

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

**ESTABILIZAÇÃO DA PRODUÇÃO DE PETRÓLEO EM SISTEMAS
GAS-LIFT ATRAVÉS DO AJUSTE SIMPLES E EFICIENTE DE
CONTROLADORES PIDS**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Brício Ferreira Barreiros

Porto Alegre

2019

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

**ESTABILIZAÇÃO DA PRODUÇÃO DE PETRÓLEO EM SISTEMAS
GAS-LIFT ATRAVÉS DO AJUSTE SIMPLES E EFICIENTE DE
CONTROLADORES PIDS**

Brício Ferreira Barreiros

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

Área de concentração: Pesquisa e Desenvolvimento de Processos

Linha de Pesquisa: Engenharia de Sistemas – Projeto, Modelagem, Controle e Otimização de Processos

Orientador:

Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler

Prof. Dr. Marcelo Farenzena

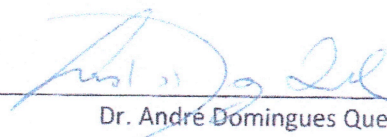
Porto Alegre

2019

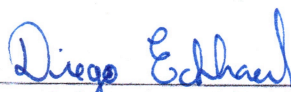
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a Dissertação *Estabilização da Produção de Petróleo em Sistemas Gas-lift através do Ajuste Simples e Eficiente de Controladores PIDs*, elaborada por Brício Ferreira Barreiros, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia.

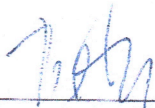
Comissão Examinadora:



Dr. André Domingues Quelhas (PETROBRAS)



Prof. Dr. Diego Eckhard (DMPA/UFRGS)



Prof. Dr. Pedro Rafael Bolognese Fernandes (DEQUI/UFRGS)

Resumo

O petróleo é uma fonte energética que possui grande demanda no Brasil e no mundo. A produção de petróleo, contudo, possui diferentes desafios dependendo da localização em que a mesma ocorre. No Brasil, 94% dessa produção é realizada em ambiente *offshore*. Nesse ambiente, problemas característicos conhecidos como golfadas são recorrentes, afetando a estabilidade da produção do petróleo e diminuindo a mesma. A utilização do controle automático, como o uso de controladores PIDs, é uma solução bastante estudada para eliminação das golfadas, porém, para estes sistemas os métodos de sintonia de controladores PIDs disponíveis na literatura fornecem controladores com baixo desempenho. Desta forma, o objetivo principal deste trabalho é estabilizar a produção de petróleo em sistemas *gas-lift* através da proposição de regras de ajuste simples e eficientes de controladores PIDs. Para isso, foi desenvolvido um novo método de sintonia para plantas altamente subamortecidas ($\zeta \in [0, 0,1]$), e, posteriormente, o mesmo foi validado para um conjunto de 15000 plantas lineares diferentes, representadas por Funções de Transferência de segunda ordem com tempo morto. O novo método proposto fornece um bom compromisso entre desempenho e robustez, no qual é sugerida, para uma mesma planta, uma faixa de valores de ganho do controlador, em que o valor da Máxima Sensibilidade da malha fechada é restringido entre 1,2 e 2,2 na média. Além disso, o novo método pode ser aplicado para controladores PIDs na forma paralela e série, pois a sintonia proposta introduz os zeros do controlador no eixo real, baseado numa análise do lugar das raízes. Na análise da estabilização da produção de petróleo, foi utilizado o modelo *Fast Offshore Well Model* e foi possível estabilizar a produção de petróleo, assim como aumentar a produção em até 52% em relação a máxima produção obtida em malha aberta. O método de sintonia também foi avaliado em relação a sensibilidade a presença de ruído de medição e, a partir disso, foi definida uma faixa de valores recomendados para o fator proporcional ao tempo derivativo do filtro de primeira ordem (N) que deve ser entre 3 a 5, faixa na qual obtém-se um bom desempenho e esforço de controle em relação ao melhor desempenho e esforço de controle que poderia ser obtido para o mesmo processo sem ruído.

Palavras-chave: Método de sintonia, controladores PIDs, desempenho robusto, sistemas altamente subamortecidos, estabilização da produção de petróleo, aumento da produção de petróleo.

Abstract

Petroleum is an energy source that has a great demand in Brazil and across the world, even though its production has different challenges that depend on the location that the production occurs. In Brazil, 94% of the oil production is accomplished offshore. In this case, the stability of oil production is often affected by a typical problem called slugging, decreasing the productivity. The use of automatic control with PID controllers, for example, is a commonly studied solution for slugging suppression. Nevertheless, for these systems, the tuning rules of PIDs controllers described in literature exhibit poor performance. Therefore, the focus of this paper is to stabilize the oil production in gas-lift systems through the proposition of simple and efficient tuning rules for PID controllers. The new tuning rules were developed for highly underdamped systems ($\zeta \in [0, 0,1]$) and were tested on 15000 different linear plants represented by second order with pure time delay Transfer Functions. These rules provide a good compromise between performance and robustness. It is suggested, for the same system, a range of controller gain values in which the closed loop Maximal Sensitivity is restricted between 1.2 and 2.2 on average. Besides that, the new tuning rules can be applied to PID controllers in parallel and series form because they introduce the zeros of the controller on the real axis, it based on root locus analysis. In the analysis of the stabilization of oil production, it was used the Fast Offshore Well Model and it was possible to stabilize the production as well as increase it up to 52% compared to the maximum production obtained in open loop. The tuning rules were also evaluated for sensitivity to the presence of measurement noise and, therefore, it was defined a range of values recommended for the first-order filter proportion factor of the time constant (N) which should be between 3 and 5. In this range, good performance and control effort were obtained compared to the best performance and control effort that could be obtained for the same process without noise.

Keywords: Tuning rules, PID controllers, robust performance, highly underdamped systems, stabilization of oil production, increased oil production.

“Todo conhecimento e todo avanço vão contra o óbvio, contra tudo aquilo que ancora, que evita o progresso e o desenvolvimento humano. Sim, mudar é complicado, pois a mudança é contrária à imobilidade – e a imobilidade diversas vezes se esconde por trás da máscara traiçoeira da coerência.”

Mario Sergio Cortella

Agradecimentos

A Deus por sua infinita bondade.

À toda minha família, em especial a minha mãe Patrícia, aos meus amados avós Valdereis e Nelson, e a minha irmã Beatriz. Vocês são a nascente deste rio.

À Gabrielle por todo amor, carinho e incentivo. Você foi essencial neste meu crescimento.

Ao GIMSCOP por todo suporte, em especial meus orientadores Prof. Dr. Jorge Otávio Trierweiler e Prof. Dr. Marcelo Farenzena, por todas horas que me foram dedicadas, partilhando conhecimentos fundamentais.

Ao PPGEQ e à UFRGS, por todo conhecimento e infraestrutura.

À Capes pelo apoio financeiro.

À UFS, em especial ao Prof. Dr. João Baptista Severo Júnior, ao DEQ e ao CODAP, por minha formação profissional e cidadã, pelas amizades e por todo apoio.

A todos outros que cruzaram o meu caminho, vocês também contribuíram para esse desenvolvimento.

SUMÁRIO

Capítulo 1 – Introdução	1
1.1 Motivação.....	1
1.2 Estrutura da Dissertação.....	5
Capítulo 2 – Fundamentação Teórica e Revisão Bibliográfica.....	7
2.1 Sistema de elevação artificial de petróleo por <i>gas-lift</i>	7
2.1.1 Descrição do processo de produção de petróleo a partir do método <i>gas-lift</i>	8
2.1.2 Padrão de escoamento multifásico em tubulação horizontal e vertical	9
2.1.3 Instabilidades operacionais no sistema <i>gas-lift contínuo</i>	11
2.1.4 Mitigação das instabilidades no sistema <i>gas-lift contínuo</i>	13
2.2 Breve história e revisão dos métodos de sintonia de controladores PIDs	17
2.2.1 Métodos de sintonia baseados em Função de Transferência de Primeira ordem com tempo morto.....	18
2.2.2 Métodos de sintonia baseados em Função de Transferência de Segunda ordem com tempo morto.....	22
Capítulo 3 – Novo Método de Sintonia de Controladores PIDs para Sistemas Altamente Subamortecidos	26
3.1 Metodologia para Desenvolvimento do Novo Método de Sintonia.....	26
3.1.1 Primeira etapa – Obtenção dos parâmetros ótimos do controlador	27
3.1.2 Segunda etapa – Obtenção dos parâmetros do controlador como função da razão τ/θ	29
3.1.3 Terceira etapa – Obtenção dos parâmetros do controlador como função dos parâmetros da função de transferência de segunda ordem com tempo morto.....	29
3.2 Desenvolvimento do Novo Método de Sintonia.....	30
3.3 Validação do Novo Método de Sintonia	40
3.4 Análise comparativa do desempenho do novo método de sintonia	50
3.4.1 Estudo de caso para uma planta do Grupo A ($0,01 \leq \zeta \leq 0,1$)	51
3.4.2 Estudo de caso para uma planta do Grupo B ($0,001 \leq \zeta \leq 0,01$)	55
3.4.3 Estudo de caso para uma planta do Grupo C ($0 \leq \zeta \leq 0,001$)	58
3.5 Análise comparativa do lugar das raízes entre o novo método de sintonia e método IMC.....	60
Capítulo 4 – Aplicação do Novo Método de Sintonia em Sistemas de Produção de Petróleo em Ambiente <i>Offshore</i>	65
4.1 Descrição da Modelagem Matemática do <i>Fast Offshore Well Model (FOWM)</i>	65
4.2 Metodologia	69
4.3 Projeto dos Controladores PIDs	72
4.4 Estabilização da Produção de Petróleo em Malha Fechada	74
4.4.1 Avaliação do controle servo	76
4.4.2 Avaliação do controle regulatório	78
Capítulo 5 – Avaliação do Novo Método de Sintonia em Sistema com Ruído no Sinal Medido.....	82
5.1 Metodologia	82
5.2 Avaliação do ruído no processo	84
5.2.1 Avaliação da densidade de probabilidade e variância da variável controlada e manipulada	84
5.2.2 Avaliação do desempenho do controlador na presença de ruído	94
5.2.2.1 Avaliação do controle regulatório	95
5.2.2.2 Avaliação do controle servo.....	98
5.3 Considerações finais.....	101

Capítulo 6 – Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros.....	104
6.1 Conclusões.....	104
6.2 Sugestões para Trabalhos Futuros	105
Referências	107
Apêndice.....	112
Apêndice I – Plantas Altamente Subamortecidas e Parâmetros Ótimos do Controlador PID Utilizados no Desenvolvimento do Novo Método de Sintonia	112

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Consumo global de energia de 1993 a 2018. FONTE: Adaptado de BP (2019)...	3
Figura 1.2: Demanda energética brasileira em 2018 e 2019. FONTE: Adaptado de MME (2019).....	3
Figura 1.3: Diagrama de bifurcação genérico da produção de petróleo considerando (a) a válvula <i>Choke</i> de produção e (b) a taxa de <i>gas-lift</i> . FONTE: Adaptado de Diehl et al. (2018).	4
Figura 2.1: Esquema do sistema de <i>gas-lift</i> contínuo. FONTE: Adaptado de Lea, Nickens e Wells (2008).....	9
Figura 2.2: Padrões de escoamento gás-líquido em tubulação horizontal. FONTE: Adaptado de Bratland (2010).	10
Figura 2.3: Padrões de escoamento gás-líquido em tubulação vertical. FONTE: Adpatado de Bratland (2010).	11
Figura 2.4: Esquematisação da golfada severa. FONTE: Adaptado de Jahanshahi (2013). 12	
Figura 3.1: Diagrama de bloco da malha fechada utilizada na simulação do problema de otimização.	27
Figura 3.2: Ajuste de modelos matemáticos aos dados obtidos para parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,050. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados em função do parâmetro do controlador.	32
Figura 3.3: Ajuste dos modelos matemáticos a_0 e a_1 como função do parâmetro ζ . A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.	35
Figura 3.4: Ajuste dos modelos matemáticos b_0 e b_1 como função do parâmetro ζ . A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.	35
Figura 3.5: Ajuste dos modelos matemáticos c_0 e c_1 como função do parâmetro ζ . A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.	36
Figura 3.6: Ajuste dos modelos matemáticos como função do parâmetro τ/θ : (a) Equação (3.24), (b) Equação (3.25) e (c) Equação (3.26). A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.	39
Figura 3.7: Ajuste dos modelos matemáticos como função do parâmetro τ/θ : (a) Equação (3.27), (b) Equação (3.28). A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.	39
Figura 3.8: Caracterização das plantas do Grupo A em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) ζ e (c) Distribuição combinada dos parâmetros τ/θ e ζ	42
Figura 3.9: Caracterização das plantas do Grupo B em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) ζ e (c) Distribuição combinada dos parâmetros τ/θ e ζ	43
Figura 3.10: Caracterização das plantas do Grupo C em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) ζ e (c) Distribuição combinada dos parâmetros τ/θ e ζ	44
Figura 3.11: Caracterização das plantas do Grupo A em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima Sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia.	45

Figura 3.12: Caracterização das plantas do Grupo B em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima Sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia.	46
Figura 3.13: Caracterização das plantas do Grupo C em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia.	47
Figura 3.14: Caracterização das plantas do Grupo A em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia e fator de desempenho.	48
Figura 3.15: Caracterização das plantas do Grupo B em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia e fator de desempenho.	49
Figura 3.16: Caracterização das plantas do Grupo C em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia e fator de desempenho.	50
Figura 3.17: Aproximação da $G_A(s)$ por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto ($G_{A,aproximada}(s)$).	51
Figura 3.18: Comparação de desempenho entre a sintonia dada pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A”, “Sintonia B” e “Marchetti e Scali (2000)” (M&S) para a planta $G_A(s)$, onde (a) é a resposta da planta e (b) é a ação de controle.	54
Figura 3.19: Aproximação da $G_B(s)$ por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto ($G_{B,aproximada}(s)$).	55
Figura 3.20: Comparação de desempenho entre a sintonia dada pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A” e “Sintonia B” para a planta $G_B(s)$, onde (a) é a resposta da planta e (b) é a ação de controle.	57
Figura 3.21: Aproximação da $G_C(s)$ por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto ($G_{C,aproximada}(s)$).	58
Figura 3.22: Comparação de desempenho entre a sintonia dada pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A” e “Sintonia B” para a planta $G_C(s)$, onde (a) é a resposta da planta e (b) é a ação de controle.	60
Figura 3.23: Lugar das raízes para $G_A(s)$ com (a) o novo método de sintonia proposto e (b) com a metodologia IMC.	61
Figura 3.24: Região próxima à origem dos eixos para o lugar das raízes para $G_A(s)$ com (a) o novo método de sintonia proposto e (b) com a metodologia IMC, para $G_B(s)$ com (c) o novo método de sintonia proposto e (d) com a metodologia IMC e para $G_C(s)$ com (e) o novo método de sintonia proposto e (f) com a metodologia IMC.	63
Figura 4.1: Sistema de produção de óleo e gás em ambiente offshore modelado pelo FOWM. FONTE: Adaptado de Diehl et al. (2017).	67
Figura 4.2: Diagrama de bifurcação do Poço A em termos da pressão PDG (P_{PDG}) e abertura da válvula <i>Choke</i> (z) para diferentes taxas de <i>gas-lift</i>	71
Figura 4.3: Identificação da Função de Transferência para pressão na PDG.	72
Figura 4.4: Identificação da Função de Transferência para pressão na TPT.	73
Figura 4.5: Comportamento da (a) produção de óleo em relação a (b) abertura da válvula <i>Choke</i> numa faixa de 20% a 100%. No <i>subplot</i> (a), os valores escritos em cima de cada segmento de abertura de válvula correspondem aos valores médios de produção correspondente.	75

Figura 4.6: Comportamento da (a) produção de óleo em relação a (b) abertura da válvula <i>Choke</i> numa faixa de 1% a 40%. No <i>subplot</i> (a), os valores escritos em cima de cada segmento de abertura de válvula correspondem aos valores médios de produção correspondente.	75
Figura 4.7: Comportamento da pressão na (a) PDG, (b) da abertura da válvula <i>Choke</i> e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo.	76
Figura 4.8: Comportamento da pressão na (a) TPT, (b) da abertura da válvula <i>Choke</i> e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo.	77
Figura 4.9: Comportamento da pressão na (a) PDG, (b) da abertura da válvula <i>Choke</i> e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo-regulatório.	78
Figura 4.10: Comportamento da pressão na (a) TPT, (b) da abertura da válvula <i>Choke</i> e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo-regulatório.	79
Figura 5.1: Diagrama de bloco da malha fechada utilizada para avaliação do ruído.	83
Figura 5.2: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 62,2 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	85
Figura 5.3: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 31,1 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	86
Figura 5.4: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 20,7 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	87
Figura 5.5: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 15,6 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	88
Figura 5.6: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 62,2 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	89
Figura 5.7: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 31,1 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	90
Figura 5.8: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 20,7 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	91
Figura 5.9: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 15,6 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.	92
Figura 5.10: Variância da variável controlada em malha aberta ($\sigma_{CV_MA}^2$) em relação à amplitude do ruído para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.	93
Figura 5.11: Variância da variável controlada ($\sigma_{CV_MF}^2$) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.	93
Figura 5.12: Variância da variável controlada normalizada pela variância da variável controlada em malha aberta ($\sigma_{CV_MF}^2 / \sigma_{CV_MA}^2$), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.	94
Figura 5.13: Variância da variável manipulada (σ_{MV}^2) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.	94

Figura 5.14: Critério IAE e EC para o sistema sem ruído, (IAE*) e (EC*), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N no controle regulatório.....	95
Figura 5.15: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.	95
Figura 5.16: Critério EC para o sistema com ruído (EC) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.	96
Figura 5.17: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (IAE*), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.....	96
Figura 5.18: Critério EC para o sistema com ruído (EC) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (EC*), em relação a amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.....	97
Figura 5.19: Comparação de desempenho entre o sistema sem e com ruído, no qual (a) é a resposta do processo e (b) é a ação de controle no controle regulatório.	98
Figura 5.20: Critério IAE e EC para o sistema sem ruído, (IAE*) e (EC*), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N no controle servo.	98
Figura 5.21: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.	99
Figura 5.22: Critério EC para o sistema com ruído (EC) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.	99
Figura 5.23: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (IAE*), em relação a amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.....	100
Figura 5.24: Critério EC para o sistema com ruído (EC) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (EC*), em relação a amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.....	100
Figura 5.25: Comparação de desempenho entre o sistema sem e com ruído, no qual (a) é a resposta do processo e (b) é a ação de controle no controle servo.	101
Figura I.1: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,025. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.	115
Figura I.2: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,030. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.	116
Figura I.3: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,035. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.	116
Figura I.4: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,040. A linha vermelha representa os valores	

- preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 116
- Figura I.5:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,045. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 116
- Figura I.6:** Ajuste de modelos matemáticos aos dados obtidos para parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,055 – A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 117
- Figura I.7:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,060. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 117
- Figura I.8:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,065. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 117
- Figura I.9:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,070. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 117
- Figura I.10:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,075. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 118
- Figura I.11:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,080. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 118
- Figura I.12:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,085. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 118
- Figura I.13:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,090. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 118
- Figura I.14:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,095. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 119
- Figura I.15:** Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,100. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador. 119

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1: Método de sintonia para controladores PID proposto por Lee et al. (1998)...	19
Tabela 2.2: Cálculo do parâmetro λ proposto por Xu et al. (2011) para o método de sintonia de Lee et al. (1998)	20
Tabela 2.3: Método de sintonia para controladores PID proposto por Arrieta e Vilanova (2011).....	20
Tabela 2.4: Constantes do método de sintonia de Arrieta e Vilanova (2011) para um valor específico de máxima sensibilidade	21
Tabela 2.5: Método de sintonia para controladores PID proposto por Grimholt e Skogestad (2018)	21
Tabela 2.6: Método de sintonia para controladores PID baseado na estrutura IMC e apresentado por Rivera, Morari e Skogestad (1986)	22
Tabela 2.7: Método de sintonia para controladores PID baseado na estrutura IMC e apresentado por Marchetti e Scali (2000).....	23
Tabela 2.8: Método de sintonia para controladores PID proposto por Lee et al. (1998)...	24
Tabela 3.1: Parâmetros de plantas utilizados previamente para o desenvolvimento do método de sintonia	30
Tabela 3.2: Critério ISE ótimo e parâmetros ótimos dos controladores para as plantas utilizados previamente para o desenvolvimento do método de sintonia	31
Tabela 3.3: Parâmetros dos controladores na forma adimensional para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$	31
Tabela 3.4: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 1.....	33
Tabela 3.5: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 2.....	34
Tabela 3.6: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos definidos para a_0, a_1, b_0, b_1, c_0 e c_1	35
Tabela 3.7: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos definidos para KP^*/KP	39
Tabela 3.8: Novo método de sintonia de controladores PID para sistemas altamente subamortecidos	40
Tabela 3.9: Fator de desempenho B para ser multiplicado ao ganho do controlador PID determinado através da Tabela 3.8.....	40
Tabela 3.10: Classificação do conjunto de plantas utilizados para validação em função do fator de amortecimento	41
Tabela 3.11: Comparação de desempenho baseado no critério IAE e parâmetros dos controladores PIDs obtidos por diferentes métodos de sintonia para $G_A(s)$	53
Tabela 3.12: Comparação de desempenho baseado no critério IAE e parâmetros dos controladores PIDs obtidos por diferentes métodos de sintonia para $G_B(s)$	56
Tabela 3.13: Comparação de desempenho baseado no critério IAE e parâmetros dos controladores PIDs obtidos por diferentes métodos de sintonia para $G_C(s)$	59
Tabela 4.1: Parâmetros do FOWM utilizados nas simulações	70
Tabela 4.2: Parâmetros controlador PID obtidos a partir do novo método de sintonia para $G_{PDG}(s)$	73
Tabela 4.3: Parâmetros controlador PID obtidos a partir do novo método de sintonia para $G_{TPT}(s)$	74
Tabela 5.1: Fatores avaliados na sensibilidade ao ruído	83
Tabela I.1: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do novo método de sintonia – Parte 1.....	112

Tabela I.2: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do novo método de sintonia – Parte 2.....	113
Tabela I.3: Critério ISE ótimo e parâmetros ótimos dos controladores para o conjunto de plantas representado por $G_{11}(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 1	114
Tabela I.4: Critério ISE ótimo e parâmetros ótimos dos controladores para o conjunto de plantas representado por $G_{11}(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 2	115
Tabela I.5: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do fator de desempenho B – Parte 1	119
Tabela I.6: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do fator de desempenho B – Parte 2	120
Tabela I.7: Parâmetros ótimos dos controladores e ajustado a partir do novo método de sintonia para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 1.....	120
Tabela I.8: Parâmetros ótimos dos controladores e ajustado a partir do novo método de sintonia para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 2.....	121
Tabela I.9: Parâmetro K_p dos controladores na forma adimensional para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 1	122
Tabela I.10: Parâmetro K_p dos controladores na forma adimensional para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 2	123

ABREVIACOES

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
CV	Variável controlada
EC	Esforço de Controle
FOWM	<i>Fast Offshore Well Model</i>
IAE	<i>Integral Absolute Error</i>
IMC	<i>Internal Model Control</i>
ISE	<i>Integral Squared Error</i>
ISRES	<i>Improved Stochastic Ranking Evolution Strategy</i>
MIMO	Estrutura de controle do tipo <i>Multiple-Input, Multiple-Output</i>
MISO	Estrutura de controle do tipo <i>Multiple-Input, Single-Output</i>
MME	Ministério de Minas e Energia
MS	Máxima Sensibilidade
MV	Variável Manipulada
NMPC	<i>Nonlinear Model Predictive Control</i>
PI	Controlador Proporcional-Integral
PID	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo
PID-ISA	Controlador PID na forma estabelecida pela <i>International Society of Automation</i>
SISO	Estrutura de controle do tipo <i>Single-Input, Single-Output</i>

NOTAÇÃO E SIMBOLOGIA

A_{SS}	Área da seção transversal da seção <i>flowline/riser</i>
b	Peso do <i>setpoint</i> na ação proporcional do controlador
c	Peso do <i>setpoint</i> na ação derivativa do controlador
$C(s)$	Função de Transferência do controlador PID-ISA
C_g	Constante da válvula virtual
$C_{ideal}(s)$	Função de Transferência do controlador PID ideal
C_{out}	Constante da válvula <i>Choke</i> de produção
D_a	Diâmetro do anular
D_{SS}	Diâmetro do <i>flowline/riser</i>
D_t	Diâmetro do <i>tubing</i>
E	Fração mássica de gás que é desviada (<i>bypasses</i>) da bolha à jusante da válvula
$G(s)$	Função de transferência da planta
$G_{PDG}(s)$	Função de Transferência para a pressão na PDG
$G_{TPT}(s)$	Função de Transferência para a pressão na TPT
g	Aceleração da gravidade
H_{pdg}	Comprimento vertical entre Árvore de Natal e o transmissor de PDG
H_t	Comprimento vertical entre Árvore de Natal e o ponto de conexão entre o reservatório e o poço
H_{vgl}	Comprimento vertical entre Árvore de Natal e a válvula de <i>gas-lift</i>
K	Ganho do processo
K_a	Coefficiente de fluxo entre o anular e o <i>tubing</i>
K_p	Ganho do controlador
K_r	Coefficiente de fluxo entre o reservatório e o <i>tubing</i>
K_u	Ganho ultimate do processo
K_w	Coefficiente de fluxo da Árvore de Natal

L_a	Comprimento vertical do anular
L_{fl}	Comprimento do <i>flowline</i>
L_r	Comprimento do <i>riser</i>
L_t	Comprimento do <i>tubing</i>
M	Peso molecular do gás
m_{ga}	Massa de gás no anular
m_{gb}	Massa de gás na bolha à jusante da válvula virtual
m_{gr}	Massa de gás na fronteira entre o <i>flowline/riser</i>
m_{gt}	Massa de gás no <i>tubing</i>
$m_{L,still}$	Massa mínima de líquido que permanece no <i>flowline/riser</i>
m_{lr}	Massa de líquido na fronteira entre o <i>flowline/riser</i>
m_{lt}	Massa de líquido no <i>tubing</i>
MV	Variável manipulada
N	Fator proporcional ao tempo derivativo do filtro de primeira ordem da ação derivativa
P_{ai}	Pressão do anular no ponto de injeção de gás para o <i>tubing</i>
P_{bh}	Pressão na entrada no ponto de conexão entre o reservatório e o poço
P_{eb}	Pressão da bolha
P_{pdg}	Pressão na posição PDG
P_r	Pressão do reservatório
P_{rb}	Pressão à montante da válvula virtual
P_{rt}	Pressão no topo do <i>riser</i>
P_S	Pressão separador gravitacional nas instalações de superfície
P_{tb}	Pressão no ponto de injeção de gás no lado do <i>tubing</i>
P_{tt}	Pressão no topo do <i>tubing</i>
P_u	Período ultimativo do processo

PDG	Pressão na posição PDG
Q	Total de casos avaliados na estimação de parâmetros
R	Constante universal do gás
T	Temperatura média do sistema de produção
TPT	Pressão no topo do <i>tubing</i>
u_{k-1}	Valor passado da variável manipulada
u_k	Valor presente da variável manipulada
V_a	Volume do anular
V_{eb}	Volume da bolha
V_{gt}	Volume ocupado pelo gás no <i>tubing</i>
V_{SS}	Volume do <i>flowline/riser</i>
V_t	Volume do <i>tubing</i>
W_{gc}	Taxa mássica do gas-lift que entra no anular
W_{gout}	Taxa mássica de gás através da válvula <i>Choke</i> de produção
W_{iv}	Taxa mássica de entre o anular e a coluna de produção
W_{Iout}	Taxa mássica de líquido através da válvula <i>Choke</i> de produção
W_r	Taxa mássica do fluido do reservatório para a base da coluna de produção
W_{whg}	Taxa de gás através da Árvore de Natal
W_{whl}	Taxa de líquido através da Árvore de Natal
x_i^o	Valor observado para o caso i
x_i^D	Valor predito por um modelo para o caso i
Y	Valor atual da variável controlada no domínio da frequência
y	Valor atual da variável controlada no domínio do tempo
Y_{set}	<i>Setpoint</i> da variável controlada no domínio da frequência
y_{set}	<i>Setpoint</i> da variável controlada no domínio do tempo

z	Fração de abertura da válvula <i>Choke</i> de produção
α_{gt}	Fração mássica de gás no <i>tubing</i>
α_{gr}	Fração mássica de gás no <i>flowline/riser</i>
α_{lr}	Fração mássica de líquido no <i>flowline/riser</i>
α_{gw}	Fração mássica de gás na condição de pressão e temperatura do reservatório
ζ	Fator de amortecimento
θ	Tempo morto do processo
θ_a	Inclinação média do <i>riser</i>
λ	Parâmetro ajustável para alguns métodos de sintonia
ρ_{ai}	Densidade do gás
ρ_{gt}	Densidade do gás no <i>tubing</i>
ρ_L	Densidade do líquido
ρ_{mres}	Densidade de mistura do fluido do reservatório
ρ_{mt}	Densidade da mistura no <i>tubing</i>
σ^2	Variância
τ	Constante de tempo do processo
τ_C	Parâmetro ajustável para alguns métodos de sintonia
τ_D	Constante de tempo derivativo do controlador
τ_I	Constante de tempo integral do controlador
ω_u	Parâmetro utilizado para alocação da bolha

Capítulo 1 – Introdução

Neste capítulo, será apresentada uma breve introdução sobre a importância das fontes energéticas no Brasil e no mundo, em particular o petróleo, justificando a importância desta dissertação. Também serão apresentados os objetivos deste trabalho, bem como a estrutura do mesmo.

1.1 Motivação

A utilização de energia pela humanidade tem registros muito antigos. Há vestígios do uso da energia térmica, proveniente do fogo, há mais de 1,9 milhões de anos, de forma não controlada, e apenas há 400.000 anos, de forma controlada (BOWMAN et al., 2009). Ao longo dos séculos, outras formas de proveito de energia foram descobertas pelas civilizações, como o uso da lenha, do vento, do óleo de baleia, tração animal e turfa (CARVALHO, 2014).

Nos primeiros anos da civilização no mundo, o uso da madeira era feito de forma rudimentar. Os primeiros sinais de manejo adequado da floresta para obtenção de madeira de construção e lenha surgiram na China durante os anos de 206 a.C. a 220 d.C., num primeiro momento, e nos anos de 1368 a 1644, num segundo momento (CARVALHO, 2014). Na Alemanha, por exemplo, o planejamento do manejo florestal para estes fins se deu nos séculos XVIII e XIX. No século XVIII toda tecnologia industrial da Alemanha era baseada no uso da madeira e, até fins do século XIX, a madeira tinha mais relevância do que hoje tem o aço, o carvão mineral e o petróleo (CARVALHO, 2014).

Devido à abundância do carvão, o qual podia ser encontrado a nível de superfície em algumas regiões, e aos baixos preços, em pouco tempo essa fonte de energia passou a ter maior aproveitamento que a madeira (CARVALHO, 2014). Todavia, a partir do esgotamento dessas reservas carboníferas de fácil acesso, reservas em situações mais adversas, a exemplo das minas, passaram a ser mais exploradas (CARVALHO, 2014). Essas reservas encontravam-se frequentemente inundadas e, assim, para exploração do carvão, era fundamental que houvesse o bombeamento da água para fora da mina (CARVALHO, 2014).

Dessa necessidade de bombeamento de líquido das minas de carvão se originou a tentativa do emprego de máquina a vapor para o acionamento de bombas (CARVALHO, 2014). Em 1698, Thomas Savery desenvolveu a primeira máquina a vapor utilizada para o fim de bombeamento de água de minas (BARGHNI, 1971, apud CARVALHO, 2014). Anos mais tarde, em 1712, Thomas Newcomen, comerciante de máquinas de mineração, juntamente com o físico Robert Hook, desenvolveram uma máquina a vapor que, em seguida, foi aperfeiçoada por James Watt e aplicada em outros setores, como em fábricas, locomotivas e navios (CARVALHO, 2014), iniciando-se assim a Revolução Industrial.

Embora existam registros do quarto milênio antes de Cristo sobre o uso do petróleo no Oriente Médio, apenas na virada dos séculos XIX para XX que essa fonte passou a ser utilizada em larga escala (CARVALHO, 2014). Nos anos de 1850, a principal motivação pela busca de petróleo era a substituição dos lubrificantes utilizados nas máquinas do período da Revolução Industrial, uma vez que esses eram de origem animal e de derivados de carvão e não apresentavam às características demandada por essas máquinas (MORAIS, 2013). Já no final do século XIX, essa busca foi impulsionada pela necessidade de novos produtos nas indústrias de processos que demandavam óleo combustível, graxas, vaselinas, parafina e gasolina, que nesta época era utilizada principalmente como solvente (MORAIS, 2013). Antes disso, a principal aplicação do petróleo era como querosene de iluminação (CARVALHO, 2014; MORAIS, 2013).

O petróleo foi o responsável pela consolidação do modelo industrial moderno, caracterizado pela produção em massa, com setores dinâmicos, como o automobilístico, naval, o de máquinas e equipamentos (CARVALHO, 2014). Como matéria-prima, o petróleo fornece o insumo para uma das indústrias que mais cresce no mundo, a indústria petroquímica (LALUDE, 2015). Como produtos oriundos do petróleo, o petróleo tem papel bastante importante no transporte aéreo, rodoviário e marítimo, sendo o principal responsável pelo combustível destes setores, entre outras aplicações (LALUDE, 2015).

