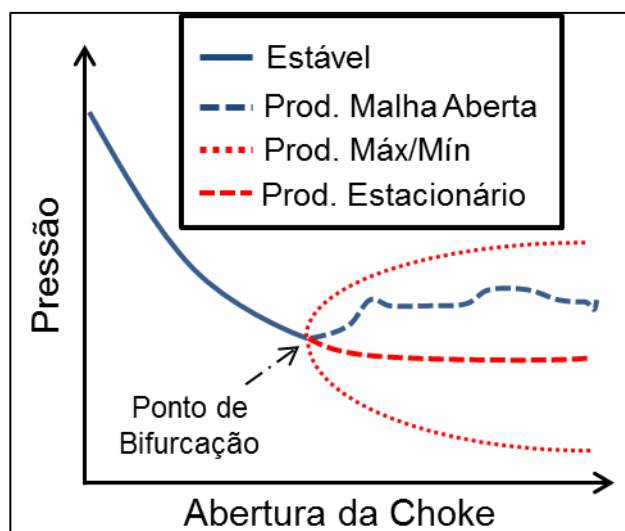


Figura 2.10: Diagrama de Bifurcação Hipotético (baseado em Jahanshahi, 2013).

Por questão de espaço, o procedimento de construção do diagrama de bifurcação está apresentado no Apêndice C - Construção do Diagrama de Bifurcação.

2.3 Modelagem de Sistemas *Gas-lift*

Como já mencionado, equações algébricas como a equação 2.1, são indicadores estáticos e não são suficientes para representação do comportamento dinâmico. Para tanto, existem três tipos diferentes de modelos desenvolvidos para sistemas de GL: fenomenológicos, empíricos e semi-empíricos.

O primeiro tipo, também dito caixa branca, retrata a dinâmica do sistema a partir de leis básicas de conservação da engenharia (Balanços de Massa, Energia e *Momentum*, relações de Navier-Stokes, etc.) e correlações físico químicas. Uma série de Equações Diferenciais Parciais (EDP's) são resolvidas para descrição do fluxo bi (óleo e gás) e trifásico (óleo, água e gás).

Para estes tipos de modelos podem-se citar os softwares OLGA e LedaFlow (BELT *et al.*, 2011; BENDIKSEN *et al.*, 1991; EHINMOWO; CAO, 2015; HESKESTAD, 2005; JAHANSHAH, ESMAEIL *et al.*, 2014; LEEBEECK; JOHANSEN, 2013). Estes softwares são capazes de reproduzir os mecanismos da golfada para muitos casos, sem a necessidade de ajustes estruturais e estimação paramétrica para uma boa representação. Entretanto, ainda são incapazes de representar instabilidades provenientes da dinâmica dos reservatórios (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2015).

Apesar da potencial acuracidade, a complexidade associada aos modelos do tipo caixa branca trás o ônus do elevado custo computacional, além do custo monetário relativo à aquisição de licenças de uso. Para a área de otimização, traz consigo o ônus da impossibilidade de derivação de leis de controle e critérios de estabilidade e observabilidade (DI MEGLIO, FLORENT *et al.*, 2011).

Num sentido oposto ao fenomenológico, a modelagem empírica, também chamada caixa preta, é composta de uma série polinomial de ordem variada geradas a partir de dados históricos do sistema. A estrutura deste é mais simples e o custo computacional é consideravelmente menor do que para modelos caixa branca, uma vez que a solução é analítica e não necessita da aplicação de métodos numéricos.

Jahanshahi *et al.*(2008) e Salahshoor *et al.*(2013) reconstroem a dinâmica do sistema através de modelagem *Fuzzy* para Cabeceio Anular e Redes Neurais para Onda de Densidade, respectivamente, em um reservatório simulado para o emprego em controle.

Já Teixeira *et al.*(2014) a partir de um método que emprega métodos de identificação de sistemas e redes neurais, reconstrói a dinâmica para a aplicação em medidores virtuais de pressão. Apesar do sucesso relatado, para sistemas extremamente não lineares e suscetíveis a diversos distúrbios não medidos, como é o GL, modelos caixa preta não são robustos o suficiente para

aplicações reais. Este tipo de abordagem é recomendada para interpolação de sistemas lineares e pouco usado para extrapolações.

No intuito de corrigir discrepâncias proveniente da não linearidade, ambos os trabalhos citados utilizam técnicas de retroalimentação como modificações do Filtro de Kalman, EKF (*Extended Kalman Filter*) e UKF (*Unscented Kalman Filter*). Além disso, para formulação de modelos abrangentes é necessária uma gama de dados de sistemas golfantes e não golfantes suficientemente grandes, que pode não estar disponível em sistemas reais.

A replicação direta do modelo de um sistema para outro não é possível, sendo necessária a construção de um novo modelo baseado em novos dados, dificultando o processo de escalonamento de tecnologia.

Por último, os modelos semi-empíricos mesclam os conceitos das outras duas classes a fim de assumir um compromisso entre complexidade e acurácia. Através ou Equações Diferenciais Parciais (EDP's), ou de Equações Diferenciais Ordinárias (EDO's), que descrevem apenas balanços mássicos, somadas a Equações Algébricas (EA's) derivadas das leis de conservação e de correlações são construídos modelos chamados caixa cinza.

Em relação ao caixa branca, a complexidade do sistema é diminuída por simplificações realizadas no processo de construção do modelo. Como consequência, para manter a acurácia a sistemas reais tem-se a necessidade de estimar alguns parâmetros matemáticos baseado em dados históricos, similar ao caixa preta. Apesar do esforço para a estimação, esta classe de modelos é útil para interpretação de dinâmicas, sendo utilizado até mesmo para estudos de modelagem empírica (JAHANSHAH, E.; SALAHSHOOR; SAHRAIE, 2008).

Quanto aos desenvolvimento de modelos baseados em EDP's podem-se citar os modelos desenvolvidos por Storakaas *et al.*(2001), Sinagre *et al.*(2006), Di Meglio *et al.*(2011) e Nemoto e Baliño (2012). O segundo trabalho foi desenvolvido a fim de prever os mecanismos de Golfada por Onda de Densidade e Cabeceio Anular. Os outros três desenvolvidos para a predição da Golfada por Acidente. Entretanto, estes modelos, assim como os

fenomenológicos impossibilitam ou tornam muito complexas as derivações das leis de controle e critérios de estabilidade e observabilidade.

Assim, dentro do objetivo deste trabalho (de controle e otimização através de controle baseado em modelo) os modelos baseados em EDO's tornam-se a principal ferramenta para desenvolvimento de novos métodos (BEQUETTE, 1998).

Pensado assim, a fim de definir a ferramenta mais adequada, será apresentado, na seção que segue, um breve histórico da evolução de modelos tipo caixa cinza baseado em EDO's para sistemas de produção de petróleo por GL.

2.3.1 Modelos Simplificados para Sistemas de Gas-lift

Um dos primeiros estudos apresentados na modelagem de sistemas de GL foi o de Taitel *et al.*(1980), já apresentado seção 2.2.1, aonde os autores validaram o modelo com dados experimentais e foram capazes de descrever a transição de dinâmica para um sistema bifásico gás-óleo em um escoamento vertical ascendente.

Este modelo, assim como os apresentados por Sarica e Shonam (1991) e Jansen *et al.*(1996), são denominados “*Early-Stage Models*” e deram início aos estudos sobre a modelagem do tipo caixa cinza para sistema de GL. Apesar do sucesso inicial para representação das oscilações de pressão, estes modelos pecavam na representação de regiões estáveis e transição de mecanismos.

Já no século 21, o foco da modelagem passou a ser reprodução dinâmica de todo o mapa de estabilidade embasada apenas nos balanços de massa simplificados. Inspirados pela ideia inicial de Jansen *et al.*(1999), que propuseram a modelagem simplificada por três EDO's para o equacionamento da conservação da massa na região do poço (*Tubing* e *Anular*) e equações algébricas para correlacionar pressão e temperatura aos estados dinâmicos calculados.

Além disso, os autores sugerem que as equações de fluxo devam ser calculadas de forma algébrica e simplificada pela correlação de pressões e que devem ser ajustadas conforme o tipo de válvula utilizada no sistema estudado.

Pensado nesta ideia de simplicidade e nos resultados motivadores apresentados pelos autores em termos de controle, todos os modelos apresentados utilizam três principais premissas:

1. Sistema bifásico gás-óleo imiscíveis;
2. Velocidade constante da fase líquida;
3. Comportamento ideal da fase gás; e
4. Temperatura constante;

Mais tarde, Aamo *et al.*(2005) propõem um modelo simplificado para um poço como o representado pela .A, para construção de um analisador virtual para fins de controle. Baseado nas ideias e premissas de Jansen *et al.*(1999), o autor equaciona os três estados dinâmicos do sistema (Massa de Gás no *Anular*, Massa de Gás no *Tubing* e Massa de Líquido no *Tubing*) e define as equações de fluxo das válvulas *choke* e de injeção de gás como modelos simplificados para regime turbulento do tipo $W = K * \sqrt{\Delta P}$.

A dinâmica do reservatório é negligenciada e o fluxo de produção proveniente é considerado monofásico (apenas óleo) e dado por uma relação linear. A perda de carga dinâmica e a compressibilidade das fases são desconsideradas.

Estas premissas restringem a aplicação do modelo ao fenômeno de Cabeceio Anular, uma vez que o comportamento turbulento e o supersônico (necessário para ocorrência da onda de densidade) são distintos. Ainda assim, o modelo proposto é validado e comparado com o software OLGA com boa aderência (IMSLAND, 2002). O modelo apresentado, descreve um poço por três EDO's, quinze EA's e três parâmetros estimados (Constantes de Válvulas).

A fim de aprimorar este modelo, Eikrem *et al.* (2008) adicionam a informação da razão óleo/gás do reservatório e incluem o fluxo de gás proveniente no reservatório no balanço. A partir desta modificação, que agregaram mais uma EA, os autores realizaram satisfatórios estudos de

controlabilidade e estabilidade, utilizando-o dados de OLGA para ajuste de modelo e aplicação de controle.

Jahanshahi *et al.* (2012) adicionaram um termo de perda de carga dinâmica ao sistema e modificaram a forma de cálculo das frações e massa específica, a fim de excluir a premissa inicialmente adotada de não compressibilidade do sistema na Árvore de Natal. Este novo modelo, com mais dezenove EA's agregadas, foi utilizado para a realização de um novo estudo de estabilidade e controlabilidade, validado com OLGA.

Com a mesma intenção, Hussein *et al.*(2015) utilizam considerações para o balanço material idênticas às de Eikrem *et. al.*(2008), desconsiderando a presença de gás proveniente do reservatório. Os autores propõem equações de fluxo nas válvulas *choke* de GL para descrição do fluxo de entrada de gás de elevação e uma equação de válvula baseada em projeto de válvulas para a injeção de gás no sistema, que leva em consideração a dinâmica do sistema (escoamento subcrítico e crítico).

Além disso, um termo exponencial é adicionado para o cálculo das pressões, a fim de tratar a premissa de gás ideal. Apesar disso, este modelo apresenta problemas de estabilidade numérica para reprodução das golfadas e é utilizado apenas para estudo teóricos de controlabilidade (HUSSEIN; AL-DURRA; BOIKO, 2015; SHI *et al.*, 2016).

A fim de viabilizar o modelo para os fenômenos de Onda de Densidade e Cabeceio Anular e resolver os problemas de instabilidade numérica, Shao *et al.*(2016) propõem a atualização das pressões das misturas ao longo do *Tubing* no chamado "*Plastic Bag Model*", ilustrado pela .B.

Os problemas de convergência numérica são resolvidos através da discretização da região do *Tubing* em N componente discretos. Em contrapartida, o custo computacional do problema aumenta consideravelmente e apesar do sucesso aparente, os modelos não foram validados experimentalmente ou por modelos fenomenológicos e apenas comparados a modelos simplificados.

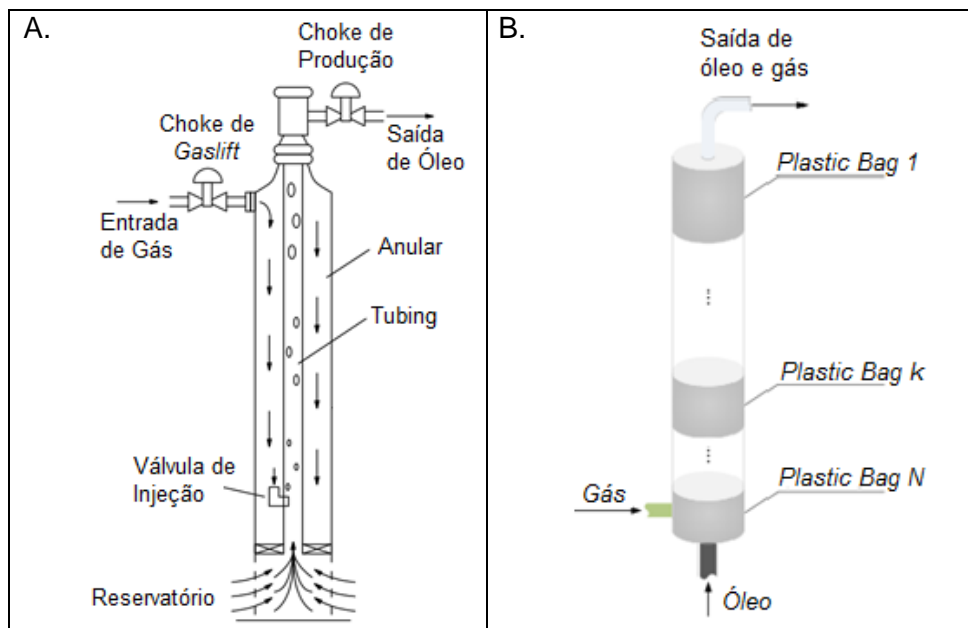


Figura 2.11: Representação do sistema modelado para a região do Poço propostos por: A. Aamo *et al.*(2005), Eikrem *et al.*(2008), Jahanshahi *et al.*(2012) e Hussein *et al.*(2015); e B. Shao *et al.*(2016). (Baseado em Aamo *et al.*, 2005, e Shao *et al.*, 2016)

Para o mecanismo de Golfada por Acidente, Storakaas *et al.*(2003) desenvolvem um modelo simplificado para a região *Pipeline-Riser*, como a representada na Figura 2.12.A, com três EDO's, vinte e quatro EA's e quatro parâmetros de estimação. São utilizadas equações simplificadas de válvula para a descrição do fluxo considerando perdas estáticas e dinâmicas de pressão ao longo do sistema ($\Delta P = P_f + \rho * g * \Delta h$).

Os autores consideram os fluxos de entrada do sistema constantes e o comportamento estacionário no fundo do *Riser*, de modo que o mecanismo golfante é gerado pela obstrução de líquido. Através deste modelo, é possível capturar com boa aderência a transição de estabilidade operacional a dados experimentais e dados simulados em OLGA (SIVERTSEN; STORKAAS; SKOGESTAD, 2010; STORKAAS, ESPEN; SKOGESTAD; GODHAVN, 2003).

Na mesma linha, para um sistema *Pipeline-Riser*, Jahanshahi *et al.*(2011) propõem a inclusão de um estado dinâmico pela segregação de duas correntes de líquido, uma no *Pipeline* e outra no *Riser*. O modelo é ajustado e validado a dados de OLGA e demonstra ser o que melhor representa as golfadas em termos de transição de regimes frente aos demais modelos apresentados.

Paralelamente, Di Meglio *et al.*(2009) propõem a inserção de uma válvula virtual no ponto de inflexão do sistema *Pipeline-Riser*, como indicado na Figura 2.12.B, para modelar as instabilidades operacionais ocasionadas pela Golfada por Acidente. A montante desta válvula virtual, gás se acumula e forma uma grande bolha alongada, cuja pressão aumenta com o aumento do gás acumulado, eventualmente, gerando instabilidade. O modelo utiliza três EDO's e sete EA's, com fluxos de entrada de gás e óleo constantes e fluxo de saída representado por uma equação simplificada de válvula.

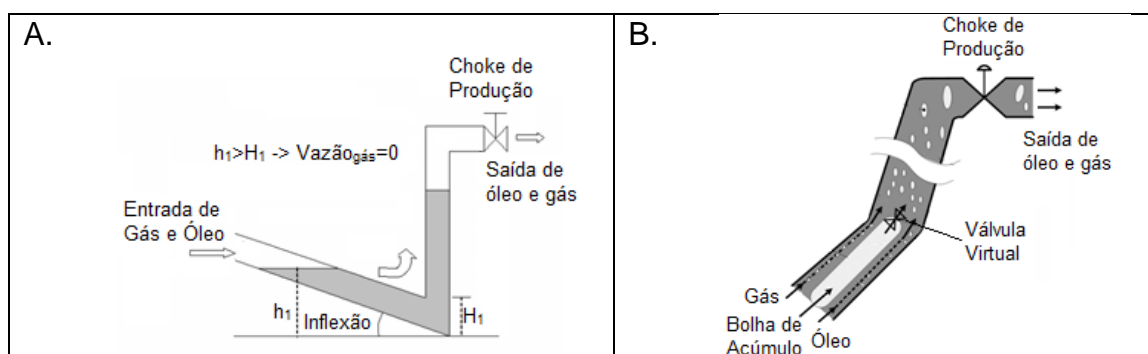


Figura 2.12: Representação do sistema modelado para a região do Pipeline-Riser propostos por: A. Storkaas *et al.*(2003), Siverstsen *et al.* (2010) e Jahanshahi *et al.*(2011); e B. Di Meglio *et al.*(2009). (Baseados em Siverstsen *et al.*, 2010, e Di Meglio *et al.*, 2009)

A válvula virtual, por não ser um objeto real do sistema, agrega quatro novos parâmetros de estimação, além da constante da válvula *choke*. A simplicidade do modelo faz com que haja solução analítica para o problema. Ainda simples, o modelo demonstrou uma boa adequação à modelagem fenomenológica e a sistemas experimentais (DI MEGLIO, FLORENT *et al.*, 2012; DI MEGLIO, FLORENT; KAASA; PETIT, 2009).

Mesmo com o significativo esforço até aqui apresentado, na tentativa de modelar sistemas de GL não há consolidação da real aplicabilidade de tais modelos. Estes não são capazes de abranger um sistema real de produção como um todo, uma vez que as instabilidades são provenientes de diferentes mecanismos em diferentes pontos do processo (SKOFTELAND *et al.*, 2007).

Diante disso, Jahanshahi (2013) adicionou ao modelo, anteriormente proposto por Jahanshahi e Skogestad (2011), dois estados dinâmicos para a representação da massa de gás e líquido proveniente do *Tubing*, como ilustrado na Figura 2.13.A.

A dinâmica do reservatório é uma relação linear de pressões na base do poço. As pressões calculadas considerando perda de carga estática e dinâmica. Isto agrega ao modelo mais duas EDO's, dezoito EA's e um parâmetro a ser estimado. O modelo se ajusta com boa qualidade aos dados gerados pelo OLGA, mas não inclui as dinâmicas provenientes do *Anular*.

Com tudo, fica clara a necessidade da construção de um modelo *Anular-Tubing-Pipeline-Riser* como o ilustrado na Figura 2.13.B. Tal modelo deve abranger todas as especificidades de um sistema tipicamente brasileiro, descrito anteriormente. Uma análise crítica dos trabalhos existentes às necessidades do novo modelo está resumida na Tabela 2.1, identificando a elegibilidade dos modelos existentes às características necessárias para o novo modelo.

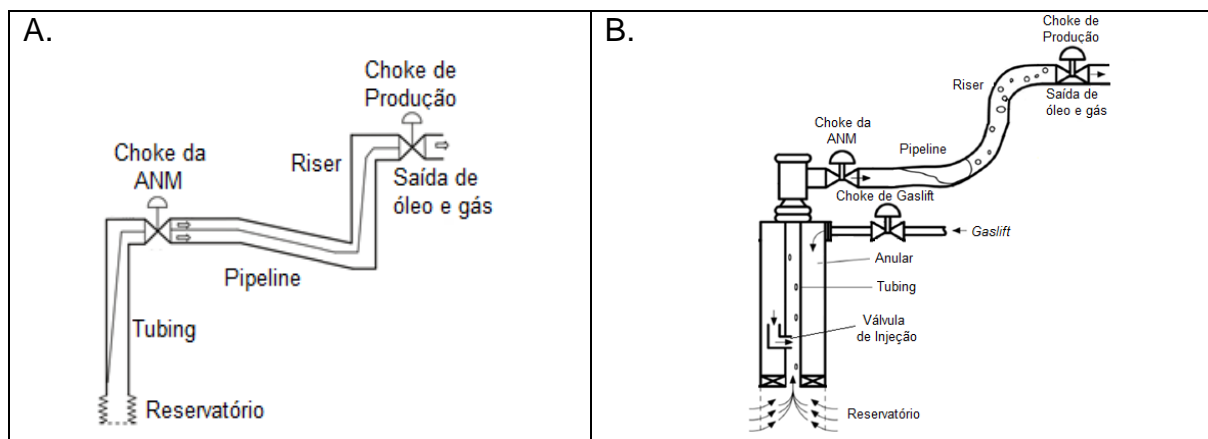


Figura 2.13: Representação do sistema propostos por: A. Jahanshahi (2013); e B. Necessidades do modelo a ser desenvolvido. (Baseados Jahanshahi, 2013)

Tabela 2.1: Comparação entre modelo simplificados de sistema de *Gas-Lift*.

| Autores | Storkaas et al. (2003) | Aamo et al. (2005) | Eikrem et al. (2008) | Di Meglio et al. (2009) | Jahanshahi and Skogestad (2011) | Jahanshahi et al (2012) | Jahanshahi (2013) | Hussein et al. (2015) | Shao et al. (2016) | Necessidades do Novo Modelo |
|---------------------------------|-------------------------------|---------------------------|--|--------------------------------|--|--------------------------------|--------------------------|------------------------------|---------------------------|------------------------------------|
| Dinâmica do Reservatório | NA | Linear Monofásico | Linear Bifásico | NA | Não | Linear Bifásico | Linear Bifásico | Não-linear Monofásico | Não-linear Monofásico | Não-linear Bifásico |
| Tubing Anular | Não | Sim | Sim | Não | Não | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim |
| Pipeline /Riser | Sim | Não | Não | Sim | Não | Não | Sim | Não | Não | Sim |
| Estimação de PDG | Não | Não | Não | Não | Não | Não | Sim | Sim | Sim | Sim |
| Estimação de TPT | Não | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim |
| Estimação de P_Top | Sim | Não | Não | Sim | Sim | Não | Sim | Não | Não | Sim |
| Cabeceio Anular | Não | Sim | Sim | Não | Não | Sim | Não | Sim | Sim | Sim |
| Onda de Densidade | Não | Não | Não | Não | Não | Não | Não | Não | Sim | Sim |
| Golfada por Acidente | Sim | Não | Não | Sim | Sim | Não | Sim | Não | Não | Sim |
| Rigidez Numérica | Não | Não | Não | Não | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim | Não |
| Validação Experimental | Sim | Sim* | Sim* | Sim | Sim | Sim* | Sim | Não | Não | Sim |
| Validação Real | Não | Não | Não | Sim | Não | Não | Não | Não | Não | Sim |
| Aderência | 5 | 6 | 6 | 7 | 5 | 5 | 6 | 5 | 5 | 12 |
| Notas: | NA – Não aplicável. | | (*) – Validado a partir de um modelo Fenomenológico. | | | | | | | |

2.4 Controle de Produção em Sistema de *Gas-lift*

A produtividade de um reservatório é diretamente dependente da energia acumulada e disponível no sistema. Como mencionado no Capítulo 1, ações diretas como a manipulação de gás de elevação, da abertura da válvula *choke* afetam este acúmulo e a quebra química da emulsão água/óleo. Nesta Seção as típicas ações manuais serão detalhadas.

O aumento do fornecimento de gás de elevação conduz o sistema para um escoamento livre das golfadas, porém nem sempre ótimo no que tange a produção de óleo. Hu (2004) mostrou que o desempenho típico de um poço de GL é não-linearmente dependente à taxa de injeção de gás de elevação, como ilustrado na Figura 2.14. Num primeiro momento a taxa de produção cresce rapidamente com a taxa de injeção de gás, mas se continuar a aumentar o fornecimento a produção irá diminuir gradualmente.

Isto ocorre no momento em que a perda de carga dinâmica induzida pelo aumento da velocidade da fase gás não é mais compensada pela perda de carga hidrostática e a Máxima Produção de Óleo (MP), indicada na figura, é alcançada. Em sistemas multipoço, devido à interação entre as descargas que podem ocasionar instabilidades operacionais, o Máximo Retorno Financeiro (MRF) global da unidade é diferente da MP para um poço específico.

Para muitos poços o MRF é diferente do ponto de MP uma vez que a alocação do gás disponível depende das características dos poços, como o índice de Produção, grau de maturidade e etc (CAMPONOGARA *et al.*, 2010). Além disso, o suprimento de gás em sistemas de produção é limitado à capacidade de compressão da unidade operacional adicionando uma nova restrição ao problema de alocação de gás.

O resultado disso é que este limite no fornecimento de gás pode levar a ocorrência de um novo ponto ótimo de produção dito Valor Presente Máximo (VPM). Assim, na prática o ótimo de produção VPM poderá ser no máximo igual ao MRF quando o sistema de compressão não limita a operação.

Isso sugere que o controle ativo de superfície, da alimentação de gás, possa manter a variável controlada em um ponto ótimo, amenizando de distúrbios

proveniente dos trens de compressão. Outro ponto importante é o de que a região de operação deste sistema (região ascendente da curva de produção) garante uma operação dominada pelas perdas de carga hidrostáticas. Isso faz com que não seja garantida a operação estável do sistema, como visto na Figura 2.14 (HU, 2004).

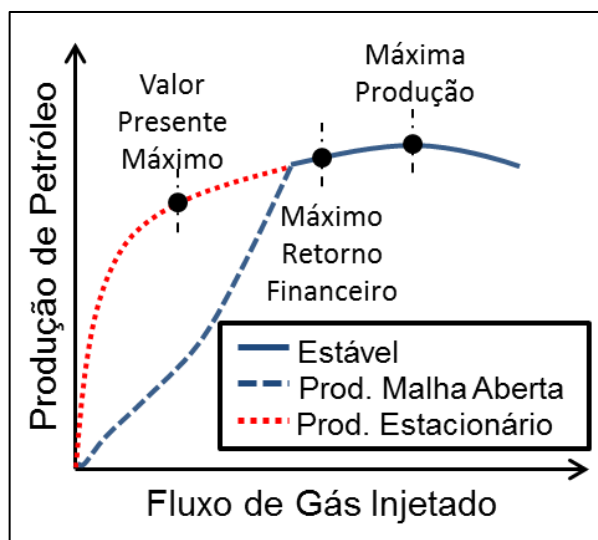


Figura 2.14: Pontos Ótimos de Desempenho de um Poço (baseado em Hu, 2004)

A estabilidade do sistema está diretamente ligada às velocidades das fases envolvidas (Seção 2.2.1) e uma vez que a fase gás é definida pelo ótimo, conforme descrito anteriormente, a necessidade do controle do tipo de escoamento nos leva à segunda prática convencional que é o controle manual. O fluxo de produção é diretamente proporcional à perda de carga ao longo do processo ($F \approx \sqrt{P_r - P_{tr}} \approx U_l U_{GS}$, onde P_r e P_{tr} são as pressões no Reservatório e no Topo do *Riser* e U_l a velocidade superficial de líquido, respectivamente).

Considerando que a pressão no reservatório possui dinâmica lenta, podendo assim ser considerada constante, a Pressão no Topo do *Riser* torna-se a variável que afeta imediatamente de estabilidade operacional. Esta perturbação é feita com a válvula *choke* que regula a pressão a montante pela sua abertura, que quanto maior for, menor será P_{tr} , afetando a produtividade, como ilustrado na Figura 2.15 (DI MEGLIO, FLORENT; KAASA; PETIT, 2009).

Na prática, assim que definido o ponto de trabalho (MP, MRF ou VPM) é ação comum a atuação manual da *choke* por conhecimento empírico e intuição das equipes de operação. Na tentativa de aumentar a produção, a válvula é gradativamente aberta até que o poço comece a “golfar”, momento no qual a

válvula é fechada abruptamente até a estabilização da produção. Como a dinâmica do sistema é lenta, é possível um sensível aumento de produção com esta prática, sem comprometer a segurança das instalações (HU, 2004).

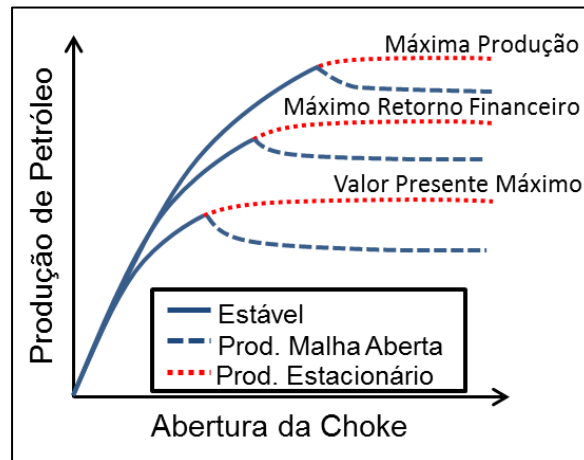


Figura 2.15: Dinâmica da produção de petróleo em relação à abertura da choke (baseada em Di Meglio *et al.*, 2009).

De forma semelhante à *choke*, a pressão no *manifold* de produção e/ou a pressão e o nível do Separador também afetam o regime de escoamento da produção, influenciando a pressão de topo do sistema (LUO *et al.*, 2014). Porém a sensibilidade em relação às demais variáveis de impacto (*choke* e gás de elevação) é menor, como descrito por Hu (2004).

Apesar de afetar a produção média, a variação da pressão do *manifold* (ou do separador) muitas vezes não é capaz de estabilizar o sistema. Isso pode explicar o motivo pelo qual nenhum dos trabalhos publicados até o momento utiliza esta variável como variável manipulada. Isto também corrobora a ideia da utilização desta variável (P_s) como uma entrada constante dos modelos propostos Jansen *et al.* (1996), Storakaas *et al.* (2003), Sivertsen *et al.* (2010) e Di Meglio *et al.* (2009).

Entretanto, do ponto de vista de controle esta variável não pode ser negligenciada, uma vez que dependendo da região de operação, pequenas perturbações podem alterar o regime de escoamento de uma rede de poços. A pressão no *header* de produção é função direta da produção global de uma unidade e é uma variável disponível para monitoramento e controle. Por isso,

Gustavsen e Tondel (2009) utilizam a Pressão no Separador como variável monitorada e controlada em uma estrutura hierárquica.

Apesar disso, estes métodos de controle de produção manual não garantem que distúrbios de processo levem à ocorrência das golfadas e a consequente perda de produção e avaria nas instalações. Devido a esta influência negativa, algumas soluções no que tange o projeto (ditas Soluções Passivas) e a operação automática (ditas Soluções Ativas) vêm sendo propostas. Na seção que segue serão apresentadas somente as soluções ativas. Uma revisão do Controle Passivo aplicado às golfadas pode ser lida no Apêndice A –

2.4.1 Controle Ativo de Golfadas

O Controle Ativo é aquele que elimina o fluxo intermitente através da aplicação de uma estratégia automática de controle retroalimentado baseado nas informações de processo disponíveis (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2015).

Estas técnicas são preferidas na implantação em sistemas reais, pois não necessitam de um elevado investimento inicial principalmente em sistemas já comissionados. Tais alternativas utilizam as variáveis já disponíveis necessitando apenas a instalação da plataforma a ser utilizada (software de controle). Além disso, existe a possibilidade da combinação com técnicas de Controle Passivo (ALSHEHRI; RICARDEZ-SANDOVAL; ELKAMEL, 2010; XING *et al.*, 2013).

A atuação automática por controle retroalimentado necessita dos sinais de processo disponíveis que em teoria, para sistemas lineares, podem ser utilizados se este reproduzir as instabilidades de processo (SKOGESTAD; POSTLETHWAITE, 1996). Entretanto, limitações provenientes dos atuadores devido às saturações físicas ou limitações de taxas de variação ou ainda Zero no semi-plano direito (RHP-zeros) podem prejudicar a controlabilidade do sistema.

Segundo Skogestad e Postlethwaite (2005), controlabilidade de entrada e saída é a capacidade de atingir um desempenho aceitável de controle para manter as saídas dentro dos limites especificados ou deslocamentos de suas referências, apesar de desconhecido, nas limitadas variações, como distúrbios e mudanças de plantas (incluindo a incerteza), utilizando insumos e medidas disponíveis.

Por isso, é necessária a seleção de qual sinal é o mais indicado para o controle ativo e qual o atuador disponível com melhor desempenho pode ser determinado por análises de controlabilidade entrada-saída.

Variáveis Controladas

Existe uma série de variáveis controladas candidatas no sistema: pressão no fundo do poço; pressão no topo do reservatório de GL; pressão no topo da coluna de produção; pressão à montante da válvula de produção; vazão mássica de produto; densidade da mistura no topo da coluna de produção; e fração volumétrica de líquido no topo da coluna de produção (JAHANSHAHI, ESMAEIL; SKOGESTAD; HANSEN, 2012).

Diante das possibilidades, Storakaas (2005) estudou a controlabilidade de um sistema *Pipeline-Riser*, como o ilustrado na Figura 2.16.A, e identificou que a definição da localização dos sinais de processo é uma importante decisão que impacta no desempenho do controle ativo.

O autor conclui que é possível estabilizar o sistema com todas as medições de pressão no sistema, mas que o aumento da frequência de ciclo da golfada as medições de topo se tronam ineficientes. Isto se deve, segundo o autor, ao elevado tempo de propagação da instabilidade (tempo morto) associado aos longos caminhos da tubulação.

Outra constatação interessante é a de que um sistema de controle de vazão só é possível em estruturas multivariáveis, pois a baixas frequências o desempenho desta variável em controle é baixo. Dois distúrbios do sistema são identificados como a pressão do reservatório e a pressão do fornecimento de *Gas-lift*.

Estendendo este estudo para um sistema *Well-Pipeline-Riser*, como o Figura 2.16.B, Jahanshahi (2013) identificou a pressão de fundo de poço como a melhor variável controlada. Isso decorre do fato de que o tempo de resposta desta variável às instabilidades é menor do que para as demais.