Há ainda outras alternativas de fonte energéticas no mundo, a exemplo da hidráulica, da energia nuclear, da energia eólica, da biomassa, entre outras fontes (BP, 2019). Entretanto, ao se observar a distribuição de consumo energético mundial por fonte de energia numa série histórica de 1993 a 2018, mostrada na Figura 1.1, é perceptível que o petróleo, carvão e o gás natural são ainda as fontes de energia mais utilizadas no mundo.

No Brasil, o petróleo é a fonte energética mais consumida segundo levantamento do Ministério de Minas e Energia (MME) (MME, 2019). A distribuição de consumo energético por fonte de energia do Brasil em 2018 e 2019 (período considerado de Janeiro a Junho do presente ano), apresentada na Figura 1.2, aponta para um aumento de 1,5 % da demanda energética quando comparado ao ano de 2018. Embora não haja perspectiva de aumento no consumo energético do petróleo nesse mesmo período, essa fonte mantém uma parcela bastante significativa frente às outras fontes energéticas.

Ainda que a demanda energética de petróleo no mundo seja bastante relevante desde o final do século XIX (CARVALHO, 2014), no Brasil, a autossuficiência dessa fonte energética foi alcançada apenas em 2006, graças aos inúmeros esforços empregados pela Petrobras na obtenção de tecnologias capazes de explorar o petróleo em condições bastante adversas, como em campos marítimos ou *offshore* da costa brasileira (MORAIS, 2013). Atualmente, cerca de 94 % da produção de petróleo no Brasil é proveniente de campos *offshore* (ANP, 2019a).

Consumo Mundial

Milhões de tonelada equivalente de petróleo

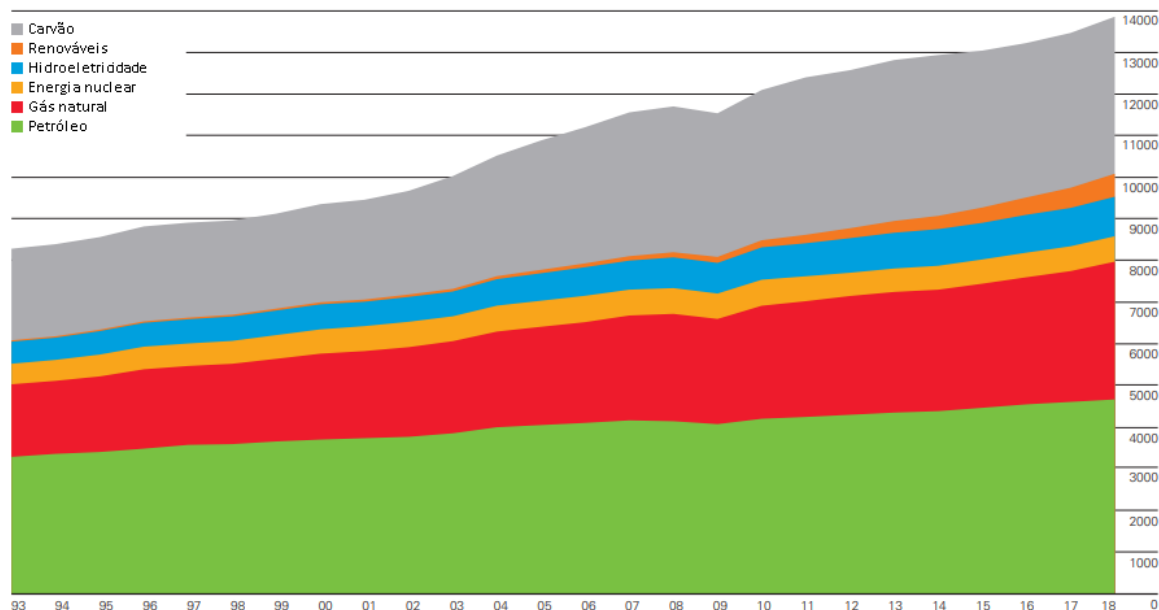


Figura 1.1: Consumo global de energia de 1993 a 2018. FONTE: Adaptado de BP (2019).

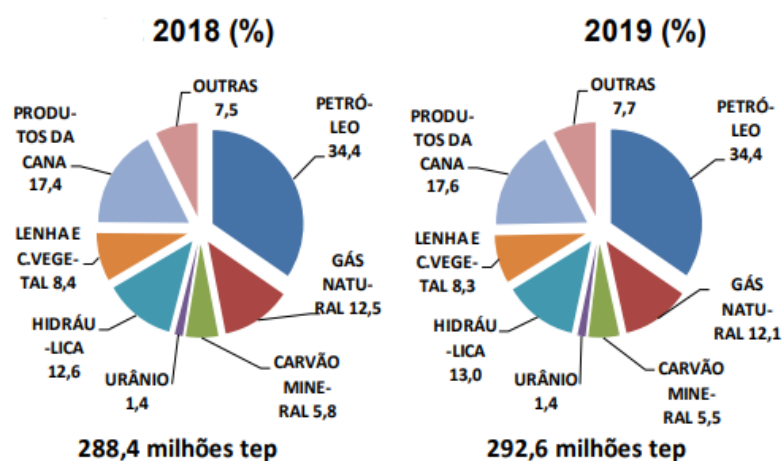


Figura 1.2: Demanda energética brasileira em 2018 e 2019. FONTE: Adaptado de MME (2019).

A produção de petróleo em ambiente *offshore* carrega consigo alguns desafios, a exemplo da exploração de petróleo em lâminas d'água de 2000 m em média, característica típica do pré-sal brasileiro (MORAIS, 2013). Outras particularidades também estão presentes nesses tipos de sistemas, como algumas características do escoamento multifásico, no qual podem ocorrer golfadas, que são caracterizadas por comportamento oscilatório na produção, em ciclo limite, podendo levar a perdas significativas na produção de petróleo (HU, 2004).

Um comportamento típico dado pela relação da produção de petróleo em sistemas *gas-lift* com a manipulação da válvula *Choke* de produção ou com a taxa de *gas-lift* pode ser estudado a partir de diagramas de bifurcação, como os apresentados na Figura 1.3. Nestes diagramas, a produção estável de petróleo corresponde a produção obtida no estado estacionário do sistema. Destacando-se que à esquerda do ponto Hopf (ou ponto

de bifurcação) na Figura 1.3 (a), ou à direita deste mesmo ponto na Figura 1.3 (b), o sistema apresenta um comportamento estável, porém com oscilações maiores à medida que o sistema se aproxima do ponto de bifurcação. A partir deste ponto, o sistema apresenta comportamento com oscilações periódicas, caracterizado por um ciclo limite.

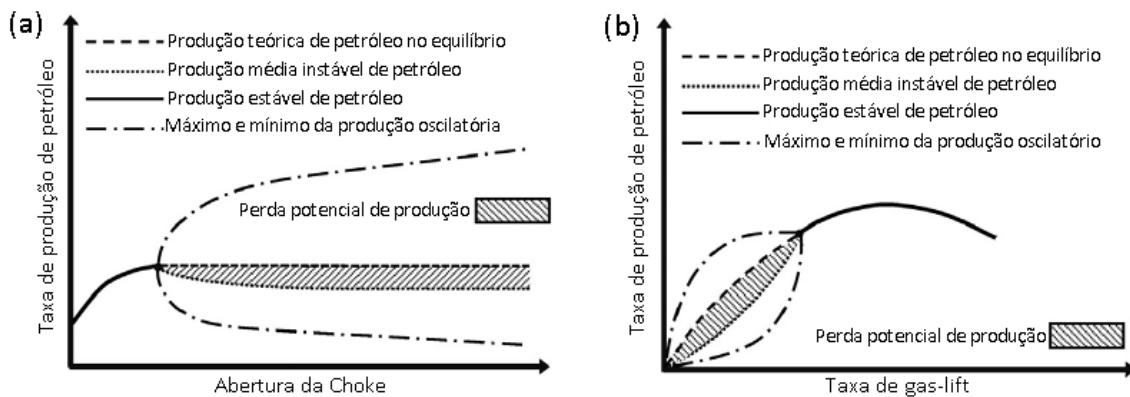


Figura 1.3: Diagrama de bifurcação genérico da produção de petróleo considerando (a) a válvula *Choke* de produção e (b) a taxa de *gas-lift*. FONTE: Adaptado de Diehl et al. (2018).

Nestes diagramas de bifurcação, nota-se que a redução da abertura da válvula *Choke* e o aumento da taxa de gás injetada no poço são capazes de estabilizar a produção de petróleo, contudo, a produção diminui ou pode aumentar para o caso da manipulação da válvula *Choke* ou da manipulação da taxa de *gas-lift*, respectivamente. Além disso, um possível comportamento teórico estável na região de golfada pode levar a um ganho de produção em comparação à produção média intermitente decorrente das golfadas. Aqui nesta dissertação se chamará esse escoamento oscilatório originário do ciclo limite simplesmente de instável, embora não o seja de fato, mas por se tratar de uma instabilidade operacional, se irá fazer esse abuso de classificação.

O aumento de produção é também de grande interesse para os países produtores de petróleo devido à sua importância econômica e consequente impacto no desenvolvimento social e econômico. Para se ter uma estimativa, o valor médio do barril de petróleo do tipo *Brent* em Julho 2019 foi de US\$ 63,6 (INVESTING.COM, 2019). O poço 6-BRSA-1222AESS que está localizado na Bacia de Campos, por exemplo, produziu em média 21.309 bbl/d de petróleo em Julho de 2019 (ANP, 2019b), o que representa US\$ 1.355.252,2/d com base no valor médio do barril de petróleo no mesmo período. Um ganho de produção de 10% levaria este rendimento para US\$ 1.490.777,6/d, representando um aumento de receita de US\$ 135.525,4/d. Vale ressaltar que outros fatores econômicos devem ser considerados para se ter um valor efetivo provocado pelo aumento da produção, o interesse nesse exemplo foi trazer apenas uma ideia do quão economicamente benéfico é a estabilização da produção de petróleo.

Diversos trabalhos foram realizados nas últimas décadas a fim de entender a natureza das golfadas e propor soluções para eliminar as mesmas, bem como aumentar a produção de petróleo (BALIÑO, BURR, e NEMOTO, 2010; DALSMO, HALVORSEN e SLUPPHAUG, 2002; DI MEGLIO et al., 2010; DIEHL et al., 2017, 2018; EIKREM et al., 2004; GEREVINI, FARENZENA e TRIERWEILER, 2018; GODHAVN, FARD e FUCHS, 2005; HEDNE e LINGA, 1990; HU, 2004; JAHANSHAHI e SKOGESTAD, 2013, 2017; JAHANSHAHI, SKOGESTAD e HANSEN, 2012; SCHMIDT, DOTY e DUTTA-ROY, 1985; SINEGRE, PETIT e

MENEGATTI, 2005; TAITEL, 1986). Dentre esses trabalhos, destaca-se a utilização do controle automático, como os controladores PIDs, para a supressão das golfadas e, conseqüentemente, a estabilização da produção.

Ainda que haja o destaque para a utilização de controladores PIDs para estabilização da produção de petróleo, observou-se nestes estudos que as sintonias destes controladores foram realizadas a partir de respostas que não são altamente oscilatórias, isto é, na região mais à esquerda do ponto de bifurcação (Figura 1.3 (a)). Por esse motivo, o sistema em malha fechada, não consegue permanecer estável numa abertura maior de válvula *Choke*, pois o comportamento da região de ciclo limite é muito diferente do comportamento da região para qual o controlador fora projetado. Adicionalmente, observou-se também que para sistemas com características altamente subamortecidas, os métodos de sintonia de controladores PIDs disponíveis na literatura fornecem controladores com desempenhos ruins.

Posto isto, o objetivo deste trabalho é desenvolver uma nova metodologia para ajuste de controladores PIDs, através da proposição de regras de ajuste simples e eficiente, a fim de estabilizar e aumentar a produção de petróleo em sistemas *gas-lift*. Para isso, têm-se os seguintes objetivos específicos:

- Desenvolver regras de ajuste simples de controladores PIDs para sistemas altamente oscilatórios;
- Validar as regras de ajuste propostas e comparar com outros métodos de sintonia de controladores PIDs disponíveis na literatura;
- Projetar controladores PIDs a partir das regras de ajuste desenvolvidas e estabilizar um sistema de produção de petróleo representado pelo *Fast Offshore Well Model (FOWM)*;
- Avaliar a sensibilidade das regras de ajuste propostas na presença de ruído de medição.

1.2 Estrutura da Dissertação.

Este trabalho de dissertação de mestrado está dividido em seis capítulos, dos quais o presente contextualizou e evidenciou a importância deste trabalho. No Capítulo 2 está disposta a revisão da literatura e a fundamentação teórica sobre a temática abordada, neste caso, o sistema de produção de petróleo assistido por *gas-lift* contínuo e alguns métodos de sintonia para controladores PIDs. No Capítulo 3 é apresentada a maneira com a qual a nova regra de ajuste para controladores PIDs foi estabelecida, assim como a sua validação e comparação com outras propostas disponíveis na literatura.

No Capítulo 4 é apresentada a aplicação da regra de ajuste de controladores PIDs desenvolvida nesta dissertação em um sistema de produção de petróleo real, sendo este sistema representado pelo *Fast Offshore Well Model*. Já no Capítulo 5 é apresentada a avaliação da sensibilidade ao ruído, dado o projeto do controlador PID pelas regras de ajuste desenvolvidas, visando uma futura aplicação industrial. Por fim, no Capítulo 6 são apresentadas as conclusões desta dissertação, assim como a sugestão de trabalhos possíveis para continuidade deste estudo.

Capítulo 2 – Fundamentação Teórica e Revisão Bibliográfica

Para o controle automático em sistemas de produção de petróleo assistidos por *gas-lift* é necessário conhecimento sobre o mesmo, bem como de técnicas de automação e controle. Para isso, é essencial realizar uma fundamentação teórica a respeito do processo, das instabilidades operacionais características e do controle destes sistemas, além de uma revisão bibliográfica a fim de discorrer sobre os principais avanços científicos e tecnológicos empregados nessa temática.

2.1 Sistema de elevação artificial de petróleo por *gas-lift*

No início do ciclo produtivo de um poço de petróleo, normalmente, o seu reservatório possui pressão suficientemente elevada para superar todas as perdas de carga que ocorre ao longo do sistema de produção, isto é, o reservatório possui energia suficiente para expulsar o petróleo através do poço e do conjunto de tubulações até as instalações de superfícies. Nessas condições de produtividade, o poço de petróleo é denominado como poço surgente (THOMAS, 2001).

À medida que o petróleo é extraído, a pressão – meio responsável pela propulsão do fluido – no reservatório diminui e, conseqüentemente, a vazão de petróleo extraído também diminui, o que pode inviabilizar economicamente o processo, devido à baixa vazão de petróleo ou, no caso limite, quando não é possível extrair petróleo apenas por meio da energia disponível no reservatório (THOMAS, 2001). Assim, para viabilidade do processo, faz-se necessário utilizar um método auxiliar, isto é, um método de elevação artificial, como *gas-lift*, por exemplo, para extrair o petróleo do reservatório (THOMAS, 2001).

O primeiro registro de utilização de um fluido em estado gasoso para elevação de um fluido em estado líquido ocorreu em meados do século XVIII, em Chemnitz na Alemanha, quando foi injetado ar em minas inundadas, para que a água fosse removida (SHAW, 1939

apud TAKÁCS, 2005). Na indústria de petróleo, a primeira aplicação ocorreu por volta de 1864, na Pensilvânia, onde ar comprimido foi injetado em poços para a extração do petróleo (BENAMARA, 2016). Depois de 1900, no Texas, aconteceu a primeira aplicação, em grande escala de ar comprimido para elevação de petróleo (BENAMARA, 2016; TAKÁCS, 2005).

Foi na segunda metade dos anos 1920, de acordo com Takács (2005), que a utilização do ar como fluido do método de elevação artificial foi trocado pelo gás natural devido a algumas vantagens apresentadas por este último, a saber: formação de mistura gasosa não explosiva; sem efeitos corrosivos; larga disponibilidade; possibilidade de recuperação de hidrocarbonetos leves que antes eram perdidos. Nos anos seguintes, de 1929 até 1945, a melhoria dessa tecnologia se deu a partir do desenvolvimento de diversos tipos de válvula de *gas-lift*, para a qual foram criadas em torno de 25.000 patentes neste período (BENAMARA, 2016).

Já nos dias atuais, em comparação ao que foi desenvolvido na década de 1950, não houve grandes inovações no sistema *gas-lift*. Isso é explicado pelas vantagens presentes no sistema de mandris de bolso lateral associado com válvulas de fole pressurizadas que, desde então, são bastante utilizados, além de certo conservadorismo por parte do setor industrial que, de certo modo, limita a necessidade de uma nova tecnologia (BENAMARA, 2016).

A seguir será descrito o funcionamento do sistema de produção de petróleo assistido por *gas-lift*, assim como as instabilidades operacionais características destes sistemas e as ações possíveis para mitigação destas instabilidades.

2.1.1 Descrição do processo de produção de petróleo a partir do método *gas-lift*

O sistema de produção de petróleo assistido pelo método de elevação artificial do tipo *gas-lift* está representado, de forma esquemática, na Figura 2.1. Observa-se que esses sistemas são constituídos normalmente por uma fonte de gás, um sistema de injeção de superfície que inclui todas as tubulações que o compõe, compressores, válvulas de controle, entre outros. Além disso, há um poço de produção completado associado a equipamentos da tecnologia de *gas-lift* (válvulas e mandris) e a um sistema de processamento de superfície, que inclui tubulações denominadas de *Pipeline* e *Riser*, separadores, válvulas de controle, entre outros equipamentos.

Na tecnologia de *gas-lift*, a principal fonte de gás advém do gás produzido a partir dos poços adjacentes, que é separado, comprimido e reinjetado no poço (LEA; NICKENS; WELLS, 2008). Assim, o gás a alta pressão é injetado de forma contínua no anular (região entre o revestimento e a coluna de produção) e, a partir disso, o gás tem acesso à coluna de produção por meio das válvulas de *gas-lift*. É nessa etapa que o fenômeno da elevação acontece propriamente: com a entrada do gás, o fluido advindo do reservatório de petróleo é misturado com esse gás e, a partir disso, sua massa específica é reduzida, o que faz com que a pressão hidrostática seja reduzida e a mistura consiga avançar na coluna de produção até o vaso separador.

A tecnologia de *gas-lift* também existe na sua versão intermitente, na qual o gás é injetado no poço de forma descontínua em intervalos de tempo pré-estabelecidos. Nesse tipo de sistema, a produção de petróleo é baseada em golfadas induzidas de fluido, que se repetem periodicamente. Inicialmente, o fluido do reservatório é acumulado em uma

cápsula no fundo do poço, em seguida, um volume adequado de gás a alta pressão é injetado através de uma válvula localizada abaixo dessa cápsula e, assim, o fluido acumulado é elevado até as instalações de superfície (TAKÁCS, 2005; THOMAS, 2001).

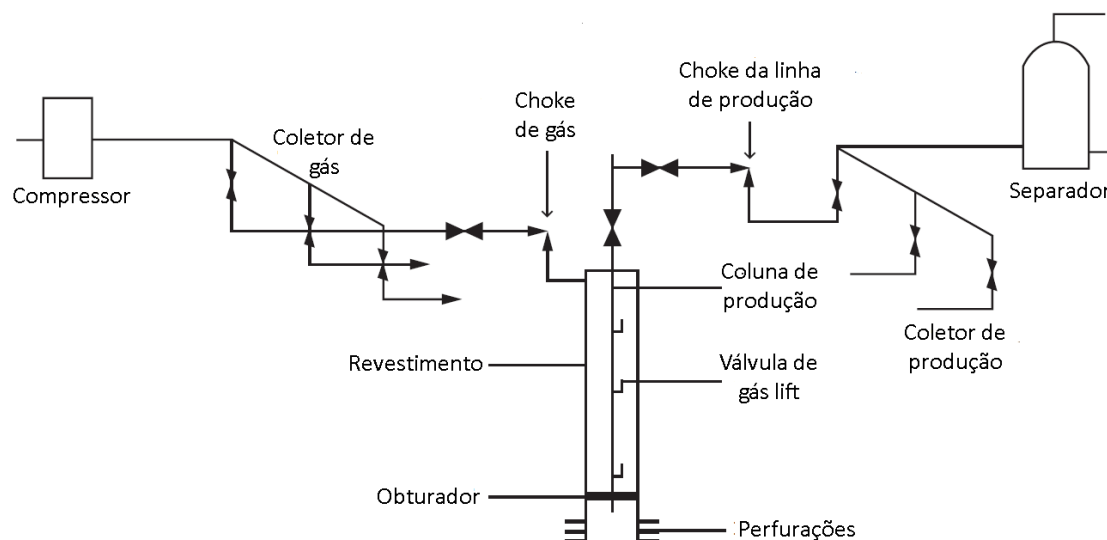


Figura 2.1: Esquema do sistema de *gas-lift* contínuo. FONTE: Adaptado de Lea, Nickens e Wells (2008).

O *gas-lift* pode ser empregado tanto em campos de petróleo localizados em terra, *onshore*, ou em mar, *offshore*, sendo essa última a aplicação mais adequada (TAKÁCS, 2005). Ambientes de águas profundas e ultraprofundas estão presentes no ambiente *offshore* brasileiro, principalmente na região do pré-sal (MORAIS, 2013). Em virtude dessa condição, são necessárias longas tubulações para conectar o poço às instalações de superfície. Essas longas tubulações, em geral, são dispostas em um leito marinho que, normalmente, é irregular, o que pode favorecer o surgimento de algumas instabilidades operacionais, como a golfada (DIEHL et al., 2017). Para entender esse fenômeno, é necessário compreender, inicialmente, algumas condições de escoamento multifásico em tubulação horizontal e vertical que favorecem a sua ocorrência, como será descrito a seguir.

2.1.2 Padrão de escoamento multifásico em tubulação horizontal e vertical

A compreensão dos padrões de escoamento multifásico é de suma importância na indústria de petróleo e gás, visto que, no processo de produção de petróleo, esse tipo de escoamento está presente desde o reservatório de petróleo – no qual pode ser encontrado petróleo, gás, água e sedimentos – até o vaso separador. Embora possa ocorrer a presença de sedimentos, o escoamento na produção de petróleo pode ser aproximado por uma abordagem bifásica, composto por uma fase líquida e outra gasosa (THOMAS, 2001). Assim, a fim de exemplificar este tipo de escoamento, serão abordados os padrões de escoamento gás-líquido em tubulação horizontal e vertical.

No escoamento gás-líquido em tubulação horizontal, há diversos padrões conhecidos, como podem ser observados esquematicamente na Figura 2.2. Um desses padrões é o Fluxo Bolha Dispersa, o qual ocorre quando há um volume de gás menor em relação ao volume de líquido e a fase gasosa se encontra na forma de pequenas bolhas dispersas na fase líquida. Isso ocorre devido à velocidade da fase líquida, que é suficientemente rápida, encontrando-se em regime turbulento. Assim, ela mistura-se rapidamente com a

fase gasosa, impedindo que as bolhas de gás alcancem a extremidade superior da tubulação (BRATLAND, 2010). No outro extremo ocorre o padrão denominado de Fluxo Anular com Gotículas, em que há pouco volume de líquido em relação ao volume de gás, a fase líquida se encontra na forma de gotículas distribuída na fase gasosa e uma pequena parte da fase líquida está depositada na superfície da tubulação (BRATLAND, 2010).

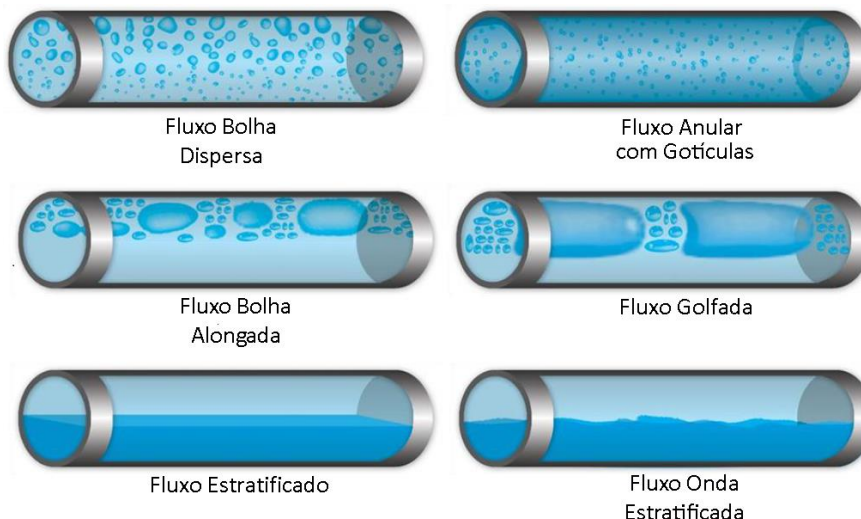


Figura 2.2: Padrões de escoamento gás-líquido em tubulação horizontal. FONTE: Adaptado de Bratland (2010).

O padrão de escoamento denominado Fluxo Estratificado é o padrão de escoamento que mais tende a acontecer em tubulações horizontais e inclinadas no sentido descendente, pois nesse escoamento o fluxo de gás é pequeno em relação ao fluxo de líquido. Se a velocidade da fase gasosa é aumentada, ondas são formadas na fase líquida e o padrão de escoamento é conhecido como Fluxo Onda Estratificada. À medida que a velocidade da fase gasosa é incrementada, as ondas formadas na fase líquida também aumentam de tamanho, podendo alcançar a geratriz superior interna da tubulação. Quando a onda de líquido alcança essa condição, a passagem da fase gasosa é bloqueada por um instante de tempo e isso pode resultar nos outros dois padrões de escoamento conhecidos como Fluxo Bolha Alongada ou Fluxo Golfada (BRATLAND, 2010).

No escoamento gás-líquido em tubulação vertical, os padrões de escoamento são semelhantes ao apresentado em tubulação horizontal, como pode ser visto na Figura 2.3. A diferença principal entre os padrões de escoamento nas duas orientações é que com a tubulação na orientação vertical, não existe o padrão de escoamento do tipo Fluxo Estratificado e Onda Estratificada, pois apenas na orientação horizontal a fase com maior massa específica pode escoar através somente da parede inferior da tubulação (BRATLAND, 2010).

De acordo com Thomas (2001), o Fluxo Bolha Dispersa ocorre geralmente no fundo do poço de petróleo, quando a coluna de produção está completamente cheia da fase líquida. Nesse padrão de escoamento, a velocidade da fase gasosa depende do diâmetro das bolhas, normalmente sendo essas diferentes entre elas, enquanto a fase líquida escoava numa velocidade aproximadamente constante. Ainda de acordo com Thomas (2001), à medida que a mistura gás-líquido se eleva na coluna de produção, há uma redução na pressão e, com isso, as bolhas de gás coalescem, formando bolsões estáveis de gás,

separado por golfadas de líquido. Isto é, nessa fase, o padrão do escoamento é o Fluxo Golfada, sendo este o padrão mais comum em poços de petróleo.

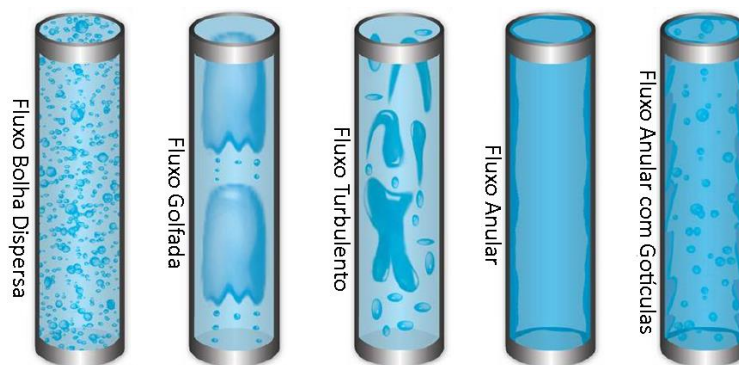


Figura 2.3: Padrões de escoamento gás-líquido em tubulação vertical. FONTE: Adaptado de Bratland (2010).

Ao passo que a mistura se desloca em direção à cabeça do poço, a pressão no sistema é reduzida e, assim, a velocidade da fase gasosa aumenta com a expansão do gás livre, carregando parte da fase líquida e fazendo com que a golfada de líquido desapareça. Esse padrão de escoamento pode ser caracterizado como Fluxo Turbulento, padrão transitório entre o Fluxo Golfada e o Anular.

O Fluxo Anular acontece num momento em que a fase gasosa, com líquido em suspensão, escoava numa velocidade mais rápida através do centro da tubulação, enquanto a fase líquida escoava através da parede da tubulação. Após um tempo, quando a velocidade de gás é muito superior à velocidade da fase líquida, a fase gasosa carrega toda a fase líquida em formas de gotículas, permanecendo apenas um filme de líquido escoando através da tubulação. Esse padrão de escoamento é o Fluxo Anular com Gotículas, muito incomum em poços de petróleo (THOMAS, 2001).

2.1.3 Instabilidades operacionais no sistema *gas-lift contínuo*

Nos sistemas de elevação artificial do tipo *gas-lift*, algumas instabilidades estão presentes devido às características do escoamento multifásico na produção de petróleo. Essas instabilidades podem causar redução, flutuação e instabilidade no comportamento da produção. Concomitantemente, pode haver uma grande variação na pressão e nos fluxos de líquido e gás do sistema, que pode resultar numa separação pobre, numa limitação na capacidade produtiva, na queima do gás excedente ou na parada de produção (HU, 2004).

Algumas das instabilidades no sistema de *gas-lift* podem ser classificadas como cabeceio anular, golfada hidrodinâmica, golfada operacional, onda de densidade, golfada por acidente e golfada severa (HU, 2004; JAHANSAHI, 2013; TAITEL, 1986). Dentre estas instabilidades, a golfada severa é um importante desafio por ser a instabilidade que provoca uma maior variação na pressão em relação às outras nos sistemas de produção de petróleo por *gas-lift*. Ressalta-se que o termo instabilidade relacionado ao sistema de *gas-lift*, refere-se à instabilidade operacional, cujo significado é diferente do conceito de sistemas instáveis para teoria de controle de processos.

O processo de formação da golfada severa, ilustrado na Figura 2.4, pode ser descrito em quatro etapas fundamentais: formação da golfada; início da movimentação da

golfada para dentro do separador; aumento na velocidade do líquido que entra no separador, terminando com a ruptura do bolsão de gás; retorno de parte do líquido para a base do trecho da tubulação vertical, conhecida como *Riser*, em que é reiniciado o ciclo de formação da golfada.

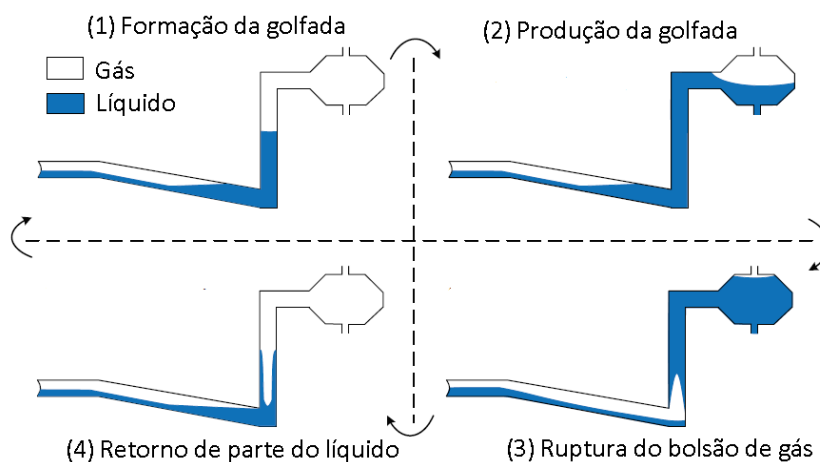


Figura 2.4: Esquemática da golfada severa. FONTE: Adaptado de Jahanshahi (2013).

Na etapa de formação da golfada, o líquido é acumulado no *Riser*, bloqueando a passagem de gás. À medida que o *Riser* é preenchido pelo líquido, esse inicia a entrada no separador numa velocidade baixa. Posteriormente, o líquido entra no separador numa velocidade maior, impulsionado pelo bolsão de gás que acumulou pressão suficiente para vencer a pressão hidrostática do líquido e expulsar quase todo volume de líquido presente no *Riser* para o separador, retornando, uma pequena parte de líquido para o *Riser*. Segundo Taitel (1986), esse processo de formação da golfada severa é característico para baixas vazões de gás e líquido. Além disso, para que ocorra esse fenômeno, é necessário que haja o padrão de escoamento do tipo Fluxo Estratificado na tubulação horizontal, conhecida como *Pipeline*, e que o *Pipeline* forme um ângulo agudo com a base do *Riser* (TAITEL, 1986).

De acordo com Wordsworth (1998), conforme citado por Baliño, Burr e Nemoto (2010), a golfada severa ainda pode ser classificada em três níveis: Golfada severa 1, Golfada severa 2 e Golfada severa 3. Na Golfada severa 1, o comprimento da golfada de líquido é maior ou igual o comprimento do *Riser* e a pressão máxima do *Pipeline* é igual a pressão hidrostática exercida pelo preenchimento completo de líquido no *Riser*. Na Golfada severa 2, o comprimento da golfada de líquido é menor que o comprimento do *Riser* e há penetração intermitente de gás na base do *Riser*. Já na Golfada severa 3, há penetração contínua de gás na base do *Riser*, assemelhando-se com o padrão de escoamento do tipo Fluxo Golfada, porém o comprimento da golfada de líquido, a pressão e a frequência variam ciclicamente com períodos inferiores e amplitudes semelhantes à Golfada severa 1.

A golfada por acidente é semelhante à golfada severa em termos de mecanismo. A diferença é que esse fenômeno não ocorre na base do *Riser* e sim em outras regiões do *Pipeline*, no qual o *Pipeline* se encontra numa região irregular do leito marinho, com uma intensidade menor em termos de variação de pressão e fluxo de líquido e gás no separador (TSAVARIS et al., 2016).

Em relação ao cabeceio anular, embora possa ser explicado por mecanismo de formação semelhante, a região na qual ocorre essa instabilidade é diferente quando comparada às outras duas. No cabeceio anular, a instabilidade acontece entre a região anular do poço de petróleo e a coluna de produção. De acordo com Hu (2004), tal fenômeno tinha maior recorrência nos poços de petróleo que não eram equipados com obturadores (Ver Figura 2.1). Nesses poços, o gás livre advindo do reservatório de petróleo era acumulado no anular e descarregado a partir da válvula de *gas-lift* de forma abrupta, o que resultava numa mudança periódica da quantidade de gás presente na coluna de produção.

Sobre a golfada por onda de densidade, ela ocorre quando a vazão de *gas-lift* é constante e no interior da coluna de produção há variação do fluxo de petróleo advindo do reservatório, o que altera a densidade da mistura ao longo da coluna de produção (JAHANSHAHI, 2013). Esta alteração da densidade da mistura produz uma propagação da fase líquida da mistura em formas de onda. De outro modo, a onda de densidade pode ser entendida como a propagação de uma fração mássica no fundo do poço como resultado da mudança da condição de contorno, o reservatório (SINEGRE, PETIT e MENEGATTI, 2005).

A golfada hidrodinâmica é causada pela diferença entre as velocidades das fases gasosa e líquida no escoamento multifásico. Quando a velocidade relativa entre as duas fases é suficientemente grande, ondas na superfície do líquido são formadas e, quando elas são do tamanho do diâmetro da tubulação, a golfada é formada, isto é, o padrão de escoamento do tipo Fluxo Golfada. De acordo com Jahanshahi (2013), os efeitos causados por este tipo de golfada são mais brandos em relação aos efeitos causados pela golfada severa.

Por fim, a golfada operacional é causada por dispositivos, conhecidos como *Pig*, que podem ser inseridos no *Pipeline* para fins de limpeza da tubulação e coleta de dados do processo. A formação da golfada, nesse caso, ocorre quando o dispositivo se move numa velocidade maior que a do fluxo da fase líquida do petróleo, fazendo com que o líquido seja acumulado na frente do *Pig*, resultando no processo de formação da golfada (TSAVARIS et al., 2016).

2.1.4 Mitigação das instabilidades no sistema *gas-lift* contínuo

Ao longo dos anos, diversos estudos foram realizados a fim de atenuar os efeitos causados pelas instabilidades no sistema *gas-lift* contínuo. De acordo com Pedersen, Durdevic e Yang (2015), os métodos propostos para atenuação da golfada podem ser divididos em duas categorias: abordagem passiva e abordagem ativa. Na abordagem passiva, a golfada é eliminada a partir de alguma propriedade relacionada ao sistema físico. Na abordagem ativa, a golfada é eliminada por meio de alguma estratégia de controle automático aplicado no processo.

Segundo Godhavn, Fard e Fuchs (2005), a golfada pode ser atenuada de diversas maneiras dependendo do momento no qual a possibilidade de existência da mesma é detectada. Se a golfada é conhecida na fase de projeto, uma solução possível é reprojeter os equipamentos do sistema a fim de reduzir a probabilidade de ocorrência de golfada. Se a golfada não é considerada durante a fase de projeto, uma solução é colocar dispositivos que possam minorar o efeito da mesma.

Godhavn, Fard e Fuchs (2005) argumentam que a construção de um grande tanque à montante do separador amortece o efeito da variação de pressão provocado pela golfada. Outra alternativa é a redução do diâmetro da tubulação, de modo a provocar uma maior queda de pressão e, conseqüentemente, uma redução na velocidade do escoamento. Contudo, ressaltou-se que esta última solução embora atenua a golfada, reduz também a capacidade de produção do sistema.

De acordo com Pedersen, Durdevic e Yang (2015), os efeitos provocados pela golfada também podem ser alcançados a partir de condicionadores de fluxo, que são uma tubulação em formato de onda, localizados à montante da base do *Riser*. A ideia dessa estratégia é alterar o padrão de escoamento no *Pipeline* de modo a provocar golfadas menores, eliminando assim o acúmulo de líquido na base do *Riser* e, conseqüentemente, a formação da golfada severa. Outra alternativa relatada pelos autores é a utilização de surfactantes para provocar uma redução na tensão superficial do fluido advindo do reservatório, tornando-o homogêneo.

A construção de um sistema de *gas-lift* com injeção de gás na base do *Riser* de modo a aumentar a razão gás-óleo também pode reduzir a ocorrência de golfadas (GODHAVN; FARD; FUCHS, 2005). Essa solução e as supracitadas, embora sejam diferentes, possuem uma característica em comum: são soluções custosas. Assim, a alternativa mais fácil e mais aplicada para mitigação das golfadas é a redução da abertura da válvula *Choke* de produção até eliminar a golfada e, assim, produzir petróleo com uma abertura de válvula numa posição fixa (GODHAVN, FARD e FUCHS, 2005; JAHANSHAHI, SKOGESTAD e HANSEN, 2012).

A atenuação da golfada severa a partir do uso da válvula *Choke* de produção tem sido reportada desde 1979, quando Schmidt et al. (1979), conforme citado por Schmidt, Doty e Dutta-Roy (1985), realizaram experimentos em pequena escala e demonstraram que a manipulação da válvula *Choke* poderia estabilizar o sistema *Pipeline-Riser*. No final dos anos de 1980, experimentos em grande escala foram realizados por Hedne e Linga (1990), nos quais utilizaram controladores lineares do tipo Proporcional-Integral (PI) para mitigação das instabilidades.

Dalmo, Halvorsen e Slupphaug (2002) realizaram testes da aplicação de controle automático em um poço de petróleo do campo Brage, localizado no mar da Noruega, e compararam com a operação desse mesmo poço em controle manual. A pressão do fundo do poço foi utilizada como variável controlada e a válvula *Choke* de produção como variável manipulada, numa estrutura de retroalimentação. Nesse teste foi observado que, para uma produção estável, livre de golfadas, a operação com o controle automático permitiu uma abertura média da válvula *Choke* superior à abertura alcançada quando o controle foi realizado de forma manual.

Eikrem et al. (2004) avaliaram a atuação da válvula *Choke* por meio do controlador linear PI na estabilização de um sistema assistido por *gas-lift* contínuo, com a utilização de estimadores de estado não-linear para estimar o valor da pressão do fundo do poço, onde essa medida foi utilizada como variável controlada. Nesse trabalho, o uso do controle automático aumentou em 5% a produção em relação à máxima produção estável alcançada sem o controle automático.

Godhavn, Fard e Fuchs (2005) avaliaram estruturas de controle do tipo cascata, nas quais foram utilizados controladores lineares do tipo PI. Os autores também propuseram

regras de ajuste para esses controladores. Em ambas as estruturas, a medição da vazão à montante da válvula *Choke* de produção fez parte do laço interno da estrutura cascata. A diferença entre as estruturas esteve na localização da medição da pressão: na primeira estrutura, essa medição era realizada na parte do *Pipeline* próxima a cabeça do poço; na segunda estrutura, esta medição era realizada no topo do *Riser*. Ambas as estruturas de controle foram capazes de suprimir a golfada, contudo, a segunda estrutura teve desempenho inferior a primeira devido à existência de resposta inversa.

Di Meglio et al. (2010) comparam o desempenho do controlador linear do tipo PI com um controlador baseado em um modelo representativo para o sistema *Pipeline-Riser*. Nesse sistema, o ponto de abertura máxima de válvula *Choke* de produção (variável manipulada) no qual o sistema tinha um comportamento estável foi igual a 25%, isto é, o ponto de bifurcação. Para aberturas de válvula inferiores a esse valor, o sistema não apresenta instabilidades operacionais. Já para aberturas de válvula superiores a isso, o sistema apresenta comportamento de ciclo limite em malha aberta. Na estrutura com controlador PI, a máxima abertura alcançada sem que houvesse efeitos de grandes variações de pressão devido às instabilidades, foi de 26%. Na estrutura com controlador baseado em modelo, foi alcançado 36% de abertura da válvula, o que representou um menor valor da pressão na base do *Riser* e, conseqüentemente, uma maior produção de petróleo.

Jahanshahi, Skogestad e Hansen (2012) avaliaram diferentes estruturas de controle automático para estabilização do sistema de produção de petróleo assistido por *gas-lift* contínuo, no qual a instabilidade do tipo cabeceio anular estava presente. Para isso, os autores utilizaram uma versão simplificada do modelo proposto por Imsland (2002) e realizaram as simulações em *OLGA Dynamic Multiphase Flow Simulator* (SCHLUMBERGER, 2019).

No trabalho realizado por Jahanshahi, Skogestad e Hansen (2012), foi observado que uma estrutura de controle do tipo *Single-Input, Single-Output* (SISO) utilizando a pressão de fundo da coluna de produção como variável controlada e a abertura da válvula *Choke* de produção como variável manipulada é a melhor estrutura em termos de controlabilidade. Ainda de acordo com os autores, embora esta variável controlada seja a mais indicada, nem sempre é possível obter seu valor de forma direta devido às condições severas nas quais os sensores estão submetidos no fundo do poço (AAMO et al., 2005).

Segundo Jahanshahi, Skogestad e Hansen (2012), outra estrutura de controle efetiva na estabilização do sistema é uma do tipo *Multiple-Input, Single-Output* (MISO), a qual utiliza como variáveis controladas as pressões de topo do anular e de topo da coluna de produção, sendo a primeira controlada de forma mais rigorosa, e como variável manipulada a abertura da válvula *Choke* de produção. Ainda de acordo com os pesquisadores, ao adicionar a vazão de *gas-lift*, transformando a estrutura anterior numa estrutura do tipo *Multiple-Input, Multiple-Output* (MIMO), não há melhorias significativas na estabilização do sistema.

Jahanshahi e Skogestad (2013) propuseram sintonias de controladores lineares PI e Proporcional-Integral-Derivativo (PID) com um filtro passa-baixa na ação derivativa a partir da identificação da resposta do sistema em malha fechada para um sistema *Pipeline-Riser*. A proposição das regras de ajustes foi baseada na estrutura de controle *Internal Model Control* (IMC) para sistemas instáveis, abordada de forma extensiva por

Morari e Zafiriou (1989). Além disso, também propuseram uma sintonia com ganho adaptativo do controlador PI como função do ganho da planta, a fim de levar em consideração as não-linearidades estáticas. O desempenho alcançado pelos controladores em termos de máxima abertura da válvula *Choke* foram semelhantes. A diferença esteve na capacidade de suportar um tempo morto maior do que o controlador foi projetado, onde o controlador PID obteve maior capacidade de suportar o atraso na resposta sem instabilizar o sistema.

Jahanshahi et al. (2014) compararam o desempenho de controladores PID com um filtro passa-baixa na ação derivativa para atenuação da golfada num sistema *Pipeline-Riser*. Esses controladores foram sintonizados pelo método IMC, apresentado no trabalho desenvolvido por Jahanshahi e Skogestad (2013), pela minimização do critério de desempenho *Integral Squared Error* (ISE), restrito a uma Máxima Sensibilidade (MS) e um valor máximo permitido para a variável manipulada e pela sintonia proposta por Lee, Park, e Lee (2006) e Rao e Chidambaram (2006). Além disso, Jahanshahi et al. (2014) compararam o desempenho destes controladores com dois tipos de controladores robusto H_∞ baseado na proposta de Skogestad e Postlethwaite (2005). A principal contribuição desse trabalho foi mostrar que a sintonia baseada no método IMC possui tanto características de ótimo desempenho como de robustez, isto é, característica da sintonia baseada em otimização e dos controladores robustos H_∞ , respectivamente.

Jahanshahi e Skogestad (2017) compararam quatro estruturas de controle não-linear num sistema *Pipeline-Riser: Feedback linearization, IMC Gain Scheduling, PI com ganho adaptativo e controlador com observador não-linear numa estrutura de retroalimentação*. A variável controlada utilizada na análise foi a pressão de entrada do *Pipeline* ou pressão do topo do *Riser*. Nesse trabalho, foi avaliada a capacidade dos controladores quanto à manutenção da estabilidade do sistema ao passo que o *setpoint* diminuía, o que implica num aumento da abertura da válvula *Choke* de produção. Foi avaliada também a capacidade dos controladores quanto à manutenção da estabilidade do sistema frente ao atraso na medição da variável controlada, além da capacidade de rejeição de distúrbio, quando a vazão de entrada do sistema foi alterada.

Das comparações realizadas por Jahanshahi e Skogestad (2017), foi observado que a máxima abertura da válvula *Choke* de produção obtida pelas diferentes estruturas de controle, mantendo o sistema estável, foi igual a 60%, exceto para estrutura que utilizou observador não-linear, que foi igual a 28%. O controlador IMC *Gain Scheduling* foi avaliado como o melhor controlador por ter maior capacidade de manter a estabilidade do sistema frente ao atraso de resposta. Esse comportamento é justificado pela existência da ação derivativa que promove a essa estrutura uma maior reserva de fase.

Diehl et al. (2018) avaliaram a aplicação de uma estratégia de controle avançado do tipo *Nonlinear Model Predictive Control* (NMPC), onde o modelo utilizado foi o proposto por Diehl et al. (2017), denominado *Fast Offshore Wells Model* (FOWM). O modelo FOWM engloba a modelagem tanto do sistema *Pipeline-Riser*, como a do *Well-Pipeline*, sendo assim um modelo mais representativo para o sistema de produção de petróleo em águas profundas ou ultraprofundas. Nesta estratégia de controle, uma estrutura de controle do tipo *Multiple-Input, Single-Output* (MISO) foi empregada, onde as variáveis manipuladas foram a abertura da válvula *Choke* de produção e válvula *Choke* de *gas-lift* e a variável controlada foi a pressão na base do poço de petróleo (PDG, na sigla em inglês).

Nessa aplicação de Diehl et al. (2018), foi alcançado um aumento de produção de petróleo de 45% quando comparada à produção obtida em malha aberta no mesmo ponto de operação. Destaca-se que nesse ponto de operação a pressão na PDG permanecia em oscilação, contudo, numa amplitude aceitável e estável, segura para a operação do sistema. Quando comparada a estratégia de controle NMPC a uma estratégia de controle linear PI numa estrutura SISO, tendo a abertura da válvula *Choke* de produção como variável manipulada e a PDG como variável controlada, constatou-se que a estrutura MISO permitiu um menor desgaste do atuador da válvula em comparação à estrutura SISO pois, na estrutura MISO, os esforços de controle são distribuídos entre as duas variáveis manipuladas.

Gerevini, Farenzena e Trierweiler (2018) compararam o desempenho de controladores lineares do tipo PI e não lineares do tipo NMPC na atenuação de golfadas. Assim como Diehl et al. (2018), Gerevini, Farenzena e Trierweiler (2018) utilizaram o modelo FOWM nas simulações e composição do controlador NMPC. As estruturas de controle foram do tipo SISO e MISO. Na primeira estrutura, a variável controlada foi a PDG e a manipulada a abertura da válvula *Choke* de produção. Já na segunda, as mesmas variáveis foram consideradas, além da abertura da válvula *Choke* de *gas-lift*. Destaca-se que o controlador PI foi sintonizado a partir de regras heurísticas, seguido de um ajuste fino dos parâmetros, com garantia de bom compromisso entre a margem de ganho e a estabilidade do sistema.

Na análise comparativa de Gerevini, Farenzena e Trierweiler (2018), o controlador PI conseguiu eliminar a golfada até determinado ponto de abertura de válvula *Choke* de produção, já o controlador NMPC na estrutura SISO e MISO não eliminou, porém atenuou a golfada. Embora os controladores NMPC não tenham eliminado a golfada, eles reduziram substancialmente os esforços nos atuadores das válvulas, sendo o controlador NMPC na estrutura MISO o que mais reduziu, devido à distribuição de esforços, também observado por Diehl et al. (2018). Em termos de ganhos de produção de petróleo, os controladores PI e NMPC na estrutura SISO alcançaram um aumento de 9% na produção em relação à produção em malha aberta. Já o ganho obtido pelo controlador NMPC na estrutura MISO foi 1,25% menor em relação ao ganho obtido pelas outras estruturas avaliadas.

2.2 Breve história e revisão dos métodos de sintonia de controladores PIDs

A concepção do controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) pode ser descrita por etapas de surgimento de cada ação que o compõe: Proporcional, Integral e Derivativa. O desenvolvimento precursor de um amplificador *flapper-nozzle*, dispositivo responsável pela conversão de uma medição em um sinal pneumático, por Bristol em 1904, possibilitou o surgimento do primeiro controlador pneumático com ação Proporcional, disponível comercialmente em 1919 (BENNETT, 2001).

A ação Integral surgiu com o controlador eletro-mecânico por Morris e Leeds, fundadores da Companhia Leeds & Northup, na mesma época em que surgiu o controlador pneumático com ação Proporcional. O controlador eletro-mecânico, era capaz de alcançar erro igual a zero no estado estacionário, em razão da ação Integral, contudo, para um ponto de operação estável, a velocidade do motor do controlador precisava ser baixa, e, portanto, respondia de forma lenta na presença de distúrbio ou mudança no *setpoint* (BENNETT, 2001). Um controlador com ação Proporcional e Integral

combinadas foi desenvolvido pela Companhia Leeds & Northup e surgiu apenas em 1929 (BENNETT, 2001).

Nos anos de 1920 já havia muitas discussões sobre a necessidade de ter um controlador que tivesse o efeito antecipativo, em outras palavras, uma ação que antecipasse o crescimento do erro. Com isso, diversas propostas que tinham como base a resposta do controlador frente à taxa de variação da variável medida surgiram e, na sua maioria, sem muito sucesso (BENNETT, 2001). Em 1935, um controlador com ação Proporcional, Integral e um efeito antecipativo à mudança do erro, denominado inicialmente de efeito *pre-act* e conhecido, atualmente, como ação Derivativa, foi avaliado em plantas de celulose pelo engenheiro Ralph Clarridge da Companhia Instrument Taylor. Apenas em 1939 por meio da Companhia Instrument Taylor, o controlador foi completamente reprojeto, permitindo a inclusão da ação derivativa, concebendo, assim, o primeiro controlador PID (BENNETT, 2001).

Em 1940, duas companhias líderes no segmento de instrumentação colocaram o controlador PID no mercado, entretanto, surgiram alguns problemas e um desses era a configuração desse controlador (BENNETT, 2001). A solução desse problema ocorreu em 1942, quando Ziegler e Nichols (1942) propuseram a primeira metodologia para configuração de controlador PID. A metodologia proposta por Ziegler e Nichols (1942) tem como essência o conhecimento do ganho ultimate (K_u) e período ultimate do processo (P_u). O parâmetro K_u é o ponto no qual a maior amplitude de oscilação para o processo é obtida. A partir desse ponto, maiores valores de ganho instabilizam o processo e menores valores de ganho reduzem a amplitude de oscilação do processo, já o parâmetro P_u é o período de oscilação no ponto de ganho ultimate.

Dos anos de 1942 até os dias atuais, diversos métodos de sintonia de controladores PIDs foram propostos para diversos tipos de sistemas. Esses métodos de sintonia podem ser classificados em métodos baseados em: Funções de Transferência de Primeira ordem com tempo morto; Funções de Transferência de Segunda ordem com tempo morto, ganho ultimate e período ultimate; entre outros (O'DWYER, 2009). Nas subseções 2.2.1 e 2.2.2 serão apresentados alguns métodos de sintonia de controladores PIDs baseados em Funções de Transferências de Primeira e Segunda ordem com tempo morto, respectivamente.

2.2.1 Métodos de sintonia baseados em Função de Transferência de Primeira ordem com tempo morto

Na indústria química, alguns processos são modelados adequadamente por equações diferenciais de primeira ordem que, em termos de Transformada de Laplace, são equivalentes a Funções de Transferência de primeira ordem. Outros tantos processos, mesmo que não sejam modelados por equações diferenciais de primeira ordem na sua gênese, podem ser aproximados por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto, sem maiores prejuízos em termos de controle de processos.

A Função de Transferência de Primeira ordem com tempo morto é caracterizada por três parâmetros: K , τ e θ , que são o ganho do processo, a constante de tempo e o tempo morto, respectivamente. A definição matemática desta função está descrita na Equação (2.1).

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \exp(-\theta s) \quad (2.1)$$

Lee et al. (1998) obtiveram os parâmetros do controlador PID a partir da aproximação da Função de Transferência do controlador ideal dado pela metodologia *Internal Model Control* (IMC) (GARCIA e MORARI, 1982) a partir de uma expansão em Série de Maclaurin. A partir dessa abordagem, para um sistema de primeira ordem, os parâmetros do controlador PID são definidos conforme Tabela 2.1.

Tabela 2.1: Método de sintonia para controladores PID proposto por Lee et al. (1998)

Parâmetro do controlador PID	Equação
K_p	$\frac{\tau_I}{K(\lambda + \theta)}$
τ_I	$\tau + \frac{\theta^2}{2(\lambda + \theta)}$
τ_D	$\frac{\theta^2}{2(\lambda + \theta)} \left[1 - \frac{\theta}{3\tau_I} \right]$

Lee et al. (1998) utilizaram o parâmetro λ , responsável pela velocidade da resposta em malha fechada, igual a $\theta/3$ para obter os parâmetros do controlador PID, mas não há menção sobre como escolher o valor do parâmetro λ para alcançar uma determinada especificação na resposta em malha fechada. Deste modo, Xu et al. (2011) propuseram uma metodologia para escolha do parâmetro de ajuste λ baseado em duas características para a resposta em malha fechada: sem *overshoot* e com 10% de *overshoot*.

Para a elaboração da metodologia de escolha do parâmetro de ajuste λ , Xu et al. (2011) realizaram milhares de simulações a fim de obter os valores de λ que resultava na resposta em malha fechada com as características especificadas de *overshoot*, para diferentes plantas de primeira ordem. Os valores obtidos de λ nas análises de Xu et al. (2011) foram ajustados a equações matemáticas e essas estão descritas na Tabela 2.2.

Arrieta e Vilanova (2011) propuseram um método de sintonia baseado na solução de um problema de otimização para diferentes plantas de primeira ordem, onde o objetivo foi minimizar uma função objetivo, baseado no critério de desempenho *Integral Absolute Error* (IAE), de modo a obter os parâmetros do controlador PID. Para garantir robustez ao controlador, foi utilizada a máxima sensibilidade (MS) da malha fechada como uma restrição de igualdade, métrica que confere estabilidade e robustez ao sistema.

Com o intuito de obter controladores com bom desempenho nas duas situações de controle (controle servo e regulatório), Arrieta e Vilanova (2011) trabalharam com uma função objetivo que media a distância entre o desempenho obtido por esses controladores e os melhores desempenhos individuais para cada situação de controle para diferentes níveis de robustez. A partir dos parâmetros ótimos do controlador PID obtidos nas otimizações, Arrieta e Vilanova (2011) ajustaram esses resultados a modelos matemáticos, correlacionando-os com os parâmetros característicos de uma planta de

primeira ordem. As relações obtidas para os parâmetros do controlador para diferentes níveis de Máxima Sensibilidade estão dispostas nas Tabela 2.3 e Tabela 2.4.

Tabela 2.2: Cálculo do parâmetro λ proposto por Xu et al. (2011) para o método de sintonia de Lee et al. (1998)

Característica da resposta em malha fechada	λ	Condição de aplicabilidade
Sem overshoot	$0,5017\theta - 0,0014$	$0,2 < \theta < 1$
	$0,5\theta - 0,0001$	$\theta > 1$
	$0,4869\theta - 0,0305$	$0,2 < \theta < 1$
Com 10% de overshoot	$\frac{(0,2353\theta + 0,0198)(\tau - 0,01)}{0,0913\theta + 0,0363}$	$0,01 < \tau < 0,0913\theta + 0,463$
	$0,4997\theta - 0,0471$	$\theta > 1$
	$\frac{(0,2320\theta + 0,0235)(\tau - 0,01)}{0,0913\theta + 0,0363}$	$0,01 < \tau < 0,0913\theta + 0,463$
	$0,0015\theta\tau - 0,00025\tau + 0,2063\theta$	$0,2 < \theta < 1$
	$-0,01$	$\tau > 0,0913\theta + 0,463$
	$0,0008\theta\tau - 0,0021\tau + 0,2679\theta$	$\theta > 1$
	$-0,0523$	$\tau > 0,0913\theta + 0,463$

Tabela 2.3: Método de sintonia para controladores PID proposto por Arrieta e Vilanova (2011)

Parâmetro do controlador PID	Equação
K_p	$\frac{1}{K}(a_1\theta^{b_1} + c_1)$
τ_I	$\frac{\theta}{\tau}(a_2\theta^{b_2} + c_2)$
τ_D	$\frac{\theta}{\tau}(a_3\theta^{b_3} + c_3)$

Grimholt e Skogestad (2018) propuseram uma melhoria no desempenho ao método de sintonia SIMC (SKOGESTAD, 2003) ao adicionar a ação derivativa ao controlador Proporcional-Integral (PI) original para sistema de primeira ordem com tempo morto, denominado pelos autores de “Improved” SIMC ou *i*SIMC. A sintonia para a ação derivativa proposta se deu a partir da obtenção de controladores PIDs ótimos com diferentes níveis de robustez para diferentes Funções de Transferência de primeira ordem com tempo morto.

No trabalho de Grimholt e Skogestad (2018), os parâmetros dos controladores PID ótimos foram obtidos a partir da minimização de uma função objetivo, baseado no

critério IAE, onde esta função contabilizou o desempenho servo e regulatório, ponderada pelo respectivo IAE ótimo para cada situação de controle obtida por controlador PI ótimo. Diferentemente do trabalho de Arrieta e Vilanova (2011), Grimholt e Skogestad (2018) contabilizaram a robustez tanto a partir a máxima sensibilidade como da máxima sensibilidade complementar da malha fechada, sendo o valor máximo entre os dois considerado como referência para restrição do problema de otimização.

Tabela 2.4: Constantes do método de sintonia de Arrieta e Vilanova (2011) para um valor específico de máxima sensibilidade

Constantes	Máxima Sensibilidade (MS)				
	MS livre ⁺	MS = 2,0	MS = 1,8	MS = 1,6	MS = 1,4
a_1	1,1410	0,7699	0,6825	0,5678	0,4306
b_1	-0,9664	-1,0270	-1,0240	-1,0250	-1,0190
c_1	0,1468	0,3490	0,3026	0,2601	0,1926
a_2	1,0860	0,7402	0,7821	0,8323	0,7894
b_2	0,4896	0,7309	0,6490	0,5382	0,4286
c_2	0,2775	0,5307	0,4511	0,3507	0,2557
a_3	0,3726	0,2750	0,2938	0,3111	0,3599
b_3	0,7098	0,9478	0,7956	0,8894	0,9592
c_3	-0,0409	0,0034	-0,0188	-0,0118	-0,0127

⁺Neste caso, a Máxima Sensibilidade não foi restrita a qualquer valor.

A Tabela 2.5 apresenta as relações obtidas para o método *i*SIMC para controladores PID proposto por Grimholt e Skogestad (2018), onde os parâmetros K_p e τ_i são calculados da mesma forma proposta por Skogestad (2003) para controlador PI e o parâmetro τ_c é um parâmetro ajustável. Vale destacar ainda que estas relações, dispostas na Tabela 2.5, foram desenvolvidas para o controlador PID na forma em série. Dessa forma, para obter os parâmetros desse controlador na forma paralela, é necessário calcular o fator f , Equação (2.2), e aplicá-lo nas relações apresentadas na Equação (2.3).

Tabela 2.5: Método de sintonia para controladores PID proposto por Grimholt e Skogestad (2018)

Parâmetro do controlador PID na forma série	Equação
K_p^+	$\frac{1}{K} \frac{\tau}{(\tau_c + \theta)}$
τ_i^+	$\min[\tau, 4(\tau_c + \theta)]$
τ_D^+	$\frac{\theta}{3}$

$$f = 1 + \tau_D / \tau_I \quad (2.2)$$

$$K_p = K_p^+ f, \quad \tau_I = \tau_I^+ f \quad \text{e} \quad \tau_D = \tau_D^+ / f \quad (2.3)$$

2.2.2 Métodos de sintonia baseados em Função de Transferência de Segunda ordem com tempo morto

Quando os processos possuem dinâmicas subamortecidas, funções de transferência de segunda ordem com tempo morto são as mais indicadas para modelagem do processo, pois são capazes de capturar adequadamente tal comportamento. A Função de Transferência de Segunda ordem com tempo morto é caracterizada por quatro parâmetros: K , τ , ζ e θ que são o ganho do processo, a constante de tempo, o fator de amortecimento e o tempo morto, respectivamente. A definição matemática desta função está descrita na Equação (2.4).

$$G(s) = \frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1} \exp(-\theta s) \quad (2.4)$$

O projeto de controladores baseado na estrutura IMC (GARCIA e MORARI, 1982) depende exclusivamente de dois fatores: a complexidade do modelo da planta e o desempenho desejado em malha fechada. A estrutura IMC permite o projeto de controladores de forma lógica, na qual na primeira etapa é selecionado o controlador perfeito, baseado no comportamento inverso ao da planta, e na segunda etapa, a ideia de controle perfeito é reconsiderada a partir da adição de um filtro, de modo a empregar robustez ao controlador frente a um erro de modelo da planta especificado (GARCIA e MORARI, 1982).

Rivera, Morari e Skogestad (1986) apresentaram como, a partir da estrutura IMC, para uma série de Funções de Transferência de baixa ordem, era possível obter facilmente os parâmetros de ajuste de controladores PID. Para Funções de Transferência de segunda ordem com tempo morto, os parâmetros do controlador PID apresentados por Rivera, Morari e Skogestad (1986) são dado segundo a Tabela 2.6, onde τ_c é um parâmetro ajustável.

Tabela 2.6: Método de sintonia para controladores PID baseado na estrutura IMC e apresentado por Rivera, Morari e Skogestad (1986)

Parâmetro do controlador PID	Equação
K_p	$\frac{1}{K} \frac{2\zeta\tau}{(\tau_c + \theta)}$
τ_I	$2\zeta\tau$
τ_D	$\frac{\tau}{2\zeta}$

Marchetti e Scali (2000) apresentaram outra forma para as relações dos parâmetros do controlador PID baseado na estrutura IMC (GARCIA e MORARI, 1982). Nessa proposta, fizeram a aproximação do tempo morto por uma aproximação de Padé de primeira ordem, que resultou num controlador com ordem superior a ordem do controlador PID. Assim, para obter o controlador PID, os autores desconsideraram os termos da Função de Transferência do controlador que possuía ordem maior que dois e obtiveram, assim, os parâmetros do controlador para um Função de Transferência de segunda ordem, conforme descrito na Tabela 2.7, no qual n e λ são parâmetros ajustáveis.

Para o cálculo do parâmetro λ , Marchetti e Scali (2000) propuseram a relação descrita na Equação (2.5), onde K_p' é o ganho do controlador PI que garante uma Máxima Sensibilidade complementar igual a 1,26 e que deve ser obtido previamente. Esse valor de Máxima Sensibilidade complementar adotado nesta proposta foi baseado na recomendação de Lee, Cho e Edgar (1990) para obter um controlador com bom compromisso entre velocidade da resposta em malha fechada e robustez.

Tabela 2.7: Método de sintonia para controladores PID baseado na estrutura IMC e apresentado por Marchetti e Scali (2000)

Parâmetro do controlador PID	Equação
K_p	$\frac{2\zeta\tau + 0,5\theta}{K(n\lambda + \theta)}$
τ_I	$2\zeta\tau + 0,5\theta$
τ_D^+	$\frac{\tau(\tau + \zeta\theta)}{2\zeta\tau + 0,5\theta}$

*Para obter um controlador PI basta fazer τ_D igual a zero.

$$\lambda = \left[\frac{2\zeta\tau + 0,5\theta}{K_p'} - \theta \right] / n \quad (2.5)$$

No trabalho de Lee et al. (1998), mencionado anteriormente, também houve o desenvolvimento de equações de ajuste para os parâmetros do controlador PID baseado numa Função de Transferência de segunda ordem com tempo morto, diposto na Tabela 2.8, onde λ é um parâmetro ajustável. Na realidade, como mencionado no trabalho de Lee, Park e Lee (2006), a forma de obtenção dos parâmetros do controlador PID, desenvolvida no trabalho anterior (LEE et al., 1998), pode ser entendida como uma forma generalizada do método IMC.

Após extensivas simulações, Lee, Park e Lee (2006) recomendaram que para o melhor compromisso entre robustez e desempenho pelo controlador, o valor de 0,5 é bom valor inicial para a razão λ/θ . Além disso, Lee, Park e Lee (2006) destacam que o valor do parâmetro λ deve acompanhar as incertezas do modelo, ou seja, λ deve ser cada vez maior para modelos com maiores incertezas.