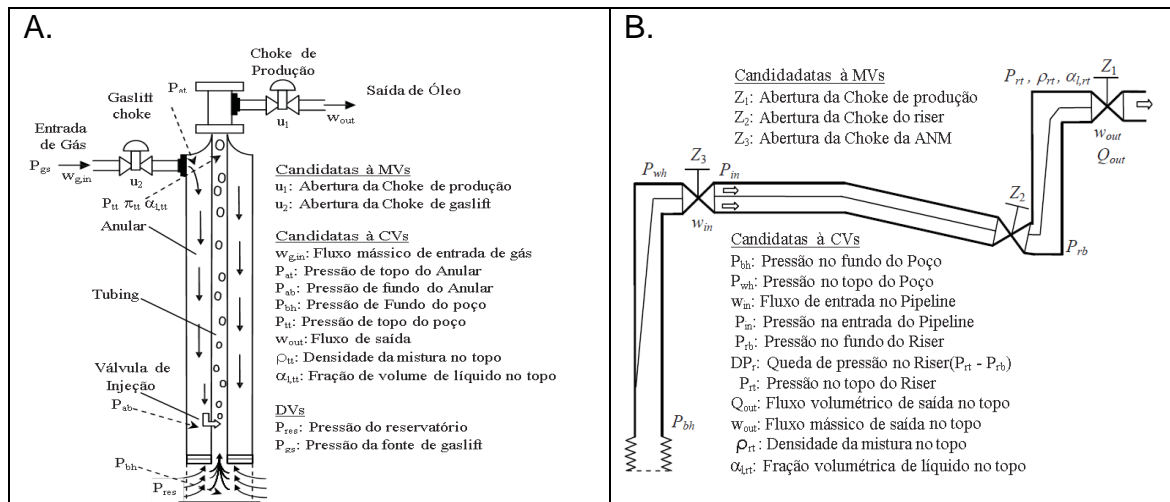


Figura 2.16: Candidatas à CVs e MVs e identificação de distúrbios (DVs)

propostas por Jahanshahi (2013), para A. um sistema *Anular-Tubing*; e B. um sistema *Tubing-Pipeline-Riser*. (Baseado em Jahanshahi, 2013)

Além disso, o autor também recomenda a aplicação de estruturas multivariáveis aliando pressão e vazão demonstrou possuir um ganho estático maior do que as demais variáveis.

Para análise das possíveis variáveis manipuladas, Jahanshahi (2013) fez um estudo de diversas posições (junto à Árvore de Natal, no ponto de inflexão *Riser-Pipeline* e no Topo) identificando que para o controle das instabilidades o uso exclusivo da válvula da ANM não é recomendado.

Storkaas (2005) identificou os limites de desempenhos do sistema referentes às taxas máximas de variação e a discretização dos sinais das variáveis manipuladas.

Sinegre (2006) demonstra a possibilidade da utilização não apenas da *choke*, mas também da alimentação de GL para estabilização do processo, mas sem estudos mais elaborados de controlabilidade.

Diante destas constatações, estudos abordando diferentes estruturas de controle vêm sendo apresentados e serão descritos subsequentemente.

Controle Linear

Baseado nos trabalhos supracitados, verifica-se que há um consenso acerca da atuação da *choke* por controlador Proporcional Integral Derivativo (PID) objetivando a atenuação das golfadas (PEDERSEN; DURDEVIC; YANG, 2015).

O uso deste tipo de técnica foi comprovado e reproduzido em simulação e em experimentos para os mecanismos de Cabeceio Anular por Sivertsen *et al.*(2010), Onda de Densidade por Sinigre *et al.*(2005) e por Acidente por Di Meglio *et al.*(2012) e Jahanshahi *et al.*(2012), através das estruturas ilustradas nas Figuras .A e .B.

Utilizando a pressão no fundo do poço, com um controlador Proporcional-Integral (PI) em uma malha *feedback* os autores mostraram sucesso pela manipulação da abertura da *choke* resultando em estabilidade de processo e um acréscimo de produção.

Esta estrutura é tida como solução padrão para controle de golfadas. Entretanto, a pressão de fundo de poço, devido às características mencionadas na Seção 2.1, nem sempre está disponível em sistemas reais. A manutenção ou substituição destes sensores que estão a até 2 mil metros de profundidade, como os do pré-sal (PETROBRAS, 2015), é uma tarefa desafiadora e muitas vezes inviável (ECK *et al.*, 1999).

Mesmo em poços com menores profundidades, as medições ainda podem sofrer grande interferência de ruídos. Além do mais, quando o sensor falhar, conforme relatado por Di Meglio *et al.*(2012), o controle pode encaminhar o processo para a região de ocorrência das golfadas.

Pensando nesta indisponibilidade, Sivertsen *et al.*(2010) compara o desempenho de outras possíveis candidatas a variáveis controladas na estrutura PI. Utilizando a densidade da mistura do topo, os autores obtiveram um desempenho próximo ao utilizando a pressão de fundo e com vazão de saída não foi possível estabilizar o sistema.

Em contribuição à solução deste problema Aamo *et al.*(2005), Jahanshahi *et al.*(2008), Scibilia *et al.*(2008) e Di Meglio *et al.*(2012) propuseram estruturas de controle PI e PID aliados a analisadores virtuais de pressão, como a ilustrada na Figura .C.

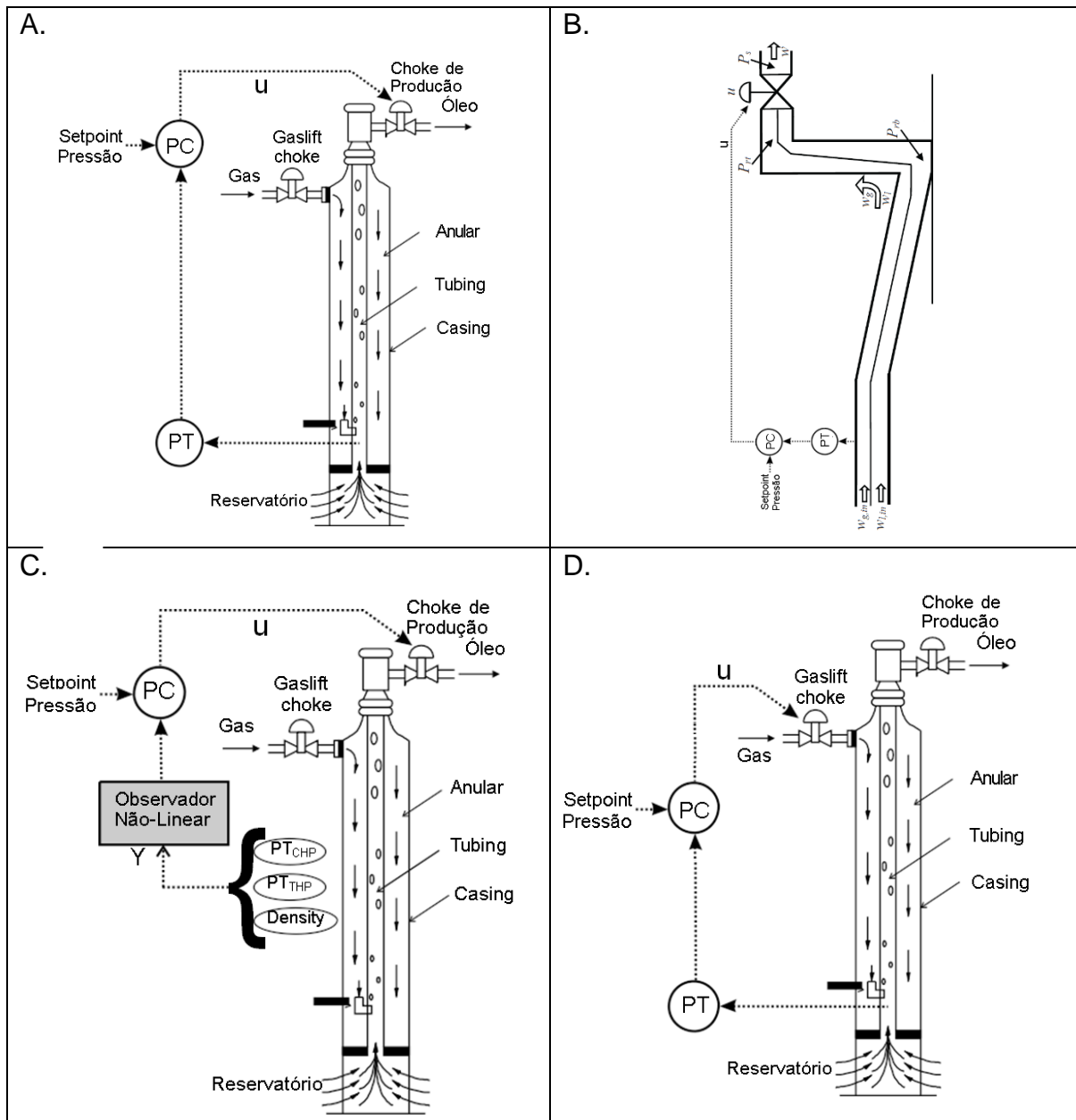


Figura 2.17: Estruturas de Controle Linear;

A. Controle de Pressão de Fundo para Cabeceio Anular e Onda de Densidade pela manipulação da *choke*; B. Controle de pressão de fundo para Golfada por Acidente pela manipulação da *choke*; C. Controle aliado a Analisadores Virtuais pela manipulação da *choke*; e D. Controle de Pressão de Fundo pela manipulação da *choke* de Gas-Lift (KRIMA; CAO; LAO, 2012). (Baseados em Aamo *et al.*, 2005, Di Meglio *et al.*, 2012, Krima *et al.*, 2012, Jahanshahi, 2013)

A partir de medidas de topo disponíveis, os autores reconstroem a pressão de fundo e utilizam como variável controlada obtendo sucesso para a supressão da golfadas. Di Meglio *et al.*(2012) ainda compara diferentes estruturas de controle, com pressão de fundo disponível e controlada, com pressão de topo controlada e com analisador virtual de pressão de fundo, identificando a

desempenhos similares, mas ainda com menor sensibilidade na produção do que a solução padrão.

Para aplicação desta técnica, Godhavn *et al.*(2005) fornece um método para ajuste de controladores PI aplicados a sistemas de elevação e produção, operando em regime de golfadas.

Apesar de não recomendada pelos estudos de controlabilidade de Jahanshahi (2013), a *choke* de *Gas-lift* ainda é uma candidata para atuação do controle de pressão, como a representada na Figura .D. Fazendo o uso desta variável manipulada Krifa *et al.* (2012) aplicaram uma estratégia monovariável PI de supressão de golfadas com baixa amplitude.

Controle Não Linear

Controladores PID são uma alternativa sensíveis para processos complexos e não lineares, como o fluxo multifásico. Por utilizarem parâmetros fixos podem ter um comportamento indesejado em determinadas regiões de operação instabilizando o sistema (DI MEGLIO, FLORENT *et al.*, 2012). Por este motivo, estratégias de controle não linear utilizando parâmetros de controle variáveis também foram propostas.

Jahanshahi *et al.* (2013) propuseram uma estrutura *switch* de controle dependente da região de operação. Três controladores são ajustados para três regiões diferentes de abertura de válvula de produção e o controlador é selecionado conforme a faixa de operação e *setpoint* de pressão.

Hussein *et al.* (2015) propuseram um controlador *gain scheduling* onde os parâmetros de controle são ponderados conforme a região de operação. Os pesos e a ponderação são definidos por um método intrusiva de testes para alcançar um desempenho desejado.

Ainda assim, estas estratégias são estritamente monovariáveis e como sugerido por Sivertsen *et al.* (2010) a combinação de mais de uma variável controlada/manipulada em estruturas multivariáveis pode ser uma alternativa com melhor desempenho.

Por causa disso, outra abordagem proposta são os controladores baseados em modelo, que levam em consideração as não linearidades do processo conhecidos por uma modelagem simplificada e podem naturalmente trabalhar com estruturas multivariáveis.

Di Meglio *et al.* (2012) apresentam uma estrutura de controle baseada na linearização da dinâmica da massa de líquido no oleoduto, controlada pela *choke*. Os autores demonstram experimentalmente o desempenho superior desta frente ao PI, em uma estrutura monovariável de controle de pressão de fundo pela manipulação da *choke*.

Jahanshahi *et al.* (2012) estendem o conceito para sistemas multivariável *Multiple Input Multiple Output* (MIMO) para diversas combinações de variáveis candidatas controladas pelas *choke* e de gás. No trabalho, apesar de estabilizar operacionalmente o sistema, o autor conclui que a adição de uma segunda variável manipulada não beneficia o desempenho em termos de produção, apresentando menor ganho.

Mesmo com o sucesso, ressalta-se que o método de linearização pode não ser robusta o suficiente para diversos pontos de operação, necessitando de técnicas *on-line* de manutenção de modelo (DI MEGLIO, FLORENT *et al.*, 2012).

Mesmo com uma estrutura de controle bem definida a fim de tratar as não linearidades e os atrasos de sinal, a incapacidade dos controladores disponíveis em lidar com as restrições físicas dos sistemas limitam o desempenho do controle, como demonstrado por Storkaas (2005) e identificado por Di Meglio *et al.* (2012).

No contexto real, as limitações inerentes às válvulas típicas em sistemas *upstream*, chamadas *choke* de passo, ilustrado na Figura 2.18.A. Essas válvulas possuem posicionadores do tipo engrenagem, com ilustrado na Figura 2.18.B, com amostragem discreta e resolução em função da rotação, que implicam em bandas mortas de manipulação podendo inviabilizar o controle (KITILSEN *et al.*, 2016).

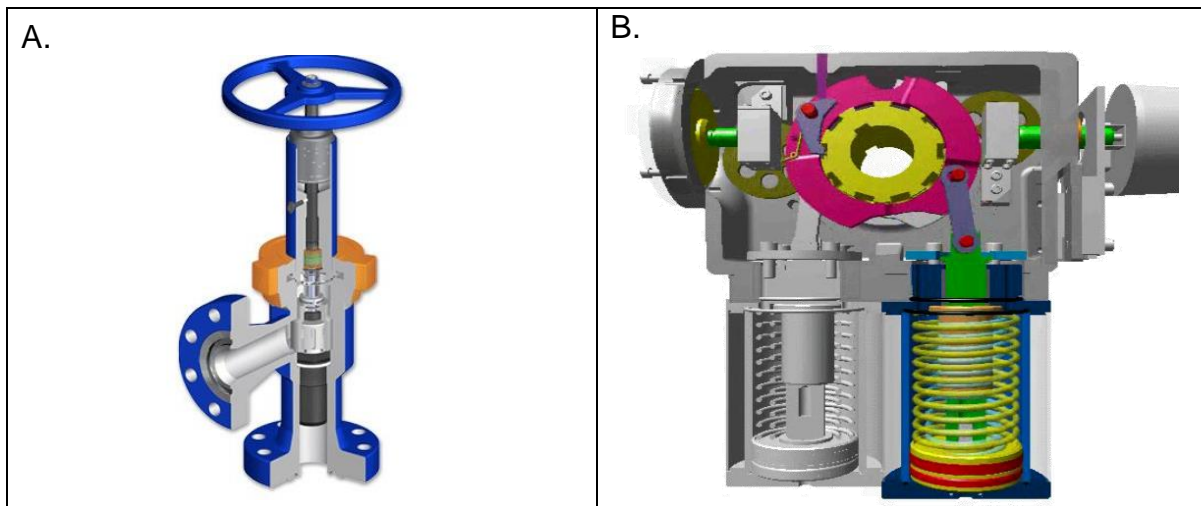


Figura 2.18: A. Válvula *Choke*. B. Atuador do tipo Engrenagem (MASTERFLO, 2011).

Neste sentido, por tratar com naturalidade tais limitações o Controle Preditivo Baseado em Modelo se apresenta como candidato potencial a superar as limitações elencadas (MACIEJOWSKI, 2002).

Controle Preditivo Baseado em Modelo (MPC)

O Controle Preditivo Baseado em Modelo (ou *Model Predictive Control*) não é uma estratégia de controle por si só, mas um amplo método de controle avançado baseado no uso explícito de um modelo a fim de prever o comportamento do processo num tempo futuro.

Através de um algoritmo de otimização, o controlador calcula as ações de controle futuras, em estrutura mono ou multivariável, necessárias para a minimização de uma função objetivo que leva em consideração as restrições físicas do processo (CAMACHO; BORDONS, 1999). A utilização das restrições físicas e operacionais é uma vantagem da utilização dessa estratégia.

Industrialmente, além das restrições físicas como a descritas no parágrafo acima, os processos industriais possuem restrições operacionais relacionadas a custos diretos e custos de energia e que devem ser minimizados e mantidos no menor valor possível (MACIEJOWSKI, 2002).

O algoritmo ainda utiliza informações do comportamento do processo ao longo de um horizonte futuro sendo capaz de antecipar e remover os efeitos de

distúrbios medidos (intrinsecamente *feedforward* e *feedback*), permitindo que o controlador encaminhe o processo o mais perto possível de uma trajetória ótima desejada. Os avanços tecnológicos estão se sobrepondo às desvantagens associado à carga computacional necessária e o MPC vem ganhando espaço (QIN; BADGWELL, 1998).

Utilizando este método Ribeiro *et al.* (2016) demonstraram as vantagens da utilização desta estrutura em sistemas de produção *offshore* pra um potencial uso em sistemas reais. Gustavsen e Tondel (2009) aplicam o MPC em uma estrutura multivariável de controle de pressão para uma rede de três poços.

Entretanto, devido à dependência da qualidade do modelo no seu desempenho, como Ribeiro *et al.* (2016) salienta, que devido ao fato de o processo com o GL ter uma característica altamente não-linear, o desempenho do MPC pode ser prejudicado, uma vez que o método se utiliza de uma versão linearizada do modelo dinâmico.

O Controle Preditivo Não Linear (NMPC) tem por objetivo atuar no sistema numa faixa de processo grande o suficiente para captar a dinâmica e atuar de forma eficaz (MACIEJOWSKI, 2002; QIN; BADGWELL, 1998).

Salahshoor *et al.* (2013) utilizaram uma estrutura NMPC demonstrando o potencial do método ao estudar o controle multivariável MISO de um sistema de GL com distúrbios de reservatório. A complexidade desta estrutura, maior do que as apresentadas anteriormente, associada ao fato de o modelo utilizado no controlador ser do tipo caixa preta necessitando de uma atualização constante podem inviabilizar a técnica proposta pelos motivos já mencionados na Seção 2.3.1 (RIBEIRO, C.H.P. *et al.*, 2016).

Codas *et al.* (2016) utilizam um algoritmo de NMPC econômico para o controle e otimização de uma rede de dois poços através da manipulação da *choke* e da pressão no separador. Os resultados mostram o avanço e a variabilidade na aplicação do NMPC, mas esbarram em custo computacional e amostragem do sistema de trinta minutos, o que é demasiadamente grande quando comparado ao ciclo da golfada em sistemas com menor frequência.

Na mesma linha de pensamento, Plucenio *et al.* (2009) propõem o chamado *Practical Nonlinear Predictive Control* (PNMPC) para aplicação múltiploço.

Diante dos métodos expostos acima o NMPC demonstrou um grande potencial para aplicação em sistemas reais *offshore*. Como pode ser observado na Tabela 2.2, comparada às demais estruturas, o NMPC trata as restrições do sistema naturalmente com a possibilidade do emprego de estruturas multivariáveis.

Tabela 2.2: Comparação entre as técnicas de Controle de Golfadas.

| | Controle Linear (PI / PID) | Controle Não Linear (PI/PID <i>gainscheduling</i>) | Controle Baseado em Modelo | MPC | NMPC |
|---------------------------------------|----------------------------|---|----------------------------|----------------|----------------|
| Estrutura SISO | Sim | Sim | Sim | Sim | Sim |
| Estrutura MIMO | Não | Não | Sim | Sim | Sim |
| Robustez | Não | Sim | Não | Não | Sim |
| Método de Ajuste para Golfadas | Disponível | Disponível | Não-Disponível | Não-Disponível | Não-Disponível |
| Inclusão das Restrições | Não | Não | Não | Sim | Sim |
| Complexidade de Aplicação | Baixa | Média | Média | Alta | Alta |

Devido ao problema observado para Codas *et al.* (2016) relativo ao tempo computacional e à alta complexidade de aplicação, neste trabalho será proposto o uso do controlador NMPC, utilizando o algoritmo LLT (DURAIKI *et al.*, 2002), para dirimir tais limitações. O algoritmo minimiza o custo computacional pela sucessiva resolução de modelos linearizados ao longo da trajetória de controle. O algoritmo será detalhado no Capítulo 4.

Capítulo 3 –Modelo Simplificado

O sucesso de uma estrutura de controle preditivo é dependente do modelo matemático utilizado para a predição de comportamentos futuros do processo.

Como mencionado na Seção 2.4.1, a discrepância do modelo ao sistema real inviabiliza a aplicação da técnica. Por este motivo, o modelo a proposto deverá agregar as características da batimetria de um sistema tipicamente profundo / ultra profundo.

Assim, neste capítulo, o desenvolvimento do modelo será detalhado na Seção 3.1. Alternativas de aplicação do modelo para correção da descontinuidade do modelo e da representatividade de outros fenômenos serão apresentadas na Seção 3.1.1.

Uma análise dos parâmetros de estimação para adaptação do modelo a poços reais será desenvolvida na Seção 3.2, baseado na convexidade da função objetivo, Seção 3.2.1, a fim de justificar o método apresentada na Seção 3.2.2.

3.1 Modelo Simplificado de Produção por GL

Com o objetivo de obter um modelo simples para fins de controle que se adeque intuitivamente a poços de produção de petróleo *offshore* em regiões profundas e ultra profundas, o desenvolvimento partiu dos trabalhos desenvolvidos por Jahanshahi *et al.*(2012) e Di Meglio *et al.*(2012).

A escolha foi resultado de uma análise qualitativa da Tabela 2.1, resumida na Tabela 3.1. A partir destes modelos foi desenvolvido um trabalho colaborativo

entre o Centro de Pesquisa da Petrobras (CENPES) e o grupo de trabalho da GIMSCOP que resultou na publicação do chamado FOWM - *Fast Offshore Well Model* (DIEHL *et al.*, 2017).

O modelo apresentado neste trabalho foi elaborado em uma etapa subsequente de estudos que gerou o modelo proposto por DIEHL *et al.*(2017). Existem diferenças estruturais, sendo a principal a inserção de um fator corretivo do volume do *Riser* proposto por Diehl *et al.* (2017), mas não significativas em termos de representatividade.

Além do mais, neste trabalho são apresentadas alternativas para representação da onda de densidade, também indicada na Tabela 3.1, e uma alternativa ao cálculo das vazões mássicas que retira a descontinuidade relacionadas da função *max*, como será decrito nas seções que seguem.

Tabela 3.1: Modelos existentes aderentes às novas necessidades.

| Autores | Di Meglio <i>et al.</i> (2009) | Jahanshahi <i>et al.</i> (2012) | Novo Modelo (Este Trabalho) | FOWM Diehl <i>et al.</i> (2017) |
|---------------------------------|---|--|--|--|
| Dinâmica do Reservatório | Não | Linear Bifásico | <u>Não linear Bifásico</u> | Não linear Bifásico |
| <i>Tubing</i> | Não | Sim | Sim | Sim |
| <i>Anular</i> | Não | Sim | Sim | Sim |
| <i>Pipeline/Riser</i> | Sim | Não | Sim | Sim |
| Estimação de PDG | Não | Não | <u>Sim</u> | Sim |
| Onda de Densidade | Não | Não | <u>Sim*</u> | Não |
| Descontinuidade | Sim | Sim | <u>Não*</u> | Sim |

* - Representação diante de modificação estrutural

No Novo Modelo Simplificado de Produção por GL, três partes principais do processo de extração, acoplando os dois modelos existentes, ilustrado na Figura 3.1: Reservatório, Poço (Anular e Tubing) e Linha de Produção (Pipeline e Riser).

Em um primeiro momento estes dois modelos foram acoplados para representação do Sistema *Anular-Tubing-Pipeline-Riser* e posteriormente aprimorados para atender as necessidades inexistentes nos trabalhos já realizados.

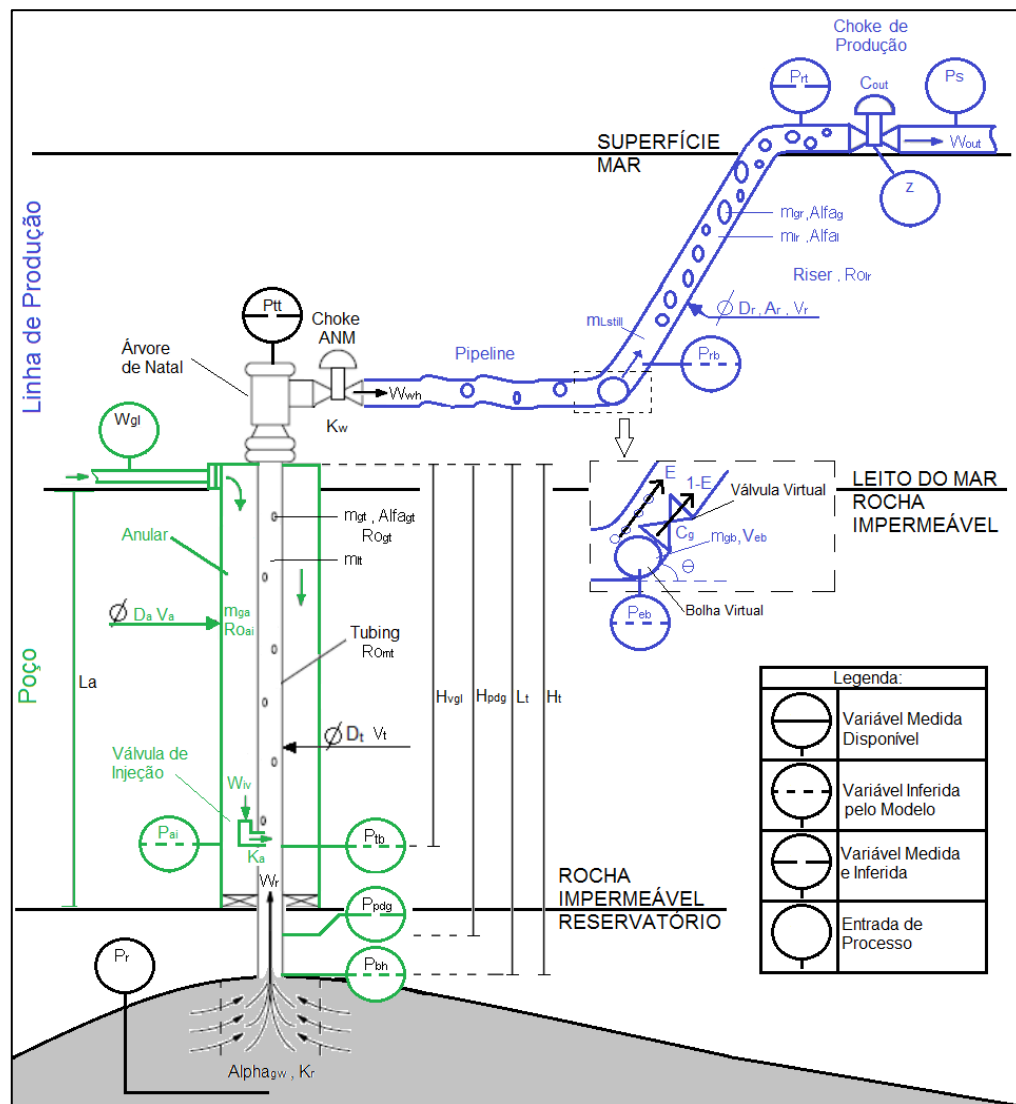


Figura 3.1: Representação do Novo Modelo Simplificado de Produção por GL de um sistema Reservatório-Poço-Linha de Produção em sistemas *offshore*. (Reservatório – Preto; Poço – Verde; e Linha de Produção – Azul).

O Fluxo de Produção do Reservatório (W_r) vem da sua dependência da energia disponível com a resistência estática da coluna de produção. Objetivando a inclusão da característica não linear desta relação, no novo modelo, foi incluída a equação desenvolvida por Vogel (1968):

$$W_r = K_r \left(1 - \left(0.2 \frac{P_{bh}}{P_r} \right) - \left(0.8 \frac{P_{bh}}{P_r} \right)^2 \right) \quad (3.1)$$

onde, P_{bh} é a pressão no fundo do Poço, P_r é a pressão do reservatório, assumida constante devido à dinâmica lenta frente ao ciclo da golfada, e K_r é o coeficiente de fluxo do Reservatório correspondente à máxima produção do poço.

A partir deste ponto, a modelagem do Poço e da Linha de Produção é diretamente dinâmica e reproduzida por seis EDO's e nas premissas introduzidas na Seção 2.3.1.

A região do Poço é representada por três equações diferenciais que descrevem o balanço de massa das duas regiões para cada fase (gás e líquido). Na região do *Anular* há apenas a presença de gás e a variação de massa no compartimento ($\frac{dm_{ga}}{dt}$) é função da massa injetada no poço através do gás de elevação (W_{gl}) e a energia que efetivamente afeta a coluna de produção através da válvula de injeção (W_{iv}). Isso se traduz por:

$$\frac{dm_{ga}}{dt} = W_{gl} - W_{iv} \quad (3.2)$$

onde, m_{ga} é a massa de gás no *Anular*, W_{gl} e W_{iv} são os fluxos de massa de gás entrando no *Anular* e saindo através da válvula de injeção, respectivamente. A região do *Tubing* é onde ocorre a interação do fluxo de produção do reservatório, W_r , e a Injeção de energia no sistema, W_{gl} .

Esta é a região onde ocorre a ação efetiva da técnica de GL e o regime multifásico líquido-gás e o balanço é individualizado para cada fase, conforme premissa 1 da Seção 2.3.1. Á media que o gás proveniente do Reservatório ($W_r * \alpha_{gr}$) e se mistura com o gás proveniente do anular a fração mássica do meio (α_{gt}), que é calculada pela relação proporção de entre as massas das fases, se altera.

Consequentemente o fluxo de entrada de líquido [$W_r (1 - \alpha_{gr})$] e o fluxo multifásico através da ANM (W_{wh}) sofrem influência e o comportamento é dado por:

$$\frac{dm_{gt}}{dt} = (W_r \alpha_{gr}) + W_{iv} - (W_{wh} \alpha_{gt}) \quad (3.3)$$

$$\frac{dm_{lt}}{dt} = [W_r (1 - \alpha_{gr})] - [W_{wh} (1 - \alpha_{gt})] \quad (3.4)$$

$$\alpha_{gt} = \frac{m_{gt}}{m_{gt} + m_{lt}} \quad (3.5)$$

onde, m_{gt} e m_{lt} são as massas de gás e líquido no *Tubing*, respectivamente; α_{gr} e α_{gt} são as frações mássicas de gás no reservatório e no *Tubing*, respectivamente; e W_{wh} é a vazão mássica de produção através da *Choke* da *Árvore de Natal*.

A Linha de Produção é representada por outras três equações diferenciais que descrevem a admissão do fluxo proveniente da ANM (W_{wh}) e descarga de produção (W_{out}). Assim como para a região do Poço, a corrente de entrada bifásica é segregada para fase gás ($W_{wh} \alpha_{gt}$) e óleo [$W_{wh} (1 - \alpha_{gt})$]. Isto faz com que as irregularidades provenientes da dinâmica *Anular-Tubing* se propaguem para o *Pipeline-Riser*.

A fim de agregar a informação da geração do mecanismo de Golfada por Acidente, o modelo incorpora o artifício proposto por Di Meglio *et al.* (2009), que insere uma “válvula virtual” no ponto de inflexão e ascensão da tubulação. Este recurso possibilita a representação de forma simplificada o acúmulo de gás/líquido e a conseqüente geração da golfada, como representado no detalhe da Figura 3.1.

Uma fração do gás proveniente da ANM se acumula à jusante da válvula $(1 - E)(W_{wh} \alpha_{gt})$ e conforme as características dinâmicas do ciclo descarrega a massa de gás acumulada na bolha (m_{gb}) para o *Riser*, através da válvula (W_g), somando à outra fração de gás $E (W_{wh} \alpha_{gt})$ que “by-passa” a inflexão. O balanço é fechado pelo fluxo de produção através da *choke* (W_{out}), segregado pela razão de massas no *Pipeline/Riser* (α_{gt}):

$$\frac{dm_{gb}}{dt} = (1 - E)(W_{wh} \alpha_{gt}) - W_g \quad (3.6)$$

$$\frac{dm_{gr}}{dt} = E (W_{wh} \alpha_{gt}) + W_g - (W_{out} \alpha_{gp}) \quad (3.7)$$

$$\frac{dm_{lr}}{dt} = [W_{wh}(1 - \alpha_{gt})] - [W_{out}(1 - \alpha_{gp})] \quad (3.8)$$

$$\alpha_{gp} = \frac{m_{gr}}{m_{gr} + m_{lr}} \quad (3.9)$$

onde, m_{gb} é a massa de gás acumulada na bolha à jusante da “válvula virtual” no *Pipeline*, m_{gr} e m_{lr} são as massas de gás e líquido no *Riser*; W_g é o fluxo mássico de gás através da válvula virtual; E é a fração de gás que by-passa a

“válvula virtual”; W_{out} é o fluxo de produção através da *choke*; e α_{gp} é a fração de gás presente no *Pipeline-Riser*.

Não diferente dos modelos matrizes e considerando a premissa 2 da Seção 2.3.1, para o cálculo dos fluxos de massa, o novo modelo utiliza equações simplificadas de válvula, desconsiderando as características multifásicas presentes na ANM e na *choke*.

Pela relação entre a variação de pressão à jusante e à montante da válvula e a capacidade da válvula os fluxos são determinados.

Numa consideração inicial, assume escoamento laminar apenas para a “válvula virtual”, uma vez que o fluxo nesta é monofásico:

$$W_g = K_g \max(0, (P_{eb} - P_{rb})) \quad (3.10)$$

onde P_{eb} é a pressão da bolha alongada, P_{rb} é a pressão à jusante da válvula virtual exercida pela coluna de ascensão do *Riser* e K_g é a constante da válvula virtual.