Tabela 2.8: Método de sintonia para controladores PID proposto por Lee et al. (1998)

Parâmetro do controlador PID	Equação
K_P	$\frac{1}{K} \frac{\tau_I}{(\lambda + \theta)}$
τ_I	$2\zeta\tau + \frac{\theta^2}{2(\lambda + \theta)}$
τ_D	$\frac{\tau^2 - \frac{\theta^3}{6(\lambda + \theta)}}{\tau_I} + \frac{\theta^2}{2(\lambda + \theta)}$

Os métodos de sintonias apresentados nesta seção, assim como outros métodos disponíveis na literatura (O'DWYER, 2009), possuem uma característica comum na obtenção dos parâmetros do controlador na sua forma adimensional, representada pela relação entre o tempo morto e a constante de tempo da planta na forma da razão τ/θ ou θ/τ . Essa relação é bastante importante, pois nela está inserida a informação de quão mais rápido poderá ser a velocidade do processo em malha fechada comparado à velocidade do processo em malha aberta (TRIERWEILER, 1997). Vale ressaltar também que a maioria dos métodos de sintonias para controladores PIDs disponíveis na literatura, têm como referência um processo baseado numa Função de Transferência de primeira ordem e são para forma paralelo desse controlador, como pode ser observado em O'Dwyer (2009).

Capítulo 3 – Novo Método de Sintonia de Controladores PID para Sistemas Altamente Subamortecidos

Neste capítulo será abordada a metodologia empregada para o desenvolvimento do novo método de sintonia de controladores PID para sistemas altamente subamortecidos. Também será apresentada a validação deste novo método de sintonia, bem como uma análise comparativa frente a outros métodos de sintonia disponíveis na literatura, que foram previamente descritos no capítulo anterior.

3.1 Metodologia para Desenvolvimento do Novo Método de Sintonia

O novo método de sintonia para controladores PID é baseado nas soluções de problemas de otimização, definido como:

$$\begin{aligned} \mathbf{p} = \arg \min_{\mathbf{p}} (F_{obj}) \\ \text{sj. } \mathbf{h} = 0, \mathbf{g} \geq 0 \end{aligned} \quad (3.1)$$

onde F_{obj} é a função objetivo (ou função custo), \mathbf{p} é o vetor de variáveis de decisão e o vetor de variáveis ótimas na condição mínima do problema de otimização, \mathbf{h} é o vetor de restrições de igualdade e \mathbf{g} é o vetor de restrições de desigualdade. A função *arg min* retorna os valores de variáveis de decisão que fornecem o menor valor da função objetivo.

O desenvolvimento desse método de sintonia pode ser dividido em três etapas fundamentais. Na primeira etapa, problemas de otimização foram resolvidos para um conjunto de plantas com objetivo de determinar os parâmetros ótimos do controlador PID. Na segunda etapa, os resultados ótimos obtidos na primeira etapa foram correlacionados com a razão τ/θ da função de transferência de segunda ordem com tempo morto através do ajuste às equações não lineares. Na terceira etapa, os parâmetros das equações não lineares ajustadas na segunda etapa foram correlacionados com o parâmetro ζ da função de transferência de segunda ordem com tempo morto através do ajuste às outras equações não lineares.

Estas etapas de desenvolvimento do método estão descritas nas subseções 3.1.1, 3.1.2 e 3.1.3. Já às equações não lineares que compõe a segunda e terceira etapas serão apresentadas como resultado do novo método de sintonia na seção 3.2.

3.1.1 Primeira etapa – Obtenção dos parâmetros ótimos do controlador

Na primeira etapa do desenvolvimento do novo método de sintonia, o problema de otimização definido na Equação (3.1), teve como função objetivo o critério de desempenho *Integrated Squared Error* (ISE), dado pela Equação (3.2), em que $y_{set}(t)$ e $y(t)$ são o *setpoint* e o valor atual da variável controlada no domínio do tempo, respectivamente.

$$ISE = \int_0^{\infty} [y_{set}(t) - y(t)]^2 dt \quad (3.2)$$

O critério ISE é um critério que penaliza mais os maiores valores da diferença entre $y_{set}(t)$ e $y(t)$, ou seja, do erro entre o valor de referência e o valor presente (MARLIN, 2000). Assim, é um bom critério para obtenção de controladores que são melhores em rejeição aos distúrbios do processo do que em relação às mudanças de *setpoints*.

Para contabilização deste critério, o sistema composto pelo controlador e a planta em malha fechada foi sujeito a uma mudança no *setpoint*, num primeiro momento, e um distúrbio na carga, num segundo momento, ambos iguais a 1 unidade positiva, cuja esquematização da simulação está na Figura 3.1. Nesta figura, $C(s)$ e $G(s)$ são funções de transferência do controlador e da planta a ser controlada, respectivamente. Y_{set} e Y são o *setpoint* e o valor atual, respectivamente, e d representa o distúrbio adicionado ao processo.

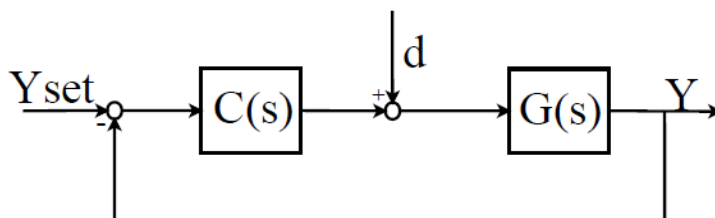


Figura 3.1: Diagrama de bloco da malha fechada utilizada na simulação do problema de otimização.

A função de transferência do controlador $C(s)$ utilizado nessa dissertação é definida por:

$$C(s) = K_p \left[(bY_{set}(s) - Y(s)) + \frac{(Y_{set}(s) - Y(s))}{\tau_I s} + \frac{\tau_D s (cY_{set}(s) - Y(s))}{\frac{\tau_D}{N} s + 1} \right] \quad (3.3)$$

onde $Y_{set}(s)$ e $Y(s)$ são o *setpoint* e o valor atual da variável controlada no domínio da frequência, respectivamente. K_p é o ganho do controlador, τ_I é o tempo integral, τ_D é o tempo derivativo, b e c são os pesos do *setpoint* na ação proporcional e derivativa do

controlador, respectivamente e N é o fator proporcional ao tempo derivativo do filtro de primeira ordem da ação derivativa.

O controlador apresentado na Equação (3.3) é conhecido como PID-ISA ou controlador PID na forma ISA, sendo este algoritmo uma das formas mais presentes nos controladores comerciais (ÅSTRÖM e HÄGGLUND, 1995). Neste capítulo, se utilizou o peso na ação proporcional do controlador b igual a 1, resultando num controlador com um grau de liberdade, e não foi utilizado peso na ação derivativa, isto é, c igual a 0, para que não houvesse um grande valor dessa ação numa mudança de *setpoint*. Já o parâmetro N do controlador foi igual 10, para que a tendência capturada pela ação derivativa fosse numa década em termos de frequência.

Para esse problema de otimização, foi utilizada como restrição o pico no domínio da frequência da função sensibilidade, i.e., a máxima sensibilidade. A função sensibilidade relaciona a variação na saída Y com a variação na entrada, neste caso o distúrbio d (Figura 3.1), sendo definida matematicamente conforme Equação (3.4), em que $C(s)$ e $G(s)$ são funções de transferência do controlador e da planta a ser controlada, respectivamente.

$$S(s) = \frac{1}{1 + G(s)C(s)} \quad (3.4)$$

A máxima sensibilidade de uma malha fechada é uma métrica que confere estabilidade e robustez ao sistema. No domínio da frequência, em termos do Diagrama de Nyquist, a máxima sensibilidade representa o inverso da menor distância entre o ponto crítico, -1, e a curva do sistema em malha fechada.

Em termos práticos, uma malha fechada com máxima sensibilidade igual a 1,2 e 2 confere ao controlador alta robustez e alto desempenho, respectivamente (TRIERWEILER, 1997). Nesse contexto, a fim de obter um método com alto desempenho, adotou-se uma máxima sensibilidade igual a 2 no problema de otimização. Este valor de máxima sensibilidade garante no mínimo 1,5 de margem de ganho e 29° de reserva de fase aproximadamente, de acordo com as relações apresentadas por Rivera, Morari e Skogestad (1986).

Dessa forma, o problema de otimização definido genericamente na Equação (3.1), recebe a seguinte configuração:

$$\begin{aligned} K_p, \tau_I, \tau_D = \arg \min_{K_p, \tau_I, \tau_D} (ISE) \\ \text{sj. } MS = 2 \end{aligned} \quad (3.5)$$

onde os parâmetros K_p , τ_I e τ_D do controlador são as variáveis de decisão e MS é a máxima sensibilidade.

Este problema de otimização foi solucionado a partir do método de otimização global denominado de *Improved Stochastic Ranking Evolution Strategy* (ISRES), cuja implementação está disponível no pacote de otimização denominado *NLopt nonlinear-optimization* (JOHNSON, 2019). De acordo com Johnson (2019), a estratégia de evolução do método ISRES é baseada na combinação de uma regra de mutação e uma variação diferencial. Nos problemas de otimização resolvidos neste trabalho, foi utilizada uma

população de 80 indivíduos. Adicionalmente, como critério de parada foi utilizado uma tolerância relativa de 10^{-4} para às variáveis de decisão e restrição do problema.

Destaca-se que para cada planta $G(s)$, obtem-se um conjunto de parâmetros K_p , τ_I e τ_D ótimo, onde estas plantas utilizadas para o desenvolvimento do método serão apresentadas na seção 3.2, assim como o conjunto de parâmetros ótimo do controlador PID para cada uma dessas plantas.

3.1.2 Segunda etapa – Obtenção dos parâmetros do controlador como função da razão τ/θ

Nessa etapa, a partir dos valores ótimos dos parâmetros K_p , τ_I e τ_D do controlador, esses parâmetros foram adimensionalizados, e cada um destes ajustado a uma respectiva equação não linear dependente da razão τ/θ . Para esse problema de otimização, utilizou-se como função objetivo a função de mínimos quadrados, definida conforme a Equação (3.6), onde x_i^p é o valor predito pelo modelo, x_i^o é o valor observado e Q é o número total de casos avaliados.

$$J = \sum_{i=1}^Q [x_i^p - x_i^o]^2 \quad (3.6)$$

Vale destacar que nessa etapa, os valores preditos da função objetivo são os valores de K_p , τ_I e τ_D do controlador calculados pela equação não linear proposta.

Nessa etapa de desenvolvimento do método, assim como na etapa seguinte, os problemas de otimização não possuíam restrições. Assim, o problema de otimização da segunda etapa para cada parâmetro do controlador recebe a seguinte configuração:

$$\mathbf{p} = \arg \min_{\mathbf{p}} (J) \quad (3.7)$$

onde \mathbf{p} é o vetor de variáveis de decisão, neste caso os parâmetros das equações não lineares que foram utilizadas para correlacionar cada parâmetro do controlador com a razão τ/θ de plantas de mesmo fator de amortecimento (ζ). Às equações não lineares utilizadas nessa etapa serão apresentadas na seção 3.2.

A partir da resolução do problema de otimização estabelecido na Equação (3.9), foram obtidas 16 equações não lineares para cada parâmetro do controlador e fator de amortecimento avaliado.

3.1.3 Terceira etapa – Obtenção dos parâmetros do controlador como função dos parâmetros da função de transferência de segunda ordem com tempo morto

A partir das 16 equações não lineares obtidas para cada parâmetro do controlador e fator de amortecimento avaliado, correlacionou-se os parâmetros de cada equação não linear avaliada na segunda etapa com o fator de amortecimento. Para isso, utilizou-se o problema de otimização estabelecido na Equação (3.9). Contudo, ressalta-se que nessa etapa os valores preditos da função objetivo são os valores de cada parâmetro das equações não lineares obtidos na segunda etapa, calculado por outras equações não lineares que são funções ζ .

Desta forma, obtém-se às regras de ajustes dos controladores PID's para sistemas altamente subamortecido como função dos parâmetros da função de transferência de segunda ordem com tempo morto. Essas relações são apresentadas como resultados na seção 3.2.

Para desenvolvimento de cada etapa, foram utilizadas diferentes ferramentas computacionais. Nas simulações e resolução do problema de otimização da primeira etapa, foram utilizadas as linguagens de programação Python e Modelica. Já para os ajustes realizados na segunda etapa e terceira etapa, foi utilizado o *software* Statistica 8.0. No desenvolvimento e análises em Python desse capítulo foram utilizados às bibliotecas NumPy (NUMPY DEVELOPERS, 2019), Python Control Systems (PYTHON-CONTROL.ORG, 2018), NLOpt (JOHNSON, 2019), Matplotlib (HUNTER et al., 2018), PyFMI (PYTHON SOFTWARE FOUNDATION, 2019), SciPy (JONES et al., 2001) e seaborn (WASKOM, 2018).

3.2 Desenvolvimento do Novo Método de Sintonia

No desenvolvimento do novo método de sintonia, foram escolhidas *a priori* 10 plantas altamente subamortecidas, isto é, com o parâmetro $\zeta \in [0, 0,1]$, representadas por funções de transferência de segunda ordem, baseada na Equação (2.4), cujo parâmetros destas plantas estão apresentados na Tabela 3.1.

Tabela 3.1: Parâmetros de plantas utilizados previamente para o desenvolvimento do método de sintonia

Planta	Parâmetros da Planta			
	$K [-]$	$\tau [s]$	$\zeta [-]$	$\tau/\theta [-]$
$G_1(s)$	1	10	0,050	1
$G_2(s)$	1	10	0,050	2
$G_3(s)$	1	10	0,050	3
$G_4(s)$	1	10	0,050	4
$G_5(s)$	1	10	0,050	5
$G_6(s)$	1	10	0,050	6
$G_7(s)$	1	10	0,050	7
$G_8(s)$	1	10	0,050	8
$G_9(s)$	1	10	0,050	9
$G_{10}(s)$	1	10	0,050	10

A partir da resolução do problema de otimização, foram obtidos os valores ótimos dos parâmetros do controlador para cada planta descrita na Tabela 3.1. Estes conjuntos de parâmetros ótimos estão apresentados na Tabela 3.2. Destaca-se que para obtenção de cada conjunto de parâmetros ótimos é necessário um tempo de execução de 8 horas em média.

A partir das soluções obtidas para os 10 problemas de otimização, dispostos na Tabela 3.2, foi realizada a adimensionalização do parâmetro K_p pelo ganho da planta, K , e dos parâmetros τ_i e τ_D pelo constante de tempo da planta, τ . Em seguida, foi aplicada a função logaritmo natural no resultado da adimensionalização dos parâmetros K_p e τ_D , onde estes resultados estão dispostos na Tabela 3.3.

Tabela 3.2: Critério ISE ótimo e parâmetros ótimos dos controladores para as plantas utilizados previamente para o desenvolvimento do método de sintonia

Planta	Controlador	ISE	Parâmetros do controlador		
			K_p [-]	τ_i [s]	τ_D [s]
$G_1(s)$	$C_1(s)$	209,602	0,055	5,868	27,870
$G_2(s)$	$C_2(s)$	66,576	0,195	7,723	21,725
$G_3(s)$	$C_3(s)$	31,913	0,427	11,411	17,457
$G_4(s)$	$C_4(s)$	18,354	0,786	12,883	14,206
$G_5(s)$	$C_5(s)$	12,258	1,357	15,953	11,015
$G_6(s)$	$C_6(s)$	9,341	1,919	15,245	9,352
$G_7(s)$	$C_7(s)$	7,274	3,011	19,608	6,670
$G_8(s)$	$C_8(s)$	6,091	3,916	22,287	6,395
$G_9(s)$	$C_9(s)$	5,280	5,194	24,804	4,954
$G_{10}(s)$	$C_{10}(s)$	4,551	6,695	28,150	4,500

Tabela 3.3: Parâmetros dos controladores na forma adimensional para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$

Parâmetros do controlador na forma adimensional		
$\ln(K_p K)$	τ_i/τ	$\ln(\tau_D/\tau)$
-2,909	0,587	1,025
-1,635	0,772	0,776
-0,850	1,141	0,557
-0,240	1,288	0,351
0,305	1,595	0,097
0,652	1,524	-0,067
1,102	1,961	-0,405
1,365	2,229	-0,447
1,647	2,480	-0,702
1,901	2,815	-0,798

A partir dos valores da Tabela 3.3, a segunda etapa de desenvolvimento do método foi realizada, isto é, os ajustes de curvas de modo a correlacionar os valores dos parâmetros do controlador como função dos parâmetros da planta, neste caso da razão τ/θ .

As equações não lineares que foram ajustados aos respectivos parâmetros ótimos do controlador, estão dispostos nas Equações (3.8), (3.9) e (3.10), onde a_0 , a_1 , b_0 , b_1 , c_0 e c_1 são os parâmetros a serem estimados de cada modelo. Destaca-se que, nessa etapa prévia, várias equações não lineares baseadas em McConville (2008) foram avaliadas e

que as equações descritas em (3.8), (3.9) e (3.10), foram escolhidos com base na obtenção do menor valor da função objetivo em comparação a outras equações. O resultado das equações ajustadas aos valores dispostos na Tabela 3.3 pode ser observado graficamente na Figura 3.2.

$$\ln(K_p K) = a_0 + a_1 \ln\left(\frac{\tau}{\theta}\right) \quad (3.8)$$

$$\frac{\tau_I}{\tau} = b_0 \left(\frac{\tau}{\theta}\right) + b_1 \quad (3.9)$$

$$\ln\left(\frac{\tau_D}{\tau}\right) = c_0 \left(\frac{\tau}{\theta}\right) + c_1 \quad (3.10)$$

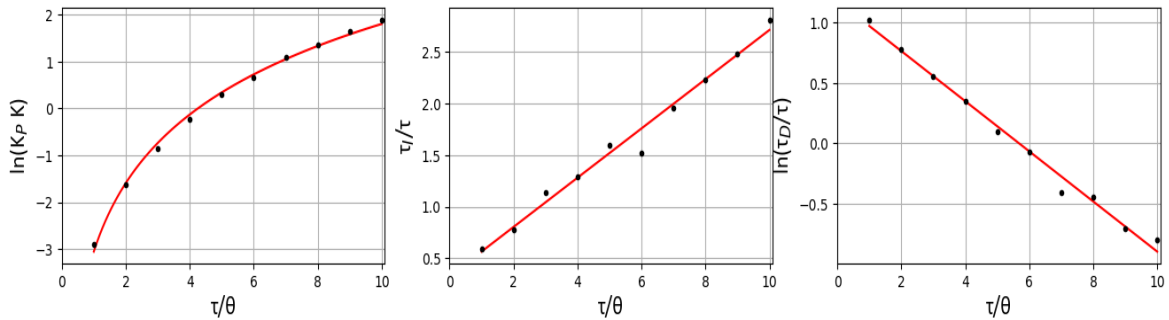


Figura 3.2: Ajuste de modelos matemáticos aos dados obtidos para parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,050. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados em função do parâmetro do controlador.

Na Figura 3.2, observou-se, como esperado, que os modelos escolhidos foram bem ajustados aos dados obtidos para os parâmetros dos controladores. Ressalta-se, no entanto, que esses ajustes fornecem apenas um modelo representativo para cada parâmetro do controlador PID como função de uma faixa restrita, de 1 a 10, da razão τ/θ de plantas altamente subamortecida, com fator de amortecimento igual 0,05. Assim, essa etapa prévia foi realizada a fim de identificar os modelos matemáticos que serão utilizados para correlacionar os parâmetros do controlador com outras faixas de razão τ/θ e ζ , para o desenvolvimento do novo método de sintonia.

Visto que os modelos definidos nas Equações (3.8), (3.9) e (3.10) foram bem ajustados aos parâmetros do controlador como função da razão τ/θ para plantas com fator de amortecimento igual a 0,05, foi avaliado um conjunto adicional de 60 plantas, no qual o fator de amortecimento variou entre 0,025 e 0,1. A partir desse conjunto de plantas, foi resolvido o problema de otimização, definido na Equação (3.5), para obtenção dos parâmetros ótimos do controlador PID para cada planta. Posteriormente, os valores ótimos foram adimensionalizados, da mesma forma que foi descrita anteriormente e, a partir disso, esses resultados foram ajustados aos modelos matemáticos definidos nas Equações (3.8), (3.9) e (3.10).

Os parâmetros dessas 60 plantas estão dispostos nas Tabela I.1 e Tabela I.2 do Apêndice I. Já os valores ótimos dos parâmetros do controlador e da função objetivo para

cada uma dessas plantas podem ser vistos nas Tabela I.3 e Tabela I.4 do Apêndice I. As representações gráficas dos valores observados e os respectivos modelos ajustados estão dispostos no Apêndice I de acordo com os valores de ζ iguais a 0,025, Figura I.1, 0,030, Figura I.2, 0,035, Figura I.3, 0,040, Figura I.4, 0,045, Figura I.5, 0,050, Figura I.6, 0,055, Figura I.7, 0,060, Figura I.8, 0,065, Figura I.9, 0,070, Figura I.10, 0,075, Figura I.11, 0,080, Figura I.12, 0,085, Figura I.13, 0,090, Figura I.14, 0,095 e 0,100, Figura I.15.

Os valores dos parâmetros das equações não lineares ajustadas foram sumarizados em função do fator de amortecimento das plantas avaliadas e estão dispostos nas Tabela 3.4 e Tabela 3.5. A partir destas tabelas, observou-se que os parâmetros estimados, a_0 , a_1 , b_0 , b_1 , c_0 e c_1 , possuem erros pequenos, conferindo qualidade no valor obtido para cada um desses parâmetros. Além disso, observou-se também que os valores médios dos parâmetros a_0 , a_1 , b_0 , b_1 , c_0 e c_1 podem ser correlacionados com o fator de amortecimento das plantas através de outras equações lineares, Equações (3.11), (3.12), (3.13), (3.15) e (3.16), e não linear, Equação (3.14), onde m_0 , m_1 , n_0 , n_1 , p_0 , p_1 , q_0 , q_1 , q_2 , v_0 , z_0 e z_1 são os parâmetros a serem estimados de cada modelo. Destaca-se que essas equações foram escolhidas com base na mesma premissa adotada para a discriminação das Equações (3.8), (3.9) e (3.10).

Tabela 3.4: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 1

Parâmetro da planta	Parâmetros dos modelos matemáticos			
	ζ	a_0	a_1	b_0
0,025	-3,151±0,213	2,118±0,129	0,227±0,020	0,565±0,129
0,030	-3,159±0,182	2,134±0,110	0,220±0,007	0,550±0,043
0,035	-3,109±0,154	2,123±0,093	0,223±0,004	0,524±0,023
0,040	-3,063±0,124	2,112±0,075	0,219±0,008	0,487±0,053
0,045	-3,017±0,127	2,096±0,077	0,227±0,005	0,405±0,031
0,050	-3,057±0,072	2,113±0,043	0,239±0,011	0,326±0,070
0,055	-2,913±0,143	2,058±0,086	0,248±0,010	0,274±0,063
0,060	-2,845±0,110	2,039±0,066	0,244±0,003	0,302±0,017
0,065	-2,799±0,126	2,018±0,076	0,246±0,008	0,259±0,049
0,070	-2,752±0,105	2,006±0,063	0,246±0,007	0,253±0,044
0,075	-2,670±0,117	1,970±0,071	0,242±0,005	0,237±0,034
0,080	-2,675±0,099	1,983±0,060	0,255±0,004	0,230±0,025
0,085	-2,636±0,104	1,977±0,063	0,251±0,006	0,236±0,040
0,090	-2,625±0,117	1,989±0,070	0,255±0,001	0,221±0,009
0,095	-2,578±0,099	1,962±0,060	0,253±0,001	0,228±0,005
0,100	-2,557±0,118	1,953±0,071	0,259±0,006	0,196±0,041

Tabela 3.5: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 2

Parâmetro da planta	Parâmetros dos modelos matemáticos	
	ζ	c_0
0,025	-0,205±0,022	1,260±0,142
0,030	-0,205±0,021	1,240±0,132
0,035	-0,205±0,018	1,213±0,119
0,040	-0,204±0,016	1,191±0,103
0,045	-0,205±0,017	1,184±0,112
0,050	-0,207±0,007	1,179±0,044
0,055	-0,207±0,019	1,169±0,120
0,060	-0,204±0,019	1,121±0,124
0,065	-0,203±0,019	1,108±0,120
0,070	-0,203±0,019	1,095±0,122
0,075	-0,203±0,021	1,074±0,136
0,080	-0,204±0,023	1,065±0,148
0,085	-0,207±0,023	1,060±0,149
0,090	-0,212±0,022	1,072±0,141
0,095	-0,208±0,024	1,045±0,153
0,100	-0,210±0,021	1,065±0,134

$$a_0 = m_0 \zeta + m_1 \quad (3.11)$$

$$a_1 = n_0 \zeta + n_1 \quad (3.12)$$

$$b_0 = p_0 \zeta + p_1 \quad (3.13)$$

$$b_1 = q_0 + q_1 \exp(q_2 \zeta) \quad (3.14)$$

$$c_0 = v_0 \quad (3.15)$$

$$c_1 = z_0 \zeta + z_1 \quad (3.16)$$

A partir da minimização da função objetivo, definida na Equação (3.7), foram estimados os parâmetros m_0 , m_1 , n_0 , n_1 , p_0 , p_1 , q_0 , q_1 , q_2 , v_0 , z_0 e z_1 cujos valores estão dispostos na Tabela 3.6. Os resultados desses ajustes aos dados das Tabela 3.4 e Tabela 3.5 também podem ser observados graficamente na Figura 3.3 para às Equações (3.11) e (3.12), na Figura 3.4 para às Equações (3.13) e (3.14) e na Figura 3.5 para às Equações (3.15) e (3.16).

Tabela 3.6: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos definidos para a_0 , a_1 , b_0 , b_1 , c_0 e c_1

Parâmetros dos modelos matemáticos	Valores
m_0	9,084±0,410
m_1	-3,420±0,027
n_0	-2,734±0,197
n_1	2,2124±0,013
p_0	0,516±0,060
p_1	0,209±0,004
q_0	0,160±0,038
q_1	1,021±0,163
q_2	-32,968±7,668
v_0^+	-0,206
z_0	-2,879±0,199
z_1	1,314±0,013

*Este parâmetro foi definido a partir de uma média aritmética dos dados observados.

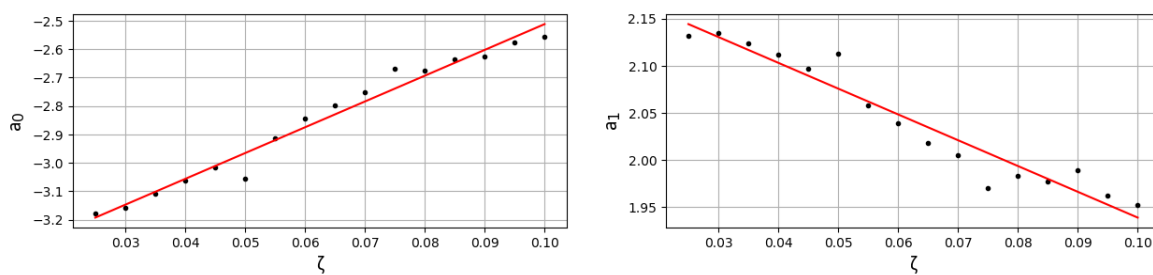


Figura 3.3: Ajuste dos modelos matemáticos a_0 e a_1 como função do parâmetro ζ . A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.

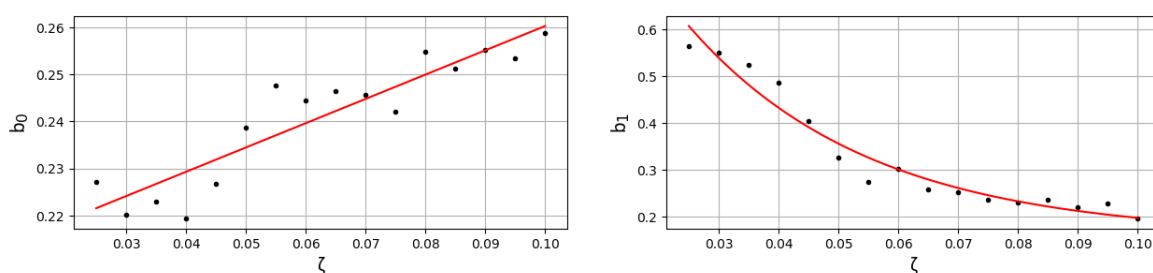


Figura 3.4: Ajuste dos modelos matemáticos b_0 e b_1 como função do parâmetro ζ . A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.

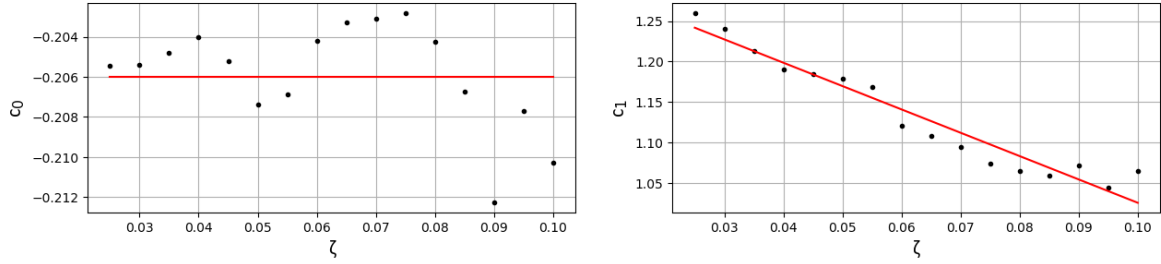


Figura 3.5: Ajuste dos modelos matemáticos c_0 e c_1 como função do parâmetro ζ . A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.

A partir da substituições das Equações (3.11) e (3.12) na Equação (3.8), das Equações (3.13) e (3.14) na Equação (3.9) e das Equações (3.15) e (3.16) na Equação (3.10) com os valores médio dos parâmetros $m_0, m_1, n_0, n_1, p_0, p_1, q_0, q_1, q_2, v_0, z_0$ e z_1 , e realizando simples manipulações matemática, têm-se as seguintes relações para os parâmetros do controlador PID:

$$K_p = \frac{1}{K} \exp \left[9,084\zeta + (-2,734\zeta + 2,212) \ln \left(\frac{\tau}{\theta} \right) - 3,420 \right] \quad (3.17)$$

$$\tau_I = \tau \left[(0,516\zeta + 0,209) \left(\frac{\tau}{\theta} \right) + 1,021 \exp(-32,968\zeta) + 0,160 \right] \quad (3.18)$$

$$\tau_D = \tau \exp \left[1,314 - 0,206 \left(\frac{\tau}{\theta} \right) - 2,879\zeta \right] \quad (3.19)$$

As expressões matemáticas obtidas para os parâmetros K_p (Equação (3.17)), τ_I (Equação (3.18)), τ_D (Equação (3.19)) podem ser seguramente utilizadas para o ajuste de controlador PID para plantas cujo fator de amortecimento esteja restrito a uma faixa entre 0,025 e 0,1 e a razão τ/θ esteja restrita a uma faixa entre 1 e 10. Contudo, o objetivo deste capítulo é utilizar essas expressões para ajustar os parâmetros do controlador também em uma ampla faixa de fator de amortecimento, dentro do limite altamente subamortecido, isto é, $\zeta \in [0, 0,1]$ e razão τ/θ também maiores do que as utilizadas para construção destas expressões.

Ao analisar as Equações (3.17), (3.18) e (3.19), observa-se que para a utilização dessas expressões para o ajuste de controladores PIDs para uma planta altamente subamortecida, cuja razão τ/θ seja muito maior que 10, no caso limite tendendo esta razão ao infinito, obtêm-se valores elevados para K_p e τ_I e um valor muito pequeno para τ_D . Isso resulta num controlador muito agressivo. Assim, para contornar esse comportamento indesejável, optou-se por utilizar-se da função *min*, limitando a razão τ/θ máxima ser igual a 10 (valor máximo avaliado no desenvolvimento destas relações) nas relações obtidas para os parâmetros do controlador, como pode ser observado nas equações a seguir:

$$K_p = \frac{1}{K} \exp \left[9,084\zeta + (-2,734\zeta + 2,212) \ln \left(\min \left(\frac{\tau}{\theta}, 10 \right) \right) - 3,420 \right] \quad (3.20)$$

$$\tau_I = \tau \left[(0,516\zeta + 0,209) \left(\min \left(\frac{\tau}{\theta}, 10 \right) \right) + 1,021 \exp(-32,968\zeta) + 0,160 \right] \quad (3.21)$$

$$\tau_D = \tau \exp \left[1,314 - 0,206 \left(\min \left(\frac{\tau}{\theta}, 10 \right) \right) - 2,879\zeta \right] \quad (3.22)$$

Embora o artifício matemático utilizado nas Equações (3.20), (3.21) e (3.22) solucione o problema de não obter controladores bastante agressivos para razões de τ/θ muito maiores que 10, um novo efeito também surge com essa medida. Limitando a razão τ/θ em 10 para uma planta cuja razão τ/θ seja 10 vezes maior, por exemplo, fará com que o controlador perca em desempenho e ganhe demasiadamente em robustez, tornando o método de sintonia mais distante do comportamento garantido pelo problema de otimização base, descrito na Equação (3.5), o qual garantiria um desempenho e robustez baseado na máxima sensibilidade igual a 2.