Para o cálculo dos demais fluxos assume-se a relação não linear entre ΔP e W para que as características principais das válvulas de injeção e do fluxo bifásico não sejam totalmente perdidas. Assim:

$$W_{iv} = K_a \sqrt{\rho_{ai} \max(0, (P_{ai} - P_{tb}))} \quad (3.11)$$

$$W_{wh} = K_w \sqrt{\rho_L \max(0, (P_{tt} - P_{rb}))} \quad (3.12)$$

$$W_{out} = K_{out} ck \sqrt{\rho_L \max(0, (P_{rt} - P_s))} \quad (3.13)$$

onde P_{ai} é a pressão no ponto de injeção de gás de elevação no *Anular*, P_{tb} é a pressão no ponto de injeção de gás de elevação no *Tubing*, P_{tt} é a pressão na ANM (topo do *Tubing*), P_{rt} é a pressão no topo do *Riser*; ρ_{ai} é a massa específica do gás no *Anular*, ρ_L é a massa específica do óleo produzido; K_a , K_w e K_{out} são os coeficientes de fluxo das válvulas de injeção, da ANM e de produção, respectivamente; e ck é a abertura da *choke*.

Para a convergência numérica, o artifício numérico “*max*” é utilizado em todas as equações de fluxo, que seleciona o maior valor entre o calculado e zero, evitando fluxo reverso.

As pressões das fases gás e as massas específicas do meio são obtidas pelo desenvolvimento das premissas 3 (Gás ideal) e 4 (Temperatura constante) da Seção 2.3.1 em três pontos principais: à montante da válvula de injeção (P_{ai}, ρ_{ai}), na ANM (P_{tt}, ρ_{mt}) e na bolha virtual (P_{eb}). Para tanto, têm-se:

$$P_{ai} = \left(\frac{R T}{V_a M_m} + \frac{g L_a}{V_a} \right) m_{ga} \quad (3.14)$$

$$\rho_{ai} = \frac{M P_{ai}}{R T} \quad (3.15)$$

$$P_{tt} = \frac{m_{gt} R T}{V_{gt} M} \quad (3.16)$$

$$\rho_{mt} = \frac{m_{gt} + m_{lt}}{V_t} \quad (3.17)$$

$$P_{eb} = \frac{m_{gb} R T}{M_m V_{eb}} \quad (3.18)$$

onde, R é a constante universal dos gases, M_m é a massa molar do gás de elevação; g é a constante gravitacional, T é a temperatura do sistema, L_a e V_a são o comprimento e o volume do *Anular*, respectivamente, V_{gt} é o volume de gás no *Tubing*, V_t é o volume do *Tubing* e V_{eb} é o volume da bolha acumulado à montante da “válvula virtual” no *Pipeline*, que regula a dinâmica do ciclo intermitente.

A partir destas, é possível calcular as demais pressões, que no novo modelo desconsideram as perdas de carga na tubulação, anteriormente calculadas por Jahanshahi *et al.*(2012), diminuindo a rigidez numérica. Esta premissa é válida, pois conforme introduzido na Seção 2.4, a região ótima de operação de sistemas de GL é caracterizada pela dominância das perdas estáticas $\rho * g * \Delta H$. Assim, a determinação das demais pressões do Poço são dadas por:

$$P_{bh} = P_{pdg} + \rho_{mt} g (H_t - H_{pdg}) \quad (3.19)$$

$$P_{pdg} = P_{tb} + \rho_{mres} g (H_{pdg} - H_{vgl}) \quad (3.20)$$

$$P_{tb} = P_{tt} + \rho_{mt} g H_{vgl} \quad (3.21)$$

onde, H_t é o comprimento do *Tubing*, H_{pdg} é a distância do leito do mar até o medidor de pressão no *Tubing*, H_{vgl} é a distância do leito do mar até o ponto de injeção de gás de elevação no *Tubing*.

Para o cálculo das pressões no *Riser* é levado em conta um *holdup* mínimo ou acúmulo mínimo de massa de líquido a montante da inflexão (m_{Lstill}), de forma que:

$$P_{rb} = P_{rt} + \frac{(m_{lr} + m_{Lstill}) g \sin(\theta)}{A} \quad (3.22)$$

$$P_{rt} = \frac{m_{gr} R T}{M_g (V_r - \frac{m_{lr} + m_{Lstill}}{\rho_L})} \quad (3.23)$$

onde, V_r e A são o volume e a área da seção transversal do *Riser*, ρ_L é a massa específica do líquido no riser, m_{Lstill} é a massa mínima de líquida no *Riser*, e θ é a inclinação do ponto de inflexão do *Pipeline-Riser*.

Os cálculos geométricos são dados por:

$$V_a = \frac{L_a \pi D_a^2}{4} \quad (3.24)$$

$$V_{gt} = V_t - \frac{m_{lt}}{\rho_L} \quad (3.25)$$

$$V_t = L_t A \quad (3.26)$$

$$A = \frac{\pi D_t^2}{4} \quad (3.27)$$

onde, D_a e D_t são os diâmetros equivalente do *Anular* e *Tubing*, respectivamente.

Em síntese, o novo Modelo Simplificado de Produção por GL é um sistema de equações composto por um total de seis ODE's com seis estados dinâmicos ($m_{ga}, m_{gt}, m_{lt}, m_{gb}, m_{gr}, m_{lr}$). A partir de quatro entradas de processo (W_{gl}, ck, P_s e P_r) e vinte e cinco parâmetros é possível predizer, com e vinte e uma EA's, sete diferentes pontos de pressão ao longo do processo. Destas, três diretamente ligados às variáveis de processo disponíveis P_{pdg}, P_{tt} e P_{top} .

Para resolução do modelo apresentado, nesta dissertação foi utilizada a plataforma Matlab/Simulink. Os detalhes da linguagem das implementações e os métodos utilizados para resolução numérica dos modelos encontram-se no Apêndice B –.

3.1.1 Alternativa Modelo

O desenvolvimento do novo modelo teve como premissa determinante o custo computacional, uma vez que o mesmo será utilizado em um algoritmo de controle com baixa taxa de amostragem. Por isso, equações de válvula foram simplificadas e a perda de carga dinâmica negligenciada. Essas premissas trazem o ônus da não representatividade da onda de densidade e a indeterminação da função de cálculo da válvula ao se utilizarem métodos baseado em derivada.

Por este motivo, foram desenvolvidas duas variações do modelo para tratar estas fragilidades. Por questões de espaço, os resultados mostrados neste trabalho utilizam apenas a primeira versão do modelo e as variações serão apenas apresentadas a seguir.

Válvula Venturi (ou Orifício Venturi)

As regiões de escoamento são dependentes das velocidades de escoamento das fases e conseqüentemente das vazões mássicas do sistema. Para o novo modelo simplificado, as vazões são calculadas por uma relação direta ao diferencial de pressão por uma equação linear em relação ao parâmetro de ajuste, traduzidas pela equação 3.11.

Alguns sistemas de elevação utilizam válvulas de injeção chamadas do tipo Venturi ou Orifício Venturi. Estas são projetadas para trabalhar com velocidades supersônicas, que podem ocasionar a golfada do tipo onda de densidade descrito (Seção 2.2.2). A válvula opera como um filtro de pressão atingindo um patamar de vazão dependente apenas da pressão de entrada do sistema, como pode ser visto na .A.

Na tentativa de melhor ajustar a equação 3.11 ao comportamento da válvula Venturi, o parâmetro K_v , da Equação 1 é estimado para descrever a dinâmica. Utilizando um método de otimização não linear sem restrições (função *fminunc* do Matlab) o resultado não capta a dinâmica correta, como reproduzido na .B.

Assim para que o modelo capte esta dinâmica, uma nova função para substituição da equação 3.11 é proposta a seguir:

$$W_{iv2} = K_v P_{in} \left[\frac{a (P_{in} - P_{out})^2 \sqrt{P_{in} + c} (P_{in} - P_{out}) \sqrt{P_{in} + d}}{1 + b (P_{in} - P_{out})^2 \sqrt{P_{in}}} \right] \quad (3.28)$$

onde a , b , c e d são a parâmetros a serem estimados a partir da curva de teste do fornecedor (.A). Com esta equação, é possível captar a dinâmica, como pode ser visualizado no ajuste realizado para $P_{in} = 280 \text{ kgf/cm}^2$ na .B.

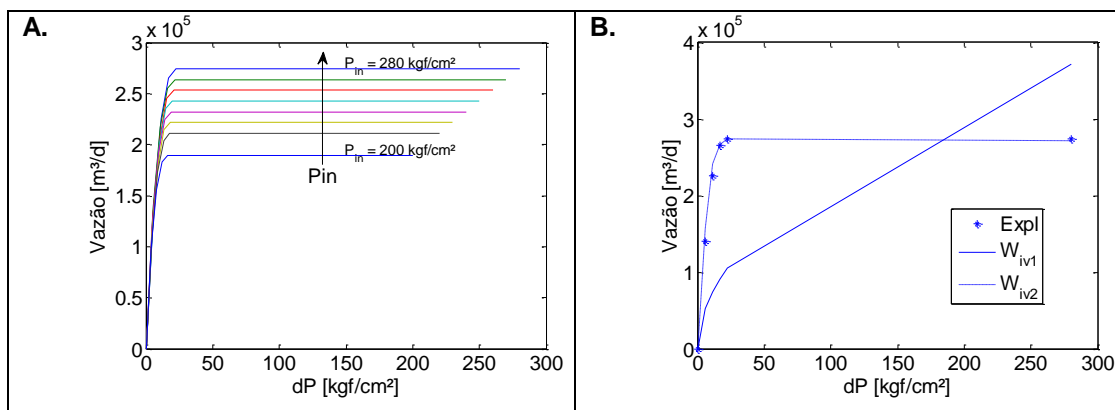


Figura 3.2: (A) Perfil de vazão de Válvulas Venturi para diferentes pressões de entrada, em um sistema de elevação de petróleo. (B) Ajuste da equação do modelo simplificado (W_{iv1}) e da nova proposta (W_{iv2}) ao perfil de pressão de entrada igual a 280 kgf/cm^2 .

Esta alternativa agrega uma etapa anterior de ajuste do modelo que depende da curva da válvula e aumenta 10% o custo computacional.

Descontinuidade da Função de Vazão

As funções de cálculo das vazões apresentam uma descontinuidade devido ao operador máximo (“max”). Como a função original previne o fluxo reverso, no momento em que o delta de pressão ($dP_1 = P_1 - P_2$) torna-se negativo, a função zera, onde $f_1 = \sqrt{\text{máx}(0, dP)}$. Este comportamento torna a derivada da função indefinida, inviabilizando a aplicação de métodos de otimização baseado na derivada, como ilustrado na Figura 3.3.A.

Para tratar este problema, é possível uma substituição da equação original de fluxo pela seguinte expressão:

$$dP_2 = \frac{dP_1 + \sqrt{dP_1^2 + \varphi}}{2} \quad (3.29)$$

onde φ é um fator de suavização. Como pode ser visto na Figura 3.3.B, em vermelho, a nova função, para $\varphi = 0,1$, suaviza a transição, evitando o refluxo e a descontinuidade da função original.

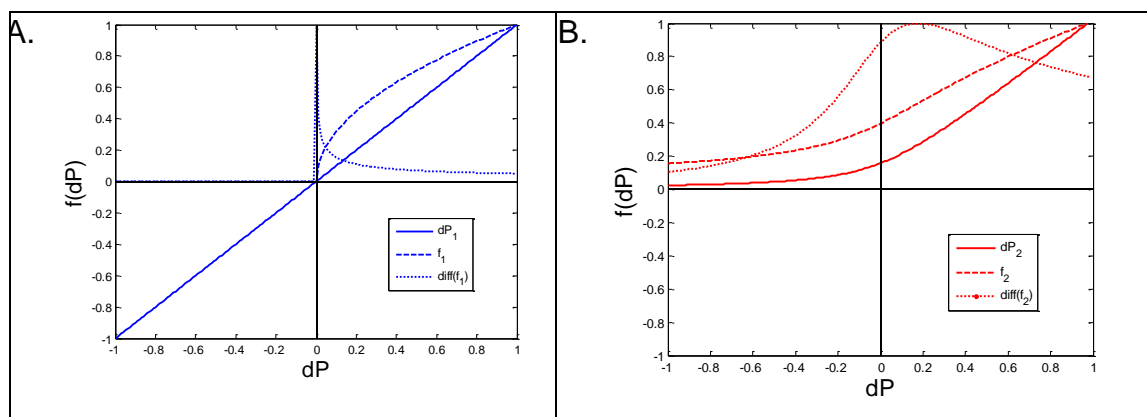


Figura 3.3: Diferença de comportamento entre a função original f_1 e a descontinuidade gerada em $diff(f_1)$ e a nova equação proposta f_2 com a suavização do comportamento da derivada $diff(f_2)$.

Para substituição no modelo, o fator de suavização deverá ser definido a fim de manter a baixa velocidade e a acuracidade do modelo. Apesar de simples, se comparada a modificação da válvula Venturi, a nova equação aumenta o custo de cálculo, em tempo de resolução numérica, em 35%. Além disso, a amortização implica numa parametrização diferente do modelo original. Para melhor visualização, os sinais da derivada das funções na Figura 3.3.A e B foram normalizados.

3.2 Estimação de Parâmetros

Para reprodução de sistemas reais através do novo modelo simplificado se faz necessária a definição de um método para determinação dos vinte e cinco parâmetros.

Dentre estes, sete, ditos Parâmetros Físico-químicos, indicam as constantes físico-químicas do processo, os quais podem ser obtidos diretamente pelas informações de processo.

Outros nove parâmetros, ditos Parâmetros Físicos, remetem às constantes físicas do sistema *offshore* e como já indicado na Figura 3.1 são diretamente estipulados pela arquitetura do poço.

Os nove parâmetros restantes, ditos Parâmetros de Estimação, permitem que o modelo seja adequado para a representação de plantas reais. A Tabela 3.2 complementada pela Figura 3.1 apresentam a descrição destes parâmetros do modelo e a indicação física ou virtual dos mesmos no processo de GL.

Tabela 3.2: Resumo das Constantes e dos Parâmetros do Modelo Simplificado.

| Físico-Químico | Descrição | Físicos | Descrição | De Estimação | Descrição |
|-------------------------|---|------------------------|--|---------------------------|--|
| G | Aceleração Gravitacional | D_a | Diâmetro equivalente do anular | E | Fração de gás preso na bolha |
| M_m | Massa molar do gás de elevação | D_t | Diâmetro do Poço | K_a | Coeficiente de fluxo da injeção |
| T | Temperatura média | D | Diâmetro do <i>Riser</i> | K_g | Coeficiente de fluxo da válvula virtual |
| R | Constante dos gases | L_a | Comprimento do <i>Anular</i> | K_{out} | Coeficiente de fluxo da <i>choke</i> |
| α_{gw} | Fração de gás no reservatório | L_t | Comprimento do Poço | K_w | Coeficiente de fluxo da ANM |
| ρ_L | Massa específica do óleo produzido | H_{pdg} | Distância vertical entre a ANM e a medição de PDG | K_r | Vazão mássica estimada para o poço |
| ρ_{mres} | Massa específica da mistura no reservatório | H_t | Distância vertical entre a ANM e o fundo do poço | m_{Lstill} | Massa mínima de líquida no <i>Riser holdup</i> |
| | | H_{vgl} | Distância vertical entre a ANM e o ponto de injeção de gás | V_{eb} | Volume da bolha alongada |
| | | Θ | Ângulo de Inclinação do <i>Riser</i> | V_r | Volume à montante da válvula virtual |

A tarefa de estimação dos parâmetros não é simples, uma vez que o sistema possui seis estados dinâmicos não medidos e apenas informações de entrada de processo e três medições disponíveis (P_{pdg} , P_{tt} e P_{top}).

Além disso, o comportamento cíclico do sistema multifásico, introduzido na Seção 2.2, pode ser um problema na replicação de métodos difundidos de estimação de parâmetros, como Mínimos Quadrados (MSE). Estudos com dinâmicas semelhantes mostram a dificuldade de se estimar os parâmetros com métodos clássicas (SIONG, 2009; WANG; BOVIK, 2009).

Assim, a necessidade de um procedimento mais eficiente para a estimação desses parâmetros é um ponto chave na aplicação de controladores preditivos. Neste trabalho, o método propõe a modificação da clássica MSE para penalização de respostas indesejadas fazendo o uso de um algoritmo global de otimização. A seguir o método é apresentado e justificado.

3.2.1 Não Convexidade do Objetivo

A formulação clássica da função MSE é dada por:

$$MSE = \sum_{i=1}^n \frac{[x_i - y_i(\theta_p)]^2}{n} \quad (3.30)$$

onde “ l ” é o componente dentro do intervalo contendo “ n ” observações; x é o valor de referência medido e y o valor simulado e função dos parâmetros de estimação θ_p . Num primeiro momento, a não convexidade desta abordagem foi analisada frente aos parâmetros de ajuste para as três mediadas disponíveis.

Como identificado para uma microrregião de m_{Lstill} (Figura 3.4.A), a resposta do MSE é extremamente ruidosa. Numa análise mais ampla e da iteração com outro parâmetro, K_g , (Figura 3.4.B), a ocorrência de regiões de mínimo é evidenciada.

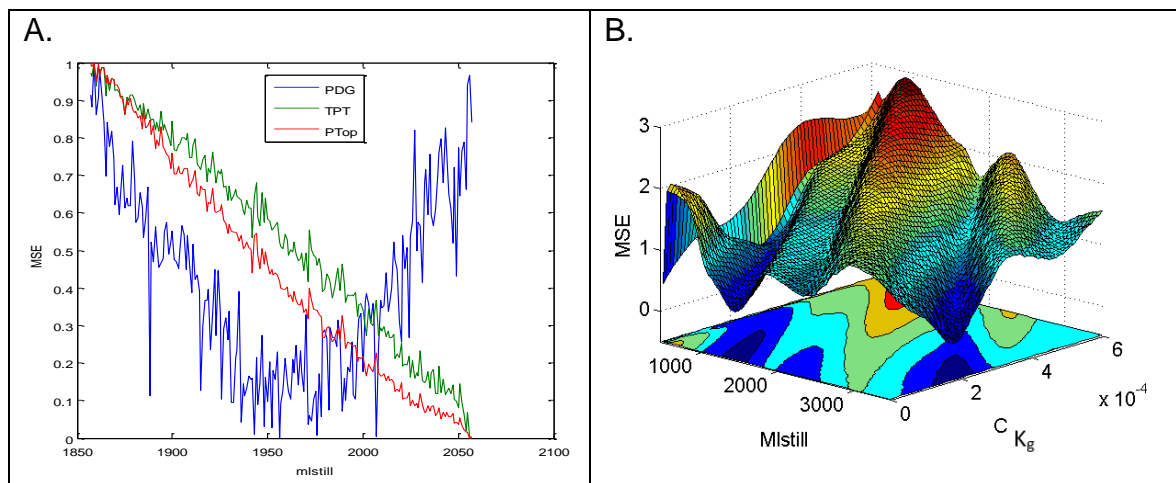


Figura 3.4: Convexidade da função objetivo MSE : A. em relação a microrregião 2D de m_{Lstill} ; e B: a macro região 3D de m_{Lstill} e K_g .

Com isso, o presente trabalho propõe a modificação da função objetivo, para suavizar o comportamento ruidoso e a elevada não convexidade, pela inclusão na função objetivo de um termo de penalidade, ψ , calculado por:

$$\psi = \sum_{i=1}^n \frac{\left[\frac{dx_i}{dt_i} - \frac{dy_i(\theta_p)}{dt_i} \right]^2}{n} [Px_i - Py_i(\theta_p)]^2 \quad (3.31)$$

onde, o primeiro termo (*MSDE*) representa o erro quadrático da derivada e o segundo termo (*MSPE*) é o erro quadráticos do período de oscilação. A derivada é calculada numericamente ($\frac{dP_i}{dt} = \frac{P_i - P_{i-1}}{\Delta t}$) e o período calculado pela identificação dos vales do sinal.

A relação dada por uma multiplicação do período e a derivada do erro é feita a fim de manter a dimensão do problema. O *MSE* é dado em unidades de pressão (Pa), *MSDE* em unidade de pressão por tempo (Pa/s) e *MSPE* em unidade de tempo (s), mantendo a significância estatística do MSE. Uma vez que no momento em que o Período e Fase do sinal medido é igual ao do sinal de referência são correspondentes, o segundo termo zera, mantendo somente o erro quadrático.

Assim, a função objetivo proposta é dada por:

$$J(\theta_p) = MSE + \psi \quad (3.32)$$

Como pode ser visto na Figura 3.5, a utilização da penalização acentua regiões não cíclicas, como ilustrado pela Figura 3.5.B, que representa a resposta bidimensional do termo (*MSDE x MSPE*). Dessa forma, a nova abordagem de função objetivo, $J(\theta_p)$, salientada a dinâmica desejada, como pode ser visualizado na Figura 3.5.C, que ilustra a resposta da nova função objetivo.

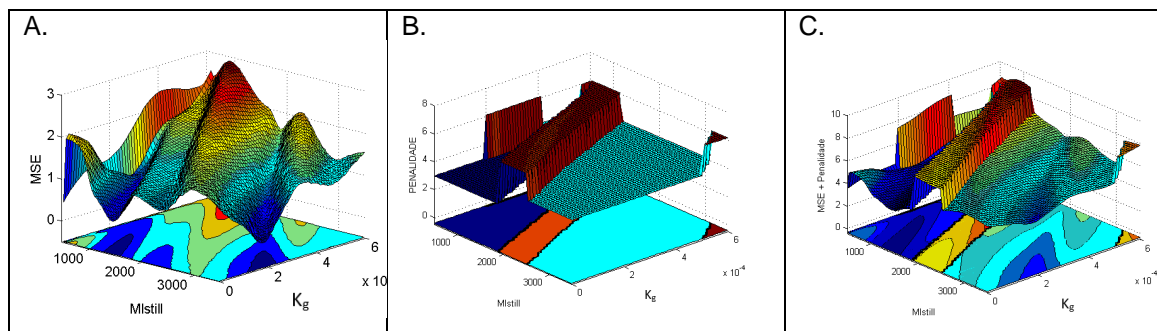


Figura 3.5: Convexidade, frente aos parâmetros m_{Lstill} e K_g , dos componentes da função objetivo (A) para *MSE*, (B) para penalização ψ ; e (E) da nova proposta

$$J(\theta_p).$$

As implicações da alta não convexidade da função de MSE , frente ao ajuste, será melhor analisada nos resultados, bem como a suavização da penalização proposta será ilustrada no Capítulo 5.

3.2.2 Método de Ajuste

Como ilustrado acima, numa breve análise macro, a sensibilidade entre dois parâmetros gera diferentes pontos de mínimos locais na superfície de resposta da função objetivo, ainda com a suavização. O problema abordado neste trabalho apresenta nove parâmetros, o que aumenta a complexidade do problema. Isto nos leva a crer que a ocorrência de múltiplas regiões de mínimo será ainda maior, Esta característica nos leva a utilização de métodos globais de otimização (SIONG, 2009).

A fim de tratar as características, o método de otimização utilizado é o algoritmo DIRECT. O algoritmo é uma alternativa de busca global, que divide sequencialmente o espaço de busca em retângulos. Assim que atingidos critérios de parada, ele retorna os parâmetros correspondentes à mínima função objetivo avaliada na busca. Maiores detalhes do algoritmo podem ser vistos em (FINDEL, 2003).

Assim, o método de estimação dos parâmetros é sequencial, iniciada pela coleta de dados. Nesta, o intervalo escolhido deverá possuir entradas constantes. De posse dos dados de produção aproximados (vazão de produção máxima e mínima) é possível, assumindo comportamento estacionário, estimar o intervalo dos parâmetros diretamente relacionados à vazão (K_a , K_g , K_{out} , K_w e K_r).

Os parâmetros ligados ao *holdup* de líquido no poço (m_{Lstill} , V_{eb} e V_r) são determinados pela energia disponível no reservatório (P_r) e o tamanho das tubulações de encaminhamento (L_r e D)

Num primeiro momento, com o intervalo calculado, o algoritmo de otimização é executado até atingir o número máximo de avaliações dentro do espaço de busca. Para suavizar a ação do algoritmo, as saídas (x e y) são escalonadas pelo valor mínimo da referência x.

Sequencialmente a partir do resultado anterior, o intervalo de busca vai sendo restringido “n” vezes, até que o valor obtido na etapa “n” seja igual ao “n-1”. A sequência de ajuste está ilustrada no fluxograma da Figura 3.6.

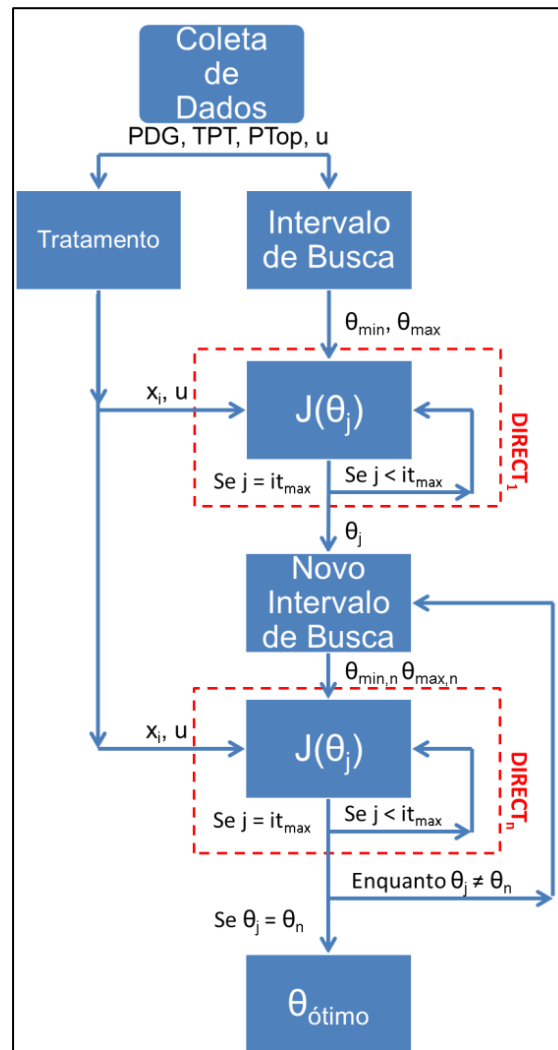


Figura 3.6: Método de estimação de parâmetros.

Análise de Identificabilidade

A análise de Identificabilidade é uma ferramenta utilizada para a identificação de parâmetros de modelos dinâmicos, tendo por objetivo quantificar a dependência entre as saídas e os parâmetros de estimação do modelo.

Neste trabalho, a fim de avaliar essa dependência como uma forma de atualização de parâmetros ao longo da aplicação, foi aplicada o método proposta por Botelho *et al.* (2012).

A partir de conceitos da teoria de controle utilizando a matriz *NSRGA* (*Non Square Relative Gain Array*). A matriz de ganhos é obtida através da matriz de sensibilidade ($S_{i,j}$) do sistema, obtida através do cálculo da sensibilidade do

sistema. Este, definido pela Matriz de Sensibilidade ($S_{i,j}$), que é uma matriz de ganhos envolvendo as saídas em função dos parâmetros, sendo definida por:

$$S_{i,j} = \frac{\Delta y_i}{\Delta \theta_j} \quad (3.33)$$

onde Δy_i corresponde a faixa de variação do sinal de saída, sendo “ i ” número de saídas e $\Delta \theta_j$ corresponde à faixa de variação dos parâmetros, sendo “ j ” o número de parâmetros de estimação. Como saídas do modelo foram analisadas os valores absolutos, médios, derivadas, amplitude, período e fase de P_{pdg} , P_{tt} e P_{top} . Dessa forma a matriz S é uma matriz retangular onde “ i ” é igual a dezoito e “ j ” é igual a nove.

É necessário um conhecimento prévio do comportamento da dinâmica para determinar $\Delta \theta_j$. Neste trabalho, devido a não linearidade do sistema, foi utilizada uma variação de $\pm 1\%$ dos valores de referência no cálculo numérico das derivadas, as quais foram estimadas através do uso de diferenças centrais.

Para o cálculo da NSRGA, devido a diferença de magnitude das saídas, o escalonamento de S é feito através da resolução de um problema de otimização que visa determinar as matrizes de escalonamento que levam o sistema ao condicionamento mínimo (S_{escal}), como detalhado em Botelho *et al.* (2012).

De posse da S_{escal} é possível calcular a matriz NSRGA, ordenando assim a impacto (I) dos parâmetros frente às saídas:

$$NSRGA_{i,j} = S_{escal} * S_{escal}^{+T} \quad (3.34)$$

onde S_{escal}^{+T} são as matrizes de sensibilidade e sua pseudo-inversa, respectivamente, das saídas em relação aos estados. Por fim, é definido para cada parâmetro de estimação, um índice de impacto I_j , calculado por:

$$I_j = \frac{\sum_0^i |NSRGA_{i,j}|}{\max(\sum_0^i |NSRGA_{i,j}|)} \quad (3.35)$$

Através deste índice, é possível determinar qual parâmetro tem maior impacto na mudança de dinâmica do sistema e com isso, acredita-se agregar ao trabalho, uma sistemática de atualização *on-line* de parâmetros do modelo.

Capítulo 4 – Estratégia de Controle Preditivo Não Linear – NMPC

Nesse capítulo será apresentada o método de controle proposta. Para isso, inicialmente será apresentada uma análise da dinâmica do processo de GL, na Seção 4.1, fazendo uso do novo modelo simplificado, a fim de justificar o emprego do Controle Preditivo Não Linear. Na seção seguinte, o algoritmo LLT será apresentado juntamente com as diferentes estruturas de controle propostas.

4.1 Dinâmica do Sistema de Gas-lift

Sistemas de elevação de petróleo, conforme o ponto de operação, possuem características oscilatórias, como já mostrado na Seção 2.2.3. Este comportamento é chamado de ciclo-limite e o seu entendimento é de suma importância para eliminá-los quando eles são indesejáveis, e, inversamente, como gerá-los ou amplificá-los quando eles são desejáveis.

Para fazer isso, no entanto, é necessária uma compreensão das propriedades dos ciclos de limite e uma familiaridade com as ferramentas para manipulá-los (SLOTINE; LI, 1991). À medida que as condições do processo em sistemas dinâmicos são alteradas, a estabilidade do ponto de equilíbrio pode mudar e inclusive o número de pontos de equilíbrio pode ser alterado.

Os pontos que ocorrem estas mudanças, i.e. em que a estabilidade é afetada, são conhecidos como valores críticos ou de Pontos de Bifurcação. Ao se analisar o comportamento de um sistema de GL através das variáveis de medida disponíveis P_{pdg} e P_{tt} , um comportamento cíclico típico de uma bifurcação *Hopf* é

identificado. Com a mudança da ck (Figura 4.1.A) ou a mudança de W_{gl} (Figura 4.1.B), o sistema transita de uma região oscilatória convergente para uma região oscilatória divergente, como ilustrado nas Figura 4.1.B e Figura 4.1.D.

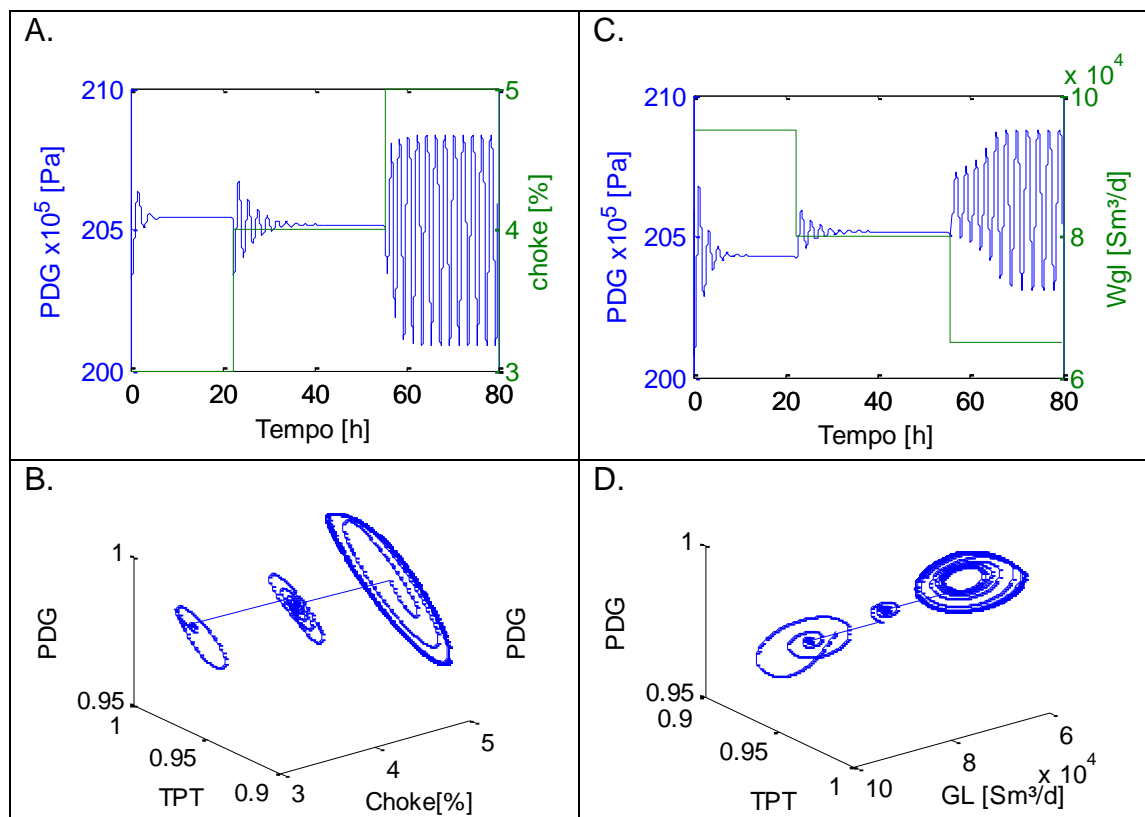


Figura 4.1: Identificação da transição de estabilidade típica de poço de GL para uma variação de: A. e B. ck ; C. e D. W_{gl} .

Este comportamento foi reproduzido pelo novo modelo simplificado, e assim como feito por Jahanshahi (2012) e Storkaas(2007) uma análise de controlabilidade baseada nos polos do sistema será realizada. O modelo foi linearizado e avaliado no correspondente ponto de equilíbrio para valores de ck de 3, 4, 5, 6, 10, 15, 20 e 25%.