Para que as expressões desenvolvidas para os parâmetros do controlador PID, descritas nas Equações (3.20), (3.21) e (3.22), possam alcançar um desempenho e robustez semelhante ao que foi proposto no problema de otimização descrito na Equação (3.5), foi proposto um novo problema de otimização, semelhante ao anterior. O novo problema de otimização está descrito na Equação (3.23), onde neste problema a variável de decisão é apenas o parâmetro K_p do controlador PID.

$$K_p = \arg \min_{K_p} (ISE) \quad (3.23)$$

sj. $MS = 2$

O problema descrito na Equação (3.23) foi resolvido da mesma maneira descrita para o problema da Equação (3.5). A diferença entre os dois problemas de otimização se deu na utilização apenas de uma variável de decisão, o parâmetro K_p . Além disso, foi dada uma maior liberdade a variável manipulada, onde a mesma pode atuar entre os valores de -150 e 150, limites inferior e superior, respectivamente. Nesse novo problema de otimização, foi avaliado um conjunto adicional de 34 plantas, no qual o fator de amortecimento foi igual a 0,05 e a razão τ/θ variou entre 12 e 50000. Além desse conjunto, o problema de otimização também foi resolvido para as 10 plantas apresentadas na Tabela 3.1.

Destaca-se que o controlador utilizado neste novo problema de otimização também foi o PID-ISA e os parâmetros τ_I e τ_D utilizados para sintonia do controlador foram calculados a partir das Equações (3.21) e (3.22), pois o objetivo da solução do problema descrito na Equação (3.23) é determinar um fator de desempenho a partir da correção do parâmetro K_p do controlador dadas as relações de ajuste do controlador apresentadas nas Equações (3.20), (3.21) e (3.22). Os parâmetros do grupo adicional de 34 plantas estão descritos nas Tabela I.5 e Tabela I.6 do Apêndice I. Já os valores dos parâmetros τ_I e τ_D , bem como a solução do problema da otimização para cada planta estão descritos nas Tabela I.7 e Tabela I.8 desse mesmo Apêndice.

A partir das soluções obtidas para os 34 problemas de otimização, dispostos nas Tabela I.7 e Tabela I.8 do Apêndice I, foi realizada a divisão do valor do ganho do controlador (K_p^*), obtido no novo problema de otimização, pelo valor do parâmetro K_p

dado pela Equação (3.20). Foi aplicada também a função logaritmo natural no resultado da divisão K_p^*/K_p , cujos resultados estão dispostos nas Tabela I.9 e Tabela I.10 do Apêndice I.

A partir dos valores das Tabela I.9 e Tabela I.10, realizaram-se ajustes a equações lineares, Equações (3.24) e (3.28), e não lineares, Equações (3.25), (3.26) e (3.27), a partir da minimização da função objetivo de mínimos quadrados, definida conforme a Equação (3.7), a fim de correlacionar os valores da razão K_p^*/K_p como função da razão τ/θ . Nessas equações, α_0 , α_1 , β_0 , β_1 , μ_0 , μ_1 , μ_2 , ψ_0 , ψ_1 e ρ_0 são os parâmetros a serem estimados.

$$\frac{K_p^*}{K_p} = \alpha_0 \frac{\tau}{\theta} + \alpha_1 \quad (3.24)$$

$$\frac{K_p^*}{K_p} = 1 - \beta_0 \exp\left(-\beta_1 \frac{\tau}{\theta}\right) \quad (3.25)$$

$$\frac{K_p^*}{K_p} = \mu_0 - \mu_1 \exp\left(-\mu_2 \frac{\tau}{\theta}\right) \quad (3.26)$$

$$\ln\left(\frac{K_p^*}{K_p}\right) = \frac{\psi_0 \frac{\tau}{\theta}}{\psi_1 + \frac{\tau}{\theta}} \quad (3.27)$$

$$\frac{K_p^*}{K_p} = \rho_0 \quad (3.28)$$

Ressalta-se que não foi possível correlacionar a razão K_p^*/K_p ou $\ln(K_p^*/K_p)$ com a razão τ/θ apenas por uma equação. Por essa razão, baseado em uma dada faixa de valores de razão τ/θ , optou-se por ajustar diferentes equações matemáticas. Vale ressaltar também que os mesmos critérios utilizados para seleção dos modelos descritos nas Equações (3.8), (3.9) e (3.10) foram aplicados para determinar os modelos descritos nas Equações (3.24), (3.25), (3.26), (3.27) e (3.28).

A partir da minimização da função objetivo para cada equação, obtiveram-se os valores dos parâmetros α_0 , α_1 , β_0 , β_1 , μ_0 , μ_1 , μ_2 , ψ_0 , ψ_1 e ρ_0 e os respectivos erros, dispostos na Tabela 3.7. Ressalta-se que para a Equação (3.28) optou-se por definir o parâmetro ρ_0 como a média aritmética dos valores observados de K_p^*/K_p na faixa de valores de τ/θ entre 1500 e 50000. O resultado das equações ajustadas aos valores apresentados nas Tabela I.9 e Tabela I.10 pode ser observado graficamente nas Figura 3.6 e Figura 3.7.

Tabela 3.7: Parâmetros estimados dos modelos matemáticos definidos para K_p^*/K_p

Parâmetros dos modelos matemáticos	Valores
α_0	-0,241±0,038
α_1	1,343±0,083
β_0	2,273±0,667
β_1	0,574±0,083
μ_0	14,670±0,217
μ_1	14,510±0,215
μ_2	0,009±0,0004
ψ_0	3,507±0,142
ψ_1	135,328±34,298
ρ_0^+	25,265

*Este parâmetro foi definido a partir de uma média aritmética dos dados observados.

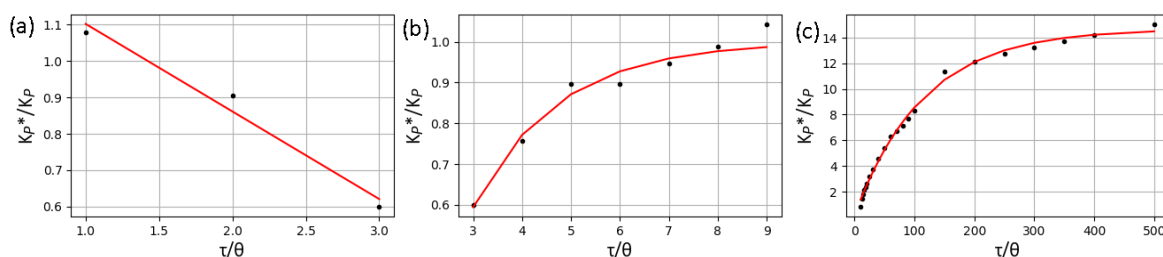


Figura 3.6: Ajuste dos modelos matemáticos como função do parâmetro τ/θ : (a) Equação (3.24), (b) Equação (3.25) e (c) Equação (3.26). A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.

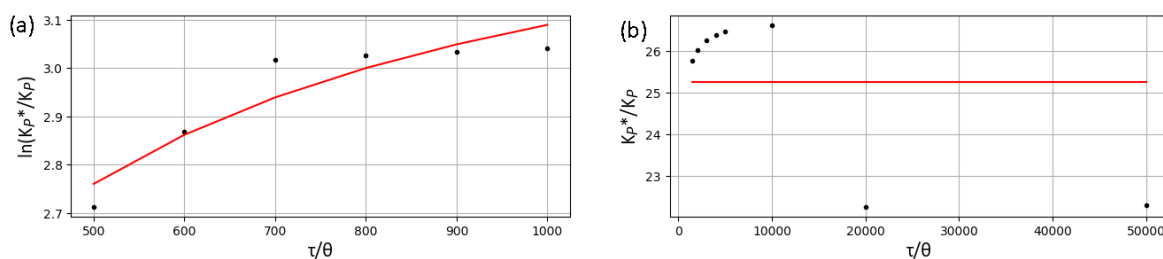


Figura 3.7: Ajuste dos modelos matemáticos como função do parâmetro τ/θ : (a) Equação (3.27), (b) Equação (3.28). A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representam os valores observados.

A partir dos valores médios dos parâmetros estimados para os modelos descrito nas Equações (3.24), (3.25), (3.26), (3.27) e (3.28), pode-se definir um fator de correção ou desempenho B , que é equivalente a razão K_p^*/K_p , dependente da razão τ/θ que pode ser

multiplicado ao ganho do controlador PID, calculado a partir da Equação (3.20), a fim de obter um maior desempenho para o controlador, ou ainda, definir uma faixa de valores recomendados para o ganho do controlador. Deste modo, pode-se definir o novo método de sintonia de controladores PID para plantas altamente subamortecidas a partir das Equações (3.20), (3.21) e (3.22) e do fator B , representado de forma resumida nas Tabela 3.8 e Tabela 3.9, respectivamente.

Tabela 3.8: Novo método de sintonia de controladores PID para sistemas altamente subamortecidos

Parâmetro do controlador PID	Equação
K_p	$\frac{1}{K} \exp \left[9,084\zeta + (-2,734\zeta + 2,212) \ln \left(\min \left(\frac{\tau}{\theta}, 10 \right) \right) - 3,420 \right]$
τ_I	$\tau \left[(0,516\zeta + 0,209) \left(\min \left(\frac{\tau}{\theta}, 10 \right) \right) + 1,021 \exp(-32,968\zeta) + 0,160 \right]$
τ_D	$\tau \exp \left[1,314 - 0,206 \left(\min \left(\frac{\tau}{\theta}, 10 \right) \right) - 2,879\zeta \right]$

Tabela 3.9: Fator de desempenho B para ser multiplicado ao ganho do controlador PID determinado através da Tabela 3.8

Parâmetro da planta	Fator de desempenho
$\frac{\tau}{\theta} \leq 3$	$B = -0,241 \frac{\tau}{\theta} + 1,343$
$3 < \frac{\tau}{\theta} \leq 10$	$B = 1 - 2,273 \exp \left(-0,574 \frac{\tau}{\theta} \right)$
$10 < \frac{\tau}{\theta} \leq 500$	$B = 14,670 - 14,510 \exp \left(-0,009 \frac{\tau}{\theta} \right)$
$500 < \frac{\tau}{\theta} \leq 1000$	$B = \exp \left[\frac{3,507 \frac{\tau}{\theta}}{135,328 + \frac{\tau}{\theta}} \right]$
$\frac{\tau}{\theta} > 1000$	$B = 25,265$

3.3 Validação do Novo Método de Sintonia

O novo método de sintonia foi validado sob condições de controle servo e regulatório num conjunto total de 15000 diferentes plantas altamente subamortecidas, que foram

geradas seguindo aproximadamente uma distribuição uniforme. Os parâmetros K do conjunto de plantas utilizados para validação foram todos iguais a 1, os parâmetros τ e a razão τ/θ foram definidos entre os valores de 1 a 1000 e 1 a 10000, respectivamente. Em relação ao parâmetro ζ , o conjunto de 15000 plantas foi dividido em três grupos contendo 5000 plantas cada: Grupo A, Grupo B e Grupo C. Na Tabela 3.10 estão descritos os grupos de plantas em função do parâmetro ζ .

Tabela 3.10: Classificação do conjunto de plantas utilizados para validação em função do fator de amortecimento

Grupo	Parâmetro da planta
	ζ
Grupo A	0,01 a 0,1
Grupo B	0,001 a 0,01
Grupo C	0 a 0,001

Nas Figura 3.8, Figura 3.9 e Figura 3.10, estão dispostos os histogramas em termos de frequência absoluta e dos parâmetros τ/θ e ζ , além da distribuição combinada dos dois parâmetros τ/θ e ζ para as plantas dos Grupos A, B e C, respectivamente.

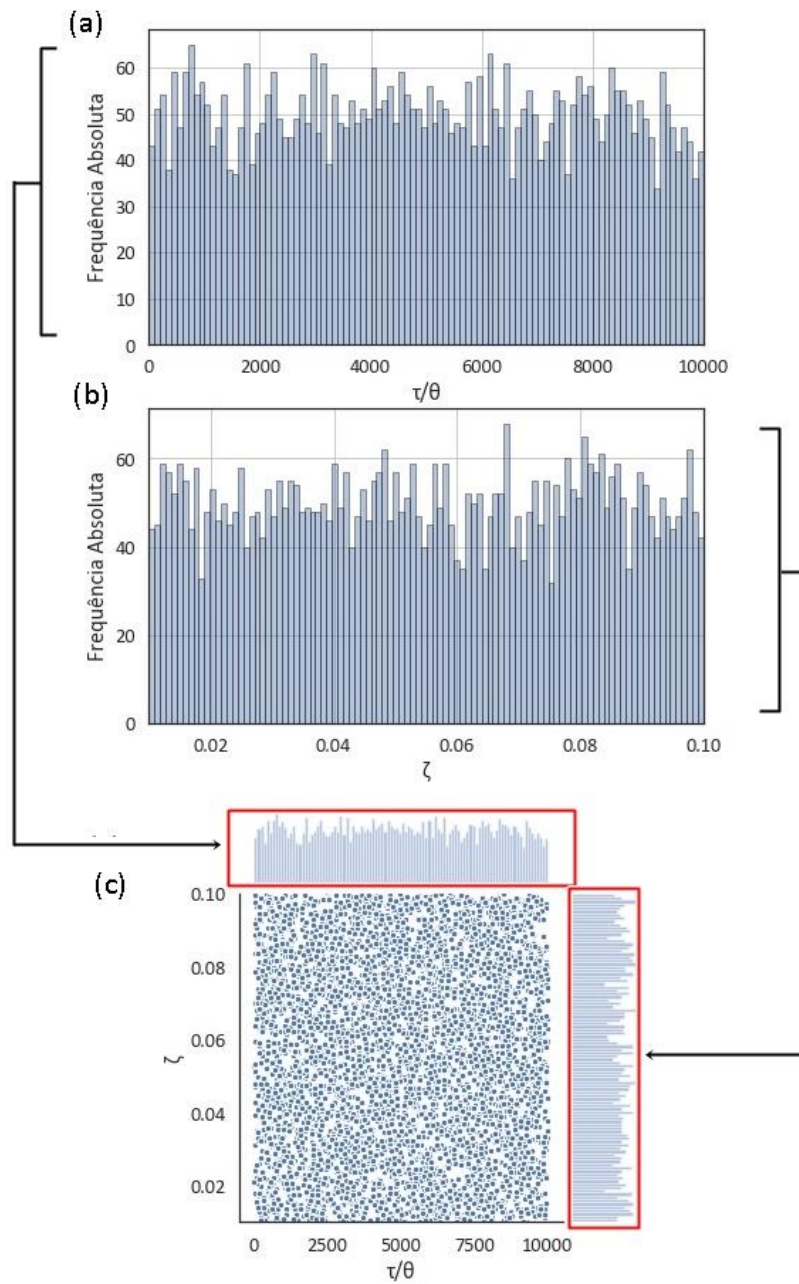


Figura 3.8: Caracterização das plantas do Grupo A em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) ζ e (c) Distribuição combinada dos parâmetros τ/θ e ζ .

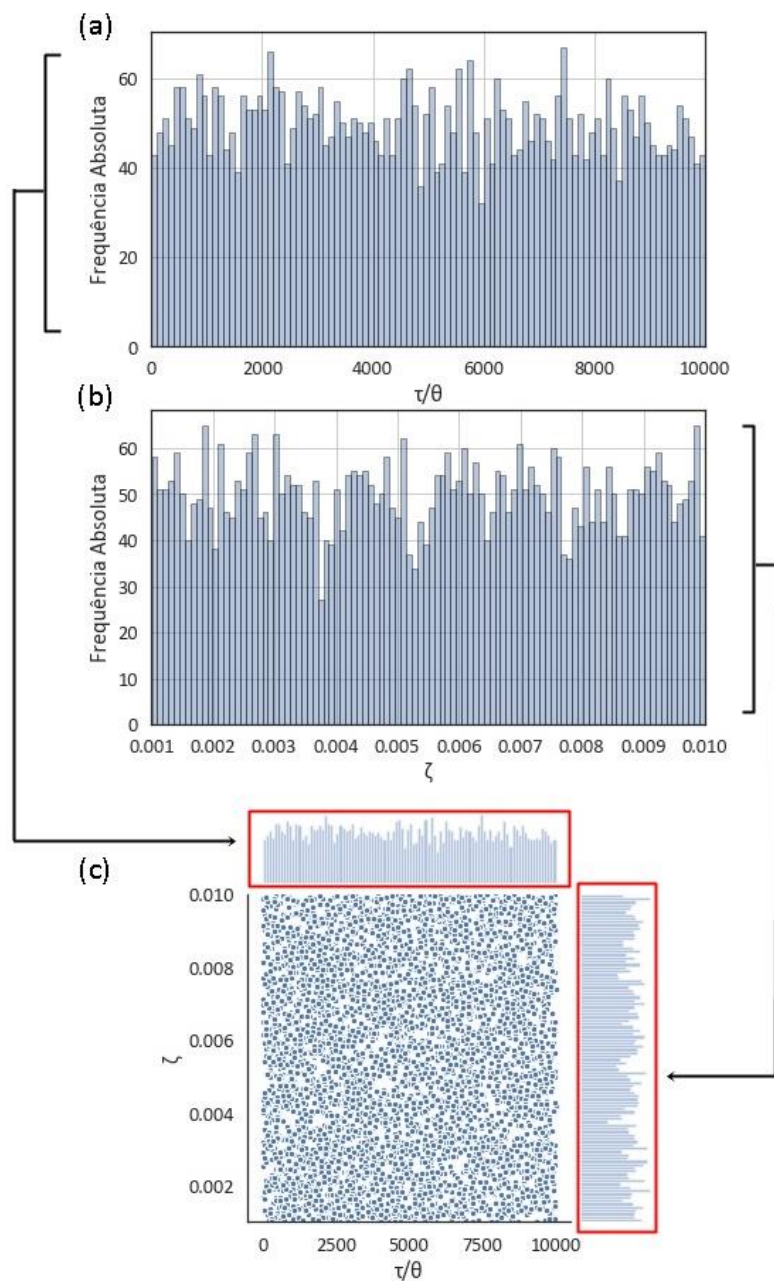


Figura 3.9: Caracterização das plantas do Grupo B em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) ζ e (c) Distribuição combinada dos parâmetros τ/θ e ζ .

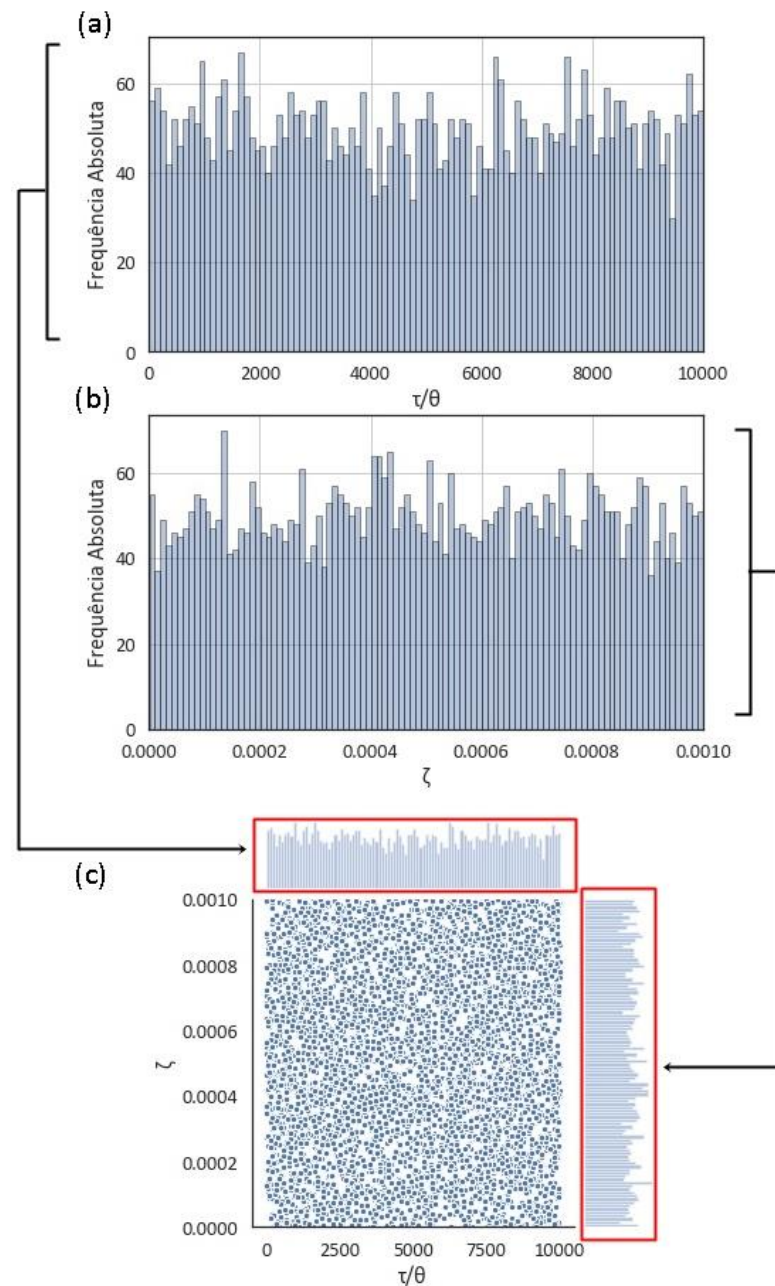


Figura 3.10: Caracterização das plantas do Grupo C em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) ζ e (c) Distribuição combinada dos parâmetros τ/θ e ζ .

A partir das Figura 3.8, Figura 3.9 e Figura 3.10, observou-se que as plantas utilizadas para validação estão adequadamente distribuídas em termos dos parâmetros τ/θ e ζ , cobrindo de forma aproximadamente uniforme todas as faixas de parâmetros das plantas altamente subamortecidas utilizadas para validação.

Além de observar o cumprimento de ambos objetivos de controle, também foi observado como a Máxima Sensibilidade esteve distribuída em relação à razão τ/θ para cada grupo de plantas. Nas Figura 3.11, Figura 3.12 e Figura 3.13 estão dispostos os histogramas em termos de frequência absoluta e da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade, além da distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade para as plantas dos Grupos A, B e C, respectivamente. Ressalta-se que esses resultados foram obtidos a partir do ajuste do controlador PID para cada planta com base apenas nas equações descritas na Tabela 3.8.

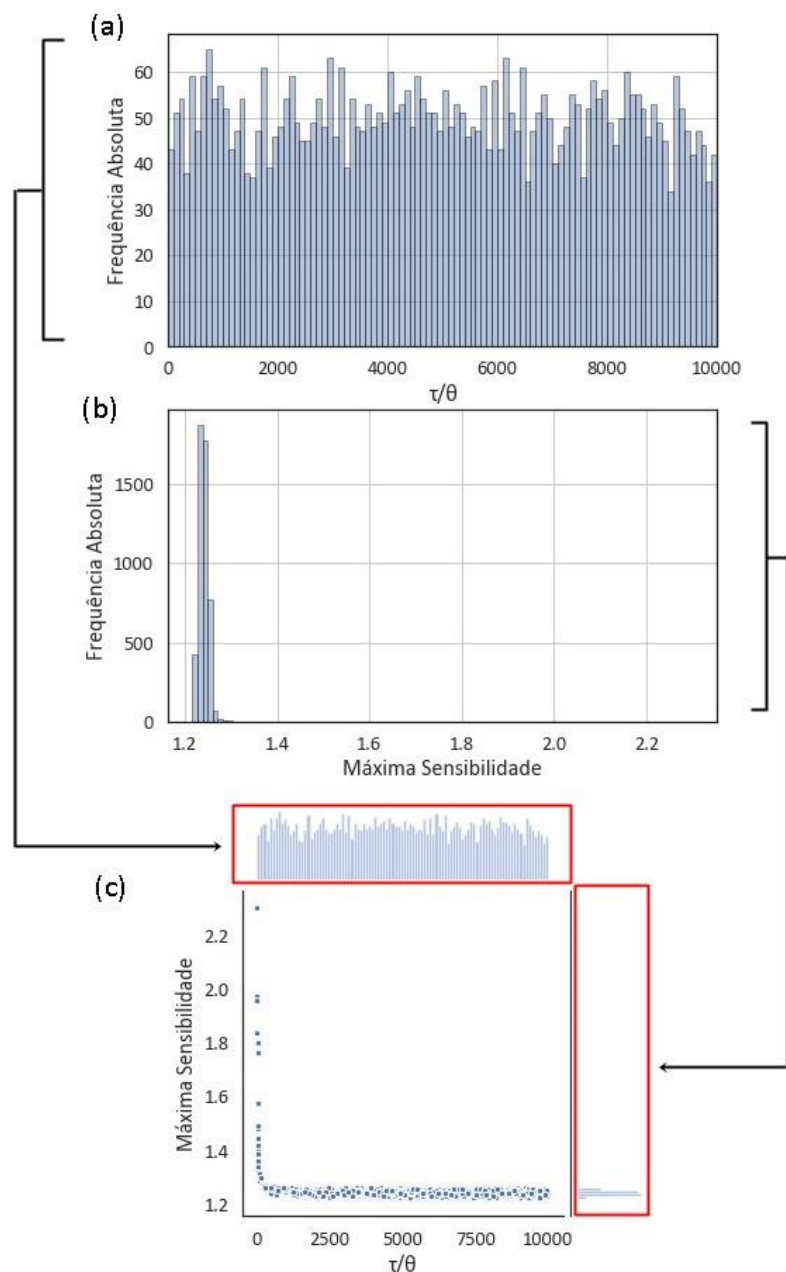


Figura 3.11: Caracterização das plantas do Grupo A em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima Sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia.

Nas Figura 3.11, Figura 3.12 e Figura 3.13, observou-se que com o a sintonia do controlador PID dado pela Tabela 3.8, a Máxima Sensibilidade da malha fechada esteve concentrada numa região entre os valores iguais 1,2 e 1,3 para uma ampla faixa de valores de razão τ/θ . A máxima Sensibilidade média foi igual a $1,24 \pm 0,03$, $1,23 \pm 0,06$ e $1,23 \pm 0,04$ para os Grupos A, B e C, respectivamente. Esses valores médios de Máxima Sensibilidade conferem controladores extremamente robustos.

Embora a essência do método esteja fundamentada na resolução do problema de otimização restrito (Equação (3.5)) com Máxima Sensibilidade igual a 2, esse resultado médio inferior a 2 é devido a utilização da função *min*, limitando o argumento τ/θ ser no máximo igual a 10, como foi discutido na seção anterior. Ao observar também o comportamento da máxima sensibilidade para razão τ/θ próximo a zero, nota-se

pequenos desvios em relação à média observada para cada grupo de plantas. Isso pode ser atribuído à maior restrição imposta pelo tempo morto da planta, visto que o mesmo nesta situação é da ordem de grandeza da constante dinâmica do processo.

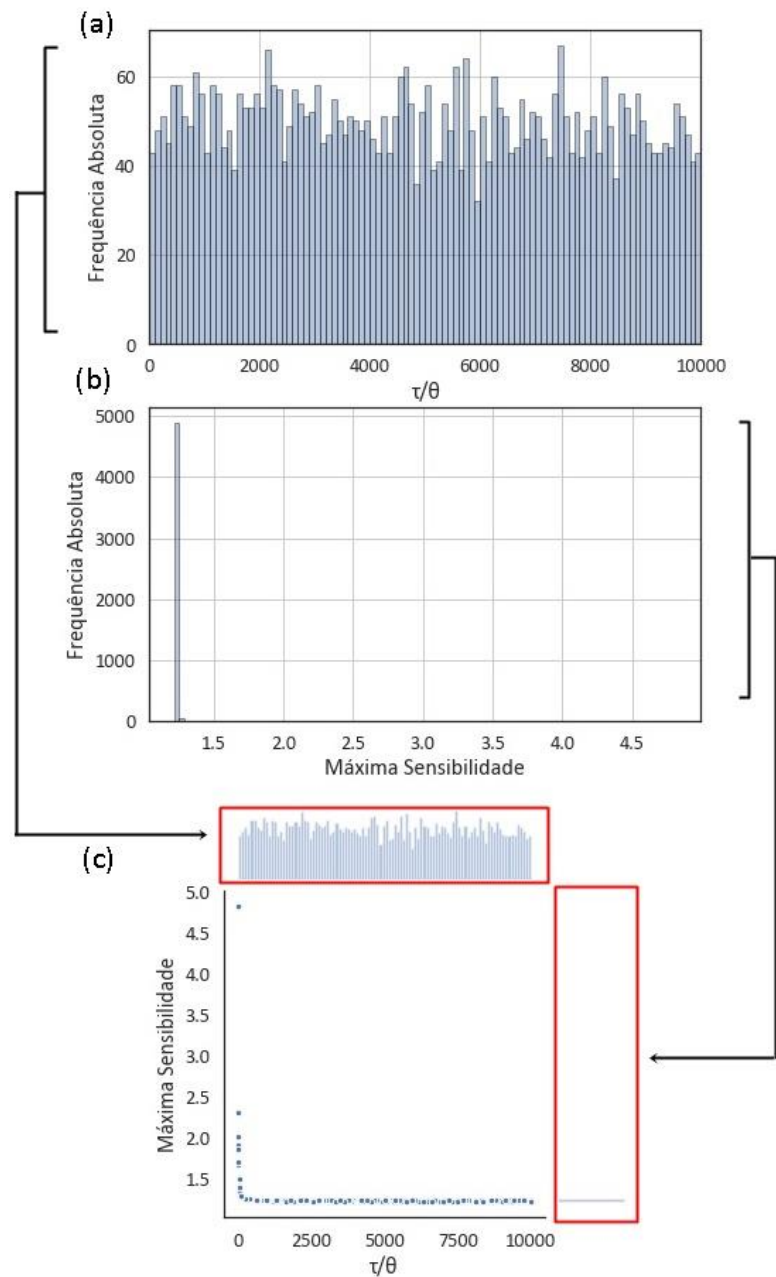


Figura 3.12: Caracterização das plantas do Grupo B em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima Sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia.

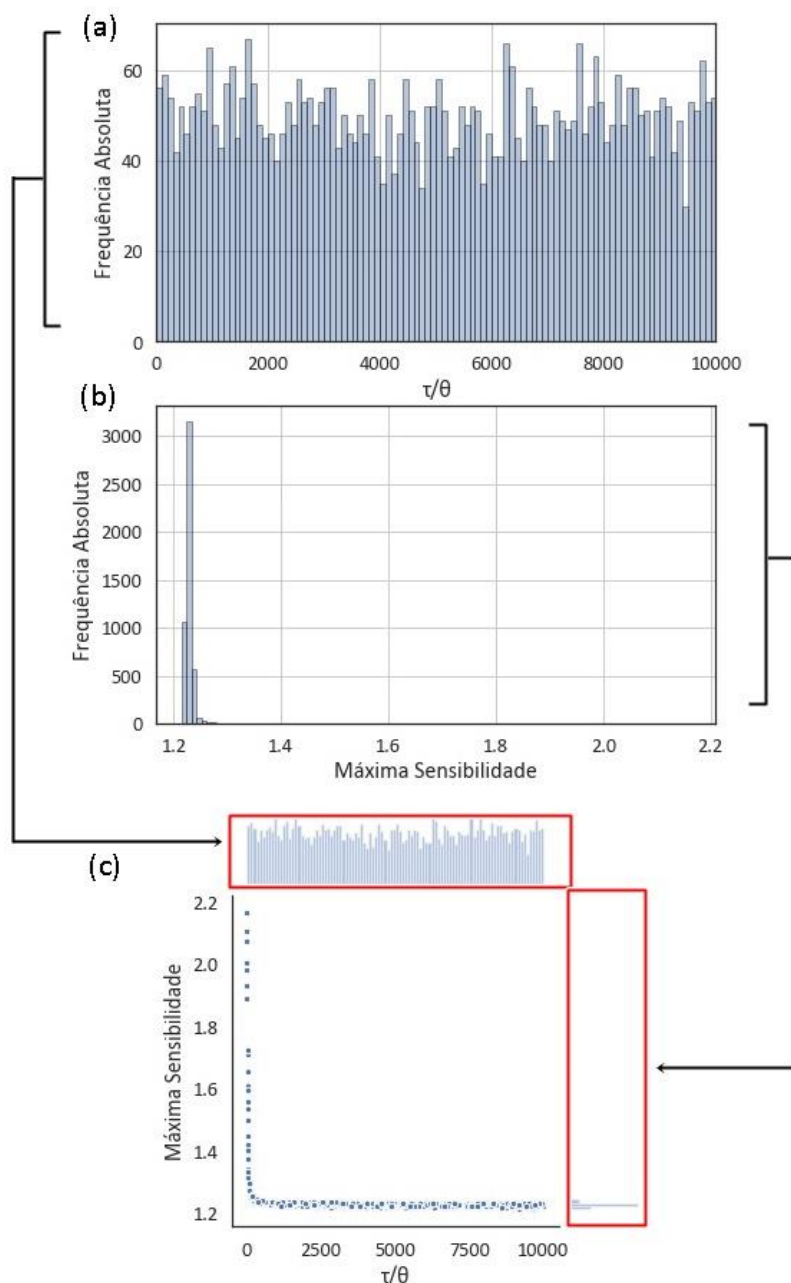


Figura 3.13: Caracterização das plantas do Grupo C em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia.

Quando se utilizou o fator de desempenho B descrito na Tabela 3.9 junto com a sintonia base dada pela Tabela 3.8, a máxima sensibilidade esteve concentrada numa região entre os valores iguais 1,8 e 2,5 para uma ampla faixa de valores de razão τ/θ , como pode ser observada nas Figura 3.14, Figura 3.15 e Figura 3.16. Nessas figuras estão os histogramas em termos de frequência absoluta e da razão τ/θ e da máxima sensibilidade, além da distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade para as plantas dos Grupos A, B e C, respectivamente.