Como pode ser observado na Figura 4.2, os polos complexos ingressam no Semi Plano Direito (SPD) do eixo real no momento em que o sistema entra no ciclo limite, i.e. a partir de 5% de ck . À medida que a abertura é incrementada, o termo real do polo complexo γ adentra aumenta dentro do SPD, instabilizando o sistema e o termo complexo do polo $j\omega$ aumenta suavemente e, conseqüentemente, a dinâmica instável se acelera.

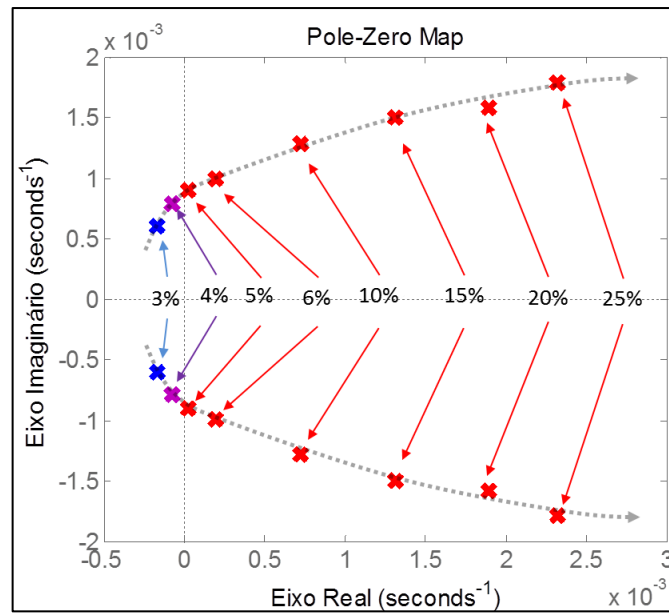


Figura 4.2: Influência da ck na localização do par de polos complexos avaliados no estacionário para o modelo simplificado.

Tabela 4.1: Evolução da Localização dos polos complexos conforme ck .

| ck (%) | Pólos Complexos ($\gamma \pm j\omega$) |
|---------------|--|
| 3 | $-0,00017 \pm 0,00060i$ |
| 4 | $-0,00007 \pm 0,00078i$ |
| 4,6 (Hopf) | $0,00000 \pm 0,00086i$ (Extrapolação ²) |
| 5 | $0,00003 \pm 0,00089i$ |
| 6 | $0,00019 \pm 0,00099i$ |
| 10 | $0,00072 \pm 0,00129i$ |
| 15 | $0,00131 \pm 0,00150i$ |
| 20 | $0,00190 \pm 0,00157i$ |
| 25 | $0,00232 \pm 0,00179i$ |

Isso justifica a intensificação da golfada (do ciclo e da amplitude) para grandes aberturas de ck . Pela extrapolação quadrática da curva, é possível identificar com maior exatidão o ponto *Hopf* de 4,6% para ck e $j\omega$ igual a $8,6 \times 10^{-4}$, indicado na Tabela 4.1.

Como mencionado, a região de convergência do ciclo-limite e a dinâmica do sistema estão diretamente associadas ao ponto de operação e ao instante da trajetória, corroborando a ideia de múltiplos pontos de equilíbrio para sistemas tipicamente oscilantes, de forma que:

$$\dot{x} = f[x(t), u(t), t] \quad (4.1)$$

$$y = g[x(t), u(t), t] \quad (4.2)$$

onde \dot{x} é a taxa de variação no tempo dos estados dinâmicos $x(t)$, variantes no tempo correspondentes à $m_{ga}, m_{gt}, m_{lt}, m_{gb}, m_{gr}, m_{lr}$, $u(t)$ são as entradas do sistema correspondentes à W_{gl}, ck, P_s e P_r , e y são as variáveis medidas do sistema correspondentes à P_{pdg}, TPT e P_{top} .

O comportamento dinâmico do sistema é altamente não-linear fazendo com que a análise estacionária do sistema não traga informações suficientes relativas à controlabilidade dinâmica, especialmente para técnicas de controle empregadas fazem uso de métodos de aproximação linear.

Até o momento, apenas estudos baseados em pontos estacionários e análises lineares foram apresentadas para a proposição de estruturas de controle, como revisado na Seção 2.4.1.

Com o intuito de extrair informações de controlabilidade do sistema ao longo da trajetória, utilizando o novo modelo simplificado, o processo foi analisado em diferentes pontos de operação e diferentes instantes da trajetória (*snapshots*) identificados na Figura 4.3: um ponto estável (P.Op1), em um ponto “marginamente” estável (P.Op2), e em momentos diferentes da instabilidade: Subida (P.Op3); Ponto de Máximo (P.Op4); Descida (P.Op5); e Ponto de Mínimo (P.Op6).

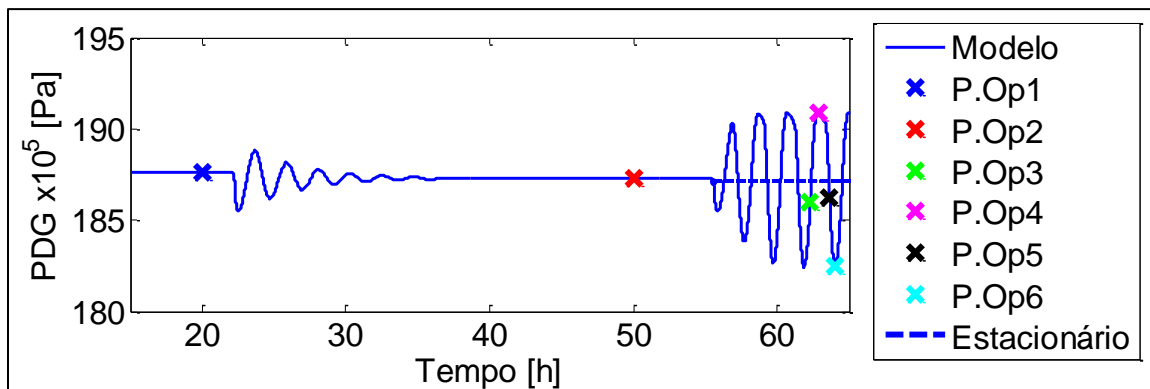


Figura 4.3: Identificação dos pontos de análise ao longo da dinâmica para um poço de GL com mudança de ck .

A análise é realizada a partir da obtenção de uma aproximação linear do sistema dinâmico para cada ponto através de pequenas perturbações de $10^{-5}(1+|x|)$, onde x corresponde a cada estado dinâmico medido no ponto

analisado. Desta forma, para cada *snapshot* tem-se uma aproximação linear nova e cada novo modelo uma sensibilidade diferente às mudanças de processo com dois comportamentos distintos.

O primeiro está relacionado à transição da estabilidade (convergência pontual para cíclica). À medida que o processo sofre a troca de região de operação em direção ao *Hopf* (Transição P.Op1→P.Op2→P.Op5) o sistema tende a instabilizar, como identificado pelas respostas degrau dos sistemas linearizado, ilustrados na Tabela 4.2. Os polos imaginários ingressam no SPD, instabilizando o sistema, assim como na análise do estacionário. A resposta dinâmica de forma “quasi”-linear, possibilita, também a interpolação do Ponto *Hopf*.

Já o segundo comportamento está relacionado à transição de comportamento no ciclo limite. Identifica-se que para um ponto de operação fixo, a resposta do sistema possui diferentes dinâmicas de forma não-linear. Esta transição, identificada na Tabela 4.2 (P.Op5→ P.Op6→ P.Op3→ P.Op4) apresenta variação de todos os aspectos, como pode ser visualizado pela troca de valores dos pólos da resposta frente às entradas, sem um padrão aparente.

Após o comportamento divergente (P.Op5) o sistema naturalmente retoma a característica oscilatório convergente (P.Op6). À medida que o ciclo caminha, a resposta aproxima-se do eixo imaginário aumentando a oscilação (P.Op3) até que o surgimento de um zero no zero (P.Op4) anula o comportamento oscilatório respondendo de forma suave. A partir daí o sistema volta a divergir (P.Op5) e o ciclo é retomado. Uma análise visual deste ciclo, baseada na localização dos pólos pode ser visualizada na Figura 4.4.

Desta forma, o métodos lineares de análise de ganhos e de controle podem ser comprometidos por esta transição de comportamentos. Esta transição é ilustrada pela trajetória dos polos imaginários do sistema, mostrada na Figura 4.4.B. Uma trajetória *quasi*-linear (Estabilidade) e uma não-linear (Ciclo-Limite).

Uma vez que há a presença de um ramo instável intrínseco à dinâmica, o erro das ações de controle que tendem a zero para o ramo estável poderá tender ao infinito para o instável, gerando ações de controle inesperadas e até mesmo instabilizando o processo.

Tabela 4.2: Efeito da trajetória na localização dos polos e zeros do sistema GL.

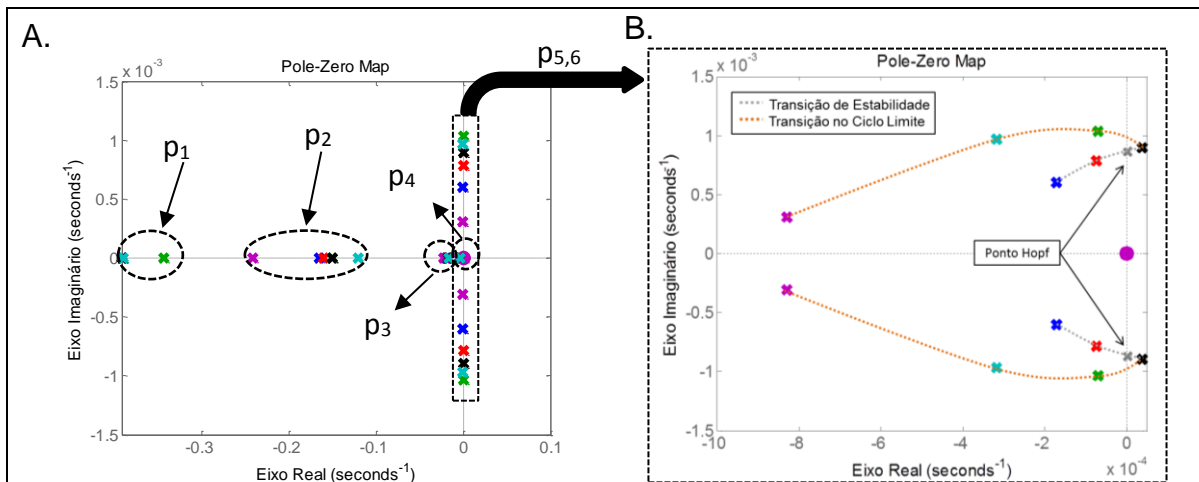
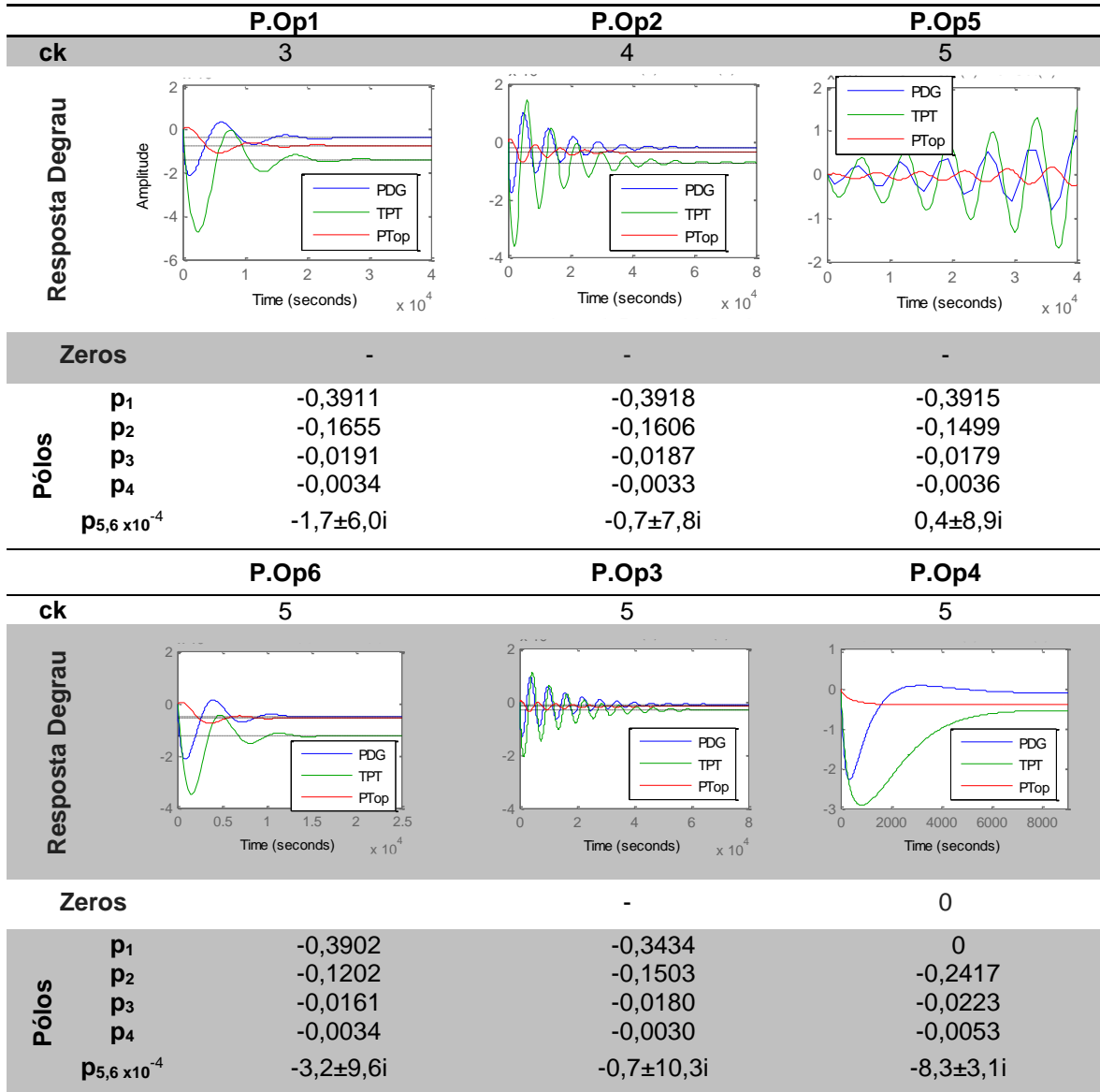


Figura 4.4: Localização dinâmica dos polos e zeros do sistema ao longo da transição de operação.

Além disso, ferramentas utilizadas no controle podem sofrer influência desta transição de dinâmica. Por exemplo, estratégias de retroalimentação que fazem uso de modelos linearizados na trajetória tem seu desempenho dependente do ponto de linearização do sistema. Esta relação será melhor discutida na Seção seguinte, relativo à estrutura de controle.

4.2 Algoritmo de Controle LLT

Como introduzido na Seção 2.4, neste trabalho será adotado o algoritmo de NMPC chamado LLT. Inicialmente idealizado por Trierweiler e Secchi (2000) e desenvolvido por Duraiski *et al.* (2002) soluciona uma sequência de Problemas Lineares Quadráticos (LQP) dados por sucessivas linearizações ao longo de uma trajetória de controle (também chamada de Horizonte de Controle, M).

Isto, adicionado ao erro relativo ao *setpoint* desejado (SP) ao longo de um horizonte de predição, a função objetivo J_{LLT} a ser minimizada é dada por:

$$J_{LLT} = \min_{\delta U_{|0}^{M_{LLT}}} \left(\sum_{i=0}^P \left\| \Gamma_{|0} \left(Y_{|0}^i - SP_{|0}^i \right) \right\|^2 + \sum_{i=0}^M \left\| \Lambda_{|0} \left(\delta U_{|0}^i - U_{|0}^{B_{LLT-1}} \right) \right\|^2 \right) \quad (4.3)$$

onde o termo $(Y - SP)$ é termo do erro relativo a variável de processo Y , e $(\delta U - U)$ refere-se ao esforço de ações da variável de manipulação (δU) em relação à posição anterior (U^B) , ponderado pelo Peso do Erro do *setpoint* (Γ) e pela Supressão de Movimento da ação de controle (Λ) .

As ações e os componentes do método descritos podem ser visualizados na Figura 4.5.

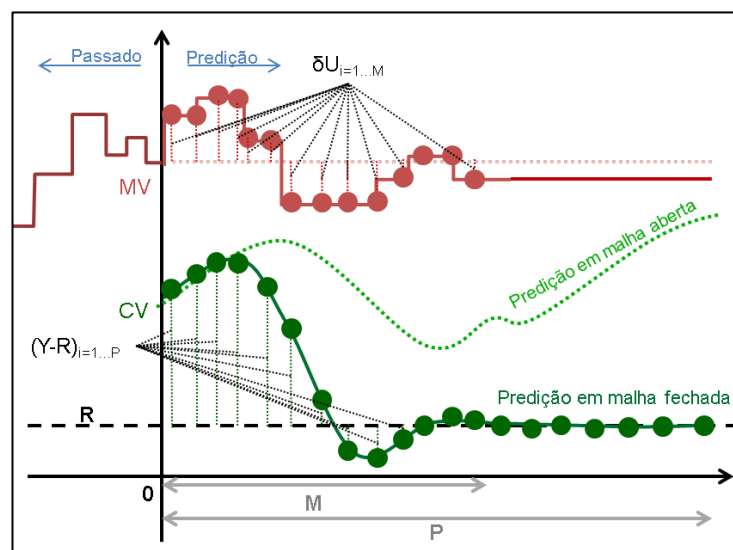


Figura 4.5: Algoritmo LLT (baseado em DURAIISKI *et al.*, 2002).

As restrições físicas do sistema, como as introduzidas na Seção 2.4.1, dadas por limites máximos e mínimos (U_{min} , U_{max}) e pelas taxas de variação de abertura e fechamento ($-\delta U$, $+\delta U$) das variáveis manipuladas são adicionadas ao problema por restrições ao longo do horizonte de controle, M:

$$U_{min[1]}^{[M]} \leq U_{[1]}^{[M]} \leq U_{max[1]}^{[M]} \quad (4.4)$$

$$-\delta U_{[1]}^{[M]} \leq \delta U_{[1]}^{[M]} \leq +\delta U_{[1]}^{[M]} \quad (4.5)$$

4.2.1 Ajuste do Controlador

A configuração de controle empregada exige o ajuste de cinco parâmetros: Tempo de Amostragem (**TA**), **M**, **P**, **Γ** e **Λ** . A definição do TA e dos horizontes (M e P) estão diretamente ligadas a convergência das ações de controle e da variável de processo.

Assim, estes parâmetros não devem ser grandes a ponto de aumentar a complexidade do LQP e não tão pequeno que deixe de representar a golfada.

Por exemplo, se utilizarmos a série de Fibonacci para definição dos pontos de amostragem e horizonte, necessitaríamos de uma amostragem pequena, para que haja uma representatividade mínima da dinâmica inicial da golfada.

Como pode ser visto na Figura 4.6, uma representação de dez pontos na dinâmica de subida é obtida para uma amostragem de meio minuto, de oito pontos para 1,5 minutos e cinco para 3 minutos.

Apesar disso, a golfada como um todo, perde a característica devido ao aumento do espaçamento da série para uma predição mais longo, a partir do primeiro período.

Para tratar este problema, neste trabalho, é proposto um horizonte calculado para duas regiões que englobe duas características do sistema: o tempo de subida (t_s) e o período do ciclo (t_c). O tempo de subida é dado pelo tempo entre um pico e um vale, indicado na Figura 4.6.

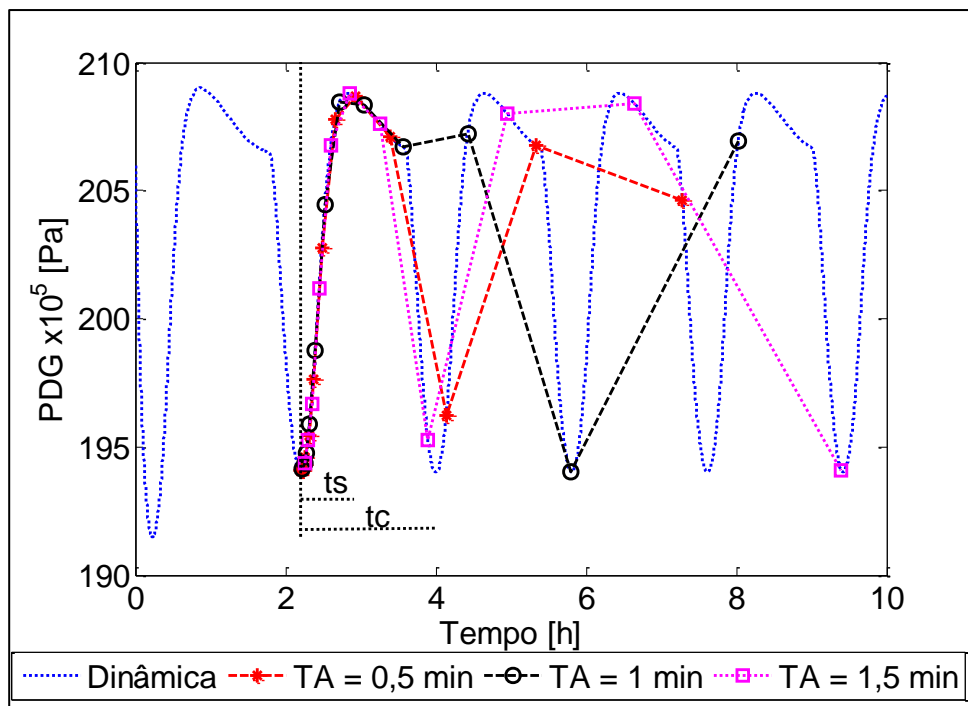


Figura 4.6: Pontos de predição baseados na série de Fibonacci, com diferentes taxas de amostragem, com identificação de t_s e t_c .

A primeira região é calculada por uma série de espaçamento variável, contendo de cinco a dez pontos amostrados para maior representatividade da subida. Para a segunda região, a fim de manter a representatividade da dinâmica cíclica com baixo custo computacional, a amostragem determinada por uma série igualmente espaçada a partir do ponto de descida com no mínimo cinco pontos amostrados em cada ciclo.

Assim, o Horizonte de Predição é definido como:

$$P_{[0]}^{[n]} = \begin{cases} \left(\frac{n \cdot (n+1)}{2} + 1 \right) * TA & , \text{para } n = 0 \dots n_1 \\ H_{n-1} + (n_1 - n) * TA & , \text{para } n = n_1 \dots n_2 \end{cases} \quad (4.6)$$

onde n_1 é definido como o valor entre 5 e 10; e n_2 é igual $\frac{t_c}{5}$; e TA é definido de forma arbitrária obedecendo a restrição de que 5 a 10 pontos amostrados na subida e para que o tamanho do horizonte de predição preveja pelo menos três ciclos da golfada.

Como uma referência, a relação entre o tempo de subida e o tempo do ciclo, calculada por $\frac{t_c}{t_s} - 1$, dá um ponto inicial para a amostragem. O Horizonte de Controle M é definido como sendo igual ao horizonte de menos um ciclo:

$$M = P \begin{bmatrix} n3 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (4.7)$$

onde $n3$ é o valor equivalente ao segundo ciclo da golfada.

Por último, para determinação dos Peso do Erro e a Supressão de Movimento é proposta uma sistemática determinada pelo ponto de operação e que relaciona a amplitude de golfada e o valor estacionário, calculado por $\frac{\Gamma}{\Lambda} = \frac{\text{Amplitude}}{\text{Estacionário}} * \%choke$.

Esta relação da uma referência inicial de grandeza dos parâmetros e que conforme o desempenho do controlador podem ser finamente ajustados.

4.2.2 Estratégia de Retroalimentação

É importante dizer que o algoritmo NMPC é um controlador de retroalimentação natural que usa as saídas disponíveis do processo e trata naturalmente as perturbações medidas devido ao seu comportamento *feedforward* intrínseco. Com base na predição do modelo, a perturbação medida pode ser facilmente compensada pelas ações de controle futuras calculadas pelo algoritmo.

No entanto, nem sempre é possível medir distúrbios do processo, como no *offshore*, por exemplo, não podemos medir a corrente atual que mudará o ponto de inclinação e alterará o padrão de fluxo. Um dos principais problemas dos controladores baseados em modelo é a discrepância entre Modelo e Realidade, que pode ser gerada por estes distúrbios não medidos.

Para manter a robustez e compensar esses efeitos, faz-se necessária a utilização de uma técnica de correção. Neste trabalho, esta correção é feita pela retroalimentação dos estados através do Filtro de Kalman Estendido (EKF) na sua forma híbrida ou também chamada contínuo-discreto. Essa formulação considera a dinâmica do sistema em tempo contínuo, integrando o modelo ao longo da trajetória, mas faz observações discretas para a atualização dos estados.

Reconsiderando as equações 4.1 e 4.2 e assumindo que tanto os estados dinâmicos e a saída de processo possuem erros para a formulação do filtro, temos que:

$$\dot{x} = f[x(t), u(t), t] + \omega(t) \quad (4.8)$$

$$y = g[x(t), u(t), t] + v(t) \quad (4.9)$$

onde $\omega(t)$ é o erro dos estados dado por um ruído branco em tempo contínuo com covariância Q_k e $v(t)$ é o erro das medidas dado ruído branco na medida, com covariância R_k . Desta forma, a correção do estado ($\hat{x}_{k|k}$) é feita levando em consideração o estado atual ($\hat{x}_{k|k-1}$) e erro entre a variável medida no instante atual (y_k) e a variável estimada no instante atual (\hat{y}_k). A característica discreta do filtro, dá-se na obtenção de \hat{y}_k , obtida através da linearização do modelo no instante $G_k = \left(\frac{dg}{dt}\right)_{\hat{x}_{k|k-1}}$, formulada por:

$$\hat{y}_k = G_k \hat{x}_{k|k-1} \quad (4.10)$$

Desta forma o estado corrigido é calculado de forma incremental ao estado atual ($\hat{x}_{k|k-1}$) por:

$$\hat{x}_{k|k} = \hat{x}_{k|k-1} + K_k [y_k - G_k \hat{x}_{k|k-1}] \quad (4.11)$$

onde K_k é o ganho de Kalman definido como:

$$K_k = \frac{P_k H_k^T}{H_k P_k H_k^T + R} \quad (4.12)$$

onde P_k é a transição de covariância dos estados e H_k^T é a transposta das medidas y linearizados em $\hat{x}_{k|k}$. Aqui, a contribuição contínua da formulação é evidenciada, de forma que a atualização de P_k é realizada de forma contínua ao longo da trajetória:

$$P_k = P_{k-1|k-1} + \int_{k-1}^k (f P_k + P_k f' + Q_k) \quad (4.13)$$

Por fim, ao final de um tempo de amostragem, os estados são atualizados ($\hat{x}_{k|k} = \hat{x}_{k|k-1}$) e a matriz de covariância também ($P_k = P_{k-1|k-1}$). Assim, o processo de correção dos estados do sistema de controle pode ser ilustrado como na Figura 4.7. Diante do ajuste dos parâmetros de entrada $P_{k=0}$, Q_k e R_k .

Essa implementação, na forma híbrida, evita problemas relativos à linearização ao longo da trajetória, previstos na seção anterior. Maiores detalhes do projeto e ajuste dos parâmetros do Filtro podem ser vistos em Salau (2009).

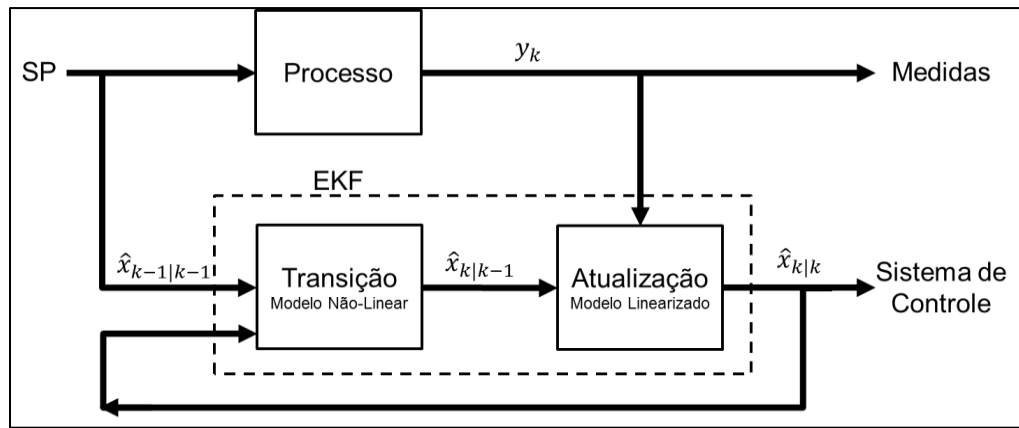


Figura 4.7: Estimação de estados com o filtro de Kalman estendido, para retroalimentação do Sistema de Controle.

Análise de Observabilidade

Para aplicação da retroalimentação de estados, é necessário saber se é possível a reconstrução destes a partir das informações disponíveis no processo (variáveis medidas). Para isso, foi utilizado o critério de Hautu's, onde para todos os alto-valores λ da matriz A_{ss} a seguinte condição deverá ser satisfeita:

$$rank = \begin{bmatrix} \lambda I - A_{ss} \\ C_{ss} \end{bmatrix} = n \quad (4.14)$$

onde I é a matriz identidade, " n " é o número de estado que podem ser reconstruídos a partir das medições disponíveis, baseado no modelo em espaço de estado A_{ss} , C_{ss} e os autovalores λ .

A partir desta análise foi possível determinar que mesmo para situações onde existam apenas uma medida de pressão, com esta, ck e W_{gl} é possível retroalimentar até seis estados dinâmicos.

4.3 Estratégia de Controle

O presente trabalho irá apresentar duas estratégias de controle, tendo como variável controlada a pressão P_{pdg} . A fim de fazer um comparativo com estratégias de controle linear clássicas (PI/PID) a primeira estratégia é monovariável (controle padrão para golfadas, descritos na revisão bibliográfica) pela manipulação da ck .

Num segundo momento, a estratégia proposta incorporará a principal vantagem do controle avançado de processos (multivariabilidade) numa estrutura MISO de controle de PDG com a manipulação da ck e da W_{gl} . Esta estrutura está ilustrada na Figura 4.8, onde a estratégia como um todo pode ser vista: Algoritmo LLT, MISO com EKF.

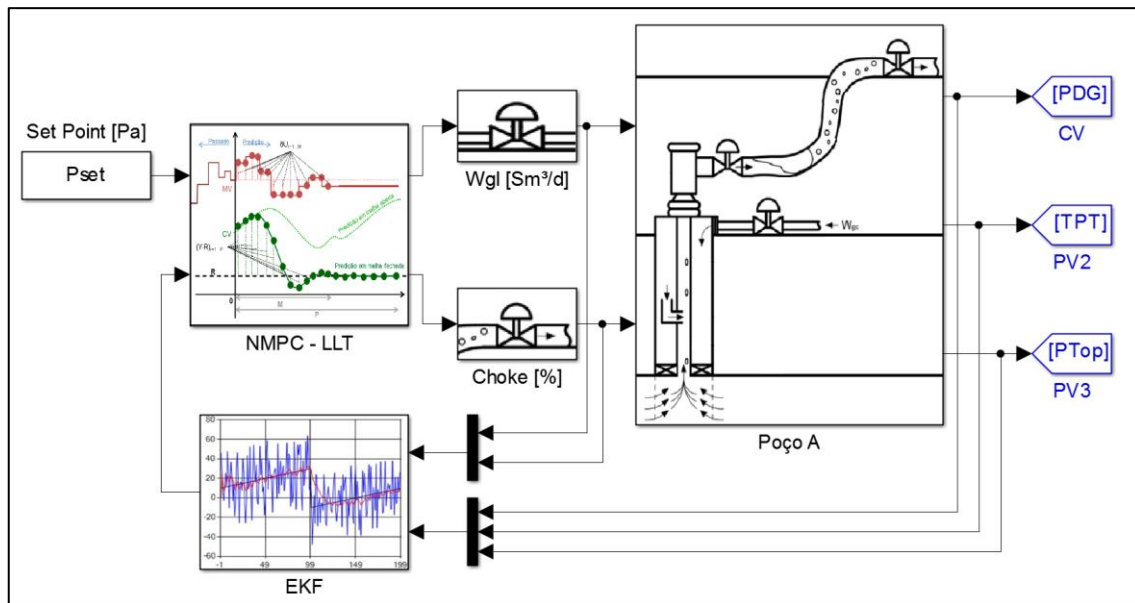


Figura 4.8: Estratégia de controle NMPC de PDG pela manipulação da ck e da W_{gl} (MISO), com retroalimentação pelo Filtro de Kalman Estendido (EKF).

Capítulo 5 – Implementação do Controle Preditivo Não Linear

Nesse capítulo será apresentado um estudo de caso da aplicação do método proposto. O estudo apresenta os resultados do procedimento de ajuste proposto, na Seção 5.1, com o complemento de uma análise de sensibilidade dos parâmetros.

Na Seção 5.2 serão apresentados os parâmetros de ajuste do controlador que serão aplicados e comparados ao controle clássico na 5.3. Por fim, a estratégia multivariável será apresentada e comentada diante dos resultados obtidos.

5.1 Ajuste do Modelo

O estudo de caso é baseado em um poço em operação nos campos maduros brasileiro, chamado poço A, de operação em águas profundas com 5.5 km de extensão linear e 2.5 km de profundidade. A Figura 5.1 ilustra a arquitetura e identifica os pontos de medição do poço de P_{pdg} , P_{tt} e P_{top} e os parâmetros físicos diretamente ligados ao modelo estão indicados na Tabela 5.1.

A pressão no reservatório é de $2,206 \times 10^7$ Pa e a contrapressão exercida pelo *header* de produção igual a $0,981 \times 10^7$ Pa. Como já comentado anteriormente, em termos de escala temporal, a dinâmica do reservatório é mais lenta que a da dinâmica do ciclo da golfada (meses para horas, respectivamente).

A abordagem deste trabalho é de um poço (singular), o que simplifica a interação da descarga múltipla com no *header*. Com estas duas considerações, as análises feitas consideram as entradas de P_s e P_r como fixas.