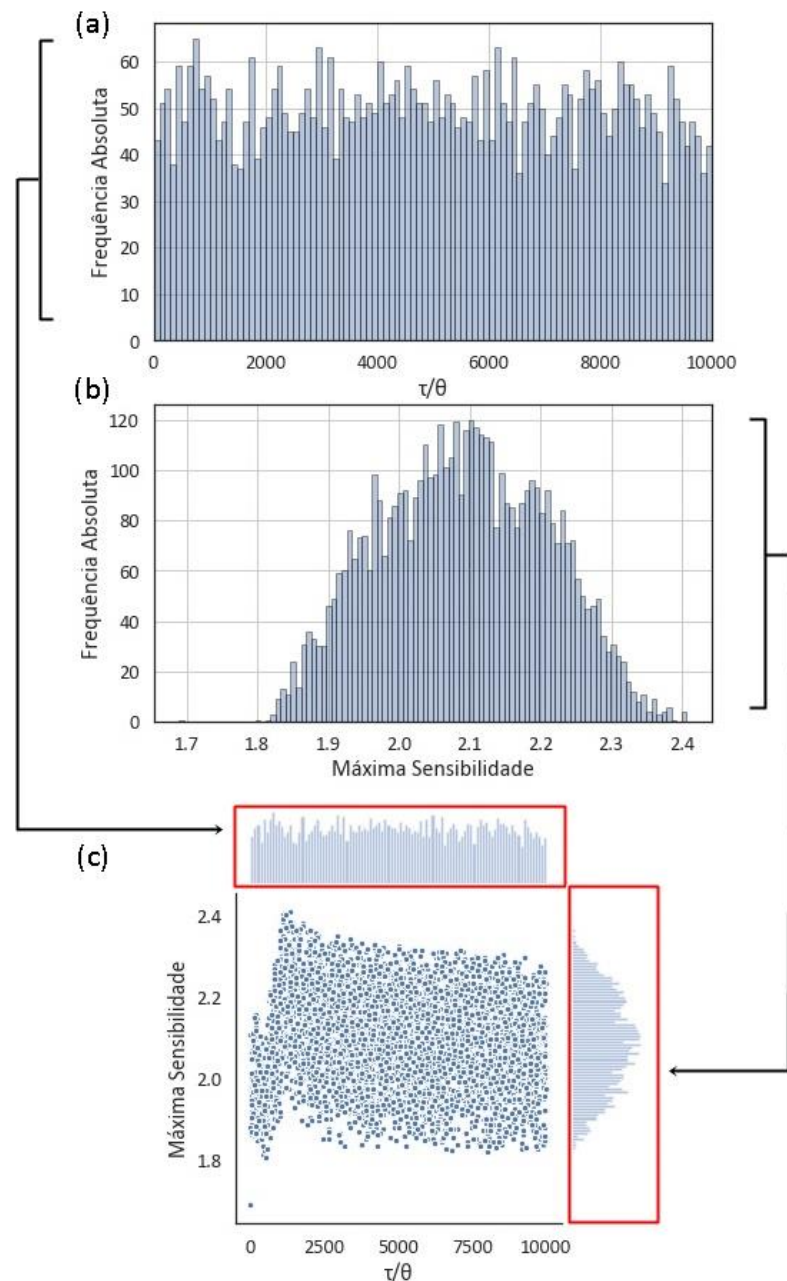


Figura 3.14: Caracterização das plantas do Grupo A em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia e fator de desempenho.

Para os resultados observados nas Figura 3.14, Figura 3.15 e Figura 3.16, a Máxima Sensibilidade média foi igual a $2,09 \pm 0,12$, $2,18 \pm 0,13$ e $2,19 \pm 0,13$ para os Grupos A, B e C, respectivamente. Esses valores médios de Máxima Sensibilidade representam controladores com alto desempenho e também com bom compromisso com a robustez. Foi observado também que, com a utilização do fator de desempenho B , o número de casos que tiveram valores de Máxima Sensibilidade na região da razão τ/θ próxima de zero, distante do valor médio, foram menores.

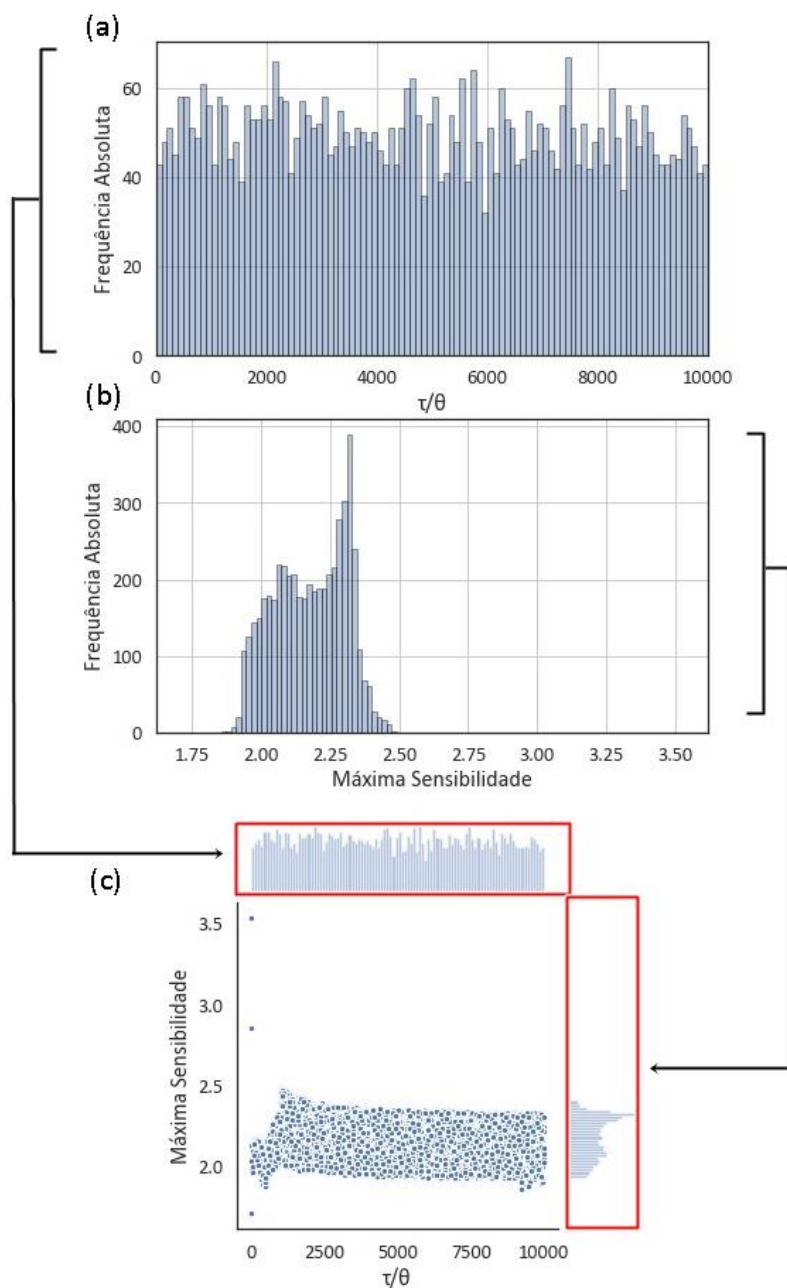


Figura 3.15: Caracterização das plantas do Grupo B em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia e fator de desempenho.

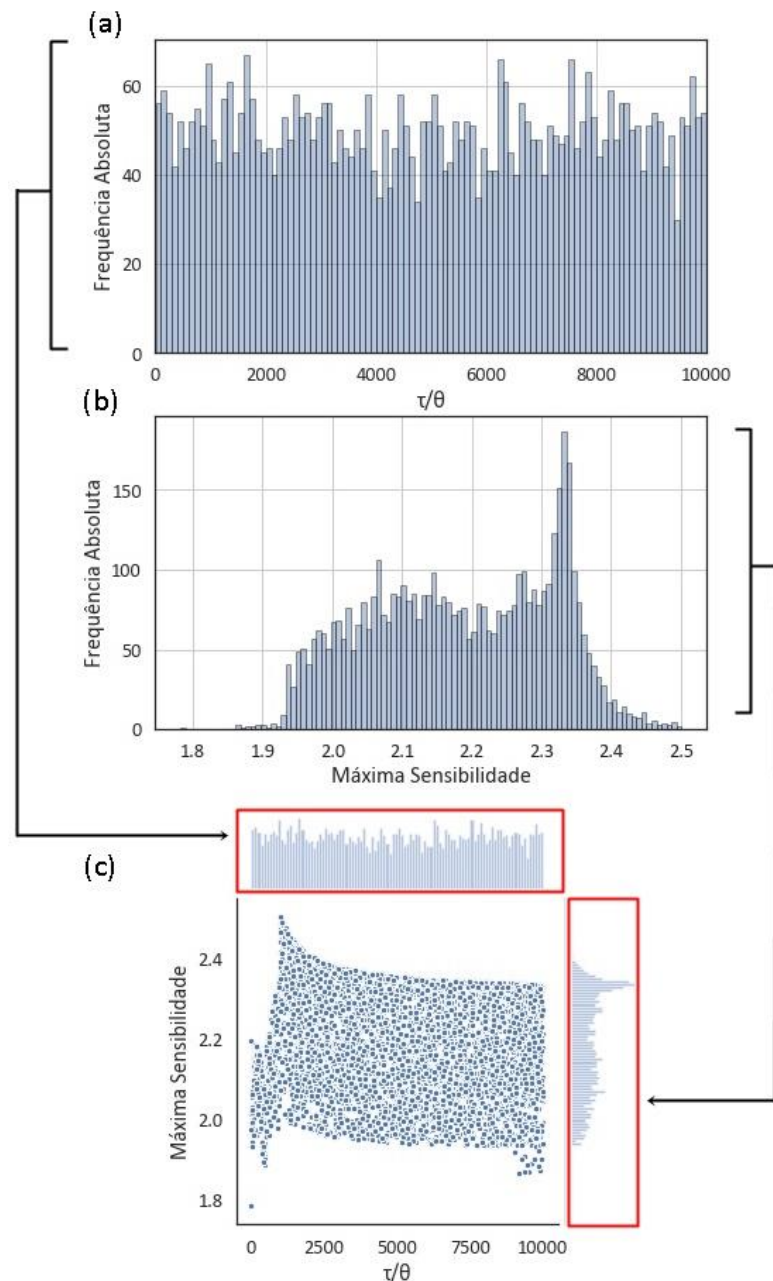


Figura 3.16: Caracterização das plantas do Grupo C em termos de Frequência absoluta em função do parâmetro (a) τ/θ e (b) Máxima sensibilidade e (c) Distribuição combinada da razão τ/θ e Máxima Sensibilidade com o novo método de sintonia e fator de desempenho.

A partir da validação do novo método de sintonia para controladores PID e avaliação da Máxima Sensibilidade obtida para os Grupos A, B e C, recomenda-se, portanto, utilizar um valor de K_p entre os valores obtidos a partir da equação para o K_p , disposta na Tabela 3.8, e a partir desta mesma equação multiplicada pelo fator de desempenho B , disposto na Tabela 3.9, onde esses dois valores de K_p para uma dada planta representam o limite entre maior robustez e maior desempenho para este método de sintonia.

3.4 Análise comparativa do desempenho do novo método de sintonia

A fim de avaliar o desempenho do novo método de sintonia para controladores PIDs, este foi comparado com outros métodos de sintonia, baseado em funções de

transferência de primeira ordem com tempo morto a partir dos métodos de Lee et al. (1998), Arrieta e Vilanova (2011) e Grimholt e Skogestad (2018) e baseado em funções de transferência de segunda ordem com tempo morto a partir dos métodos de Rivera, Morari e Skogestad (1986), Marchetti e Scali (2000) e Lee et al. (1998). Além disso, foi comparado também com a sintonia ótima, i.e., baseada na solução do problema de otimização estabelecido na Equação (3.5).

Para analisar o desempenho destes métodos, o critério IAE, definido na Equação (3.29), foi utilizado para quantificar a performance destes controladores no objetivo de controle servo (mudança de *setpoint* igual a 1) e regulatório (adição de um distúrbio na carga igual a 1) para um caso de cada grupo de plantas, classificado conforme a Tabela 3.10. Nos métodos de sintonia baseados em funções de transferência de primeira ordem com tempo morto, o método de aproximação proposto por Sundaresan e Krishnaswamy (1978) foi utilizado para aproximar a resposta das plantas, originalmente de segunda ordem com tempo morto, por plantas de primeira ordem com tempo morto.

$$IAE = \int_0^{\infty} |y_{set}(t) - y(t)| dt \quad (3.29)$$

3.4.1 Estudo de caso para uma planta do Grupo A ($0,01 \leq \zeta \leq 0,1$)

A planta altamente subamortecida utilizada para o estudo de caso do Grupo A está definida conforme a Equação (3.30). Já a planta aproximada por uma função de transferência de primeira ordem com tempo morto está definida na Equação (3.31). O resultado dessa aproximação pode também ser observado graficamente na Figura 3.17.

$$G_A(s) = \frac{1}{194,592^2 s^2 + 2(0,059)(194,592)s + 1} \exp(-4,264s) \quad (3.30)$$

$$G_{A,aproximada}(s) = \frac{1}{76,741s + 1} \exp(-144,641s) \quad (3.31)$$

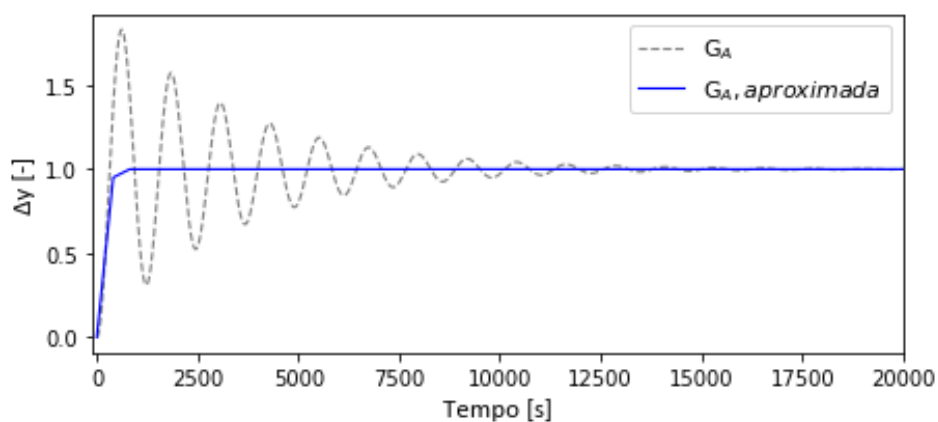


Figura 3.17: Aproximação da $G_A(s)$ por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto ($G_{A,aproximada}(s)$).

A partir das Funções de Transferência apresentadas nas Equações (3.30) e (3.31), projetaram-se os controladores PIDs para os métodos utilizados na análise comparativa. A

seguir, apresenta-se o passo a passo da obtenção dos parâmetros do controlador PID para o novo método de sintonia para a Função de Transferência dada pela Equação (3.30) a partir das Tabela 3.8 e Tabela 3.9:

Passo 1: Cálculo da razão $\frac{\tau}{\theta}$

$$\frac{\tau}{\theta} = \frac{194,592}{4,264} \Rightarrow \frac{\tau}{\theta} = 45,636$$

Passo 2: Cálculo dos parâmetros K_p , τ_i e τ_D

$$K_p = \frac{1}{1} \exp \left[9,084 \cdot 0,059 + (-2,734 \cdot 0,059 + 2,212) \ln(\min(45,636, 10)) - 3,420 \right]$$

$$\Rightarrow K_p = 6,283$$

$$\tau_i = 194,592 \left[(0,516 \cdot 0,059 + 0,209) (\min(45,636, 10)) + 1,021 \exp(-32,968 \cdot 0,059) + 0,160 \right]$$

$$\Rightarrow \tau_i = 525,479$$

$$\tau_D = 194,592 \exp \left[1,314 - 0,206 (\min(45,636, 10)) - 2,879 \cdot 0,059 \right]$$

$$\Rightarrow \tau_D = 77,870$$

Passo 3: Cálculo do fator de desempenho B e aplicação no K_p

$$\frac{\tau}{\theta} = 45,636 \Leftrightarrow 10 \leq \frac{\tau}{\theta} \leq 500$$

$$\Rightarrow B = 14,670 - 14,510 \exp(-0,009 \cdot 45,636)$$

$$\Rightarrow B = 5,047$$

$$\Rightarrow K_p^* = K_p B$$

$$\Rightarrow K_p^* = 6,283 \cdot 5,047$$

$$\Rightarrow K_p^* = 31,710$$

K_p : **MENOR** valor recomendado para o ganho do controlador.

K_p^* : **MAIOR** valor recomendado para o ganho do controlador.

Observação: Se $B < 1$, as definições de K_p e K_p^* são invertidas em relação às definições acima.

Na Tabela 3.11 são sumarizados os valores dos parâmetros dos controladores PIDs obtidos a partir do novo método de sintonia e pelos outros métodos de sintonia utilizados na análise comparativa, bem como o valor de máxima sensibilidade e o desempenho regulatório e servo obtido por cada controlador na planta $G_A(s)$. Destaca-se que nesta tabela, assim como nas Tabela 3.12 e , os valores dos critérios IAE para as duas situações de controle entre parênteses é o valor absoluto e foi utilizado como referência, ou seja,

todos os outros valores de IAE descritos nas tabelas para os outros métodos de sintonia, representam quantas vezes maior foi do valor de referência de cada situação de controle.

Tabela 3.11: Comparação de desempenho baseado no critério IAE e parâmetros dos controladores PIDs obtidos por diferentes métodos de sintonia para $G_A(s)$

Método	Parâmetros do controlador			IAE		Máxima Sensibilidade
	PID			Regulatório	Servo	
	K_p [-]	τ_I [s]	τ_D [s]			
Sintonia ótima	62,073	962,778	46,367	1 (15,508) ^c	1 (71,493) ^c	2,000
Sintonia A	6,283	525,479	77,870	5,239	1,836	1,363
Sintonia B	31,713	525,479	77,870	1,063	1,601	2,001
Lee et al. (1998) ^a	0,030	80,599	1,550	362,034	38,615	1,558
Arrieta e Vilanova (2011)	0,765	134,961	41,700	∞	∞	2,157
Grimholt e Skogestad (2018)	0,086	198,889	18,603	347,064	34,070	1,232
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	0,020	23,152	1635,563	269,079	20,574	1,852
Marchetti e Scali (2000)	1,515	25,094	1510,928	6,589	6,628	4,726
Lee et al. (1998) ^b	1,023	23,005	1646,063	16,817	11,560	15,768

*Sintonia proposta com aplicação do fator B , ^aPara função de transferência de primeira ordem com tempo morto, ^bPara função de transferência de segunda ordem com tempo morto e ^cValor referência.

Ressalta-se que para os métodos de sintonia que possuem parâmetro ajustável (GRIMHOLT e SKOGESTAD, 2018; LEE et al., 1998; MARCHETTI e SCALI, 2000; RIVERA, MORARI e SKOGESTAD, 1986), a escolha deste parâmetro foi determinada a partir da solução de um problema de otimização semelhante ao que foi resolvido para o desenvolvimento do novo método de sintonia (Equação (3.23)), por exemplo. A diferença é que, neste problema, não houve restrição na Máxima Sensibilidade. A decisão de resolver o problema sem restrição se deu pela motivação de comparar o método de sintonia proposto com o melhor desempenho possível, em termos de ISE, obtido através dos métodos disponíveis na literatura. Este destaque também é válido para as subseções 3.4.2 e 3.4.3.

Na Tabela 3.11 observou-se que o método proposto na versão maior desempenho (Sintonia B) apresentou desempenho semelhante ao apresentado pela “Sintonia ótima”. A principal diferença de desempenho, contudo consideravelmente pequena, entre estas duas sintonias esteve situação de controle servo, em que a “Sintonia B” obteve um valor

de IAE correspondente a 1,6 vezes maior que obtido pela “Sintonia ótima”. Vale ressaltar que, para obtenção da “Sintonia ótima” foi necessário um tempo de computacional de 8 horas em média, como fora comentado no desenvolvimento do método proposto, evidenciando assim a importância de obter-se regras de ajustes simples, visto que industrialmente a praticidade e a eficiência são fatores primordiais para a sintonização de controladores.

Na Tabela 3.11 observou-se também que o método proposto em ambas as versões, mais robusta (Sintonia A) ou maior desempenho (Sintonia B), apresentaram desempenho regulatório e servo superiores aos outros métodos de sintonia disponíveis na literatura, por possuírem menores valores do critério IAE. O método de sintonia proposto por Marchetti e Scali (2000) foi o que obteve desempenho mais próximo ao obtido pelo método proposto, ainda assim, a “Sintonia A” e a “Sintonia B” foram 3,61 e 4,14 vezes melhor, respectivamente, no desempenho servo e 1,25 e 6,20 vezes melhor, respectivamente, no desempenho regulatório quando comparado a este método.

A fim de observar o comportamento dinâmico das respostas do sistema sob ação do controlador, foi construído o gráfico da resposta em malha aberta e malha fechada sob ação dos quatro melhores controladores em termos de desempenho e das respectivas ações de controle, como pode ser visto na Figura 3.18.

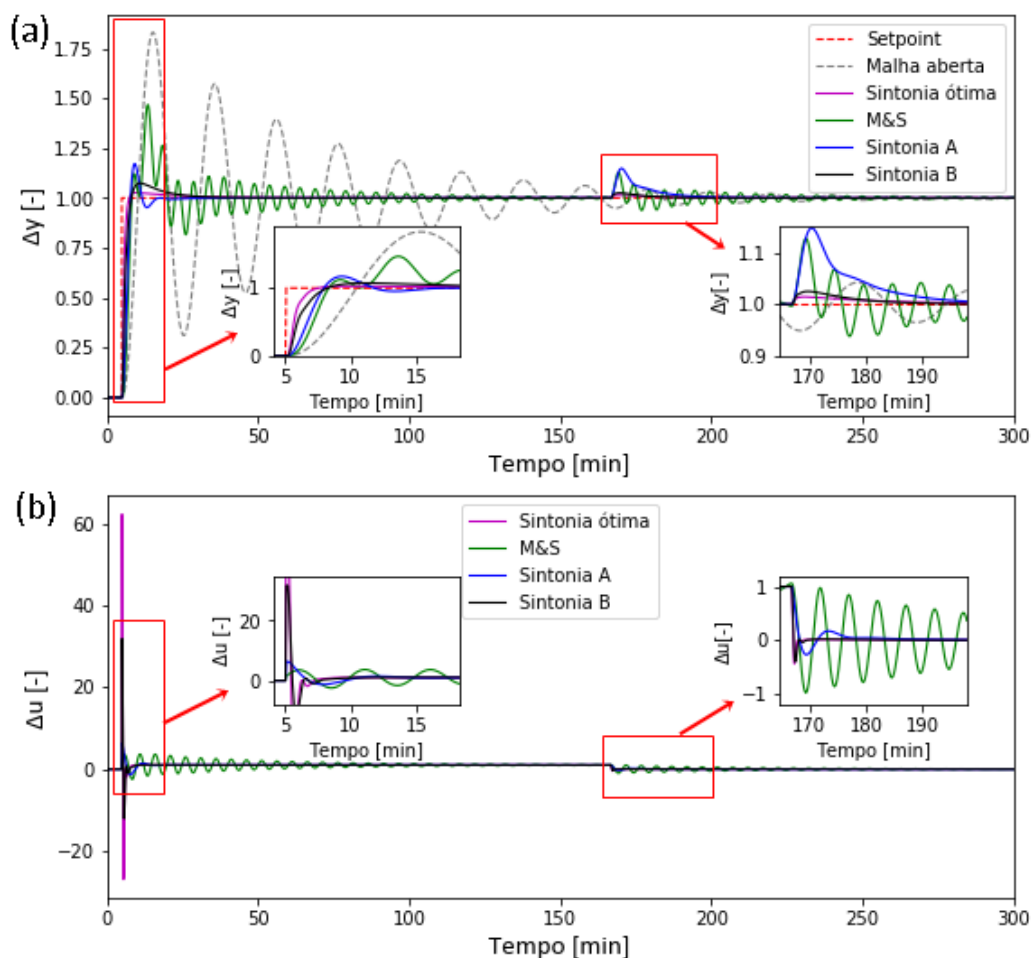


Figura 3.18: Comparação de desempenho entre a sintonia dada pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A”, “Sintonia B” e “Marchetti e Scali (2000)” (M&S) para a planta $G_A(s)$, onde (a) é a resposta da planta e (b) é a ação de controle.

Na Figura 3.18, observa-se que a “Sintonia ótima” e a “Sintonia B” tem uma ação de controle mais agressiva na mudança de *setpoint* comparado aos outros métodos. Isso é causado pelos maiores valores de ganho do controlador que estas sintonias apresentam (Vide Tabela 3.11). Ainda na situação de controle servo, observa-se que embora a “Sintonia A” seja mais robusta que a “Sintonia ótima” e a “Sintonia B”, o desempenho dessas sintonias é semelhante, diferindo pouco no tempo de assentamento da resposta. Já com a sintonia “M&S” (Marchetti e Scali, 2000) a resposta da malha fechada, bem como a ação de controle apresentam uma característica bastante oscilatória e com maior tempo de assentamento.

No controle regulatório, observa-se na Figura 3.18 que a sintonia “M&S” apresenta a mesma característica oscilatória observada na situação de controle servo e isso se deve ao elevado valor do tempo derivativo e pequeno valor do tempo integrativo do controlador. Já em relação ao novo método de sintonia, a “Sintonia A” apresenta um maior desvio da variável controlada nessa situação em relação ao “Sintonia B”, justificada por sua maior robustez.

3.4.2 Estudo de caso para uma planta do Grupo B ($0,001 \leq \zeta \leq 0,01$)

A planta altamente subamortecida utilizada para o estudo de caso do Grupo B está definida conforme a Equação (3.32). Já a planta aproximada por uma função de transferência de primeira ordem com tempo morto está definida na Equação (3.33). O resultado desta aproximação pode também ser observado graficamente na Figura 3.19.

$$G_B(s) = \frac{1}{750,594^2 s^2 + 2(0,0040)(750,594)s + 1} \exp(-1,845s) \quad (3.32)$$

$$G_{B,aproximada}(s) = \frac{1}{280,724s + 1} \exp(-538,546s) \quad (3.33)$$

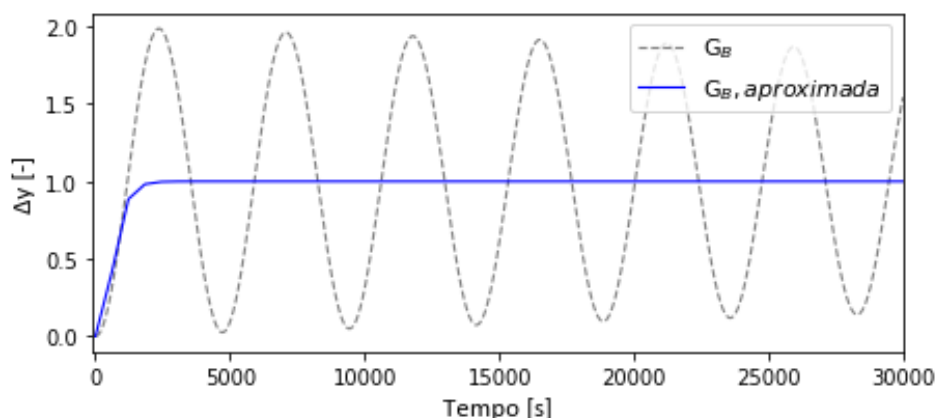


Figura 3.19: Aproximação da $G_B(s)$ por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto ($G_{B,aproximada}(s)$).

A partir das funções de transferência apresentadas nas Equações (3.32) e (3.33), projetaram-se os controladores PID para os métodos utilizados na análise comparativa. Os valores desses parâmetros dos controladores PID, assim como o valor de máxima sensibilidade e o desempenho regulatório e servo obtido por cada controlador na planta $G_B(s)$ estão dispostos na Tabela 3.12.

Na Tabela 3.12 observou-se que o método proposto na versão maior desempenho (Sintonia B) apresentou desempenho semelhante ao apresentado pela “Sintonia ótima” na situação de controle regulatório. Já na situação de controle servo, a “Sintonia B” obteve um valor de IAE correspondente a 2,81 vezes maior que obtido pela “Sintonia ótima”, semelhante ao obtido pela versão mais robusta (Sintonia A).

Na Tabela 3.12 foi observado também que o método proposto em ambas as versões, mais robusta ou maior desempenho, apresentaram desempenho regulatório e servo superiores aos outros métodos de sintonia disponíveis na literatura, com base no critério IAE. Observou-se também que a principal diferença entre a versão mais robusta e de maior desempenho do novo método em relação ao desempenho esteve no controle regulatório, onde o primeiro teve o critério IAE 9,22 vezes maior que o segundo. Por outro lado, no controle servo, ambas as versões do novo método obtiveram desempenho semelhantes.

Tabela 3.12: Comparação de desempenho baseado no critério IAE e parâmetros dos controladores PIDs obtidos por diferentes métodos de sintonia para $G_B(s)$

Método	Parâmetros do controlador PID			IAE		Máxima Sensibilidade
	K_p [-]	τ_I [s]	τ_D [s]	Regulatório	Servo	
Sintonia ótima	119,998	2999,134	39,351	1 (23,154) ^c	1 (183,002) ^c	2,000
Sintonia A	5,390	2376,004	351,901	16,842	2,907	1,238
Sintonia B	77,056	2376,004	351,901	1,826	2,814	2,001
Lee et al. (1998) ^a	$1,744 \cdot 10^{-3}$	281,623	0,326	13605,570	876,207	1,002
Arrieta e Vilanova (2011)	0,755	497,311	154,613	∞	∞	1,503
Grimholt e Skogestad (2018)	$4,816 \cdot 10^{-3}$	719,717	70,020	13168,31	812,729	1,008
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	$3,829 \cdot 10^{-5}$	6,053	93079,979	13766,16	862,283	1,001
Marchetti e Scali (2000)	$3,378 \cdot 10^{-5}$	6,927	81330,503	11513,200	1112,083	1,001
Lee et al. (1998) ^b	$3,752 \cdot 10^{-5}$	6,005	93824,085	13591,440	84,772	1,001

*Sintonia proposta com aplicação do fator B , ^aPara função de transferência de primeira ordem com tempo morto, ^bPara função de transferência de segunda ordem com tempo morto e ^cValor referência.

Em relação aos métodos de sintonia utilizados para comparação com o novo método de sintonia, observou-se que todos eles obtiveram desempenhos semelhantes e

inferiores em relação ao método proposto para ambas as situações de controle, exceto a sintonia proposto por Arrieta e Vilanova (2011) que, novamente, não foi capaz de alcançar os objetivos de controle. Para estes métodos de sintonia, na situação de controle regulatório, o critério IAE médio foi 7190,5 vezes maior em relação ao respectivo valor de referência, já na situação de controle servo, o critério IAE médio foi 322,3 vezes maior em relação ao respectivo valor de referência.

A fim de observar o comportamento dinâmico das respostas do sistema sob ação do controlador, foi construído o gráfico da resposta em malha aberta e malha fechada sob ação dos controladores dado pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A” e “Sintonia B” e das respectivas ações de controle, como pode ser visto na Figura 3.10.

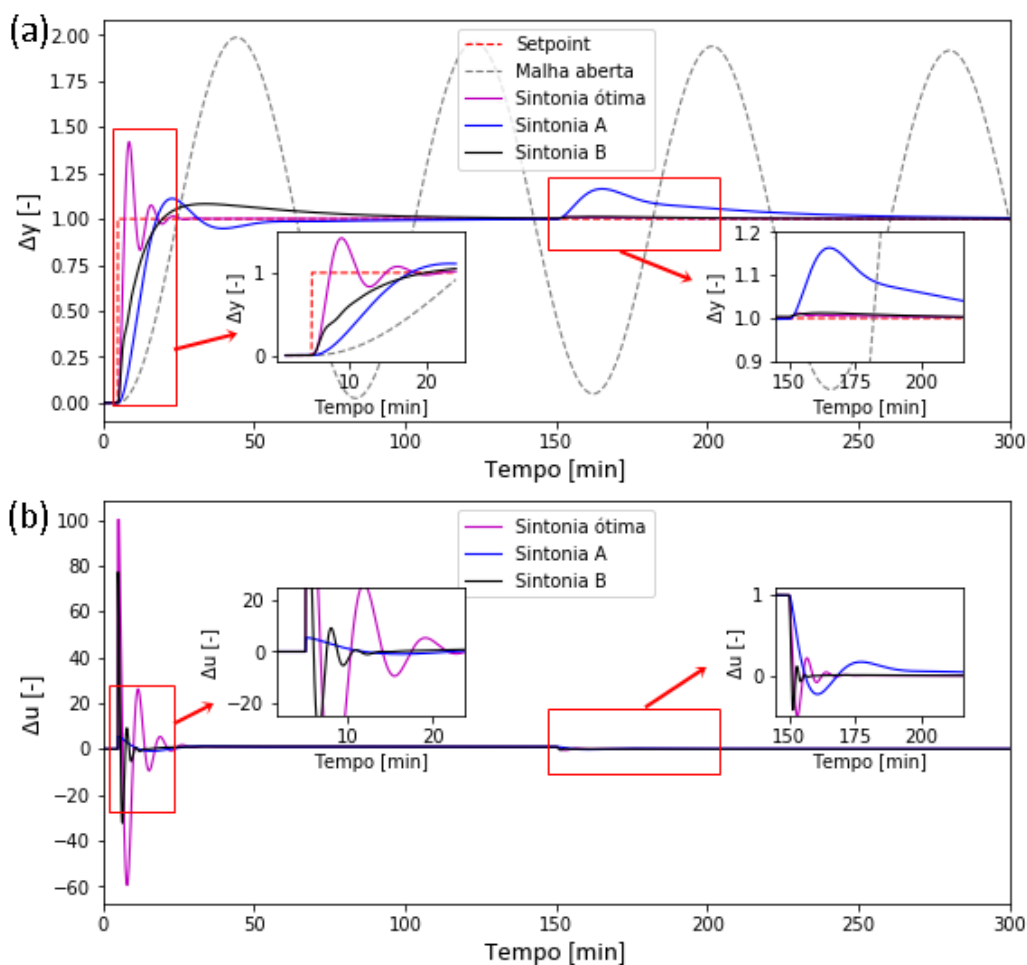


Figura 3.20: Comparação de desempenho entre a sintonia dada pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A” e “Sintonia B” para a planta $G_B(s)$, onde (a) é a resposta da planta e (b) é a ação de controle.