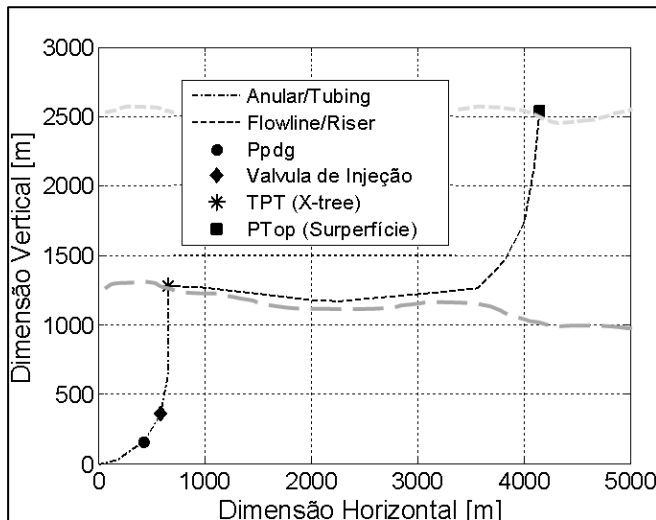


Figura 5.1: Batimetria do Poço A.

Tabela 5.1:

Parâmetros Poço A

| | Valor | Und. |
|-------------------------|--------|----------------------------|
| G | 9,81 | m/s ² |
| M_m | 18 | kg / kmol |
| T | 298 | K |
| R | 8314 | m ³ .Pa /kmol.K |
| α_{gw} | 0,0188 | kg/kg |
| ρ_L | 987,45 | kg/m ³ |
| ρ_{mres} | 891,95 | kg/m ³ |
| D_a | 0,140 | m |
| D_t | 0,150 | m |
| D | 0,152 | m |
| L_a | 1118 | m |
| L_t | 1639 | m |
| H_{pdg} | 916 | m |
| H_t | 1279 | m |
| H_{vgl} | 1117 | m |
| θ | Pi/4 | rad |

A estrutura que opera este poço possui limitações físicas, como já introduzido na Seção 2.4.1. O W_{gl} é limitado à 10^5 Sm³/d e a ck é limitada à uma taxa de abertura e fechamento de 0 a 100 % em sete minutos. Estas informações são inseridas diretamente nas restrições do algoritmo LLT. Para evitar problemas de fechamento de poço o limite mínimo de W_{gl} é estipulado em 6×10^4 Sm³/d.

A partir destes dados, o poço foi reproduzido em OLGA (software citado na Seção 2.3) para geração dos dados de referência ao ajuste do novo modelo simplificado. O resultado inicial indicou que o poço está sujeito a pressões de até $2,059 \times 10^7$ Pa em P_{pdg} , com amplitudes de até $0,196 \times 10^7$ Pa sujeito a períodos de ciclo da golfada até duas horas, como pode ser visualizado na Figura 5.2.

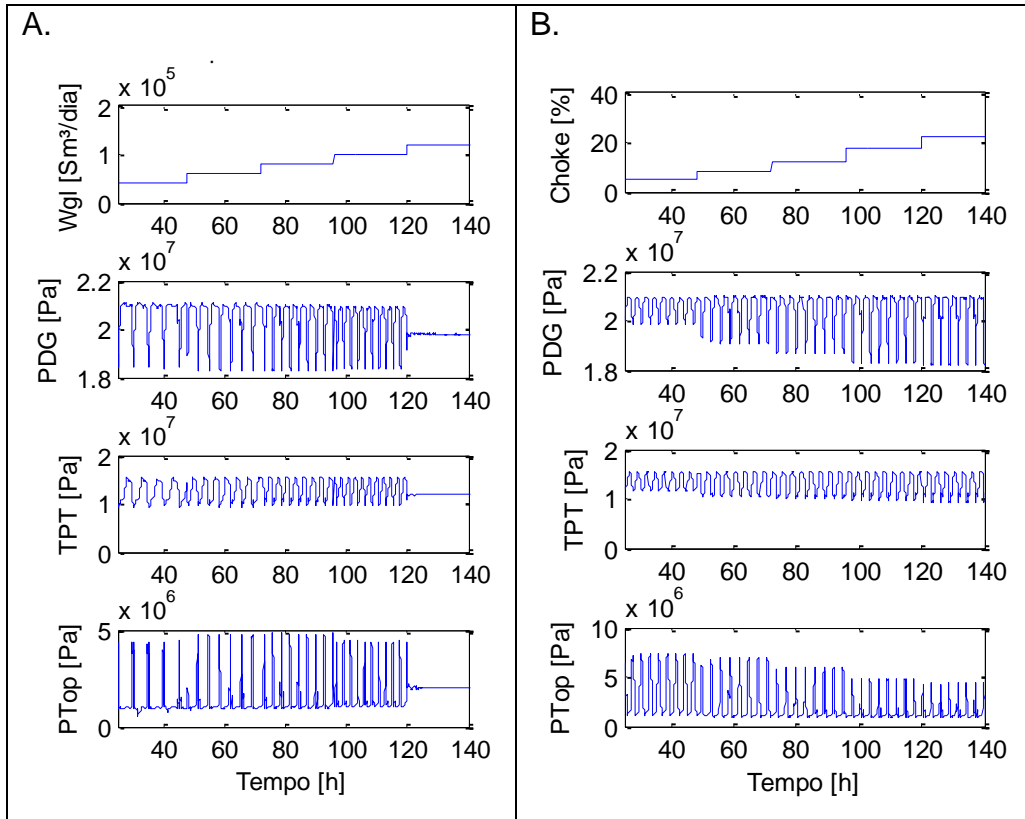


Figura 5.2: Análise monovariável da dinâmica do sistema de golfada para, reproduzidas em OLGA, para o poço A, A. para variação de W_{gl} com ck igual a 18 % e B. ck com W_{gl} fixo e igual a 8×10^4 Sm³/d.

5.1.1 Estimação de Parâmetros

Os dados coletados foram tratados para um ajuste da região de operação de ck igual a 18 %, W_{gl} 8×10^4 Sm³/d. Os ajustes foram realizados tendo como referência apenas medições de pressão em P_{pdg} . Num primeiro momento, o método de estimação foi utilizada com a função objetivo clássica de MSE .

Como esperado e já comentado na Seção 3.2.1, o resultado não obteve sucesso em relação à reprodução da dinâmica cíclica do sistema, retornando um ajuste ao valor médio do comportamento, visualizado na Figura 5.3.A. Já fazendo uso da nova abordagem para a função objetivo, $J(\theta_p)$, as regiões de análise são suavizadas enquanto a região do MSE é penalizada salientando a região ótima, como já ilustrado na Figura 3.5.

A nova resposta adere o comportamento do modelo ao OLGA satisfatoriamente, em termos de controle, captando as características de ciclo, amplitude e magnitude do sistema, como vemos na validação visual na Figura 5.3.B.

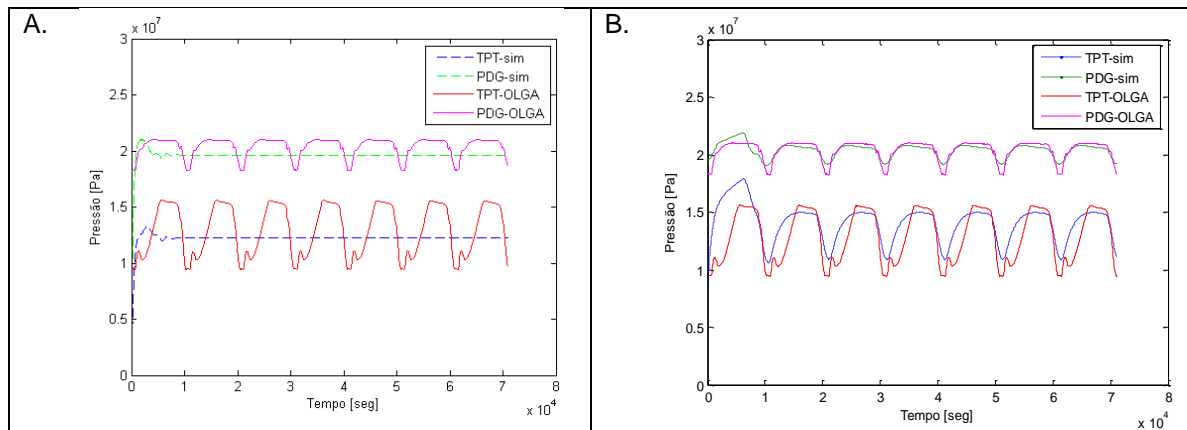


Figura 5.3: Resposta do Ajuste dos parâmetros para ck igual a 18% e W_{gl} $8 \times 10^4 \text{Sm}^3/\text{dia}$, (A) para MSE e (B) para a função objetivo proposta.

Em termos dinâmicos a nova proposta obteve sucesso frente à abordagem clássica, capturando a característica cíclica do sistema. Ao compararmos as respostas numéricas dos resultados a conclusão é diferente. Pelo resultado do MSE o valor ótimo em termos numéricos a $6,47 \times 10^7 \text{ Pa}$. Já a nova proposta retorna um valor de mínimo de $9,09 \times 10^7 \text{ Pa}$.

Essa diferença é devido à inclusão da penalidade, que soma uma parcela ao MSE , e que como observado na Figura 5.3.B, ainda é validada para o ajuste, uma vez que o cíclico e a derivada não zeram. Uma simples análise dos números resulta uma resposta em termos dinâmicos indesejados.

Os parâmetros obtidos pelo método proposto, após 18 horas de simulação, estão indicados na Tabela 5.2:

Tabela 5.2: Parâmetros Estimados para o Poço A

| | Descrição | Valores | Unidade |
|--------------|--|-----------------------|-----------------|
| E | Fração de gás preso na bolha | 0,57 | - |
| K_a | Coefficiente de fluxo da injeção | $1,59 \times 10^{-4}$ | m^{-1} |
| K_g | Coefficiente de fluxo da válvula virtual | $2,05 \times 10^{-4}$ | m^{-1} |
| K_{out} | Coefficiente de fluxo da <i>choke</i> | $1,97 \times 10^{-2}$ | m^{-1} |
| K_w | Coefficiente de fluxo da ANM | $8,68 \times 10^{-4}$ | m^{-1} |
| K_r | Vazão mássica estimada para o poço | 0,13 | m^{-1} |
| m_{Lstill} | Massa mínima de líquida no <i>Riser holdup</i> | 1957,03 | kg |
| V_{eb} | Volume da bolha alongada | $83,51 \times 10^3$ | m^3 |
| V_r | Volume à montante da válvula virtual | 620,36 | m^3 |

5.1.2 Validação do Ajuste

A validação do ajuste foi feita pela extrapolação das regiões de operação, a partir dos dados inicialmente obtidos através do OLGA. O modelo foi extrapolado para regiões de W_{gl} variando de 4×10^4 Sm³/d até 10×10^4 Sm³/d, com ck constante e igual à 18 %, conforme indicado na .A. De forma similar, para um W_{gl} constante e igual a 10×10^4 Sm³/d, a ck foi variada de 5 % a 30 %, como ilustrado na .B.

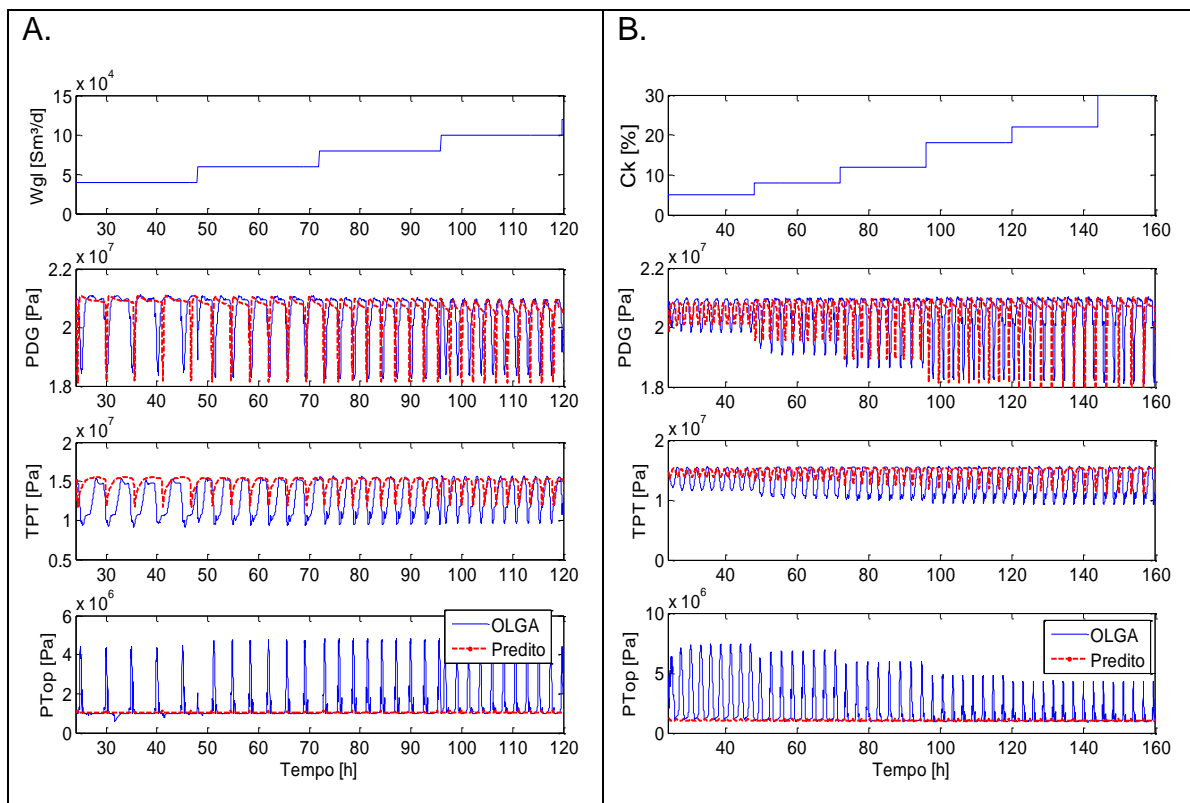


Figura 5.4: Extrapolação do novo modelo simplificado para diferentes pontos de operação para o intervalo de (A) ck de 18% e (B) W_{gl} de 8×10^4 Sm³/dia.

O resultado gerado, mostrou uma boa capacidade de extrapolação do modelo. A sensibilidade do sistema é atingida pelo modelo, onde o aumento da ck e/ou a diminuição do W_{gl} agravam o ciclo da golfada, aumentando a amplitude e o período de oscilação. Além disso, é mantido um compromisso suficiente para fins de controle dos valores absolutos das pressões do sistema, mesmo com a utilização de apenas um valor de referência para o ajuste (P_{pdg}).

Ao fazer a validação para o diagrama de bifurcação e identificação do ponto *Hopf* vê-se que ocorre uma leve diferença entre o ponto de bifurcação predito e o resultado do OLGA.

Como ilustrado na Figura 5.5, há uma diferença absoluta de 2 % de ck para o início da golfada. É possível notar que no ponto de ajuste dos modelos, com ck igual a 100 %, a diferença entre os comportamentos é mínima.

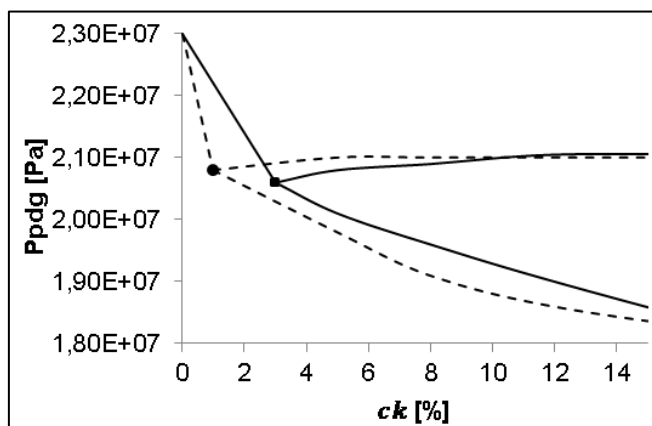


Figura 5.5: Identificação do ponto de bifurcação (*Hopf*) através do diagrama de bifurcação para os dados de referência do OLGA e a predição do modelo para W_{gl} de 8×10^4 Sm³/dia.

Esta diferença de comportamento também é obtida nos estudos realizados por Jahanshahi *et al.*(2012) e Di Melgio *et al.*(2012) e como os mesmos relatam e será mostrado no capítulo que segue, esta discrepância é minimizada ainda mais na aplicação de controle.

5.1.3 Identificabilidade do Parâmetros

A partir do conhecimento prévio dos parâmetros estimados (Tabela 5.2), o método proposto na Seção 3.2.2 foi aplicada para diferentes pontos de operação. Como indicado na Figura 5.6.A, pela variação individual das entradas do sistema, a identificabilidade dos parâmetros foi analisada: para uma região estável (ck 2 %); uma região marginalmente oscilante (próximo ao Hopf, ck 5 %); para uma região oscilante e igual ao ponto de ajuste (ck 18 %); e uma região altamente golfante (ck 30 %); e de forma análoga para a variação de W_{gl} (Figura 5.6.B).

O intuito da análise era o de identificar os parâmetros com maior significância para a dinâmica do sistema, conforme os índices propostos na Seção 3.2.2, que estão indicadas na Tabela 5.3. Como sugestão de ponto de corte para a Identificabilidade, parâmetros com índice acima de 0,4 serão considerados significantes.

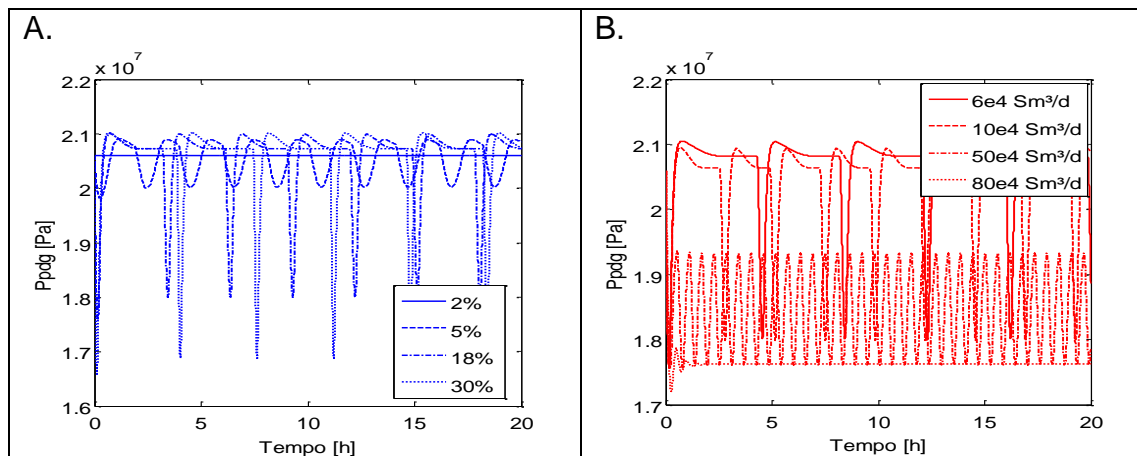


Figura 5.6: Regiões de operação utilizadas na análise de identificabilidade para A. uma variação de ck e B. uma variação de alimentação de W_{gl} .

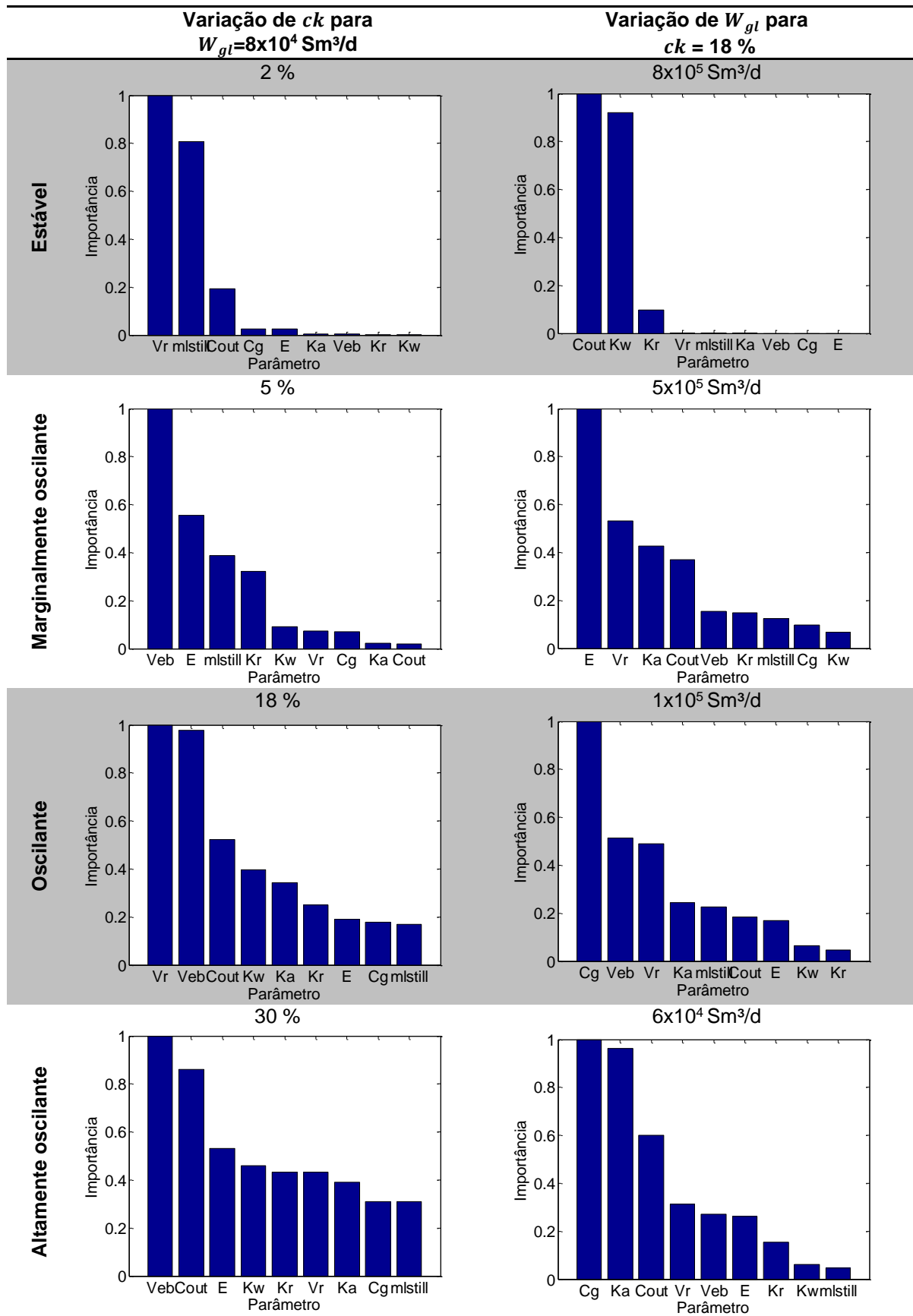
Diante disso, num primeiro momento, identificou-se que para as regiões estáveis (2 % de ck e 8×10^5 Sm³/d de W_{gl} , na primeira linha da Tabela 5.3, há uma troca de significância dos parâmetros, sem um padrão claro. Enquanto para ck , V_r e m_{Lstill} para o W_{gl} , K_{out} e K_w tornam-se significantes para a dinâmica.

Para as regiões marginalmente estáveis (2ª linha da Tabela 5.3), essa significância muda novamente, uma vez que, os parâmetros significantes são V_r , V_{eb} , K_{out} e K_w para ck de 5 % e V_{eb} , e E , e para W_{gl} de 5×10^5 Sm³/d E , V_r e K_a . Para regiões golfantes (3ª linha da Tabela 5.3), com 18 % de ck , V_r , V_{eb} , K_{out} e K_w ganham significância e para W_{gl} de 1×10^5 Sm³/d K_g , V_{eb} e V_r . Para regiões altamente golfantes (4ª linha da Tabela 5.3), com 30 % de ck , praticamente todos os parâmetros ganham significância e W_{gl} de 6×10^4 Sm³/d K_g , K_a e K_{out} .

Estes resultados nos levam a crer que não há um padrão de importância individual dos parâmetros, uma vez que para cada ponto de operação analisado a ordem muda, independência da característica oscilante do processo. Em regiões de dinâmica semelhante, os parâmetros de elevada importância são diferentes.

Para as regiões analisadas, em termos de ocorrência, V_r , V_{eb} , K_{out} possuem maior importância local. Ainda assim, a atualização do modelo é dificultada, pois a eleição de apenas um parâmetro e descarte dos demais num procedimento de re-estimação pode não representar a real interação global dos parâmetros, em termos da dinâmica.

Tabela 5.3: Ranking de Importância dos parâmetros de estimação do modelo, baseado na identificabilidade, para diferentes regiões de operação.



Isso deve-se ao fato de a análise realizada tem uma característica local, pois a variação dos parâmetros na construção da matriz de sensibilidade é feita um a um. Sugere-se que num momento futuro, que essa análise seja realizada com um método de análise global, que leve em consideração a interação de todos os parâmetros.

5.2 Ajuste do Controlador NMPC

Para o ajuste do controlador, introduzido na Seção 4.2.1, a sistemática foi aplicada para o controle de uma região marginalmente golfante, com 5 % de ck . Pela estrutura proposta (Seção 4.3), apenas a dinâmica de P_{pdg} é levada em consideração.

Assim, o ajuste se baseou no pior caso deste cenário (com alimentação mínima de gás), com a característica dinâmica ilustrada na Figura 5.7. O ciclo da golfada possui um período de 1,7 horas (102 minutos), com um tempo de subida de 40,5 minutos e uma amplitude de $0,132 \times 10^7$ Pa de pressão em P_{pdg} .

A partir destas informações, para manter o compromisso entre pontos amostragem e representatividade da dinâmica, a amostragem foi definida como igual a 1,5 minutos, acarretando em oito pontos no período de subida e cinco pontos nos ciclos futuros, como indicado na Tabela 5.4.

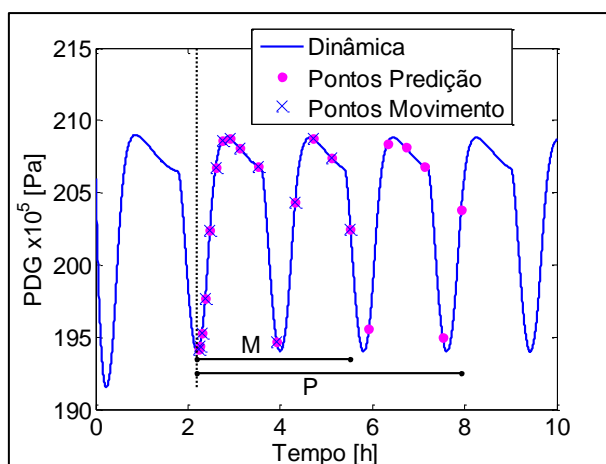


Figura 5.7: Parâmetros de Ajuste do Controlador.

Tabela 5.4: Parâmetros do NMPC, em minutos.

| | Valor |
|-----------|--|
| TA | 1,5 |
| M | 1.5; 3.0; 6.0; 10.5; 16.5; 24.0; 33.0; 43.5; 55.5; 79.5; 103.5; 127.5; 151.5; 175.5; 199.5 |
| P | 1.5; 3.0; 6.0; 10.5; 16.5; 24.0; 33.0; 43.5; 55.5; 79.5; 103.5; 127.5; 151.5; 175.5; 199.5; 223.5; 247.5; 271.5; 295.5; 319.5; 343.5 |
| Γ | 0,6 |
| Λ | 1 |

5.2.1 Ajuste do Filtro de Kalman

Para o ajuste do EKF, conforme Salau (2009), foram ajustados o tempo de amostragem do filtro, para a parte discreta, as matrizes de covariância dos estados Q_k e de covariância das medidas R_k e a matriz de inicialização $P_{k=0}$.

Para aplicação da estrutura proposta neste trabalho, a taxa de amostragem foi determinada igual à do controlador e as matrizes de covariância como sendo igual ao valor médio dos estados, para Q_k , e médio das saídas, para R_k , relativo ao ponto de partida do controlador. A matriz de inicialização $P_{k=0}$, foi definida igual a 1×10^6 .

5.3 Controle Linear VS Não Linear

Para fins de comparação de desempenho, seguindo a tendência no uso de controladores lineares, uma estrutura de controle PID foi testada e comparada ao NMPC proposto, na seção que segue.

Devido à característica monovariável do PID, neste primeiro momento a estrutura NMPC será utilizada na forma monovariável (*Single Input Single Output* – SISO) de controle de P_{pdg} (CV) através da ck (MV). Para estas duas estruturas monovariáveis, a alimentação de gás de elevação foi fixada no valor máximo de $10^5 \text{Sm}^3/\text{d}$, e num segundo momento a W_{gl} é inserida como MV no NMPC.

5.3.1 Critérios de Desempenho e Robustez e Ganho

Os testes de controlabilidade foram realizados pela sucessão de degraus no SP de pressão levando em consideração apenas o desempenho e a robustez servo. Os valores de SP são obtidos através do cálculo e mapeamento do estacionário de P_{pdg} . A sistemática de cálculo dos valores estacionário dos estados do novo modelo é apresentada no Apêndice C - Construção do Diagrama de Bifurcação.

O desempenho do controlador, para cada SP foi baseada na reposta na forma de erro quadrático relativo ($\sum(SP - CV)^2$) e alcance do valor desejado.

Para robustez, foram utilizados a média $(\frac{\sum CV}{N}, \frac{\sum MV}{N})$ e desvio padrão $(\frac{\sum(CV-\overline{CV})^2}{N}, \frac{\sum(MV-\overline{MV})^2}{N})$ da variável de processo e da variável manipulada e a taxa máxima de variação da manipulada $(\max[\frac{MV_{i-1}-MV_i}{t_{i-1}-t_i}])$.

Para quantificar ganhos de produção, os resultados foram comparados à dinâmica em malha aberta equivalente ao ponto de operação médio das ações de controle média em malha fechada, para um SP fixo. Assim, fazendo uso do modelo, a produção média de óleo em malha aberta é comparada à produção média em malha fechada, para cada SP.

5.3.2 Controlador Linear

Controlando P_{pdg} (como CV) através da ck (como MV), o controlador PID é utilizado numa estratégia *feedback*, como a ilustrada na Figura 5.8. O controlador foi implementado na sua forma paralela:

$$MV = K_c \left\{ 1 + \frac{1}{T_i s} + \frac{T_d s}{N * s + 1} \right\} (SP - CV) \quad (5.1)$$

onde K_c é o ganho proporcional; T_i é a constante do tempo integral; T_d é a constante do tempo derivativo e N é o filtro da ação derivativa. Para evitar problemas de variações abruptas (“*bump*”) na inicialização do controlador, devido ao elevado erro inicial (evitando um salto inicial), é utilizado o artifício do “*Bias*”.

Além disso, é adicionada uma ação *Antiwindup*, para evitar problemas decorrentes da saturação na MV, acarretados pela ação integral. A estratégia utilizada está ilustrada na Figura 5.8, e o algoritmo utilizado pode ser visto no detalhe.

Os parâmetros do controlador PID forma ajustados baseados em regras heurística (DE CAMPOS; TEIXEIRA, 2010) com a premissa de uma rápida atuação no ramo de subida inicial da golfada (t_s), seguido por um ajuste fino manual. A Taxa de Atualização (T_a) do *Antiwindup* foi definida como igual a T_i e saturação da variável manipulada de 0 a 100 %.

Mesmo não recomendada para ajuste de sistemas subamortecidos, como o da golfada, as regras heurísticas foram utilizadas como uma estimativa inicial do tempo derivativo. Há espaço para melhoria de desempenho do controlador linear

PID, utilizando-se regras de ajuste que levem em consideração a característica oscilatória.

Num primeiro momento, foi analisada a contribuição da ação derivativa, comparando a robustez de um PID e um PI. Num segundo momento a limitação da taxa de variação da ck foi inserida na forma de função de transferência de forma que a resposta degrau seja equivalente a limitação física do sistema

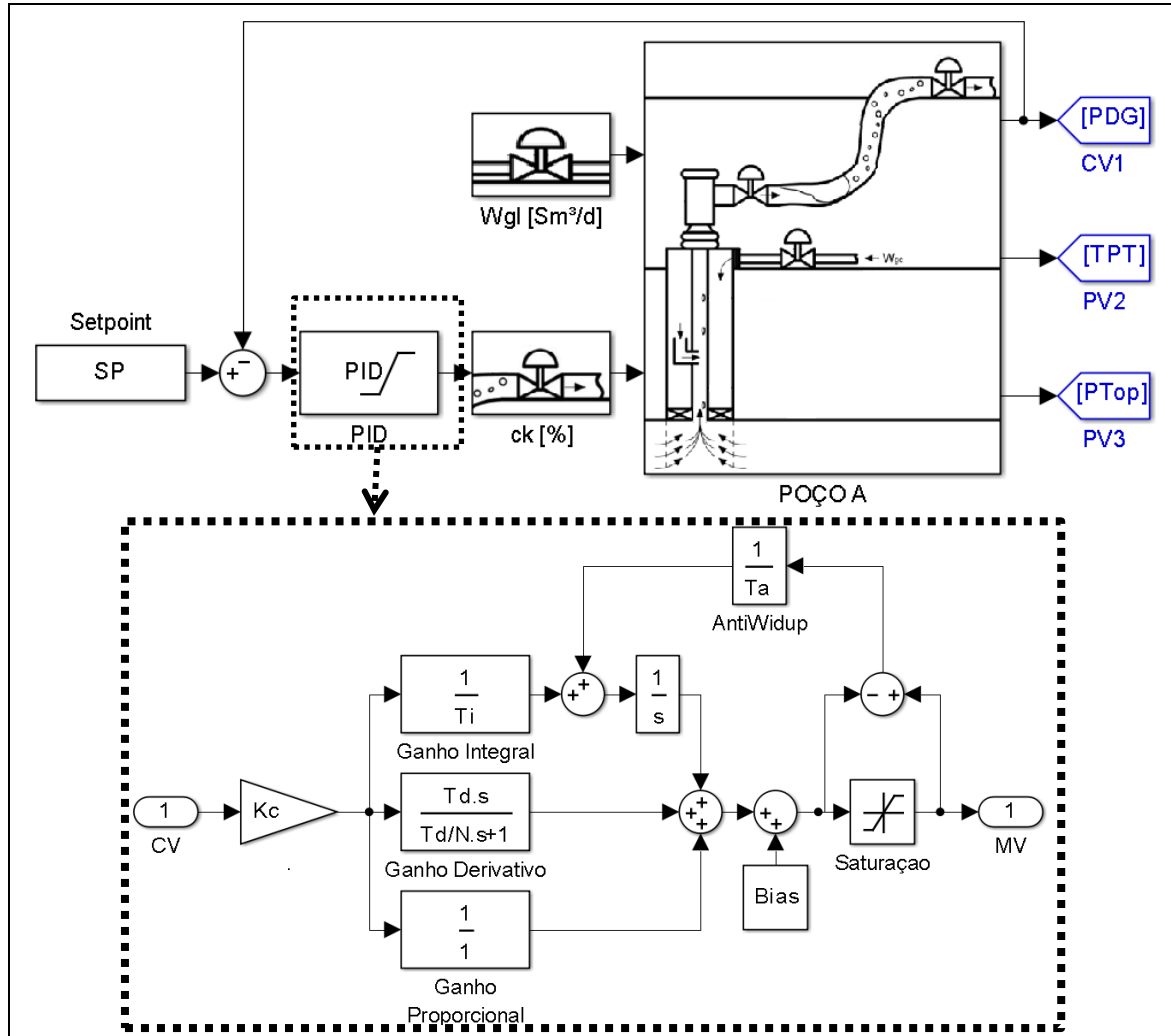


Figura 5.8: Estratégia de controle linear monovariável de P_{pdg} com ck , utilizando algoritmo PID paralelo, com Bias e *Antiwindup*.

Para o sistema do Poço A, a taxa máxima de 0 à 100% em 7 minutos foi representada por um função do tipo $\frac{1}{400s+1}$. Os parâmetros da constante proporcional e integral foram resintonizados para tratar essa dinâmica, de forma similar a um tempo morto. Os parâmetros utilizados estão indicados na Tabela 5.5.

Tabela 5.5: Parâmetros de ajuste dos PID's.

| Parâmetro | PID | PI | PID _{din} |
|-----------|-------------------|-------|--------------------|
| K_c | -30 | -30 | -10 |
| T_i | 120 | 120 | 520 |
| T_d | $\frac{1}{4 T_i}$ | 0 | 0 |
| N | 10 | - | - |
| T_a | T_i | T_i | T_i |
| $Bias$ | 2 | 2 | 2 |

5.3.1 Limitação de Desempenho pela Dinâmica da MV

Num primeiro momento, o controlador PID ajustado apresentou um bom desempenho. Como pode ser visto em magenta na Figura 5.9, ao longo da trajetória de SP's (linha tracejada), as ações de controle fazem com que o erro seja minimizado, a ponto de a dinâmica sobrepor o SP.

Como observado na região ampliada da figura, ação de controle é rápida e em cerca de dois minutos, o SP é atingido. Apesar do bom desempenho, observam-se uma ação brusca nas ações integrais e derivativa, tendo uma taxa de variação de até 90,23 %/s. A retirada da ação derivativa ($T_d=0$) atenua a ação, mas ainda não atende o limite, retornando ações de controle de até 26,54 %/s.

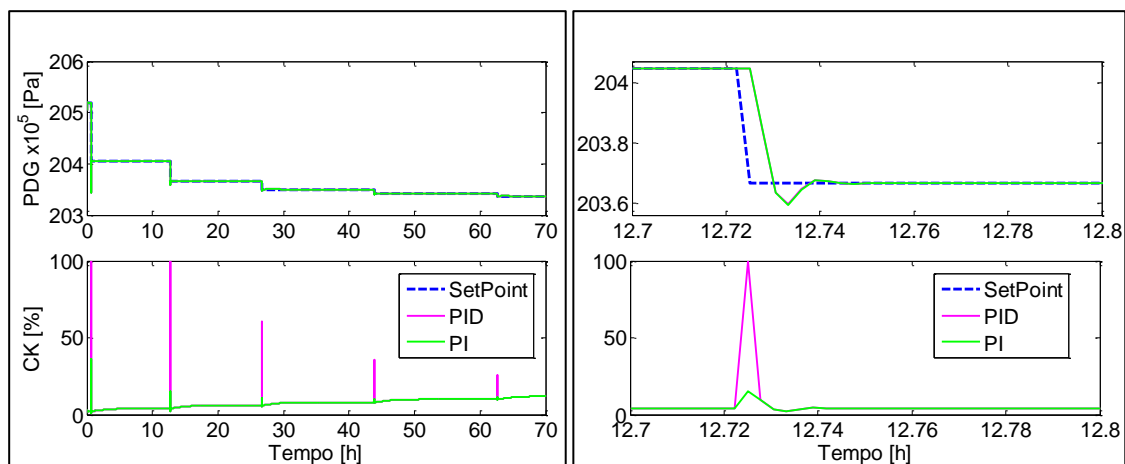


Figura 5.9: Desempenho servo dos controladores lineares (PID e PI) para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck , .

Para analisar o ajuste junto à restrição da taxa de variação, a dinâmica foi incluída na resposta da válvula de controle, como descrito na seção anterior, seguido de uma reparametrização dos controladores. Com desempenho similar, o novo controlador (PI_{din}) tem um bom desempenho ao longo da troca de SP's, mas a restrição limita sua robustez, como pode ser visto na Figura 5.10.

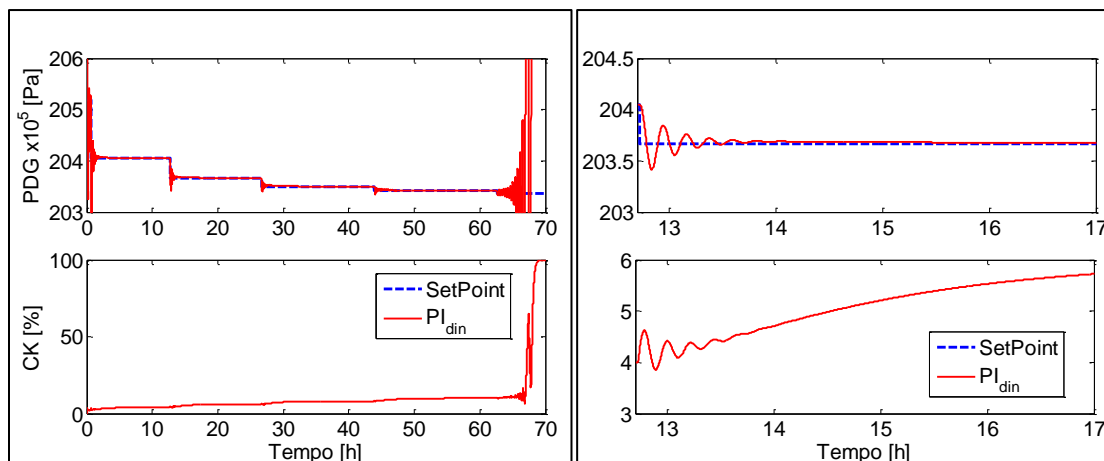


Figura 5.10: Desempenho servo do controlador linear com a dinâmica na válvula PI_{din} para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck .

Contudo, o PI_{din} se limita a região equivalente à 10 % de abertura de válvula e a partir deste momento, com 63 h de teste, o controlador instabiliza o sistema. Entretanto, até esta região, o controlador é eficaz e alcança o SP desejado. Em relação aos controladores anteriores, a resposta das ações de controle é diferente, e como visto no detalhe da figura, age de forma compensatória à oscilação. Isso faz com que o tempo até atingir o SP seja quinze vezes maior, de dois para trinta minutos.

5.3.2 Desempenho do Controlador Linear

O controle linear apresentou elevado desempenho para os testes realizados, atingindo os valores de SP almejados até o caso em que a dinâmica da válvula é inserida, onde o controle perde desempenho, como já mostrado. Isso, provavelmente dá-se pela baixa robustez em regiões acima de 10 % de ck , consequência do fato de o controle linear utilizado possuir parâmetros fixos.

Entretanto, em relação à malha aberta, a dinâmica da golfada é suprimida, como pode ser visualizado na Figura 5.11. Os controladores foram robustos diante das métrica, como indicado na Tabela 5.6, sugeridas no início da Seção 5.3.

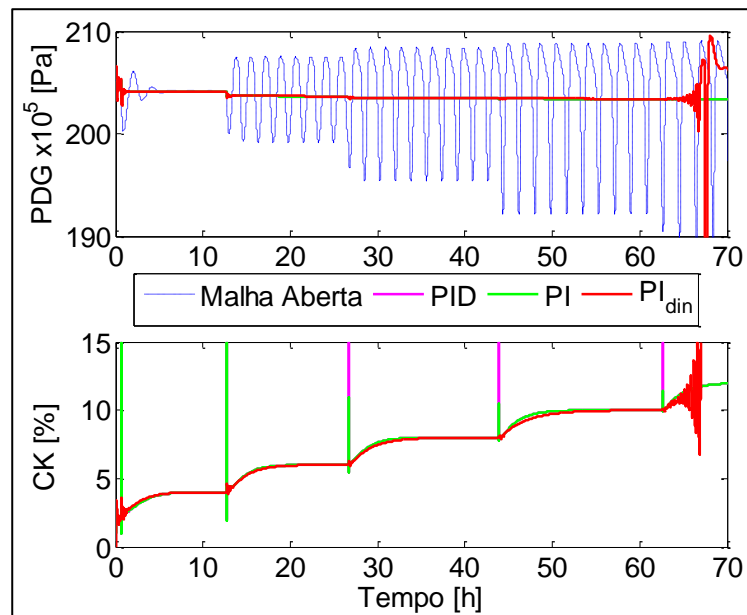


Figura 5.11: Desempenho servo dos controladores lineares (PID, PI e PI_{din}) para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck .

Tabela 5.6: Desempenho e robustez servo dos controladores lineares (PID, PI e PI_{din}) para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck .

| SP x10 ⁵ [Pa] | $\sum(SP - PV)^2$ [Pa] ² | | | | Mean ± StD (PV) x10 ⁵ [Pa] | | | |
|-----------------------------|-------------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------------------|------------------|------------------|------------------|
| | MA | PID | PI | PI_{din} | MA | PID | PI | PI_{din} |
| 201,22 | 5,54 x10 ¹¹ | 1,92 x10 ⁸ | 1,92 x10 ⁸ | 2,11 x10 ¹⁵ | 201,22 ± 0,01 | 201,22 ± 0,98 | 201,22 ± 0,98 | 200,77 ± 0,86 |
| 200,10 | 3,1 x10 ¹⁶ | 2,64 x10 ¹¹ | 2,67 x10 ¹¹ | 8,35 x10 ¹⁴ | 200,10 ± 0,08 | 200,10 ± 2,94 | 200,10 ± 2,94 | 200,09 ± 0,14 |
| 199,72 | 4,65 x10 ¹⁷ | 2,11 x10 ⁹ | 2,11 x10 ⁹ | 4,32 x10 ¹⁵ | 199,99 ± 3,03 | 199,72 ± 5,88 | 199,72 ± 5,88 | 199,73 ± 0,02 |
| 199,57 | 1,24 x10 ¹⁸ | 7,69 x10 ⁸ | 7,69 x10 ⁸ | 1,32 10 ¹⁵ | 200,08 ± 4,43 | 199,56 ± 0,29 | 199,56 ± 0,29 | 199,57 ± 0,01 |
| 199,49 | 1,94 x10 ¹⁸ | 4,81 x10 ⁸ | 4,81 x10 ⁸ | 7,89 x10 ¹² | 199,97 ± 5,35 | 199,49 ± 0,20 | 199,49 ± 0,20 | 199,50 ± 0,01 |
| 199,47 | 2,62 x10 ¹⁸ | 3,85 x10 ⁸ | 3,85 x10 ⁸ | 4,49 x10 ¹⁸ | 200,03 ± 5,99 | 199,44 ± 0,20 | 199,44 ± 0,20 | 200,27 ± 7,86 |
| SP x10 ⁵ [Pa] | Média ± Dvp (MV) [%] | | | | Taxa Máxima de Variação (MV) [%/s] | | | |
| | MA | PID | PI | PI_{din} | MA | PID | PI | PI_{din} |
| 201,22 | 2,00 | 2,00 ± 0,09 | 2,00 ± 0,09 | 2,15 ± 0,60 | - | 1,15 | 1,15 | 0,19 |
| 200,10 | 3,67 | 3,68 ± 1,55 | 3,67 ± 0,71 | 3,71 ± 0,43 | - | 90,27 | 26,54 | 0,15 |
| 199,72 | 5,67 | 5,72 ± 1,42 | 5,71 ± 0,52 | 5,67 ± 0,50 | - | 90,53 | 6,42 | 0,05 |
| 199,57 | 7,75 | 7,76 ± 0,82 | 7,75 ± 0,48 | 7,69 ± 0,49 | - | 51,54 | 2,44 | 0,02 |
| 199,49 | 9,76 | 9,77 ± 0,57 | 9,76 ± 0,47 | 9,66 ± 0,50 | - | 26,08 | 1,10 | 0,01 |
| 199,47 | 11,8 | 11,78 ± 0,50 | 11,78 ± 0,47 | 52,10 ± 37,23 | - | 14,85 | 0,55 | 1,20 |

A diferença das dinâmicas iniciais entre os controladores é salientada pela ação de controle. Isso interfere no valor do erro quadrático, que como visto na tabela, é maior para o controle com a dinâmica, em todos os casos.

Em termos da média da CV e da MV, os resultados são idênticos, levando o processo às mesmas regiões de operação, com baixo desvio padrão (menor que 0,5 % da CV). Em relação à malha aberta, a variação da CV diminui em até 96 % e em até 82 % para o PID/PI e PI_{din} , respectivamente. Esta diminuição na variabilidade é transferida de forma não significativa para a CV (até ± 41 % -PID, ± 18 % - PI e 11 % - PI_{din} , relativos à média).

5.3.3 Controlador NMPC SISO

No teste para a estrutura NMPC de controle monovariável de P_{pdg} as vantagens do algoritmo não linear já é evidenciada no momento da implementação. As limitações físicas do sistema ($U_{min}, U_{max}, \pm \delta U$) são diretamente incluídas na função custo, sem a necessidade de um ajuste de dinâmica, como no PI_{din} . Comparado ao controlador linear, a performance na região tipicamente oscilante em malha aberta é distinta em relação ao PI.

Enquanto o controlador linear busca a ação que leva ao estacionário referente ao SP dado, até a região crítica (em 62,5 horas), o NMPC age na minimização da amplitude pela constante manipulação da ck , como ilustrado na Figura 5.12.

Entretanto, como visto no detalhe, a manipulação da MV é baixa (até $\pm 0,5$ %) comparado ao ganho relativo à diminuição da oscilação em relação à malha aberta (maior que 98 %). Este comportamento, faz com que na região crítica ao PI_{din} , o NMPC mantenha a ck num ciclo estável a fim de manter a CV em torno do SP. Além disso, o tempo para atingir o SP diminui significativamente, de trinta para seis minutos, com ações de controle similares, como observado no detalhe da Figura 5.12.

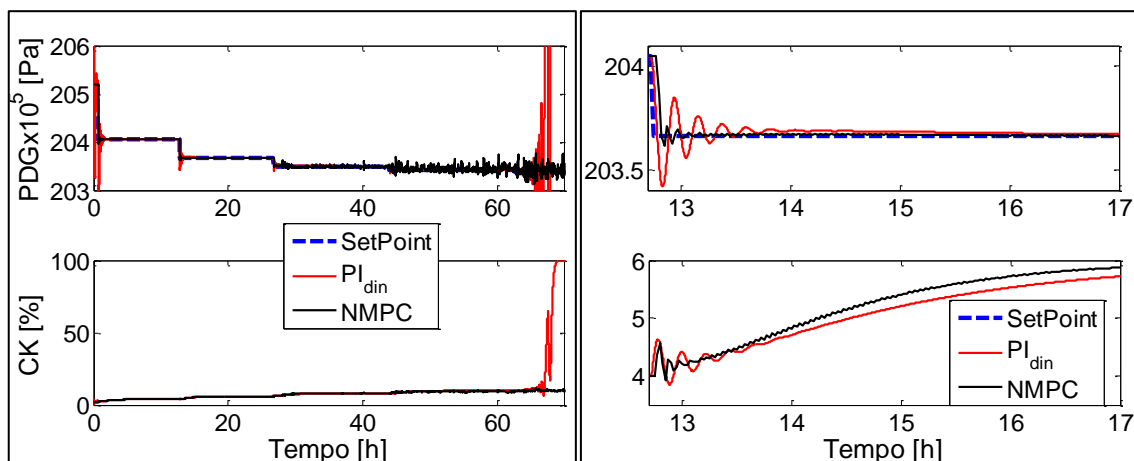


Figura 5.12: Desempenho servo do controlador não linear NMPC e do linear com a dinâmica na válvula PI_{din} para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck .

Entretanto, o NMPC possui uma leve diminuição do ganho da ck , como já observado no detalhe acima. Ao se analisar uma região ampliada, anterior ao ponto crítico, na , essa diferença de ganhos fica evidente. Enquanto o PI_{din} alcança valores de ck de até 10 %, o NMPC alcança uma média de 9,9 %.

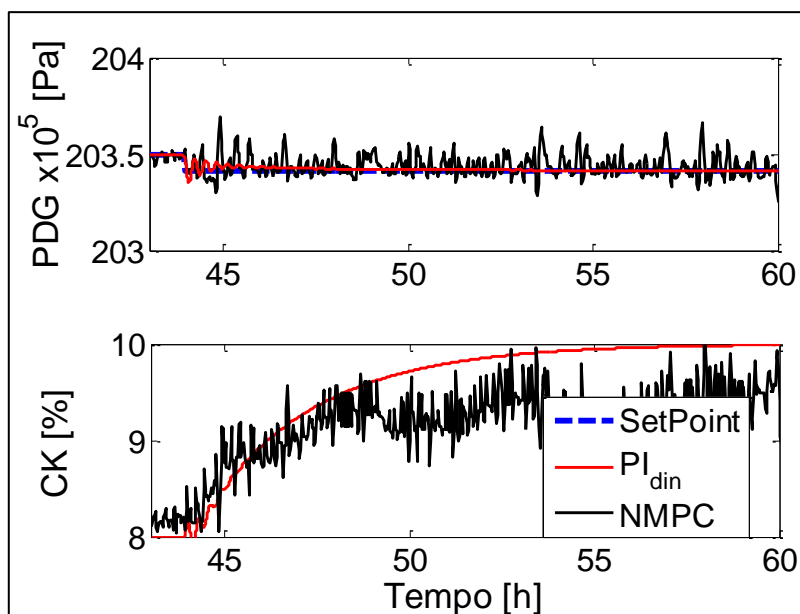


Figura 5.13: Diferença de ganho da ck entre o PI_{din} e o NMPC para controle de P_{pdg} .

Outra vantagem fundamental em termos operacionais do controle baseado em modelo em relação ao PI_{din} , verificada ao longo dos testes, é a resposta frente à SP não-alcançáveis (valores de pressão dados que não são alcançáveis na análise estacionária do processo em malha aberta). Por não serem valores alcançáveis, controladores lineares, na tentativa de buscar valores inalcançáveis, instabiliza o processo.

Já o NMPC, por trabalhar diretamente com a predição de um modelo interno, trata de forma naturalmente, retornando ações de controle que mantêm a PV o mais próximo possível do SP. Este comportamento agrega valor à aplicação do NMPC frente ao PI, num processo não-linear e altamente suscetível à distúrbios desconhecidos. Em outras palavras, operacionalmente é desejada a maior produção possível a qual não se sabe ao certo o valor de SP.

No entanto, para garantir um bom desempenho do controlador, mesmo o não-linear, o SP deve ser alcançável. Uma vez identificado o ponto de operação desejado o seu valor estacionário é calculado para garantir o alcance do controlador.

5.4 Estratégias MISO

A fim de explorar as vantagens do controlador baseado em modelo frente ao PID, a possibilidade do NMPC naturalmente trabalhar com sistemas multivariáveis a estrutura proposta na seção 4.3 foi testada. O controle multivarável (*Multiple Input Single Output* - MISO) incorpora a W_{gl} como MV para controle de P_{pdg} . Os parâmetros de ajuste dos controladores foram mantidos como no caso SISO, pois o algoritmo trata as entradas e saídas (através do escalonamento de engenharia) antes de aplicar a função custo.

A estrutura proposta mostrou-se eficaz no alcance do SP, assim como os demais. Como pode ser visto na Figura 5.14, o controlador age de forma similar à estrutura SISO até a região em torno de 6 % de ck . A diferença é que a adição da nova MV ameniza a manipulação da válvula, o que comparado ao controle SISO, faz com que a estrutura MISO perca velocidade de alcance do SP. Como visto no detalhe da figura, o tempo de assentamento dobra.

Para regiões de menor ganho, a atuação da W_{gl} ganha importância no controle do sistema, e como pode ser visto na Figura 5.14, a partir de 26 h há uma divisão de variabilidade entre as MV's. A incorporação de mais um grau de liberdade implica numa redução, comparado ao SISO, na variabilidade da ck em até 80 %. Essa variabilidade é transferida minimamente para a vazão de gás em $\pm 67 \text{ Sm}^3/\text{d}$ ($\pm 0,1 \%$).

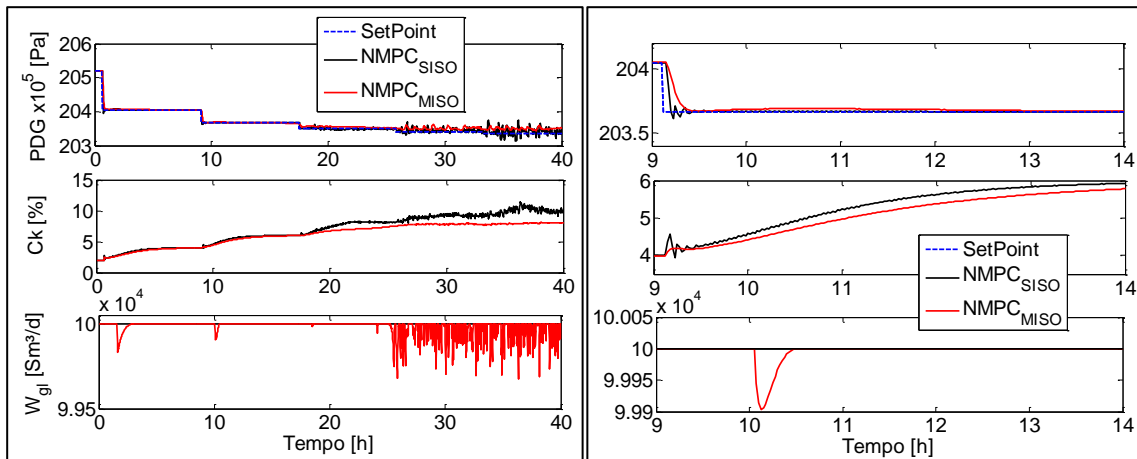


Figura 5.14: Desempenho servo do controlador não linear NMPC em uma estrutura SISO e uma estrutura MISO para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck .

Entretanto, novamente o controlador diminui o ganho da de ck . A análise do trecho ampliado entre 9 e 10 horas (Figura 5.15) evidencia diminuição de ganhos para duas trocas de SP. Enquanto a estrutura SISO varia de 8,1 para 10 % de ck média, a MISO varia de 7,3 para 8 %.

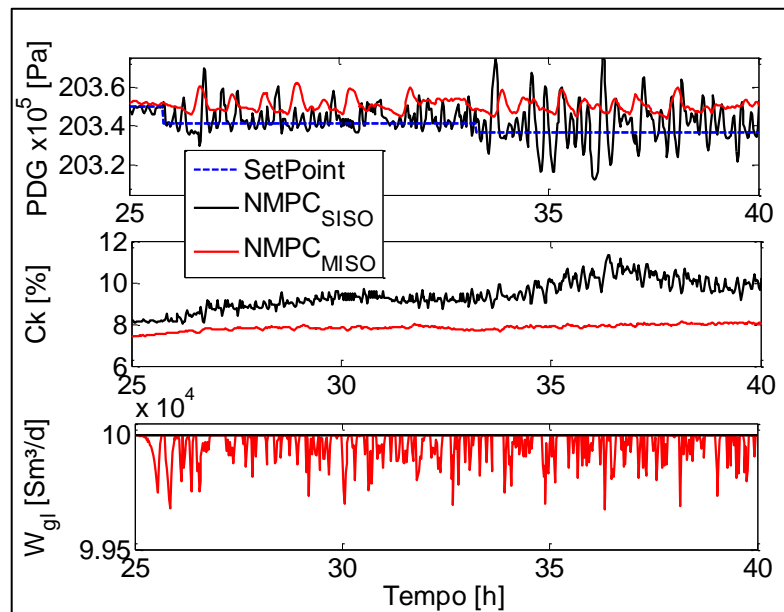


Figura 5.15: Diferença de ganho de ck entre o $NMPC_{MISO}$ e o $NMPC_{SISO}$ para controle de P_{pdg} .

5.4.1 Desempenho do Controlador Não Linear

Assim como o linear, o controlador NMPC mostrou bom desempenho no alcance do SP, para as duas estruturas apresentadas. Comparando o PI_{din} com o $NMPC_{SISO}$, o controlador não linear apresentou um desempenho similar na CV, até a região crítica ao linear, mas um menor ganho na MV média (de até 9.2 %

para NMPC_{SISO} e 9.7 % para o PI_{din}). Os resultados estão indicados na . Entretanto, por tratar com naturalidade a região crítica, com baixo ganho na PV, o NMPC atingiu até 10,4 % de abertura de válvula. Isso traz um ganho em relação à PV de até $0,11 \times 10^5$ Pa em relação ao linear. Ainda assim, a estrutura possui uma alta taxa de variação da MV, batendo no limite superior ao longo da região de baixo ganho, que pode ser visualizado na Figura 5.15.

Tabela 5.7: Desempenho e robustez servo dos controladores não lineares e PI_{din}, para controle de P_{pdg} pela manipulação da ck .

| SP x10 ⁵ [Pa] | $\sum(SP - PV)^2$ [Pa] ² | | | | Mean ± StD (PV) x10 ⁵ [Pa] | | | |
|-----------------------------|-------------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------------------|-------------------|------------------|------------------|
| | MA | PI _{din} | NMPC SISO | NMPC MISO | MA | PI _{din} | NMPC SISO | NMPC MISO |
| 201,22 | 5,54 x10 ¹¹ | 2,11 x10 ¹⁵ | 0,00 | 0,00 | 201,22 ± 0,01 | 200,77 ± 0,86 | 201,22 ± 0,00 | 201,22 ± 0,00 |
| 200,10 | 3,1 x10 ¹⁶ | 8,35 x10 ¹⁴ | 9,62 x10 ¹¹ | 3,85 x10 ¹¹ | 200,10 ± 0,08 | 200,09 ± 0,14 | 200,10 ± 0,00 | 200,11 ± 0,00 |
| 199,72 | 4,65 x10 ¹⁷ | 4,32 x10 ¹⁵ | 9,62 x10 ¹¹ | 9,62 x10 ¹¹ | 199,99 ± 3,03 | 199,73 ± 0,02 | 199,73 ± 0,00 | 199,73 ± 0,00 |
| 199,57 | 1,24 x10 ¹⁸ | 1,32 10 ¹⁵ | 2,98 x10 ¹² | 8,17 x10 ¹² | 200,08 ± 4,43 | 199,57 ± 0,01 | 199,56 ± 0,02 | 199,61 ± 0,02 |
| 199,49 | 1,94 x10 ¹⁸ | 7,89 x10 ¹² | 3,15 x10 ¹³ | 2,67 x10 ¹³ | 199,97 ± 5,35 | 199,50 ± 0,01 | 199,51 ± 0,06 | 199,58 ± 0,06 |
| 199,47 | 2,62 x10 ¹⁸ | 4,49 x10 ¹⁸ | 5,73 x10 ¹³ | 4,16 x10 ¹³ | 200,03 ± 5,99 | 200,27 ± 7,86 | 199,49 ± 0,11 | 199,57 ± 0,11 |
| SP x10 ⁵ [Pa] | Média ± Dvp (MV) [%] | | | | Taxa Máxima de Variação (MV) [%/s] | | | |
| | MA | PI _{din} | NMPC SISO | NMPC MISO | MA | PI _{din} | NMPC SISO | NMPC MISO |
| 201,22 | 2,00 | 2,15 ± 0,60 | 2,00 ± 0,00 | 2,00 ± 0,00 | - | 0,19 | 0,00 | 0,00 |
| 200,10 | 3,67 | 3,71 ± 0,43 | 3,72 ± 0,45 | 3,49 ± 0,51 | - | 0,15 | 0,07 | 0,02 |
| 199,72 | 5,67 | 5,67 ± 0,50 | 5,76 ± 0,44 | 5,45 ± 0,55 | - | 0,05 | 0,07 | 0,02 |
| 199,57 | 7,75 | 7,69 ± 0,49 | 7,93 ± 0,50 | 6,90 ± 0,37 | - | 0,02 | 0,36 | 0,03 |
| 199,49 | 9,76 | 9,66 ± 0,50 | 9,22 ± 0,31 | 7,81 ± 0,08 | - | 0,01 | 0,36 | 0,08 |
| 199,47 | 11,8 | 52,10 ± 37,2 | 9,91 ± 0,45 | 7,96 ± 0,09 | - | 1,20 | 0,36 | 0,07 |

Neste sentido, a estrutura multivarável diminui a taxa de variação da ck , distribuindo de forma igualitária (devido ao ajuste com pesos iguais empregados no sistema) a variação entre válvula e alimentação de gás. Isso faz com que a taxa de variação da ck diminua significativamente (81 % em relação ao SISO,). Apesar disso, comparando as estruturas, em regiões de ganho elevado (até 7 % de ck) a estrutura SISO mostrou-se mais eficiente quanto ao ganho e variabilidade da ck .

Por apresentar uma menor taxa de variação da CV, a estrutura MISO obteve um erro quadrático menor comparada à SISO, como indicado na . Contudo, a estrutura monovariável apresentou uma diferença de ganho na PV de $0,08 \times 10^5$ Pa. Na próxima seção os impactos destes resultados na produção serão discutidos.

5.5 Aumento Teórico da Produção

A produtividade do poço, como já comentado, está diretamente ligada ao ponto de operação do poço. Quanto maior a abertura da válvula ou maior a injeção de gás de elevação (até o ponto de Máxima Produção, ver seção 2.4), maior será a produção teórica, como introduzido na Seção 1.2. O comportamento foi reproduzido com o modelo simplificado ajustado ao Poço A, a fim de validar este comportamento com o modelo.

A Figura 5.16 reproduz este comportamento médio (em azul) e o estacionário (em vermelho) para variações de ck de 2 a 20 % e W_{gl} de 6×10^4 (A), 8×10^4 (B) e 10×10^4 Sm³/d (C). Na ilustração, a diminuição de ganho de pressão para aberturas de válvula maiores que 7 % fica clara. Analogamente, a Produção de Óleo sofre uma diminuição de ganho na mesma região e isso também está relacionado à alimentação de gás. Quanto menor a alimentação de gás, mais adiantada (em relação a ck) esta perda de ganho ocorrerá. O método de cálculo dos valores estacionário de pressão e produção de óleo está apresentado no Apêndice C - Construção do Diagrama de Bifurcação.

Assim, a produtividade do poço está associada ao ponto de operação e conseqüentemente à estratégia de controle, que como visto da seção anterior, atua de formas diferentes. A transição do ponto de operação causada pelos controladores leva o sistema a diferentes pontos dentro da região operacionalmente instável em malha aberta. A , representa um mapa de estabilidade em relação às entradas, indicando a transição da dinâmica estável para a golfantes em malha aberta.

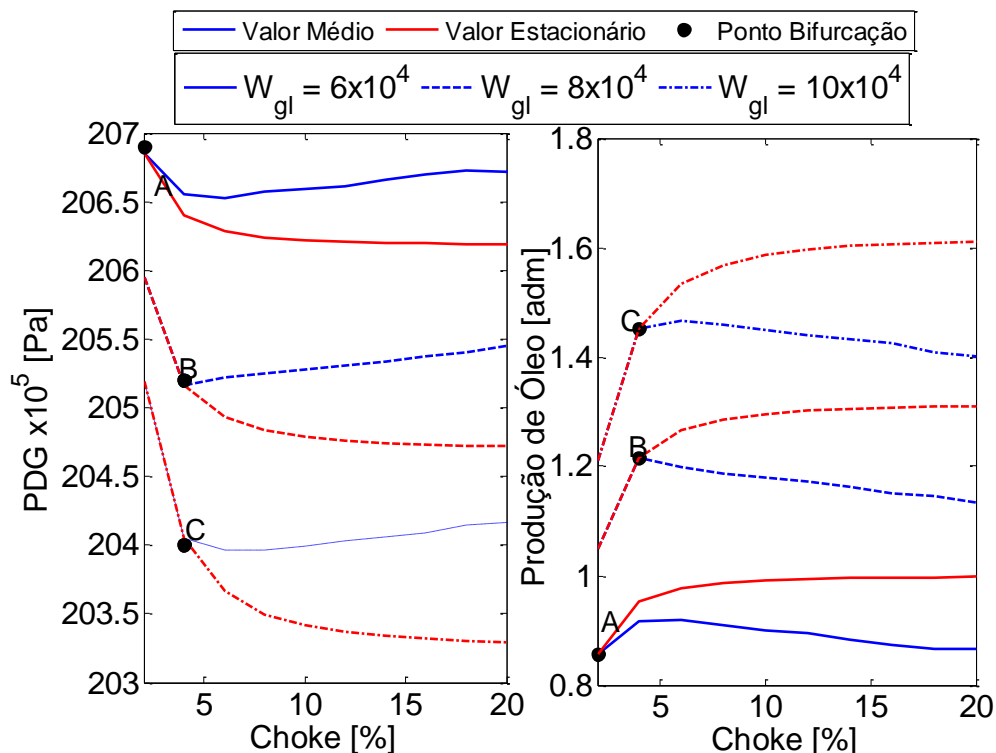


Figura 5.16: Diagrama de bifurcação do Poço A, identificando o ganho dos valores médios (azul) e teóricos no estado estacionário (vermelho) da P_{pdg} e da Produção de Óleo (adimensionalizada) perante as entradas ck e W_{gl} de 6×10^4 (A), 8×10^4 (B) e 10×10^4 (C) Sm^3/d .