Na Figura 3.20, observou-se que, embora o desempenho na situação de controle tenha sido semelhante, a “Sintonia B” tem uma ação de controle mais agressiva na mudança de *setpoint* comparado a “Sintonia A”, ou seja, para a “Sintonia B” houve um maior esforço da variável manipulada para pouco ganho de desempenho em relação à “Sintonia A”. Como esperado, a principal diferença entre as duas sintonias esteve no desempenho do controle regulatório, em que foi observado que a “Sintonia B” rapidamente retomou a variável controlada ao *setpoint* após a aplicação do distúrbio na carga, enquanto a sintonia “Sintonia A” requisitou um maior tempo para a retomada. Já a

“Sintonia ótima” apresentou uma ação de controle bastante agressiva na mudança de *setpoint*, tornando a resposta da variável controlada mais oscilatória nesta situação de controle.

3.4.3 Estudo de caso para uma planta do Grupo C ($0 \leq \zeta \leq 0,001$)

A planta altamente subamortecida utilizada para o estudo de caso do Grupo C está definida conforme a Equação (3.34). Já a planta aproximada por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto está definida na Equação (3.35). O resultado desta aproximação pode também ser observado graficamente na Figura 3.21.

$$G_C(s) = \frac{1}{305,017^2 s^2 + 2(3,165 \cdot 10^{-4})(305,017)s + 1} \exp(-0,520s) \quad (3.34)$$

$$G_{C,aproximada}(s) = \frac{1}{113,682s + 1} \exp(-218,483s) \quad (3.35)$$

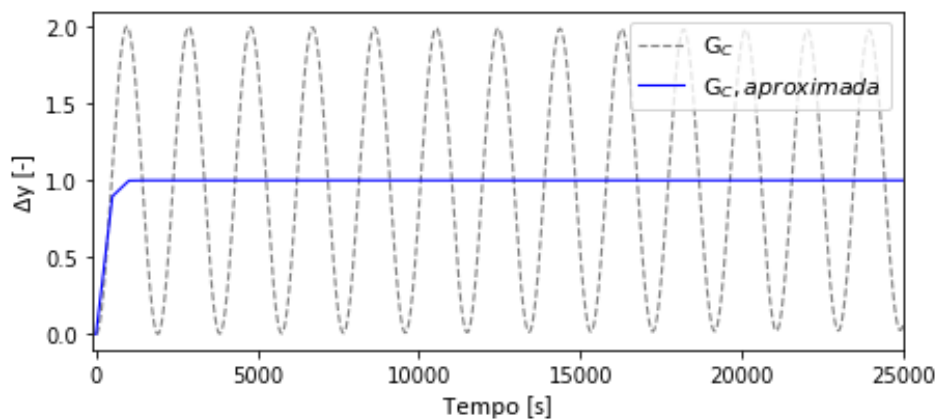


Figura 3.21: Aproximação da $G_C(s)$ por uma Função de Transferência de primeira ordem com tempo morto ($G_{C,aproximada}(s)$).

A partir das funções de transferência apresentadas nas Equações (3.34) e (3.35), projetaram-se os controladores PIDs para os métodos utilizados na análise comparativa. Os valores destes parâmetros dos controladores PIDs, assim como o valor de Máxima Sensibilidade e o desempenho regulatório e servo obtido por cada controlador na planta $G_C(s)$ estão dispostos na .

Na Tabela 3.13 observou-se que, novamente, o método proposto em ambas versões, mais robusta (Sintonia A) ou maior desempenho (Sintonia B), apresentaram desempenho regulatório e servo superiores aos outros métodos de sintonia disponíveis na literatura, com base no critério IAE. Observou-se mais uma vez que a principal diferença entre as duas versões avaliadas do novo método de sintonia esteve no no controle regulatório, onde a versão mais robusta teve o critério IAE 17,271 vezes maior que o segundo. Já no controle servo, o desempenho de ambas versões foi semelhante. Como observado nos casos anteriores também, a “Sintonia B” é a sintonia que mais se aproxima da “Sintonia ótima”.

Em relação aos métodos de sintonia da literatura utilizados para comparação com o novo método, observou-se que todos eles obtiveram desempenhos semelhantes e inferiores em relação ao método proposto para ambas as situações de controle, assim

como no caso anterior (subseção 3.4.2). Para estes métodos de sintonia, na situação de controle regulatório, o critério IAE médio foi 142844,49 vezes maior em relação ao respectivo valor de referência, já na situação de controle servo, o critério IAE médio foi 3704,54 vezes maior em relação ao respectivo valor de referência.

Tabela 3.13: Comparação de desempenho baseado no critério IAE e parâmetros dos controladores PID's obtidos por diferentes métodos de sintonia para $G_C(s)$

Método	Parâmetros do controlador PID			IAE		Máxima Sensibilidade
	K_p [-]	τ_i [s]	τ_D [s]	Regulatório	Servo	
Sintonia ótima	129,974	500,636	106,978	1 (3,859) ^c	1 (157,172) ^c	2,000
Sintonia A	5,335	994,976	144,526	48,304	1,461	1,230
Sintonia B	92,183	994,976	144,526	2,797	1,397	2,087
Lee et al. (1998) ^a	$1,328 \cdot 10^{-4}$	113,710	0,010	39032,470	5395,584	1,000
Arrieta e Vilanova (2011)	0,754	201,541	62,698	∞	∞	1,430
Grimholt e Skogestad (2018)	$3,777 \cdot 10^{-4}$	291,136	28,438	386742,8	4877,464	1,000
Rivera, Morari e Skogestad (1986)	$2,388 \cdot 10^{-7}$	0,193	481829,607	409034,000	5105,734	1,000
Marchetti e Scali (2000)	$5,475 \cdot 10^{-7}$	0,453	205341,862	405468,200	5252,217	1,000
Lee et al. (1998) ^b	$2,340 \cdot 10^{-7}$	0,193	481858,991	406004,400	5237,428	1,000

*Sintonia proposta com aplicação do fator B , ^aPara função de transferência de primeira ordem com tempo morto, ^bPara função de transferência de segunda ordem com tempo morto e ^cValor referência.

A fim de observar o comportamento dinâmico das respostas do sistema sob ação do controlador, foi construído o gráfico da resposta em malha aberta e malha fechada sob ação dos controladores dado pela "Sintonia ótima", "Sintonia A" e "Sintonia B" e das respectivas ações de controle, como pode ser visto na Figura 3.22.

Na Figura 3.22, foi observado um comportamento semelhante ao observado anteriormente, em que a "Sintonia B", assim como a "Sintonia ótima", tiveram uma ação de controle mais agressiva na mudança de *setpoint* comparado a "Sintonia A", sem que houvesse uma grande melhoria no desempenho do controle servo. Já no controle regulatório, observou-se que a "Sintonia ótima" e a "Sintonia B" rapidamente retomaram a variável controlada ao *setpoint* após a aplicação do distúrbio na carga, sem permitir um

grande desvio do *setpoint*, enquanto a “Sintonia A” necessitou de um maior tempo para retomada, permitindo um desvio do *setpoint* maior em relação a outra sintonia.

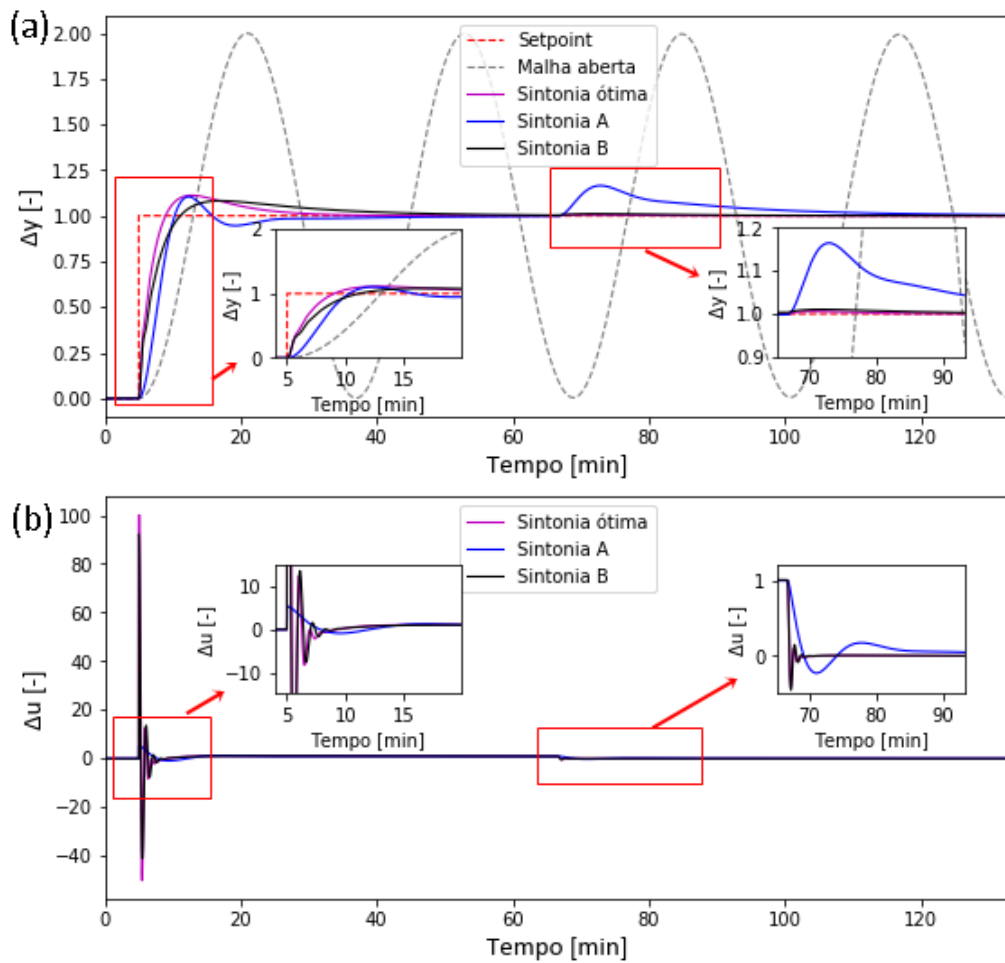


Figura 3.22: Comparação de desempenho entre a sintonia dada pela “Sintonia ótima”, “Sintonia A” e “Sintonia B” para a planta $G_C(s)$, onde (a) é a resposta da planta e (b) é a ação de controle.

3.5 Análise comparativa do lugar das raízes entre o novo método de sintonia e método IMC

A fim de avaliar comparativamente o lugar das raízes do novo método de sintonia, esse foi comparado com a metodologia *Internal Model Control* (IMC), sendo essa última dada por de Rivera, Morari e Skogestad (1986), para os três casos apresentados nas subseções 3.4.1, 3.4.2 e 3.4.3. Vale destacar que o sistema analisado nessa seção é composto pelo produto da Função de Transferência do controlador dada pela Equação (3.36), com a Função de Transferência da planta de cada caso (Equações (3.30), (3.32) e (3.34)). Ressalta-se ainda que o tempo morto de cada planta ($G_A(s)$, $G_B(s)$ e $G_C(s)$) analisada foi aproximado a partir de uma aproximação de Padé de primeira ordem.

$$C_{Ideal}(s) = K_P \left[(Y_{set}(s) - Y(s)) + \frac{(Y_{set}(s) - Y(s))}{\tau_I s} + \tau_D s (Y_{set}(s) - Y(s)) \right] \quad (3.36)$$

Para a construção do lugar das raízes foi utilizado o *software* Matlab R2015a. O lugar das raízes com o método de sintonia proposto e com o método proposto por Rivera, Morari e Skogestad (1986) para $G_A(s)$ está disposto na Figura 3.23. Nessa figura, observou-se que a medida que o ganho do sistema aumenta, os polos do sistema se deslocam para o semiplano direito do eixo imaginário, instabilizando o sistema. Ainda nessa figura, destaca-se que o polo e zero mais afastados do eixo imaginário são oriundos da aproximação de Padé para o tempo morto.

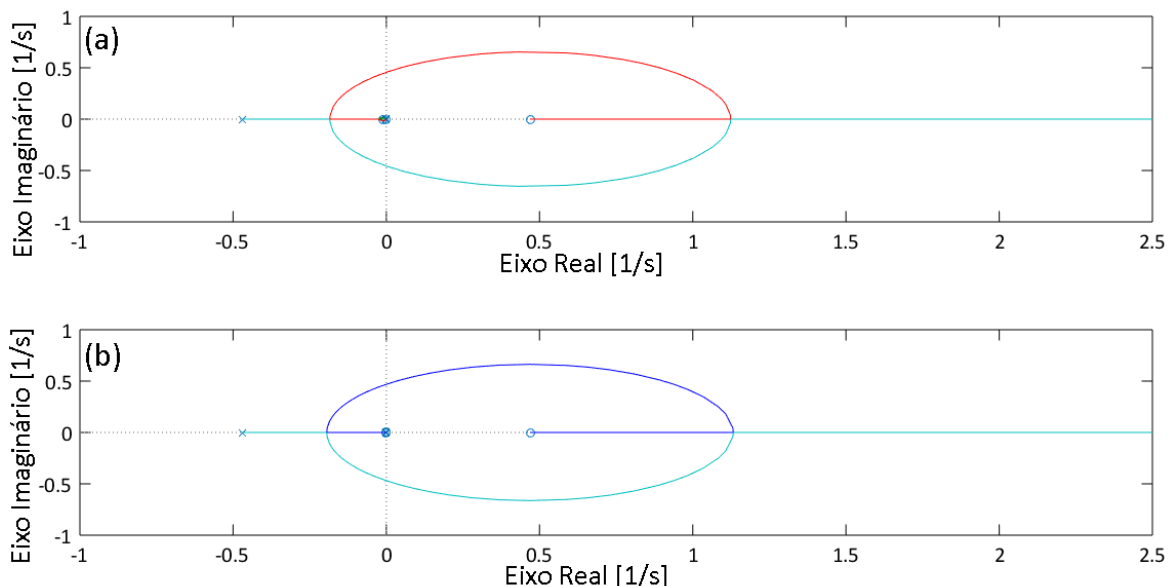


Figura 3.23: Lugar das raízes para $G_A(s)$ com (a) o novo método de sintonia proposto e (b) com a metodologia IMC.

O lugar das raízes para $G_B(s)$ e $G_C(s)$ tem comportamento semelhante ao apresentado para $G_A(s)$ (Figura 3.23) para ambos métodos de sintonia. No entanto, a região de maior interesse e de maior diferença entre as metodologias de sintonia para os três casos avaliados está na proximidade da origem dos eixos, onde estão concentrados os polos dominantes e os zeros inseridos pelo controlador, como pode ser visto na Figura 3.24.

Na Figura 3.24, observou-se que para os três casos analisados, o novo método proposto possui um padrão característico de colocação dos zeros do controlador no eixo real negativo, próximo do polo da origem, oriundo da ação integral do controlador. Já a metodologia IMC, possui um padrão característico de cancelamento dos polos da planta em malha aberta, isto é, inserção dos zeros do controlador na mesma posição dos polos das plantas em malha aberta. Destaca-se que os quadrados pretos dessa figura, indicam a posição dos polos dado a sintonia do controlador, isto é, com o ganho do sistema (controlador-planta) igual aos K_p apresentados para as respectivas metodologias de sintonia nas Tabela 3.11, Tabela 3.12 e Tabela 3.13.

Essa característica apresentada pelo novo método de sintonia mostra vantagens em termos de implementação do algoritmo PID, como a fácil aplicação do ajuste proposto em algoritmo de PID tanto na forma paralela, como também na forma série, visto que nessa configuração, obrigatoriamente, os zeros inseridos pelo controlador estão sempre no eixo real. Além disso, outra característica do método é a possibilidade de aumento de desempenho, visto que o polo dominante do sistema é deslocado para o zero mais

próximo da origem com o aumento do K_p , enquanto os polos que conferem uma característica altamente oscilatória são deslocados na direção e sentido do eixo real negativo até certo ponto (Figura 3.24).

Já característica padrão apresentada pela metodologia IMC (Figura 3.24), é problemática para as plantas altamente subamortecida, pois devido ao cancelamento da dinâmica desses polos a partir dos zeros inseridos pelo controlador próximo ao eixo imaginário, não permite um bom desempenho para qualquer valor de K_p , visto que os polos dominantes estarão sempre na proximidade da origem. Outro comportamento exibido devido a essa característica é um desempenho de controle regulatório muito inferior frente ao desempenho de controle servo, como foi exposto anteriormente em termos do critério IAE nas Tabela 3.11, Tabela 3.12 e Tabela 3.13.

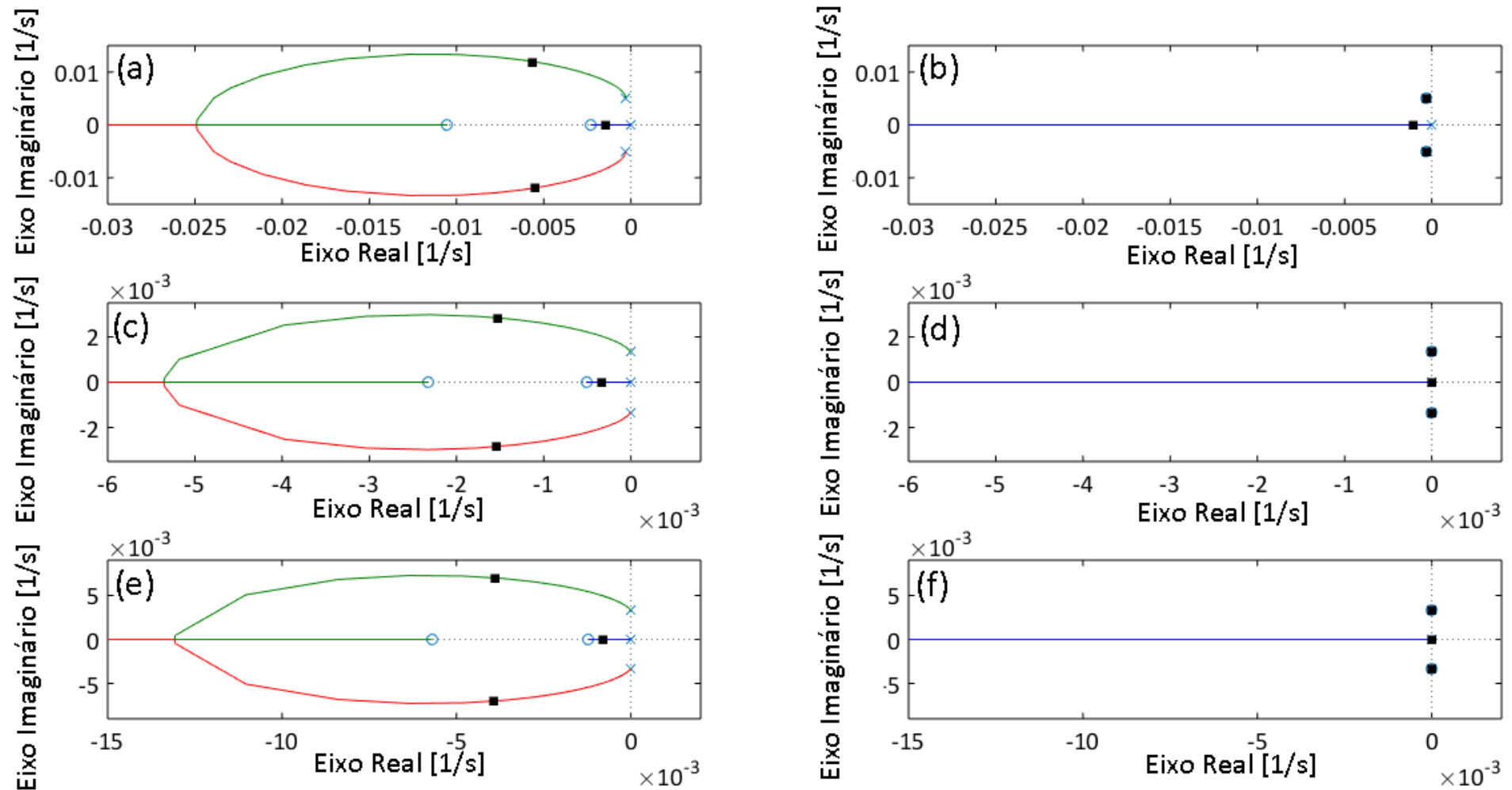


Figura 3.24: Região próxima à origem dos eixos para o lugar das raízes para $G_A(s)$ com (a) o novo método de sintonia proposto e (b) com a metodologia IMC, para $G_B(s)$ com (c) o novo método de sintonia proposto e (d) com a metodologia IMC e para $G_C(s)$ com (e) o novo método de sintonia proposto e (f) com a metodologia IMC.

Capítulo 4 – Aplicação do Novo Método de Sintonia em Sistemas de Produção de Petróleo em Ambiente *Offshore*

Neste capítulo será apresentada a descrição matemática do modelo utilizado para representação de um sistema de produção de petróleo em ambiente *offshore*, o projeto de controladores PIDs para esse sistema a partir do novo método de sintonia, e avaliação da capacidade de estabilização de produção através do fechamento da malha de controle. Além disso, será avaliada também a capacidade de rejeição a distúrbios das sintonias obtidas.

4.1 Descrição da Modelagem Matemática do *Fast Offshore Well Model (FOWM)*

O *Fast Offshore Well Model (FOWM)* é um modelo constituído pela combinação de outros modelos, representativos para segmentos do sistema de produção de petróleo, disponíveis na literatura como a modelagem proposta por Di Meglio, Kaasa e Petit (2009) e Jahanshahi, Skogestad e Hansen (2012), por exemplo. De acordo com Diehl et al. (2017), o FOWM é o primeiro modelo capaz de englobar todo o sistema de produção de petróleo (reservatório, coluna de produção, anular do *gas-lift*, *flowline* e *riser*), sendo representativo para típicos sistemas de produção de petróleo em águas profundas e ultraprofundas que utilizam o método de elevação artificial *gas-lift* contínuo.

O FOWM é baseado apenas em equações de conservação de massa, sendo seis estados representativos para o sistema, dados pelas Equações (4.1), (4.2), (4.3), (4.4), (4.5) e (4.6). A Figura 4.1 ilustra o sistema modelado pelo FOWM.

$$\frac{dm_{ga}}{dt} = W_{gc} - W_{iv} \quad (4.1)$$

$$\frac{dm_{gt}}{dt} = W_r \alpha_{gw} + W_{iv} - W_{whg} \quad (4.2)$$

$$\frac{dm_{lt}}{dt} = W_r (1 - \alpha_{gw}) - W_{whl} \quad (4.3)$$

$$\frac{dm_{gb}}{dt} = (1 - E) W_{whg} - W_g \quad (4.4)$$

$$\frac{dm_{gr}}{dt} = E W_{whg} + W_g - W_{gout} \quad (4.5)$$

$$\frac{dm_{lr}}{dt} = W_{whl} - W_{lout} \quad (4.6)$$

As Equações (4.1), (4.2), (4.3), (4.4), (4.5) e (4.6) representam os estados de massas de líquido e gás em diferentes seções do sistema ilustrado na Figura 4.1, onde m_{ga} é a massa de gás no anular, m_{gt} é a massa de gás na coluna de produção ou *tubing*, m_{lt} é a massa de líquido na coluna de produção, m_{gb} é a massa de gás na bolha à jusante da válvula virtual, m_{gr} e m_{lr} são a massa de gás e líquido, respectivamente, na fronteira entre o *flowline/riser*. E é a fração mássica de gás que é desviada (*bypasses*) da bolha à jusante da válvula e α_{gw} é a fração mássica de gás na condição de pressão e temperatura do reservatório.

As relações para as taxas de fluido utilizadas nas Equações (4.1), (4.2), (4.3), (4.4), (4.5) e (4.6) são dadas a partir das seguintes equações:

$$W_{iv} = K_a \sqrt{\rho_{ai} (P_{ai} - P_{ib})} \quad (4.7)$$

$$W_r = K_r \left[1 - \left(0,2 \frac{P_{bh}}{P_r} \right) - \left(0,8 \frac{P_{bh}}{P_r} \right)^2 \right] \quad (4.8)$$

$$W_{whg} = K_w \sqrt{\rho_L (P_{tt} - P_{rb})} \alpha_{gt} \quad (4.9)$$

$$W_{whl} = K_w \sqrt{\rho_L (P_{tt} - P_{rb})} (1 - \alpha_{gt}) \quad (4.10)$$

$$W_g = C_g (P_{eb} - P_{rb}) \quad (4.11)$$

$$W_{gout} = \alpha_g C_{out} z \sqrt{\rho_L (P_{rt} - P_S)} \quad (4.12)$$

$$W_{lout} = \alpha_l C_{out} z \sqrt{\rho_L (P_{rt} - P_S)} \quad (4.13)$$

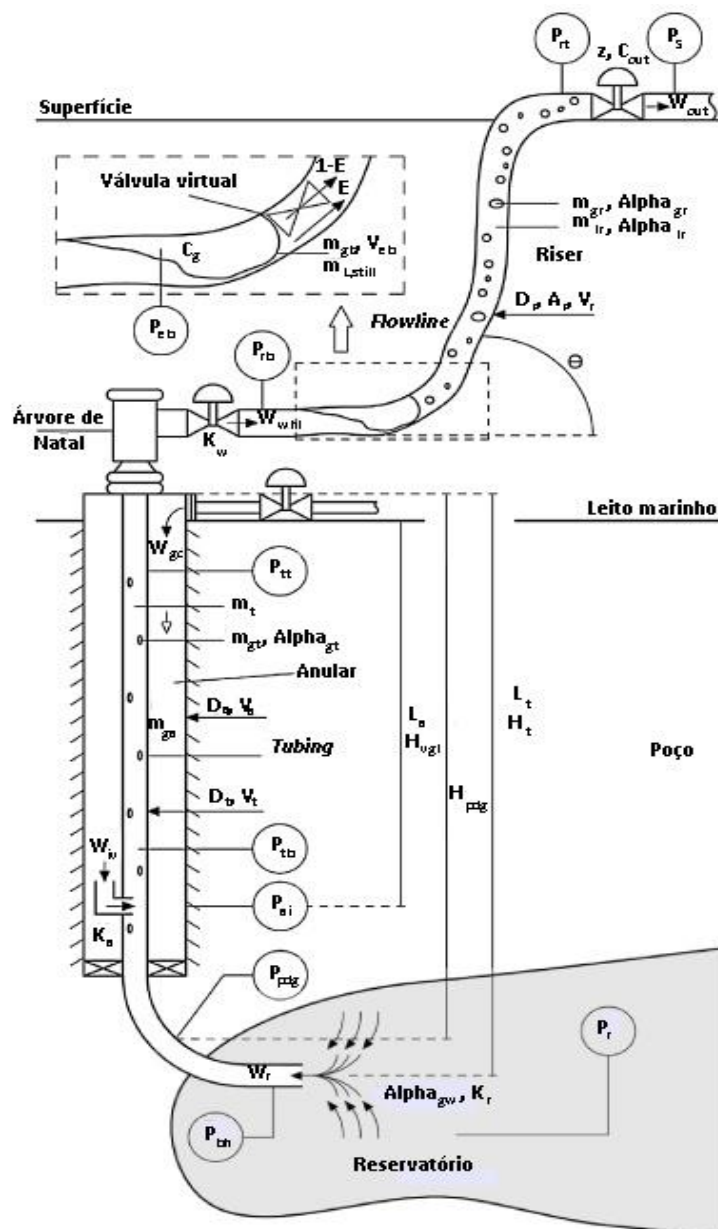


Figura 4.1: Sistema de produção de óleo e gás em ambiente offshore modelado pelo FOWM. FONTE: Adaptado de Diehl et al. (2017).

onde W_{gc} é a taxa mássica do *gas-lift* que entra no anular, W_{iv} é a taxa mássica entre o anular e a coluna de produção, W_r é a taxa mássica do fluido do reservatório para a base da coluna de produção, W_{whg} e W_{whl} são, respectivamente, as taxas de gás e líquido através da Árvore de Natal, W_g é a taxa mássica na válvula virtual, e W_{gout} e W_{lout} são, respectivamente, a taxa mássica de gás e líquido através da válvula *Choke* de produção. K_a , K_r e K_w são os coeficientes de fluxo entre o anular e o *tubing*, entre o reservatório e o *tubing* e da Árvore de Natal, respectivamente. C_g e C_{out} são as constantes da válvula virtual e da válvula *Choke* de produção, respectivamente e z é a fração de abertura da válvula *Choke*. P_r e P_s são as pressões do reservatório e do separador gravitacional nas instalações de superfície, respectivamente.

A fração mássica de gás no *tubing* (α_{gt}), de gás (α_{gr}) e líquido (α_{lr}) no *flowline/riser* são calculados a partir das Equações (4.14), (4.15) e (4.16), respectivamente. A massa específica do líquido (ρ_L) é considerada constante, já a do gás (ρ_{ai}) é calculada a partir da

Equação (4.17), considerandos-se gás ideal onde M é a massa molecular média do gás, P_{ai} é a pressão do anular no ponto de injeção de gás para o *tubing*, R é a constante universal dos gases e T é a temperatura média do sistema de produção.

$$\alpha_{gt} = \frac{m_{gt}}{m_{gt} + m_{lt}} \quad (4.14)$$

$$\alpha_{gr} = \frac{m_{gr}}{m_{gr} + m_{lr}} \quad (4.15)$$

$$\alpha_{lr} = 1 - \alpha_{gr} \quad (4.16)$$

$$\rho_{ai} = \frac{MP_{ai}}{RT} \quad (4.17)$$

A pressão do anular no ponto de injeção de gás para o *tubing* (P_{ai}), pressão no ponto de injeção de gás no lado do *tubing* (P_{tb}), a pressão na entrada no ponto de conexão entre o reservatório e o poço (P_{bh}), a pressão na posição PDG (P_{pdg}), a pressão no topo do *tubing* (P_{tt}), a pressão à montante da válvula virtual (P_{rb}), a pressão da bolha (P_{eb}) e a pressão no topo do *riser* (P_{rt}) são calculadas a partir das seguintes relações:

$$P_{ai} = \left(\frac{RT}{V_a M} + \frac{gL_a}{V_a} \right) m_{ga} \quad (4.18)$$

$$P_{tb} = P_{tt} + \rho_{mt} g H_{vgl} \quad (4.19)$$

$$P_{bh} = P_{pdg} + \rho_{mres} g (H_t - H_{pdg}) \quad (4.20)$$

$$P_{pdg} = P_{tb} + \rho_{mres} g (H_{pdg} - H_{vgl}) \quad (4.21)$$

$$P_{tt} = \frac{\rho_{gt} RT}{M} \quad (4.22)$$

$$P_{rb} = P_{rt} + \frac{(m_{lr} + m_{L,still}) g \text{sen}(\theta)}{A_{SS}} \quad (4.23)$$

$$P_{eb} = \frac{m_{gb} RT}{M V_{eb}} \quad (4.24)$$

$$P_{rt} = \frac{m_{gr} RT}{M \left(\omega_u V_{SS} - \frac{m_{lr} + m_{L,still}}{\rho_L} \right)} \quad (4.25)$$

Onde g é a aceleração da gravidade, V_a é o volume do anular, L_a é o comprimento vertical do anular. O comprimento vertical entre Árvore de Natal e a válvula de *gas-lift*, entre Árvore de Natal e o transmissor de PDG e entre Árvore de Natal e o ponto de conexão

entre o reservatório e o poço são representados por H_{vgl} , H_{pdg} e H_t , respectivamente. θ_a é a inclinação média do *riser*, $m_{L,still}$ é a massa mínima de líquido que permanece no *flowline/riser*, V_{eb} é o volume da bolha, ω_u é um parâmetro utilizado para alocação da bolha e ρ_{mres} é a densidade de mistura do fluido do reservatório.