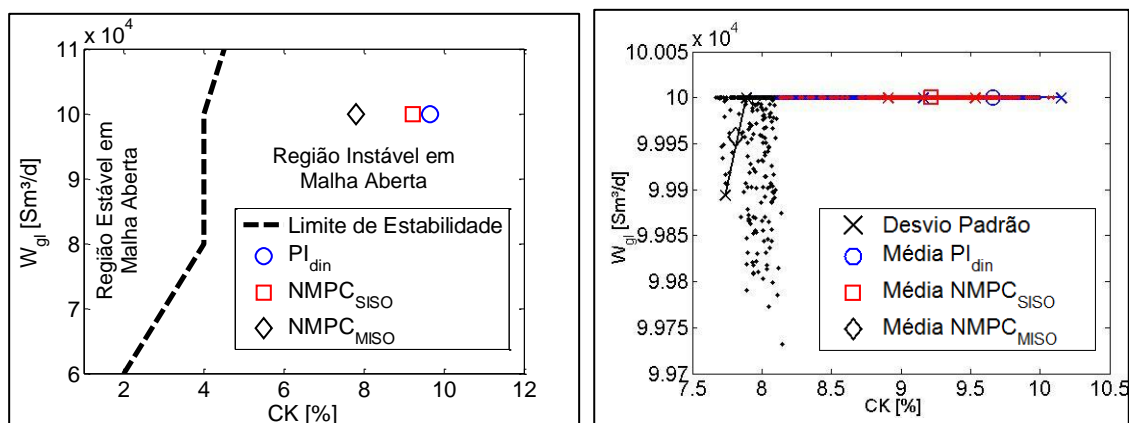


Figura 5.17: Transição do ponto de operação médio dos controladores PI_{din} e $NMPC$'s (pontos) para um SP de $199,49 \times 10^5$ Pa, com ampliação da região indicando o desvio padrão.

A transição em malha fechada, para um SP de $199,49 \times 10^5$ Pa está ilustrada na figura. Enquanto o controlador PI_{din} e o $NMPC_{SISO}$ alcançam ganhos similares em torno de 9,5 %, em relação à média da válvula, a estrutura MISO alcança 1,5 % menos. Observando a distribuição dos pontos de atuação nas

MV's, no detalhe ampliado da , fica evidente a diferença entre variabilidade das ações de controle. Enquanto o PI_{din} exige mais da ck , o $NMPC_{SISO}$ atua de forma preditiva e conseqüentemente mais amena e a estrutura SISO ameniza a variabilidade com o W_{gl} .

Essa manipulação do ponto de operação implica não somente na diminuição da oscilação do processo, em relação à malha aberta, mas também no deslocamento do ponto de bifurcação. Para comparar as mudanças na localização de *Hopf*, as variações em P_{pdg} abaixo de $0,1 \times 10^5$ Pa são consideradas produção livre de golfadas, pois este valor não é absorvido pelo sistema e não implica na oscilação da produção.

Na Figura 5.18, o diagrama de bifurcação, em relação à PV e à Produção de óleo é apresentado, para comparação entre a resposta em Malha Aberta e as respostas em malha fechada. O controle linear PI_{din} movimenta o ponto de bifurcação aumentando a região da operação livre de golfadas até uma ck média de 9,68 %. Isso acarreta num aumento teórico de produção de até 9,2 %, em relação à produção livre em malha aberta.

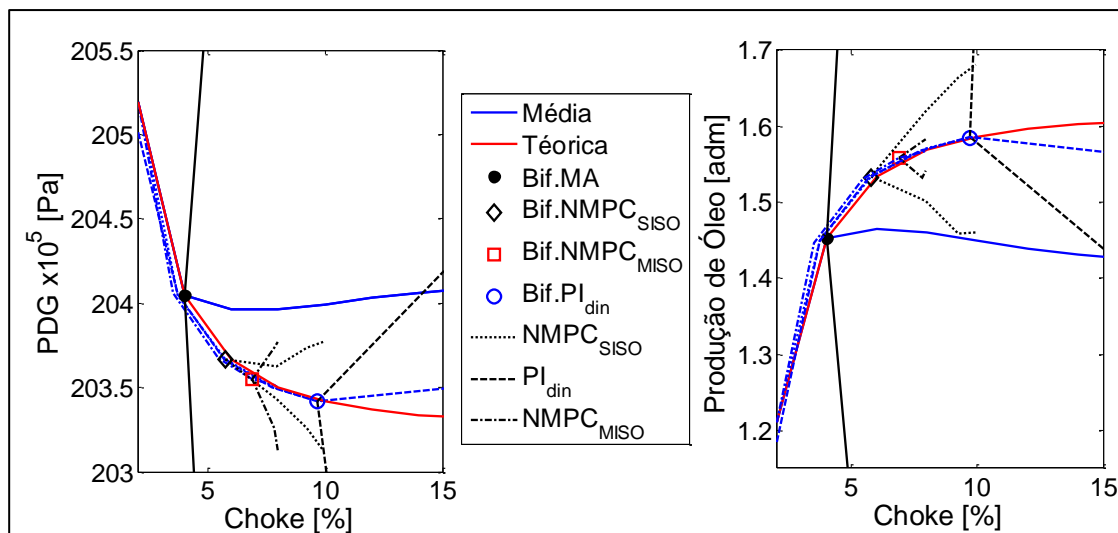


Figura 5.18: Diagrama de Bifurcação de P_{pdg} e Produção de Óleo para a ck para os controladores PI_{din} e $NMPC$'s, com a identificação do ponto de bifurcação (Bif.) para cada controlador.

Este ganho (livre de golfadas) diminui com o $NMPC_{SISO}$ para 5,76 % de ck , implicando num aumento de 5,6 % de produção de óleo livre. Este ganho é parcialmente recuperado com a utilização da estrutura multivariável. Quando o

W_{gl} é combinado, o ponto *Hopf* é deslocado para 6,9 % da abertura do estrangulamento com aumento de 7,3 % na produção de óleo livre.

Estes indicadores de aumento e deslocamentos relativos estão quantificados e apresentados na . Apesar da menor produção relativa (em relação ao controle PI), o NMPC apresentou uma habilidade única tratando a não-linearidade em regiões críticas para controle linear.

Conforme discutido em seções anteriores, o controlador LLT é capaz de diminuir a amplitude da golfada (em comparação com a operação em malha aberta) e, como ilustrado na Figura 5.18, afetando diretamente a produção.

Tabela 5.8: Comparação entre o esforço das ações de controle, ao longo da troca de SP, para os controladores linear (PI_{din}) e não lineares ($NMPC_{SISO}$ e $NMPC_{MISO}$).

| | | OL | PI_{din} | $NMPC_{SISO}$ | $NMPC_{MISO}$ |
|--|-------------------------------|------|------------|---------------|---------------|
| Deslocamento da Bifurcação (% Abertura da <i>choke</i>) | | 4.00 | 9.68 | 5.76 | 6.90 |
| Produção de Óleo Relativa Livre de Golfadas | | 0% | +9.2% | +5.6% | +7.3% |
| Esforço relativo da <i>Choke</i> na região crítica | SP=199,49x10 ⁵ Pa | - | 0% | -38% | -84% |
| | SP=199,47 x10 ⁵ Pa | - | - | 0% | -80% |
| Produção de óleo relativa na região crítica | SP=199,49x10 ⁵ Pa | 0% | +9.2% | +8.3% | +7.2% |
| | SP=199,47x10 ⁵ Pa | 0% | +5.2% | +9.0% | +7.3% |

Com pequena oscilação PDG, o $NMPC_{SISO}$ pode atingir o desempenho PI com aumento de 9,2 % de produção média de óleo em comparação com uma produção de circuito aberto. O ônus é que a produção varia de $\pm 12,0$ %, mas com menor esforço da *ck* (-38 %).

Para suavizar essa variabilidade de produção, a estrutura MISO suaviza não só o uso da MV (-80 %), mas como a variabilidade da produção, que cai para $\pm 2,5$ %. Mesmo assim, para o $NMPC_{MISO}$, a produção atinge a magnitude de 1,57 fluxo de óleo adimensional que é apenas 1,25 % menor do que as outras estruturas, como indicado na Tabela 5.9.

Tabela 5.9: Produção de óleo teórica para a malha aberta e para as malhas fechadas dos controladores linear (PI_{din}) e não lineares ($NMPC_{SISO}$ e $NMPC_{MISO}$), ao longo da troca de SP.

| SP x10 ⁵ [Pa] | Produção Teórica de Óleo [adm] | | | |
|-----------------------------|--------------------------------|--------------|--------------|--------------|
| | MA | PI_{din} | NMPC SISO | NMPC MISO |
| 201.22 | - | 1,30 ± 1,69 | 1,21 ± 0,00 | 1,21 ± 0,00 |
| 200.10 | 1,45 ± 0,78 | 1,45 ± 0,25 | 1,45 ± 0,03 | 1,45 ± 0,04 |
| 199.72 | 1,48 ± 2,92 | 1,53 ± 0,07 | 1,53 ± 0,01 | 1,53 ± 0,01 |
| 199.57 | 1,44 ± 4,31 | 1,57 ± 0,03 | 1,57 ± 0,06 | 1,56 ± 0,02 |
| 199.49 | 1,49 ± 5,45 | 1,59 ± 0,02 | 1,58 ± 0,14 | 1,57 ± 0,05 |
| 199.47 | 1,39 ± 5,28 | 1,43 ± 11,59 | 1,59 ± 0,19 | 1,57 ± 0,04 |

5.6 Resumo Comparativo dos Controladores

Para resumir os resultados deste trabalho, em termos de custo x benefício, os controladores aplicados foram avaliados, em uma escala quantitativa de 1 a 3, sendo 1 pior e 3 melhor, dentro das principais características necessárias para uma implementação real.

Como pontos cardeais, levando em consideração os objetivos introduzidos no início deste trabalho, a Atenuação do Ciclo Limite, a Simplicidade de Implementação, Desempenho Servo e Otimização Econômica da Produção (maior produção de petróleo) foram avaliadas e ilustrada na Figura 5.19.

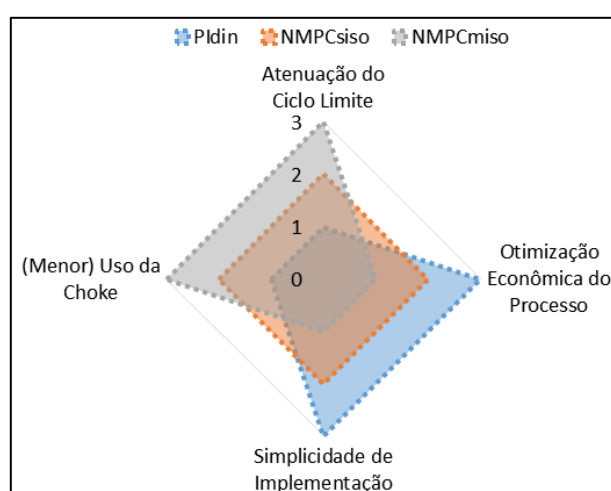


Figura 5.19: Resumo e quantificação dos principais objetivos da implementação de controle em sistemas golfantes.

Como visto ao longo do trabalho, o Controlador linear (PI_{din}) ganha destaque nos quesitos Otimização Econômica e Simplicidade de Implementação.

De forma antagônica, o Controlador NMPC_{MISO} ganha destaque ao verificarmos a Atenuação das golfadas e o Desempenho Servo enquanto que a versão NMPC_{SISO} alia todas estas características de forma harmônica exibindo um comportamento médio.

Entretanto, em termos de implementação real, outros pontos (análogos aos pontos colaterais) devem ser levados em consideração. Assim, foi agregado a análise as características relacionadas ao (Menor) Uso da ck , característica Multivariável, comportamento frente a SP não alcançáveis e estabilização do ciclo limite. Estes novos fatores salientam as vantagens da estrutura MISO, frente às demais, como pode ser visualizado na Figura 5.20.

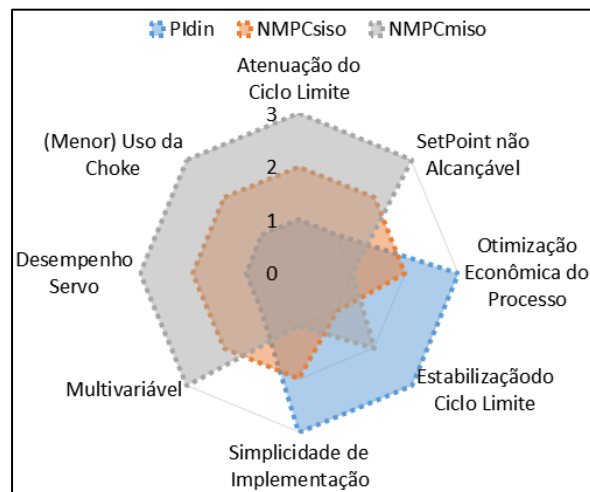


Figura 5.20: Resumo e quantificação das características dos controladores visando a aplicação real, salientando as vantagens do controlador multivariável.

5.7 Aplicação do Método em um Sistema Real

O objetivo deste trabalho consiste no desenvolvimento de um método de controle automático para aplicação em um sistema real de produção. Para tanto, será resumido um passo a passo da sistemática do método para uma aplicação real.

Num primeiro momento, após a disponibilidade do poço para estudo, uma etapa de Coleta deve identificar as constantes diretas do modelo relacionadas a batimetria e às propriedades físico-químicas. Em paralelo, as restrições físicas do sistema das variáveis de controle, como as taxas de variação permitidas e a grandeza máxima e mínima devem ser determinadas. Assim que determinadas,

um intervalo de dados representativos das pressões (P_{pdg} , P_{tt} e P_{top}) e entradas do sistema (W_{gl} , z , P_s e P_r) deve ser coletado e tratado.

Com estas informações, o próximo passo é o Ajuste do Modelo, conforme o método proposto no Capítulo 3 – e demonstrada na seção 5.1. Como o modelo estimado é possível identificar os ganhos do sistema e construir o diagrama de bifurcação (Apêndice C). A partir deste momento, uma validação *online* deve ser realizada pela simulação do modelo e comparação direta com dados de processo em tempo real. Para questões de ajuste fino da dinâmica, pode ser realizado o estudo de Identificabilidade, demonstrado na seção 5.1.3.

O próximo passo é o ajuste dos parâmetros da estrutura de controle, demonstrado na seção 5.2 para o NMPC e na 5.2.1 para o EKF. Assim que determinados, a estrutura está pronta para os primeiros testes *off-line*, que consistem no cálculo das ações de controle dadas pelo algoritmo de controle, sem a aplicação no sistema real. Com isto é possível monitorar as ações e observar qualquer comportamento indesejado, para que seja corrigido antes da aplicação efetiva em planta. Por fim, o algoritmo está apto para a aplicação *Online*. Esta sistemática está resumida e indicada no fluxograma da Figura 5.21.

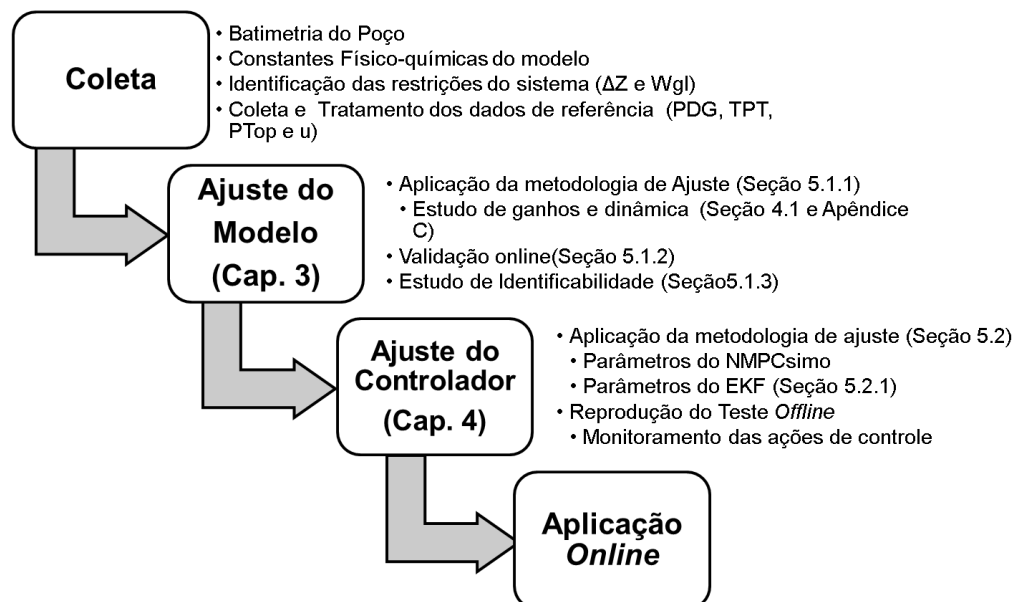


Figura 5.21: Fluxograma da sistemática de construção do método de controle de poços através de controlador não linear baseado em modelo.

5.7.1 Estimação de um Sistema Real

Durante o desenvolvimento deste trabalho e até o presente momento, em parceria com o Centro de Pesquisas da Petrobras, o método foi aplicado até a etapa de validação *online*. As etapas foram aplicadas a um poço real, que foi a base para a construção do poço “virtual” A. Até esta etapa, o método obteve sucesso como ilustrado na Figura 5.22 pela representação dinâmica de P_{pdg} .

Apesar de o novo modelo não captar por completo toda a dinâmica do sistema, observada por uma discrepância na região de pico dos ciclos, a representatividade da dinâmica cíclica se adequou satisfatoriamente ao comportamento real. Em termos de controle, essa leve discrepância não afeta o desempenho do controlador de forma significativa, muito por conta da retroalimentação do sistema pelo EKF.

Os estudos da dinâmica e dos ganhos foram aplicados com o modelo ajustado e os próximos passos que compreendem os testes *offline* das ações de controle do NMPC estão em andamento

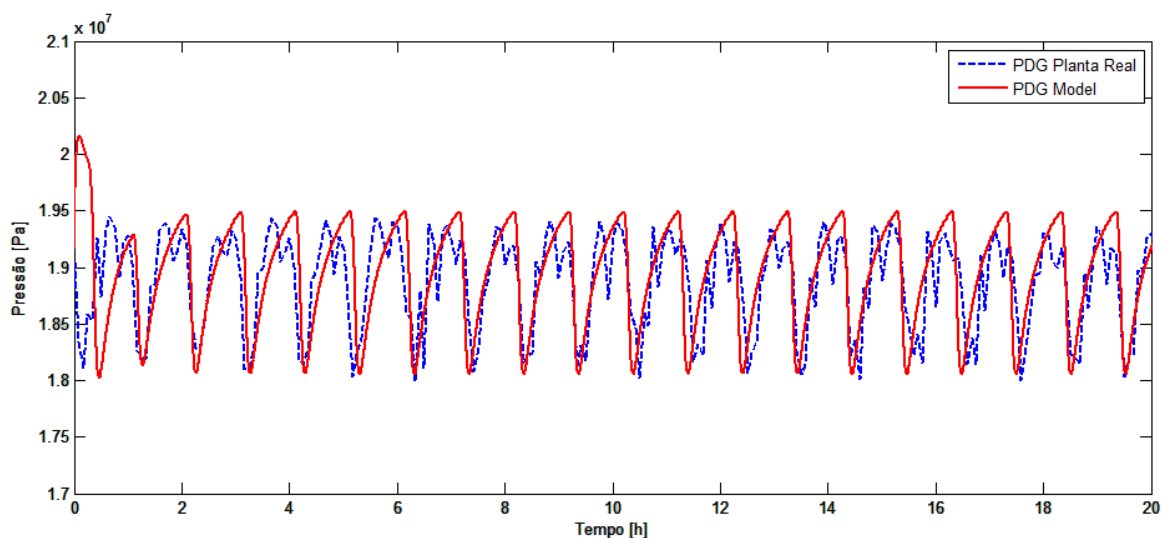


Figura 5.22: Predição do modelo simplificado ajustado a um poço real através do método proposta.

Capítulo 6 – Conclusões e Trabalhos futuros

Neste capítulo serão apresentadas as conclusões a respeito da aplicação do controlador NMPC para atenuação de golfadas em sistemas *offshore*. A análise crítica está dividida entre a elaboração e reprodutibilidade do modelo simplificado apresentado, na seção 6.1, e a aplicação do algoritmo LLT em sistemas de produção de petróleo por *Gas-lift*, na seção 6.2. A continuidade do trabalho está apresentada nos próximos passos, na seção 6.3. Baseado nestas avaliações, sugestões para a continuidade e desenvolvimentos futuros serão indicadas na seção 6.4.

6.1 Conclusões da Modelagem

Diante da necessidade inicial, o modelo simplificado apresentado se adequa para representação de sistemas tipicamente brasileiros. O modelo engloba de forma associativa as principais características físicas do sistema (dimensões do sistema *Anular-Tubing-Pipeline-Riser*) e as físico-químicas do processo. O modelo foi satisfatório em termos de validação e extrapolação da dinâmica em sistemas reais.

Com o mesmo, foi mostrado que é possível uma análise da dinâmica do sistema, de forma não intrusiva, para estudo da dinâmica e análise de ganhos do processo. Este modelo foi uma contribuição deste trabalho que culminou no desenvolvimento do trabalho publicado e proposto por Diehl *et al.*(2017), chamado *Fast Offshore Well Model*.

A dinâmica cíclica do processo da golfada mostrou dificuldade de estimar os parâmetros para o método clássico de ajuste, retornando resultados indesejados no ponto de vista de representatividade da dinâmica. Este comportamento foi tratado pela penalização de regiões indesejadas através da comparação da derivada e do período dos sinais. A penalização foi incluída de forma que, para o resultado ótimo, o termo de penalização zera, mantendo a representatividade dos mínimos quadrados.

Entretanto, o modelo ainda não é capaz de representar todos os mecanismos que geram a golfada necessitando um ajuste estrutural para tanto, conforme o sugerido para sistemas que utiliza válvula do tipo venturi para injeção de gás. Outro problema é a utilização futura de métodos de otimização que fazem uso da derivada. O problema da descontinuidade das funções de vazão é tratado pela modificação estrutural sugerida.

6.2 Conclusões do Controle

Devido a não linearidade do sistema, o controlador linear mostrou uma perda de robustez em regiões de baixo ganho, uma vez que o ajuste é baseado numa região de elevado ganho (ação de controle brusca). Isso está relacionado ao uso de parâmetros fixos (constantes proporcional, integral e derivativa), o que sugere que para aplicações deste tipo de estrutura (PI/PID) utilizem constantes variáveis, como a estrutura *gain-scheduling*.

O NMPC, mostrou-se robusto quanto à não linearidade do sistema, trabalhando naturalmente em regiões de baixo ganho. A estrutura a ser utilizada (SISO ou MISO) influencia diretamente no comportamento das MV's. Ao aumentar graus de liberdade no controlador (pela adição do gás de elevação como MV) o ganho tem uma diminuição sensível. Entretanto, a taxa de utilização das MV's é distribuída, o que pode facilitar a aceitação da aplicação real das equipes de operação.

Em termos de produção, a estratégia deve ser definida antes da determinação do objetivo. Se o objetivo é o de eliminar a golfada, o controlador linear mostrou maior capacidade, mas em contrapartida é mais sensível à mudança de dinâmica em regiões de baixo ganho. Se o objetivo é aumentar a

produção o NMPC na forma monovariável alcança resultados semelhante ao PI, mas de forma mais robusta em relação às não linearidades. Entretanto a taxa de utilização da válvula aumenta. Ainda assim, se isto for um empecilho para uma aplicação real, a incorporação da multivariabilidade do controlador NMPC faz com que a taxa de utilização seja distribuída entre as MV's, amenizando o uso excessivo das válvulas.

6.3 Próximos Passos

Os próximos passos do trabalho compreendem a aplicação e teste *off-line* da estrutura NMPC_{MISO} no sistema real, inicialmente ajustado (seção 5.7.1).

Num próximo momento, com o intuito de incorporar as melhores características de cada um dos controladores, estruturas híbridas de NMPC e PID serão estudadas. O intuito é construir um sistema hierárquico de controle onde o controlador não linear atue na otimização de produção e o linear atue na supressão da golfada.

6.4 Sugestões para Trabalhos Futuros

Diante dos resultados apresentados algumas necessidades foram identificadas.

Em termos de modelagem, a característica dinâmica de sistemas de petróleo (especificamente relativos à vida útil dos reservatórios) traz a necessidade de uma atualização dos parâmetros do modelo. Para tanto, o método utilizado para Identificabilidade dos parâmetros não mostrou-se conclusiva e fidedigna à realidade, devido a diferença de dinâmica dos pontos de operação. Assim, um método de análise da sensibilidade que leve em conta a multivariabilidade do sistema deve ser estudada e aplicada na formulação de uma sistemática de atualização do modelo.

Para o controle, na utilização de controladores lineares, faz-se necessária a definição de uma sistemática de ajuste dos mesmo para sistema cíclicos. Não só os métodos de ajuste, mas também as métricas clássica de robustez e desempenho levam em conta processos tipicamente convergentes. Uma vez que a golfada é um ciclo limite, tais métodos perdem significância e reprodutibilidade para o caso estudo. Isto também é valido para a análise de desempenho do NMPC.

Uma ferramenta, a qual foi pouco explorada neste trabalho e que é de extrema importância para o funcionamento do método proposto é o EKF. Este método de retroalimentação pode ser explorada através da definição de uma sistemática de ajuste para sistemas cíclicos e até mesmo a comparação deste com outros tipos de retroalimentação. Além disso, sugere-se um estudo comparativo com outras técnicas de retroalimentação como o *Unscented Kalman Filter* e o *Moving Horizon Estimation*.

Em termos de aplicabilidade do método apresentado, devido à mudança de dinâmica dos reservatórios há a necessidade de um sistema de monitoramento dessa mudança. Uma vez que o método é baseado numa dinâmica conhecida, a retroalimentação das mudanças é necessária para um bom desempenho à longo prazo.

Como já indicado nos próximos passos, o estudo de novas estruturas de controle é uma possibilidade interessante. Não só a estrutura em si, mas como estratégias que utilizem outras variáveis de processo como CV's.

Referências

AAMO, O. M. *et al.* Observer design for multiphase flow in vertical pipes with gas-lift - Theory and experiments. *Modeling, Identification and Control*, v. 26, n. 2 SPEC. ISS., p. 65–80, 2005.

ALMEIDA, Alcino Resende De; GONÇALVES, Marcelo De Albuquerque Lima. *DEVICE AND METHOD FOR ELIMINATING SEVERE SLUGGING IN MULTIPHASE-STREAM FLOW LINES*. . Brazil: [s.n.], 1999

ALSHEHRI, A. K.; RICARDEZ-SANDOVAL, L. A.; ELKAMEL, A. Designing and Testing a Chemical Demulsifier Dosage Controller in a Crude Oil Desalting Plant: An Artificial Intelligence-Based Network Approach. *Chemical Engineering & Technology*, n. 6, p. n/a-n/a, 2010.

ANP. *Boletim Anual de Preços : preços do petróleo, gás natural e combustíveis nos mercados nacional e internacional*. Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Rio de Janeiro: [s.n.], 2015.

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. The future of PID control. *Control Engineering Practice*, v. 9, n. 11, p. 1163–1175, 2001.

BELT, R *et al.* Comparison of commercial multiphase flow simulators with experimental and field databases. *15th International Conference on Multiphase Production Technology*, p. 413–427, 2011.

BENDIKSEN, Kjell H. *et al.* The Dynamic Two-Fluid Model OLGA: Theory and Application. *SPE Production Engineering*, v. 6, n. 2, p. 171–180, 1 maio 1991.

BEQUETTE, B. W. *Process Dynamics: Modeling, Analysis and Simulation*. [S.l.]: Prentice Hall Professional, 1998.

BOE, A. Severe slugging characteristics. 1981, Trondheim, Norway: [s.n.], 1981.

BOTELHO, Viviane. *Nova Metodologia para Análise de Identificabilidade e Estimação de Parâmetros de Modelos Fenomenológicos*. 2012. 123 f. UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL, 2012.

BRASIL. *Setor de petróleo e gás chega a 13% do PIB brasileiro*. Disponível em: <<http://www.brasil.gov.br/economia-e-emprego/2014/06/setor-de-petroleo-e-gas-chega-a-13-do-pib-brasileiro>>. Acesso em: 13 out. 2015.

CAMACHO, Eduardo F.; BORDONS, Carlos. *Model Predictive Control*. [S.l.: s.n.], 1999.

CAMPONOGARA, Eduardo *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.

CODAS, Andres; JAHANSHAH, Esmail; FOSS, Bjarne. *A two-layer structure for stabilization and optimization of an oil gathering network* *. *11th IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, including Biosystems*. Trondheim, Norway: [s.n.], 2016

DE CAMPOS, Mario Cesar M. Massa; TEIXEIRA, Herbert Campos Gonçalves. *Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais*. 2ª ed. São Paulo, SP, Brazil: Petrobras, 2010.

DE SOUZA, J. N M *et al.* Modeling, simulation and optimization of continuous gas lift systems for deepwater offshore petroleum production. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, v. 72, n. 3–4, p. 277–289, 2010.

DI MEGLIO, F. *et al.* Model-based control of slugging: Advances and challenges. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 1, n. PART 1, p. 109–115, 2012.

DI MEGLIO, Florent *et al.* Slugging in multiphase flow as a mixed initial-boundary value problem for a quasilinear hyperbolic system. *American Control Conference (ACC)*, n. August 2011, p. 3589–3596, 2011.

DI MEGLIO, Florent *et al.* 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.

DI MEGLIO, Florent; KAASA, Glenn Ole; PETIT, Nicolas. A first principle model for multiphase slugging flow in vertical risers. *Proceedings of the IEEE Conference on Decision and Control*, p. 8244–8251, 2009.

DIEHL, F.C. *et al.* Fast Offshore Wells Model (FOWM): A practical dynamic model for multiphase oil production systems in deepwater and ultra-deepwater scenarios. *Computers and Chemical Engineering*, v. 99, 2017.

DURAIKI, Ricardo Guilherme *et al.* *MÉTODO PREDITIVO, MULTIVARIÁVEL NÃO LINEAR PARA O CONTROLE DE PROCESSOS*. . Brazil: [s.n.], 2002

ECK, J *et al.* Downhole Monitoring: The story so far. *Oilfield Review*, v. 11, n. 4, p. 20–23, 1999.

EHINMOWO, Adegboyega Bolu; CAO, Yi. Stabilizing slug flow at large valve

- opening using active feedback control Stabilizing slug flow at large valve opening using active feedback control. *International conference on automation and computing*, n. SEPTEMBER, p. 1–6, 2015.
- EIKREM, Gisle Otto; AAMO, Ole Morten; FOSS, Bjarne. On Instability in Gas Lift Wells and Schemes for Stabilization by Automatic Control. *SPE Production & Operations*, v. 23, n. 2, p. 268–279, 2008.
- FILHO, Haroldo dos S. R. *A Otimização de Gás Lift na Produção de Petróleo: Avaliação da Curva de Performance do Poço*. 2011. 92 f. UFRJ, 2011.
- FINKEL, D. E. *DIRECT optimization algorithm user guide*. [S.l: s.n.], 2003.
- GODHAVN, John Morten; FARD, Mehrdad P.; FUCHS, Per H. New slug control strategies, tuning rules and experimental results. *Journal of Process Control*, v. 15, n. 5, p. 547–557, 2005.
- GUO, Boyun; LYONS, William C.; GHALAMBOR, Ali. Petroleum Production Engineering. *Petroleum Production Engineering*. [S.l: s.n.], 2007a. p. 181–206.
- GUO, Boyun; LYONS, William C.; GHALAMBOR, Ali. Chapter 13 - Gas-Lift. *Petroleum Production Engineering*. [S.l: s.n.], 2007b. p. 181–206.
- GUSTAVSEN, Øyvind; TONDEL, P. Production Optimization using Automatic Control at Heidrun. 2009, 11 March, Bergen, Norway: StatoilHydro, 2009.
- HANAPI, B. M.; ARIFFIN, S.; WAN, A. A. Study on demulsifier formulation for treating Malaysian crude oil emulsion. p. 158, 2006.
- HARMATHY, Tibor Z. Velocity of large drops and bubbles in media of infinite or restricted extent. *AIChE Journal*, v. 6, n. 2, p. 281–288, 1960.
- HASSANEIN, T.; FAIRHURST, P. Challenges in the mechanical and hydraulic aspects of riser design for deep water developments. 1998, Oslo, Norway: [s.n.], 1998.
- HESKESTAD, Karl Ludvig. *Field Data Analysis Using the Multiphase Simulation Tool OLGA2000*. 2005. 89 f. Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet Studieprogram, 2005.
- HU, B. *Characterizing gas-lift instabilities*. 2004. 178 f. Norwegian University of Science and Technology, 2004.
- HUSSEIN, Huda; AL-DURRA, Ahmed; BOIKO, Igor. Design of gain scheduling control strategy for artificial gas lift in oil production through modified relay feedback test. *Journal of the Franklin Institute*, 2015.
- IGUMA, Eliseo; SORRELL, Mike. *Pumps for the Booming FPSO Sector*.
- IMSLAND, Lars Struen. *Output feedback stabilization and control of positive systems*. 2002. 210 f. Norwegian University of Science and Technology, 2002.
- JAHANSHAH, E.; SALAHSHOOR, K.; SAHRAIE, Y. Application of fuzzy observer and controller in gas-lifted oil wells. *Proceedings of 2008 IEEE International Conference on Networking, Sensing and Control, ICNSC*, p. 101–106, 2008.

JAHANSHAH, Esmail *et al.* A comparison between Internal Model Control, optimal PIDF and robust controllers for unstable flow in risers. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 19, n. March 2016, p. 5752–5759, 2014.

JAHANSHAH, Esmail. *Control solutions for multiphase flow – Linear and nonlinear approaches to anti-slug control*. 2013. Norwegian University of Science and Technology, 2013.

JAHANSHAH, Esmail; SKOGESTAD, Sigurd. Comparison between nonlinear model-based controllers and gain-scheduling Internal Model Control based on identified model. *Proceedings of the IEEE Conference on Decision and Control*, p. 853–860, 2013.

JAHANSHAH, Esmail; SKOGESTAD, Sigurd. Simplified dynamical models for control of severe slugging in multiphase risers. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 18, n. PART 1, p. 1634–1639, 2011.

JAHANSHAH, Esmail; SKOGESTAD, Sigurd; HANSEN, Henrik. Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 8, n. PART 1, p. 93–100, 2012.

JAHANSHAH, Esmail; SKOGESTAD, Sigurd; HELGESEN, Anette H. Controllability analysis of severe slugging in well-pipeline-riser systems. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 1, n. PART 1, p. 101–108, 2012.

JANSEN, Bård *et al.* Automatic Control of Unstable Gas Lifted Wells. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, p. 1–9, 1999.

JANSEN, F. E.; SHOHAM, O.; TAITEL, Y. THE ELIMINATION OF SEVERE SLUGGING - EXPERIMENTS AND MODELING F. *International Journal Multiphase Flow*, v. 22, n. 6, p. 1055–1072, 1996.

JARI, H R Kalat *et al.* A new approach for sizing finger - type (multiple - pipe) slug catchers. *Gas Processing News*, p. 1–9, 2015.

KITTILSEN, Pål *et al.* Robust Automatic Well Choke Control – Physical Constraint Based Operation. *11th IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, including Biosystems*, Trondheim, Norway, 2016. , p. 296–301.

KRIMA, Hazem; CAO, Yi; LAO, Liyun. Gas injection for hydrodynamic slug control. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 1, n. PART 1, p. 116–121, 2012.

LEA, James F.; NICKENS, Henry V.; WELLS, Mike R. Chapter 11 - Gas Lift. *Gas Well Deliquification*. [S.l: s.n.], 2008. p. 331–359.

LEEBEECK, A De; JOHANSEN, S T. Simulation of hydrodynamic slug flow using the LedaFlow slug capturing model. n. m, p. 365–383, 2013.

LUO, Xiaoming *et al.* Influence of separator control on the characteristics of severe slugging flow. *Petroleum Science*, v. 11, n. 2, p. 300–307, 2014.

- MACIEJOWSKI, J M M. *Predictive control: with constraints*. [S.l: s.n.], 2002.
- MASTERFLO. *MasterFlo Actuators Catalog*. . [S.l: s.n.], 2011.
- MCGUINNESS, M; COOKE, D. Partial Stabilisation at St. Joseph. *Proceedings of the Third International Offshore and Polar Engineering Conference, June 6-11, Singapore*, v. 2, n. June, p. 235–241, 1993.
- MOKHATAB, Saeid; POE, William A.; MAK, John Y. Raw Gas Transmission. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, p. 85–180, 2012.
- NEMOTO, Rafael Horschutz; BALIÑO, Jorge Luis. Modeling and simulation of severe slugging with mass transfer effects. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 40, p. 144–157, 2012.
- NGUYEN, Duy; SADEGHI, Nicholas; HOUSTON, Christopher. Chemical interactions and demulsifier characteristics for enhanced oil recovery applications. *Energy and Fuels*, v. 26, n. 5, p. 2742–2750, 2012.
- PEDERSEN, Simon; DURDEVIC, Petar; YANG, Zhenyu. Review of Slug Detection , Modeling and Control Techniques for Offshore Oil & Gas Production Processes. *IFAC-PapersOnLine*, v. 48, n. 2006, p. 89–96, 2015.
- PETROBRAS. *A cada desafio, novas tecnologias*. Disponível em: <<http://presal.hotsitespetrobras.com.br/tecnologias-pioneiras/#7>>. Acesso em: 1 maio 2016.
- PETROBRAS. *Blog Fatos e Dados - Confirma nossa produção de petróleo e gás natural em julho*. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/confirma-nossa-producao-de-petroleo-e-gas-natural-em-julho.htm>>. Acesso em: 1 ago. 2017.
- PETROBRAS. *Blog Fatos e Dados - Produção anual de petróleo no Brasil aumenta 4,6% e supera nossa meta de 2015*. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/producao-de-petroleo-anual-no-brasil-aumenta-4-6-e-supera-nossa-meta-de-2015.htm>>. Acesso em: 20 jun. 2016.
- PLUCENIO, A *et al.* Gas-lift Optimization and Control with Nonlinear MPC. *Proceedings of IFAC Inter-national Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, v. 7, n. 1, p. 904–909, 2009.
- POWELL, Mjd. The BOBYQA algorithm for bound constrained optimization without derivatives. *NA Report NA2009/06*, p. 39, 2009.
- QIN, S. Joe; BADGWELL, Thomas A. An Overview of Nonlinear Model Predictive Control Applications. 1998, Ascona, Switzerland: [s.n.], 1998. p. 3–5.
- RIBEIRO, C.H.P. *et al.* Model Predictive Control with quality requirements on petroleum production platforms. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, v. 137, n. January 2016, p. 10–21, 2016.
- RIBEIRO, Cido Hernani Perissé. *Controle Preditivo Multivariável Em Plataformas Para A Produção De Petróleo Com Restrição De Qualidade*. 2012. 83 f. UFRJ, 2012.

- RITTER, Affonso. *A crise da Petrobras e o PIB*. Disponível em: <<http://jcrs.uol.com.br/site/noticia.php?codn=187109>>. Acesso em: 13 out. 2016.
- SALAHSHOOR, Karim; ZAKERI, Sepide; HAGHIGHAT SEFAT, Morteza. Stabilization of gas-lift oil wells by a nonlinear model predictive control scheme based on adaptive neural network models. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*, v. 26, n. 8, p. 1902–1910, 2013.
- SALAU, N P G. *Abordagem Sistemática para Construção e Sintonia de Estimadores de Estados Não-Lineares*. 2009. 182 f. UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL, 2009.
- SARICA, C.; SHOHAM, O. A Simplified Transient Model for Pipeline-Riser Systems. *Chemical Engineering Science*, v. 46, n. 9, p. 2167–2179, 1991.
- SCIBILIA, Francesco; HOVD, Morten; BITMEAD, Robert. Stabilization of gas-lift oil wells using topside measurements. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, v. 17, n. 1 PART 1, 2008.
- SHAO, Weiming; BOIKO, Igor; AL-DURRA, Ahmed. Plastic bag model of the artificial gas lift system for slug flow analysis. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, v. 33, p. 573–586, 2016.
- SHEMER, Lev. Hydrodynamic and statistical parameters of slug flow. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, v. 24, n. 3, p. 334–344, 2003.
- SHI, Jing *et al.* Stabilization of Artificial Gas-lift Process Using Nonlinear Predictive Generalized Minimum Variance Control. p. 4169–4174, 2016.
- SINEGRE, L.; PETIT, Nicolas; MENEGATTI, P. Predicting instabilities in gas-lifted wells simulation. *2006 American Control Conference*, p. 8 pp., 2006.
- SINEGRE, Laure *et al.* Active control strategy for density-wave in gas-lifted wells. *International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, v. xx, p. 1–6, 2005.
- SINEGRE, Laure. *DYNAMIC STUDY OF UNSTABLE PHENOMENA STEPPING IN GAS-LIFT ACTIVATED WELLS*. 2006. École Nationale Supérieure des Mines de Paris, 2006.
- SIONG, Ang Kok. *Parameter Estimation of Oscillatory Systems*. 2009. NATIONAL UNIVERSITY OF SINGAPORE, 2009.
- SIVERTSEN, Heidi; STORKAAS, Espen; SKOGESTAD, Sigurd. Small-scale experiments on stabilizing riser slug flow. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 88, n. 2, p. 213–228, 2010.
- SKOFTELAND, G *et al.* Implementation of a Slug Control System for Subsea Wells in an Integrated Operation Environment. *13th International Conference on Multiphase Production Technology*, n. Figure 1, p. 225–236, 2007.
- SKOGESTAD, Sigurd; POSTLETHWAITE, I. *Multivariable feedback control*. New

York: Wiley: [s.n.], 1996.

SLOTINE, Jean-Jacques E.; LI, Weiping. *Applied Nonlinear Control*. first ed. [S.l.: s.n.], 1991.

STANISLAV, J. F.; KOKAL, S.; NICHOLSON, M. K. Intermittent gas-liquid flow in upward inclined pipes. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 12, n. 3, p. 325–335, 1986.

STORKAAS, E. *Stabilizing control and controllability*. 2005. 156 f. Norwegian University of Science and Technology, 2005.

STORKAAS, E; SKOGESTAD, S; ALSTAD, V. Stabilization of Desired Flow Regimes in Pipelines. n. 1, p. 1–19, 2001.

STORKAAS, Espen; SKOGESTAD, Sigurd. Controllability analysis of two-phase pipeline-riser systems at riser slugging conditions. *Control Engineering Practice*, v. 15, n. 5, p. 567–581, 2007.

STORKAAS, Espen; SKOGESTAD, Sigurd; GODHAVN, Jm. A low-dimensional dynamic model of severe slugging for control design and analysis. *11th International Conference on ...*, p. 117–133, 2003.

TAITEL, Y. *et al.* Severe slugging in a riser system: experiments and modeling. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 16, n. 1, p. 57–68, 1990.

TAITEL, Y; BORNEA, D; DUKLER, AE. Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. *AIChE Journal*, v. 26, n. 3, p. 345–354, 1980.

TAITEL, Yehuda. Stability of severe slugging. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 12, n. 2, p. 203–217, 1986.

TEIXEIRA, Bruno O S *et al.* Data-driven soft sensor of downhole pressure for a gas-lift oil well. *Control Engineering Practice*, v. 22, n. 1, p. 34–43, 2014.

TRIERWEILER, Jorge O; SECCHI, Argimiro Resende. Exploring the Potentiality of Using Multiple Model Approach in Nonlinear Model Predictive Control. *Nonlinear Model Predictive Control*. [S.l.]: Birkhäuser Basel, 2000. p. 191–203.

VOGEL, J V. Inflow Performance Relationships for Solution-Gas Drive Wells. *Journal of Petroleum Technology*, v. 20, n. 1, p. 83–92, 1968.

WANG, Zhou; BOVIK, Alan C. Mean Squared Error: Love It or Leave It? *IEEE SIGNAL PROCESSING MAGAZINE*, n. January, p. 98–117, 2009.

XING, Lanchang *et al.* Experimental study on severe slugging mitigation by applying wavy pipes. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 91, n. 1, p. 18–28, 2013.

YEMADA, Taitel; DUCKLER, A. E. A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-liquid Flow. *AIChE Journal*, v. 22, n. 1, p. 47–55, 1976.

YOCUM, B. T. Offshore Riser Slug Flow Avoidance: Mathematical and

Optimization. *SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS OF AIME*, v. SPE 4312, 1973.

Apêndice A – Controle Passivo de Golfadas

O Controle Passivo é aquele que elimina o fluxo intermitente através de alguma modificação de projeto da unidade ou pela adição de algum novo sistema dedicado à supressão das golfadas. Em comparação com os métodos ativos, os métodos passivos são menos flexíveis, uma vez que dificilmente podem ser ajustados quando o sistema projetado é comissionado. No entanto estes não necessitam de influências externas ao processo e não precisam de investimento extra em treinamento de operadores, compressores, instrumentos de medição e atuadores (GUO; LYONS; GHALAMBOR, 2007b; XING *et al.*, 2013).

Um dos primeiros trabalhos a proporem tais modificações foi publicado por Yocum (1973), aonde o autor sugere modificações de projeto, como a diminuição dos diâmetros dos trechos de entrada do Riser. Como demonstrado por Shemer (2003) e ilustrado na Figura A.1.A, a magnitude e a frequência de oscilação da golfada está diretamente relacionada à relação L/D (Comprimento/Diâmetro) da tubulação. Esta ideia inicial evolui para os chamados Condicionadores de Fluxo, que através de modificações físicas dos encaminhamentos de produção procura estratificar as correntes e eliminar o fluxo intermitente. Um exemplo destes é o Condicionador em Onda desenvolvido por Xing *et al.*(2013), ilustrado na Figura A.1.B, que adiciona trechos ondulados na seção do *Pipeline* a fim de transitar um regime de golfada severa para um mais tênue. Outro é o dispositivo patenteado por Almeida (1999) que através do princípio de Venturi, procura estabilizar o fluxo multifásico. Apesar de

promissores, estas técnicas envolvem modificações físicas dos sistemas quando já em operação o que é de extrema dificuldade, devido às profundidades que o *Pipeline* é submetido. Em adição. Ademais, o emprego destas técnicas em poços surgentes pode implicar na ocorrência da golfada quando este não é um problema ainda.

Uma segunda proposição de Yocum (1973) envolve a divisão do fluxo de produção em mais de um *Riser*, estratificando as correntes em diferentes velocidades para uma posterior homogeneização no topo. Esta evoluiu para os chamados *Slug Catchers*, que é uma solução largamente empregada na atualidade em sistemas multipoço. Este dispositivos podem ser do tipo Vaso, *Looping* ou *Header*, como o ilustrado na ilustrado na Figura A.1.C e tem por objetivo receber e equalizar as correntes provenientes de diversos poços, antes de encaminhá-las para o Separador Primário (JARI *et al.*, 2015; MCGUINNESS; COOKE, 1993). Ainda que largamente empregados, estes equipamentos necessitem de um alto investimento e um grande espaço físico na unidade inviabilizando a aplicação em unidades remotas *Offshore*. Além disso, é garantido apenas a estabilização de produção, mas não a seguridade da instalação, uma vez que a golfadas como um “soco de pressão” é recebida e assimilada diretamente por estes dispositivos.

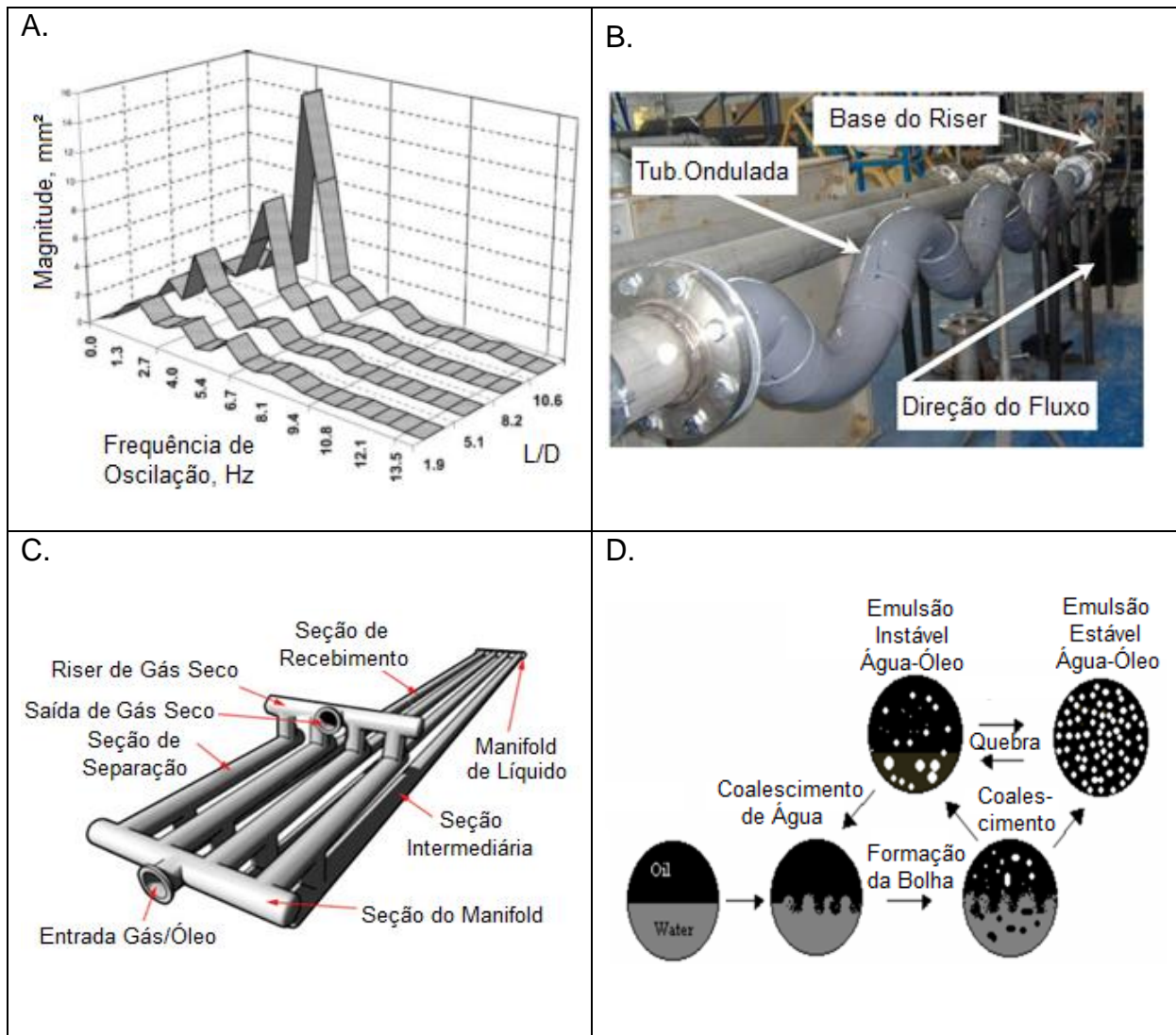


Figura A.1: Métodos de Controle Passivo de Golfada por: A. Relação L/D (SHEMER, 2003) ; B. Condicionador em Onda (XING *et al.*, 2013); C. *Slug Catcher* tipo Manifold (JARI *et al.*, 2015); e D. Desemulsificante (HANAPI; ARIFFIN; WAN, 2006).

Uma terceira solução de Yocum (1973) é a injeção de gás em determinados ponto ao longo do Riser a fim de aumentar a velocidade da fase gás e criar uma espuma como produto multifásico. Pensando nisso, Hassanein e Fairhurst (1998), propuseram a adição de um surfactante para aumentar a formação de espuma, tornando o sistema mais homogêneo. Entretanto esta ação agrega dificuldade à etapa de separação e esta ação tem o ônus de, devido a formação dessa espuma (ou emulsão), como o ciclo ilustrado na Figura A.1.D, a viscosidade do meio aumenta e, conseqüentemente, a perda de carga dinâmica começa a influenciar o regime de escoamento. Num sentido oposto a esta ideia uma técnica de adição de desemulsificante foi desenvolvida, como a proposta por Hanapi *et al.*(2006), a fim de quebrar a emulsão pela desestabilização interfacial

entre as fases gás e óleo. A viscosidade do meio diminui significativamente e a gravidade volta a ser o fator significativo no regime de escoamento. Além disso, as fases envolvidas são segregadas, facilitando a operação e aumentando a eficiência do Separador Primário (ALSHEHRI; RICARDEZ-SANDOVAL; ELKAMEL, 2010).

Mesmo que esta técnica passiva seja largamente utilizada em poços *Offshore* como os nacionais, existe a necessidade da construção de um sistema dedicado à injeção de desemulsificante nos poços. Ainda que menor comparado às duas primeiras soluções passivas, o investimento monetário e físico necessário para tal aplicação agrega preço ao produto. Além disso, o processo recai num problema de alocação de recursos, uma vez que o suprimento de desemulsificante é limitado pelas instalações e preços de contratos de fornecimento, e de ponto de operação ótimo, pois o quebra de emulsão é diretamente relacionada à quantidade de desemulsificante injetado (ALSHEHRI; RICARDEZ-SANDOVAL; ELKAMEL, 2010; MOKHATAB; POE; MAK, 2012).

Apêndice B – Implementação do Modelo Simplificado

Neste apêndice são apresentados os códigos de implementação do Novo Modelo Simplificado de Produção por GL. A modelagem foi implementada na linguagem de *s-function* do Matlab para a reprodução vai plataforma Simulink. Para resolução numérica foi utilizado o integrador ODE15s.

Para execução do modelo, deverão ser criados os arquivos “Param_Batimetria.m”, “Param_FisicoQ.m” e “Param_Ajuste.m”, aonde as constantes da batimetria, as constantes físico-químicas e os parâmetros de ajuste, respectivamente, conforme Tabela 3.2, deverão ser declaradas.

Os valores de chutes iniciais dos estados foram definidos como os valores estacionários de um ponto estável de operação (livre de golfadas).

S-function

```
=====
% Novo Modelo Simplificado de Produção por GL
% Autores: UFRGS E CENPES
% Última edição: 05/10/2015
% Editores: Giovani Gerevini e Fabio Diehl
% Versão: 1.00
=====
```

```
function [sys, x0] = Model(t,x,u,flag)
run('Param_Batimetria.m')
run('Param_FisicoQ.m')
run('Param_Ajuste.m')
% Cálculos geometria
A = D*D*pi/4;
Vt = Lt*Dt*Dt*pi/4;
Va = La*Da*Da*pi/4;
switch flag
```

```

case 0
% Chute Inicial dos estados
x0 = [0.8955 0.5286 3.3373 0.2197 0.1776 1.1211]*1e4;
% n de estados, n de saídas, n de entradas
sys = [6 0 4 3 0 0];
case 1
% Entradas de Processo
Wgl = u(1)*101325*M/(293*R)/3600/24; % taxa de Gas-lift
z = u(2)*0.01; % abertura da choke
Ps = u(3)*101325; % Pressão no header
Pr = u(4)*101325; % Pressão do Reservatório
% Algebrismo PIPELINE-RISER
Peb = x(1).*R*T/(M* Veb); % Pressão na Bolha
Prt = x(2).*R*T/(M*(Vr-(x(3)+mlstill)/Rol)); % Pressão no Topo
Prb = Prt + (x(3) + mlstill)*g*sin(teta)/A; % Pressão na Base do Riser
ALFAG = x(2)/(x(2) + x(3)); % Fração mássica de gás no Riser
Wout = Kout*z*sqrt(max(0,Rol*(Prt - Ps))); % Fluxo de Produção bifásico
Wg = Kg*max(0,(Peb - Prb)); % Fluxo de gás na válvula virtual
% Algebrismo TUBING-ANULAR
Vgt = Vt - x(6)/Rol; % Volume de gás no Tubing
ROmt = (x(5) + x(6))/Vt; % Massa específica do meio no Tubing
Ptt = x(5)/Vgt *R*T/M; % Pressão na ANM
Ptb = Ptt + ROmt*g*Hvgl; % Pressão na injeção do Tubing
Ppdg = Ptb + Romres*g*(Hpdg-Hvgl); % Pressão medida em PDG
Pbh = Ppdg + Romres*g*(Ht-Hpdg); % Pressão na base do Tubing
ALFAGt = x(5)/(x(6) + x(5)); % Fração de gás no Tubing
Wwh = Kw*sqrt(Rol*max(0,(Ptt - Prb))); % Fluxo bifásico na ANM
Pai = ((R*T/(Va*M)) + (g*La/Va))*x(4); % Pressão na injeção no Anular
ROai = M*Pai/(R*T); % Massa específica do gás no Anular
Wiv = Ka*sqrt(ROai*max(0,(Pai - Ptb))); % Fluxo de injeção de gás
% Algebrismo RESERVATÓRIO
Wr = Kr*(1-0.2*Pbh/Pr-0.8*(Pbh/Pr).^2); % Fluxo do Reservatório
% EDO's
dx1 = (1 - E)*(Wwh*ALFAGt) - Wg; % massa de gás na bolha
dx2 = E*(Wwh*ALFAGt) + Wg - ALFAG*Wout; % massa gás no Riser
dx3 = Wwh*(1 - ALFAGt) - (1 - ALFAG)*Wout; % massa de líquido no Riser
dx4 = Wgl - Wiv; % massa de gás no Anular
dx5 = Wr * ALFAGw + Wiv - Wwh*ALFAGt; % massa de gás no Tubing
dx6 = Wr * (1 - ALFAGw) - Wwh*(1 - ALFAGt); % massa de líquido no Tubing
sys = [dx1; dx2; dx3; dx4; dx5; dx6];
case 3
% Saídas de Processo – PDG, TPT e PTop
Prt = x(2).*R*T/(M*(Vr-(x(3)+mlstill)/Rol));
Prb = Prt + (x(3) + mlstill)*g*sin(teta)/A;
Vgt = Vt - x(6)/Rol;
ROgt = x(5)/Vgt;
ROmt = (x(5) + x(6))/Vt;
Ptt = ROgt*R*T/M;
Ptb = Ptt + ROmt*g*Hvgl;
Ppdg = Ptb + Romres*g*(Hpdg-Hvgl);
sys = [Ppdg Ptt Prt];
otherwise
sys = [];
end

```

Apêndice C – Construção do Diagrama de Bifurcação

Como introduzido na seção 2.2.3, o diagrama de bifurcação é uma ferramenta visual de identificação do ponto de transição de uma região operacionalmente estável para uma golfante (ver seção 4.1) e de três características fundamentais do ciclo limite: média, amplitude (máximo e mínimo) e valor estacionário. Este apêndice tem por objetivo mostrar o método de construção do diagrama de bifurcação e indicando uma contribuição deste trabalho em relação ao cálculo do estacionário.

Diagrama de Bifurcação em Sistemas de GL

O sistema de produção de petróleo por *Gas-lift* possui uma característica singular onde dependendo do ponto de operação, o sistema se comporta de forma estável (oscilatório convergente para um valor) ou golfante (ciclo limite em torno de um valor estacionário), como introduzido na seção 2.2.3 e ilustrado na seção 4.1 fazendo uso do modelo simplificado.

Este comportamento segue um comportamento típico de ciclo-limite do tipo *Hopf*, o que faz com que dentro da região instável não possua uma distribuição de valores simétrica e fortemente afetada por distúrbios de processo. Ao analisarmos o ciclo da golfada normalizado, para o poço A com 18 % de *ck* e 1×10^5 Sm³/dia de gás de elevação ilustrado na .A, essa assimetria é salientada e identificada como negativa.

Observa-se que a média, centrada em zero, pode não ser o melhor indicador dentro da golfada. Analisando a distribuição dos valores dentro do ciclo, ilustrada na .B, é possível identificar a distribuição não-normal com assimetria negativa e um pico de frequência agudo concentrado na região de 0 à 1. Essa não normalidade é quantificada pelo cálculo da curtose e da assimetria do ciclo de 6,66 e -2,21, respectivamente.

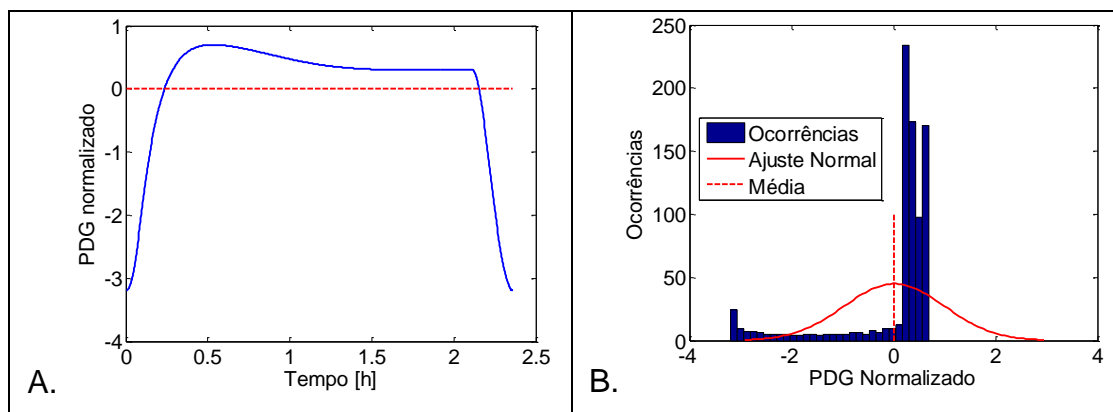


Figura C.1: A. Ciclo da golfada normalizado pelo desvio padrão, para o poço A com 18 % de abertura de ck e 1×10^5 Sm³/d de gás de elevação; B. Distribuição dos valores do ciclo comparado ao comportamento normal.

Essa análise estatística inicial, indica que a produção média analisada na região operacionalmente golfante, é ligeiramente diferente dos valores calculados para o ponto de equilíbrio. Como dito seção 4.1, a partir do ponto limítrofe onde há o surgimento da golfada há um padrão produtivo bastante díspar entre o comportamento médio e o estacionário.

Tal observação corrobora que a definição do SP pelo cálculo da média da pressão em uma janela de dados não é adequado, podendo levar o sistema para valores inadequados (muito altos ou inalcançáveis). Isso salienta a importância da determinação dos valores estacionário para estudos de controlabilidade de sistemas com ciclo-limite.

Média, Amplitude e Ponto Hopf

A identificação da transição (ponto *Hopf*), dos valores médios, máximo e mínimos é feita através da simulação do modelo. Uma única entrada do sistema (ou W_{gl} , ou z , ou P_s , ou P_r) dentro de um intervalo desejável (e que seja viável fisicamente), fixando as demais, análoga à análise de sensibilidade. Por exemplo,

para construção do diagrama de bifurcação em relação à ck , os valores de abertura de válvula são variados de 0 à 100 %, lendo as saídas de pressão do modelo.

O modelo é simulado com um tempo de simulação grande o suficiente para manter a significância do cálculo da média, englobando no mínimo vinte ciclos da golfada. Além disso, dez por cento do trecho inicial da simulação são descartados da análise, devido a convergência numérica inicial, para não influenciar nos cálculos. Assim, a média, o mínimo e o máximo são calculados utilizando as funções $med()$, $min()$ e $max()$ do Matlab, como indicado pelo script abaixo:

```
% Determinação da média, mínimo e máximo do diagrama de bifurcação
u = [1:1:100] % Simula choke variável
Wgl = 1e5; %Sm³/d
Ps = 10; %kgf/cm²
Pr = 225; %kgf/cm²
for j=1:size(u,2)
    z = u(j)
    uu = [0 Wgl z Ps Pr];
    sim('Model',50*3600)
    corte = floor(size(yy.signals.values,1)*0.1);
    Xmed(:,j) = xout(corte:end,:);
    PDGsim = yy.signals.values(corte:end,1);
    % Cálculo dos Parâmetros – Média, Mínimo e Máximo
    PDGmed(j) = mean(PDGsim);
    PDGmin(j) = min(PDGsim);
    PDGmax(j) = max(PDGsim);
end
```

Cálculo do Estacionário

Os modelos existentes para descrição de golfadas, inclusive o modelo apresentado neste trabalho, são altamente não lineares e mal condicionados. Isso torna a tarefa de encontrar o ponto estacionário do modelo, onde $\frac{dx}{dt} = 0$, complexa. Diante disto, neste trabalho é desenvolvida um método para a construção da cura estacionária para sistemas com ciclo-limite, exemplificado pelo caso de produção de petróleo por GL, utilizando o modelo simplificado,

A determinação dos valores estacionários em regiões estáveis, utiliza-se o próprio modelo dinâmico, o qual é integrado até a convergência para tal ponto. Para regiões golfantes, é utilizado um método de otimização que visa minimizar o somatório da derivada dos estados, formulado pela função objetivo J_{ss} dada por:

$$J_{ss_{i,j}} = \min \sum_i^n \frac{d\hat{x}_{i,j}}{dt} \quad (C.1)$$

onde i é o índice do estado n , que é igual a seis, j representa o ponto de operação, que depende da análise, e $\hat{x}_{i,j}$ são os estados escalonados. Para resolução do problema o escalonamento dos estados é crucial, devido ao mal condicionamento do sistema. Segue o script de definição da função de minimização do somatório das derivadas dos estados:

```
% Função objetivo de minimização do somatório das derivadas dos estados
function Jss = steady(x)
    [t,y] = ode15s(@Model_100,[0 10*3600],x);
    corte = floor(size(y,1)*0.5);
    y = abs(diff(y./ x0));
    Jss = sum(y) * sum(y)';
end
```

Para resolução do problema de otimização, foram testados diversos algoritmos locais e globais, de busca em linha e baseados em derivada. O método que obteve resposta válida para todo o intervalo de análise foi o método de otimização por aproximação quadrática restrita, BOBYQA (POWELL, 2009).

Existem três pontos cruciais para o sucesso do método: estimativa inicial, escalonamento e tolerância numérica. A estimativa inicial do ponto a ser analisado é igual ao resultado do ponto anterior. Os estados do modelo passam por um escalonamento de engenharia, sendo divididos pelo valor dos estados correspondentes ao resultado anterior. A tolerância numérica absoluta e relativa do método de otimização são definidas igual à $1e^{-12}$.

Abaixo segue o script para a mesma variação de ck da análise da média:

```
% Determinação da média, mínimo e máximo do diagrama de bifurcação
u = [1:1:100] % Simula choke variável
Wgl = 1e5; %Sm³/d
Ps = 10; %kgf/cm²
Pr = 225; %kgf/cm²
% Definição dos Parâmetros do otimizador
lb = [0, 0, 0, 0, 0, 0];
ub = [1, 1, 1, 1, 1, 1]*1e6;
opt.rho_end = 1e-12;
for j=1:size(u,2)
    z = u(j)
    uu = [0 Wgl z Ps Pr];
    if j==1
        sim('Model',10*3600)
        Xss(j) = xout(:,end)
    else
        [ybest,Xss(j)] = bobyqa('steady', Xss(j-1), lb, ub, opt)
    end
end
end
```

De posse dos valores de estados relacionados ao estacionário, as variáveis controladas do sistema, P_{pdg} , P_{tt} e P_{top} , são obtidas de forma analítica pelo modelo simplificado, pelas equações 3.20, 3.23 e 3.16, respectivamente.

Com este procedimento, de cálculo são determinados os valores do estacionário que são os SP's dos estudos de controlabilidade realizados neste trabalho, para cada ponto de operação. A Tabela C.1, indica os valores calculados de P_{pdg} para diferentes pontos de operação e que foram utilizados como base para os estudos de controlabilidade das seções 5.3 e 5.4.

Tabela C.1: Valores de P_{pdg} , em Pax10⁵, no estado estacionário, utilizado como referência dos SP's para diferentes pontos de operação

| W_{gl} z | 6x10 ⁴ Sm ³ /d | 8 x10 ⁴ Sm ³ /d | 10x10 ⁴ Sm ³ /d |
|-----------------|---|--|--|
| 2 % | 202,852 | 201,965 | 201,223 |
| 4 % | 202,413 | 201,198 | 200,103 |
| 6 % | 202,297 | 200,968 | 199,726 |
| 8 % | 202,253 | 200,874 | 199,564 |
| 10 % | 202,232 | 200,827 | 199,482 |
| 12 % | 202,220 | 200,801 | 199,435 |
| 14 % | 202,212 | 200,785 | 199,406 |
| 16 % | 202,208 | 200,774 | 199,387 |
| 18 % | 202,204 | 200,768 | 199,374 |
| 20 % | 202,202 | 200,762 | 199,364 |
| 22 % | 202,200 | 200,758 | 199,357 |
| 24 % | 202,199 | 200,755 | 199,352 |
| 26 % | 202,198 | 200,753 | 199,348 |
| 28 % | 202,197 | 200,751 | 199,345 |
| 30 % | 202,196 | 200,750 | 199,342 |