A massa específica da mistura no *tubing* (ρ_{mt}) é calculada a partir da Equação (4.26), enquanto a densidade do gás (ρ_{gt}) nesta seção é calculada a partir da Equação (4.27), onde V_t é o volume do *tubing* e V_{gt} é o volume ocupado pelo gás no *tubing*.

$$\rho_{mt} = \frac{m_{gt} + m_{lt}}{V_t} \quad (4.26)$$

$$\rho_{gt} = \frac{m_{gt}}{V_{gt}} \quad (4.27)$$

A área da seção transversal da seção *flowline/riser* (A_{SS}), o volume do *flowline/riser* (V_{SS}), o volume do *tubing* (V_t), o volume de gás no *tubing* (V_{gt}), o volume do anular de *gas-lift* (V_a) são dados a partir das seguintes relações:

$$A_{SS} = \frac{\pi D_{SS}^2}{4} \quad (4.28)$$

$$V_{SS} = \frac{\pi D_{SS}^2 L_r}{4} + \frac{\pi D_{SS}^2 L_{fl}}{4} \quad (4.29)$$

$$V_t = \frac{\pi D_t^2 L_t}{4} \quad (4.30)$$

$$V_{gt} = V_t - \frac{m_{lt}}{\rho_L} \quad (4.31)$$

$$V_a = \frac{\pi D_a^2 L_a}{4} \quad (4.32)$$

Onde D_{SS} , D_t , D_a são os diâmetros do *flowline/riser*, *tubing* e anular, respectivamente. L_r , L_{fl} e L_t são os comprimentos do *riser*, *flowline* e *tubing*, respectivamente.

4.2 Metodologia

Na avaliação da estabilização da produção de petróleo baseada no modelo FOWM em malha fechada, foram utilizados os parâmetros de um poço real, identificado como “Well A” no trabalho desenvolvido por Diehl et al. (2017) e denominado como “Poço A” neste trabalho, para simulação deste sistema, onde estes parâmetros estão descritos na Tabela 4.1. Para as simulações e desenvolvimento dos gráficos foram utilizadas as linguagens de programação Python e Modelica. No desenvolvimento e análises em Python desse capítulo foram utilizadas as bibliotecas NumPy (NUMPY DEVELOPERS, 2019), Python Control Systems (PYTHON-CONTROL.ORG, 2018), Matplotlib (HUNTER et al., 2018), PyFMI (PYTHON SOFTWARE FOUNDATION, 2019) e SciPy (JONES et al., 2001).

Tabela 4.1: Parâmetros do FOWM utilizados nas simulações

Parâmetros	Valor	Parâmetros	Valor
ρ_L [kg/m ³]	900	H_{pdg} [m]	1117
P_r [Pa]	$225 \cdot 10^5$	H_{vgl} [m]	916
P_S [Pa]	$10 \cdot 10^5$	D_{SS} [m]	0,15
α_{gw}	0,0188	D_t [m]	0,15
ρ_{mres} [kg/m ³]	892	D_a [m]	0,14
M [kg/kmol]	18	W_{gc} [kg/s]	1,430
T [K]	298	$m_{L,still}$ [kg]	710,982
R [m ³ Pa kmol ⁻¹ K ⁻¹]	8314	C_g [m ⁻¹]	2,346
g [m/s ²]	9,81	C_{out} [m ⁻¹]	$5,814 \cdot 10^{-3}$
θ_a [rad]	$\pi/4$	V_{eb} [m ³]	90,160
L_r [m]	1569	E [-]	$3,582 \cdot 10^{-2}$
L_{fl} [m]	2928	K_w [m ⁻¹]	$1,021 \cdot 10^{-3}$
L_t [m]	1639	K_a [m ⁻¹]	$1,767 \cdot 10^{-4}$
L_a [m]	1118	K_r [m ⁻¹]	2,467
H_t [m]	1279	ω_u [-]	1

Esses sistemas de produção de petróleo são conhecidos por ter regiões de operação estável e instável operacionalmente (ciclo limite), como foi discutido no Capítulo 1 deste trabalho. Para este sistema com essas características da Tabela 4.1, plotou-se o diagrama de bifurcação para três diferentes taxas de *gas-lift* (parâmetro W_{gc} do FOWM), Figura 4.2.

Para o diagrama de bifurcação apresentado na Figura 4.2, os pontos Hopf são iguais aproximadamente a 19%, 21% e 22% de abertura de válvula *Choke* para a vazão de *gas-lift* iguais a 1,29 kg/s, 1,43 kg/s e 1,57 kg/s, respectivamente. Vale ressaltar, que após o ponto Hopf, isto é, à direita deste ponto, a pressão na PDG, assim como as outras variáveis do sistema, como a vazão de óleo, por exemplo, encontram-se em ciclo limite, dentro de um valor máximo e mínimo. Já à esquerda do ponto Hopf, os valores das variáveis do sistema correspondem aos respectivos estados estacionários.

Outra característica também importante neste sistema de produção de petróleo é que, à medida que o valor de abertura da válvula *Choke* se aproxima do ponto Hopf, a dinâmica do sistema passa a ter um comportamento altamente oscilatório, isto é, um

comportamento altamente subamortecido. Com base neste conhecimento, os controladores, que foram utilizados neste capítulo, são projetados num ponto de operação próximo ao ponto de bifurcação: 19% de abertura de válvula *Choke* para o caso da vazão de *gas-lift* igual 1,43 kg/s.

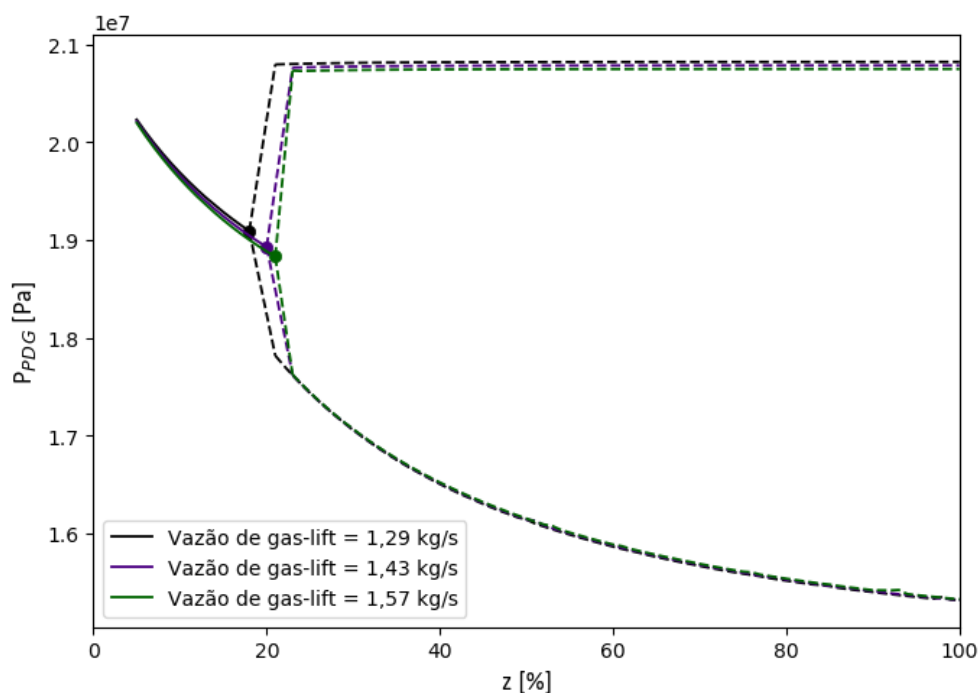


Figura 4.2: Diagrama de bifurcação do Poço A em termos da pressão PDG (P_{PDG}) e abertura da válvula *Choke* (z) para diferentes taxas de *gas-lift*.

Na estabilização de produção de petróleo foram avaliadas malhas de controle do tipo SISO, onde a variável manipulada foi a abertura de válvula *Choke* e a variável controlada foi a pressão na PDG (P_{PDG} , do FOWM) ou na TPT (P_{tt} , do FOWM). Os controladores foram sintonizados a partir do novo método de sintonia de controladores PID para sistema altamente subamortecidos, apresentados nas Tabela 3.8 e Tabela 3.9. Para realizar estas sintonias, foram identificados as correspondentes Funções de Transferência de segunda ordem a partir de um teste degrau aplicado na variável manipulada, onde a magnitude deste degrau foi igual a 1%.

A identificação da resposta degrau para ambas as variáveis controladas foram realizadas através dos ajustes dos respectivos dados de simulação com as respectivas funções de transferência de segunda ordem (no domínio do tempo) a partir da minimização da função objetivo de mínimos quadrados, descrita na Equação . O controlador PID utilizado na estabilização da produção de petróleo foi um ISA-PID, representado pela Equação , cujo K_p , τ_i e τ_D foi dado a partir do método de sintonia proposto e os parâmetros b , c e N foram iguais 1, 0 e 10, respectivamente.

A partir dos controladores projetados, foi verificada a capacidade de estabilização da produção de óleo a partir do fechamento da malha de controle em pontos de operação da região de ciclo limite: 22% e 50% de abertura de *Choke*. Além disso, foi avaliado o cumprimento do objetivo de controle servo e regulatório após as respectivas estabilizações. Na análise do controle servo, foi examinada a capacidade máxima alcançável de abertura *Choke*, sem instabilizar o sistema. Já na análise do controle

regulatório, foi avaliada a capacidade de rejeição a distúrbios a partir da adição de distúrbios na carga de *gas-lift* de 10% e -10% em relação ao valor inicial de *gas-lift* do sistema (1,43 kg/s).

De acordo com Diehl et al. (2018), as válvulas *Choke* destes sistemas de produção de petróleo são válvulas que são manipuladas através de um atuador de passo, que apresentam dinâmicas lentas, da ordem de 5 a 10 minutos para sair de uma posição totalmente fechada (0% de abertura) para uma posição totalmente aberta (100% de abertura) e vice-versa. Assim, a fim de aproximar-se mais de um sistema real, foi considerada uma dinâmica na variável manipulada nas simulações em malha fechada, de forma que a mesma possuísse uma taxa de $0,24\% \cdot s^{-1}$, i.e. aproximadamente 7 minutos para sair de uma posição totalmente fechada para uma posição totalmente aberta.

4.3 Projeto dos Controladores PIDs

A resposta das identificações das Funções de Transferência para a pressão na PDG e TPT, $G_{PDG}(s)$ e $G_{TPT}(s)$, assim como os dados da simulação do FOWM para resposta degrau estão representadas graficamente nas Figura 4.3 e Figura 4.4, respectivamente. Já a representação matemática das Funções de Transferência para a pressão na PDG e TPT estão descritas nas Equações (4.33) e (4.34), respectivamente.

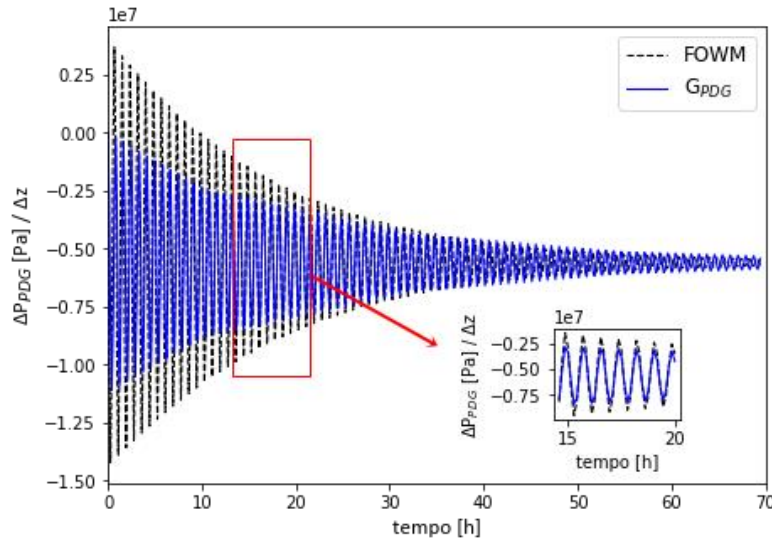


Figura 4.3: Identificação da Função de Transferência para pressão na PDG.

$$G_{PDG}(s) = \frac{-5605271,08}{(474,464)^2 s^2 + 2(5,646 \cdot 10^{-3})(474,464)s + 1} \quad (4.33)$$

$$G_{TPT}(s) = \frac{-7152936,95}{(475,382)^2 s^2 + 2(6,140 \cdot 10^{-3})(475,382)s + 1} \quad (4.34)$$

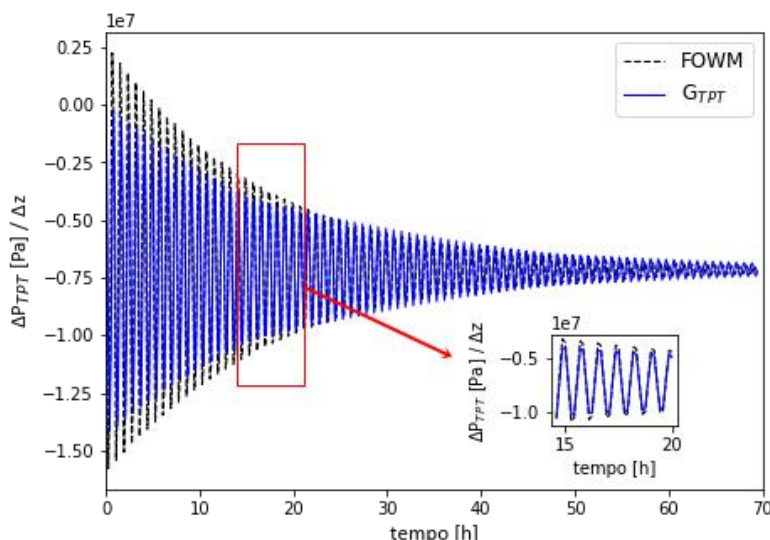


Figura 4.4: Identificação da Função de Transferência para pressão na TPT.

A partir das Figura 4.3 e Figura 4.4, observa-se que as Funções de Transferência de segunda ordem conseguiram aproximar adequadamente o comportamento altamente oscilatório do sistema. A partir das Equações (4.33) e (4.34), foi observado também que a dinâmica das pressões na PDG e TPT são semelhantes, τ e ζ da mesma ordem de grandeza, diferindo apenas no ganho estacionário de cada Função de Transferência.

Com as Equações (4.33) e (4.34), a partir do novo método de sintonia, foram projetados três controladores para cada função de transferência, estando dispostos nas Tabela 4.2 e Tabela 4.3 para as respectivas funções de transferência, onde a “Sintonia A” é a sintonia com o menor valor recomendado para o ganho do controlador (sintonia mais robusta), a “Sintonia B” é a sintonia com maior valor recomendado para o ganho do controlador (maior desempenho) e a “Sintonia C” é a sintonia cujo parâmetro K_p é determinado a partir da média aritmética entre os dois valores de K_p dado pelas sintonias anteriores.

Tabela 4.2: Parâmetros controlador PID obtidos a partir do novo método de sintonia para $G_{PDG}(s)$

Sintonia	Parâmetros do controlador		
	K_p [Pa^{-1}]	τ_i [s]	τ_D [s]
Sintonia A	$-9,661 \cdot 10^{-7}$	1483,519	221,391
Sintonia B	$-1,398 \cdot 10^{-5}$	1483,519	221,391
Sintonia C	$-7,473 \cdot 10^{-6}$	1483,519	221,391

Destaca-se que, embora não tenha sido considerado tempo morto nas simulações do FOWM e, conseqüentemente, nas identificações das Funções de Transferência, devido a dinâmica da variável manipulada existe um tempo morto associado ao processo. Por exemplo, para uma variação de 0,24% na variável manipulada é necessário o tempo de 1 segundo. Assim, na obtenção dos parâmetros do controlador, a partir do método de sintonia proposto, adotou-se o parâmetro θ igual a 1 segundo.

Tabela 4.3: Parâmetros controlador PID obtidos a partir do novo método de sintonia para $G_{TPT}(s)$

Sintonia	Parâmetros do controlador		
	K_p [Pa^{-1}]	τ [s]	τ_D [s]
Sintonia A	$-7,586 \cdot 10^{-7}$	1479,378	221,343
Sintonia B	$-1,098 \cdot 10^{-5}$	1479,378	221,343
Sintonia C	$-5,869 \cdot 10^{-6}$	1479,378	221,343

4.4 Estabilização da Produção de Petróleo em Malha Fechada

A partir das sintonias apresentadas nas Tabela 4.2 e Tabela 4.3 foi avaliada a capacidade de estabilização e cumprimento dos objetivos específicos de controle: controle servo (subseção 4.4.1) e controle regulatório (subseção 4.4.2). Destaca-se que embora tenha sido apresentada três versões de sintonia para cada variável controlada, nestas avaliações foram comparadas apenas as versões denominadas “Sintonia A” e “Sintonia C”, a versão “Sintonia B” mostrou-se muito agressiva para este sistema, exigindo demasiadamente da variável manipulada devido ao seu elevado ganho em comparação às outras duas sintonias.

Antes de partir para as avaliações de controle servo e regulatório, foi avaliado o comportamento da produção de óleo em malha aberta para diversos valores de abertura de válvula *Choke*, como pode ser visto na Figura 4.5.

Na Figura 4.5, observa-se que, a partir de uma abertura de *Choke* igual a 20% tem-se uma produção em ciclo limite, onde os valores em vermelho dentro do gráfico representam uma produção média, destacando que, para a identificação destes valores de produção em ciclo limite, foi considerado um período de tempo maior a fim de obter um valor representativo. Essa produção em ciclo limite é esperada devido o ponto Hopf deste sistema ser igual a 21%, cujo diagrama em termos da pressão na PDG foi apresentado na Figura 4.2.

Ainda na Figura 4.5, observa-se também que após o ponto de bifurcação a produção média cai bastante, aproximadamente em torno de 55,5% (comparando a produção no ponto de abertura de *Choke* de 40% com o de 20%) isto ocorre pois num ciclo, a produção de óleo passa maior parte deste período no limite inferior da produção, apresentado, num período bem menor, um pico de produção. Vale ressaltar que esta perda de produção acentuada entre uma região estável de produção e uma região de ciclo limite é uma característica do FOWM. A fim de avaliar o comportamento da produção de óleo numa faixa maior da região estável e numa região mais próxima do ponto Hopf, foi contruído um gráfico de produção numa faixa de abertura de *Choke* de 1% a 40%, como pode ser observado na Figura 4.6.

Na Figura 4.6, observa-se que na abertura de válvula igual a 20% obtem-se a produção máxima igual a 40 kg/s. Além disso, a perda de produção entre 20% e 21% de abertura da válvula *Choke* é aproximadamente igual a 43,8%. Ressalta-se, no entanto, que o ponto de operação de produção máxima é muito próximo do ponto Hopf e que a presença de qualquer distúrbio, pode levar a produção para a região de ciclo limite, sendo, portanto, um ponto de operação inviável operacionalmente em malha aberta.

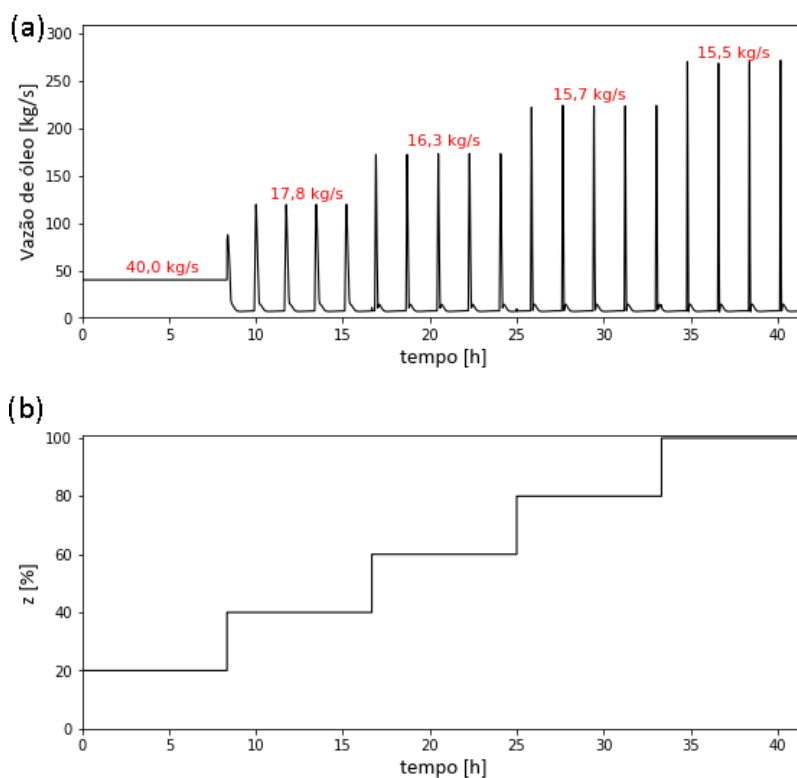


Figura 4.5: Comportamento da (a) produção de óleo em relação a (b) abertura da válvula *Choke* numa faixa de 20% a 100%. No *subplot* (a), os valores escritos em cima de cada segmento de abertura de válvula correspondem aos valores médios de produção correspondente.

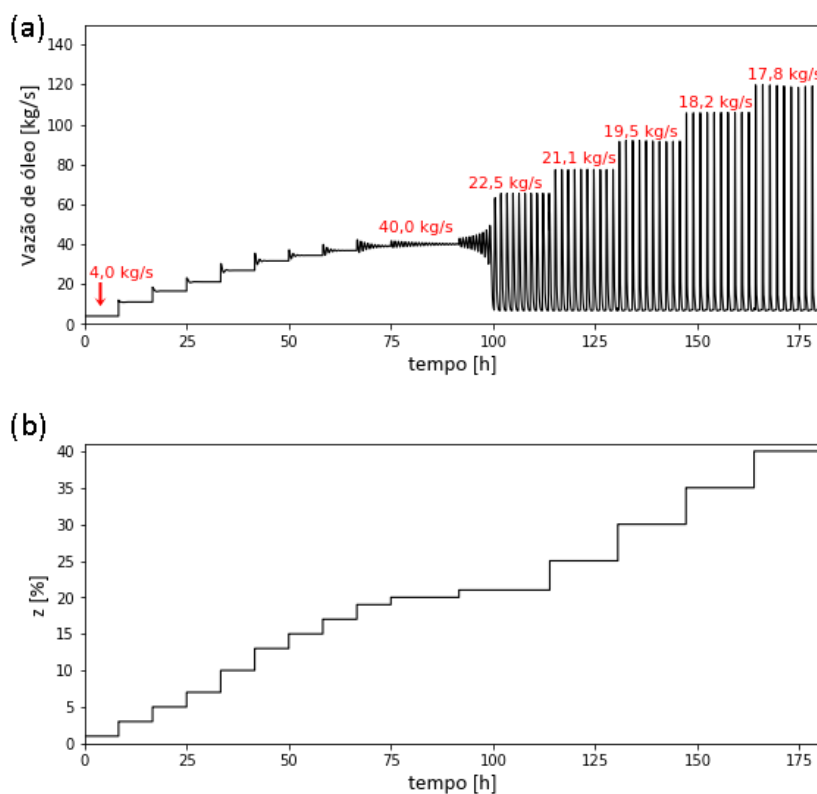


Figura 4.6: Comportamento da (a) produção de óleo em relação a (b) abertura da válvula *Choke* numa faixa de 1% a 40%. No *subplot* (a), os valores escritos em cima de cada segmento de abertura de válvula correspondem aos valores médios de produção correspondente.

4.4.1 Avaliação do controle servo

A resposta do sistema em malha fechada, na avaliação do controle servo tendo como variável controlada a pressão na PDG e na TPT estão dispostas nas Figura 4.7 e Figura 4.8, respectivamente.

Nas Figura 4.7 e Figura 4.8, observa-se que às sintonias avaliadas para cada variável controlada foram capazes de estabilizar o sistema numa região de ciclo limite em malha aberta. Outra observação importante é que a “Sintonia C” exigiu mais da variável manipulada (MV, na sigla em inglês) na estabilização do sistema em relação à “Sintonia A”, devido o seu maior K_p (Vide Tabela 4.2 e Tabela 4.3). Observou-se também esta mesma relação de comportamento da MV, nas mudanças de *setpoint* após a estabilização do sistema contudo, à medida que o *setpoint* se distanciou do ponto Hopf, na região de ciclo limite, a exigência da MV diminuiu para a “Sintonia C”, além disso, esta sintonia permitiu um patamar de abertura maior de válvula *Choke*, isto é, alcançou um *setpoint* menor em relação à “Sintonia A”, mantendo o sistema estável.

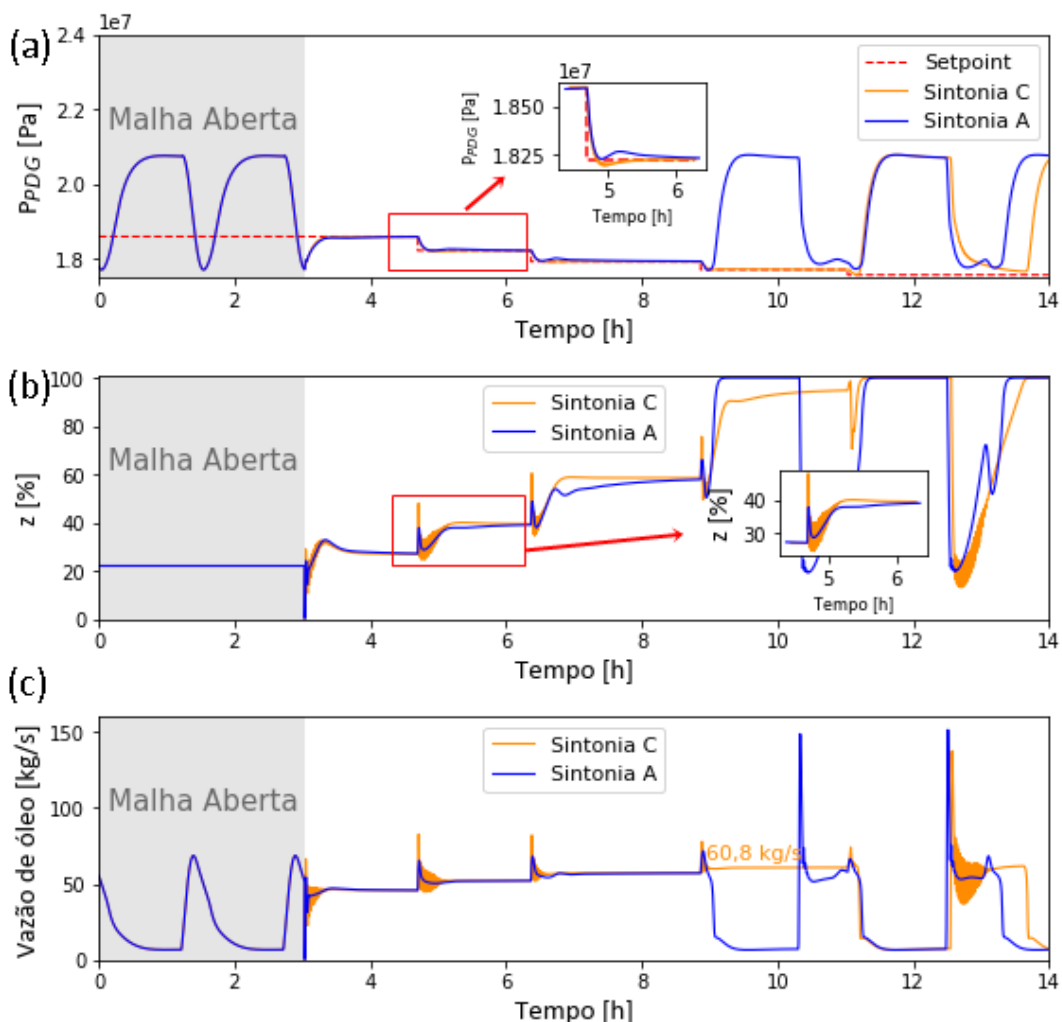


Figura 4.7: Comportamento da pressão na (a) PDG, (b) da abertura da válvula *Choke* e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo.

A partir desta observação do comportamento do sistema através das sintonias avaliadas, abre-se também a possibilidade para utilização de uma estratégia *Gain Scheduling* a fim de aproveitar as melhores características de cada sintonia, no qual o

valor K_p do controlador poderia transicionar entre o valor dado pela sintonia “Sintonia A” e “Sintonia C”. Vale ressaltar que, todas essas informações de parâmetros do controlador, podem ser obtidas a partir da identificação de apenas um modelo, visto que o método de sintonia sugere uma faixa de valores de K_p , com bom compromisso entre desempenho e robustez. Essa possibilidade de aplicação desta estratégia será explorada em trabalhos futuros.

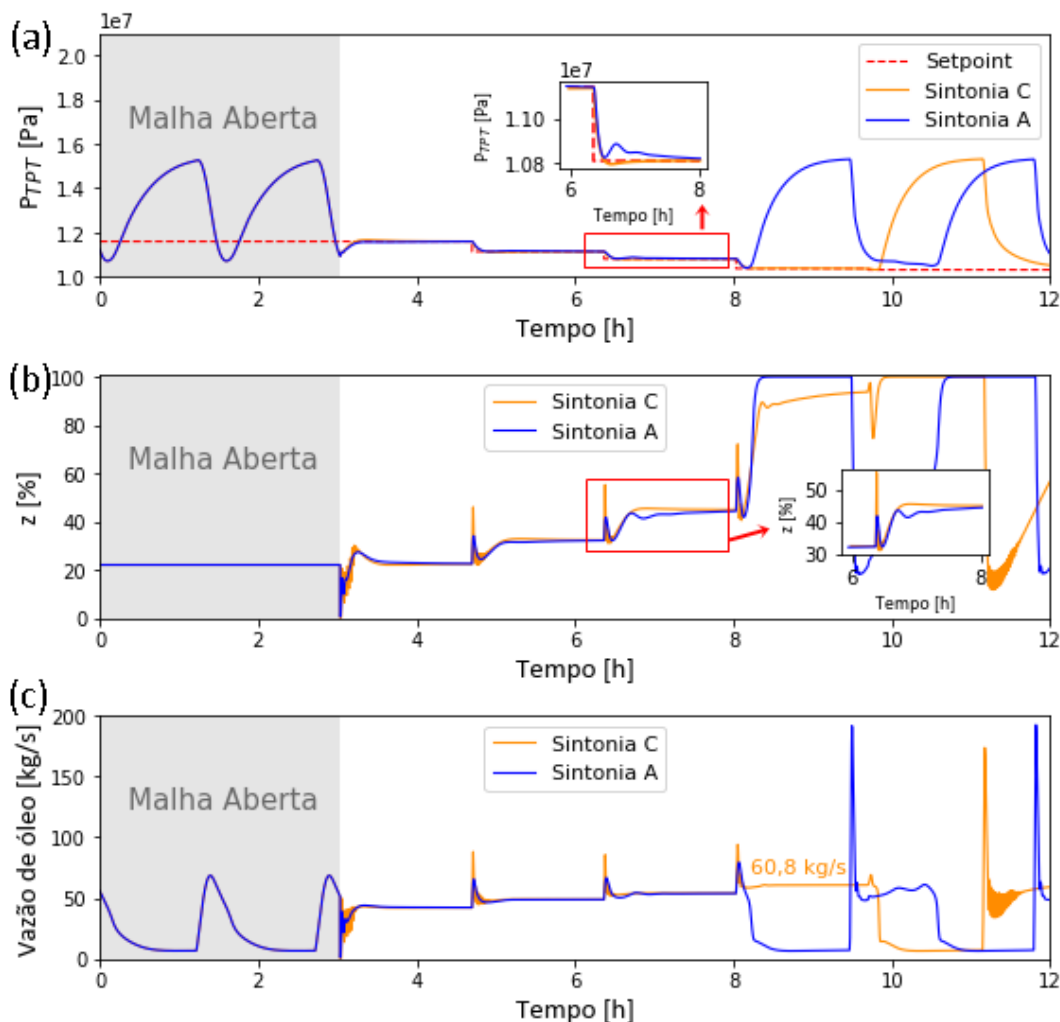


Figura 4.8: Comportamento da pressão na (a) TPT, (b) da abertura da válvula *Choke* e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo.

Comparando às Figura 4.7 e Figura 4.8 com às Figura 4.5 e Figura 4.6, observou-se que além de ter os benefícios de ter uma produção estável por meio da malha fechada, obtem-se ainda um aumento de produção de 52%, quando comparado os maiores níveis de produção obtido entre a malha fechada e malha aberta (60,8 kg/s *versus* 40,0 kg/s). Contudo, destaca-se que para se obter este percentual de aumento da produção, seria necessário operar próximo ao limite da estabilidade operacional do sistema, visto que para esta produção de 60,8 kg/s, a variável manipulada se encontra em torno de 90%, próximo à saturação, como pode ser vistos nas Figura 4.7 e Figura 4.8.

Numa aplicação industrial, não se recomenda operar num ponto onde a variável manipulada esteja próxima a saturação, pois a possibilidade de saturar esta variável e, no pior dos casos, perder a estabilidade do processo, devido a distúrbios, é muito grande. Assim, um ponto de operação mais seguro, em termos de controlabilidade do processo,

correspondente a 50% de abertura de *Choke*, por exemplo, obtém-se ainda ganhos de produção bastante significativos. Nesse ponto, por exemplo, o aumento da produção em malha fechada comparada ao melhor resultado obtido em malha aberta foi de 39,8%, utilizando a pressão na PDG como variável controlada, e de 35,8%, utilizando a pressão na TPT como variável controlada.

4.4.2 Avaliação do controle regulatório

Para a avaliação do controle regulatório, foram realizados degraus na vazão de *gas-lift* iguais -10% sobre o valor de W_{gc} (Vide Tabela 4.1), 10% sobre o valor aplicado anteriormente e, por fim, 10% em cima do último valor aplicado, nessa ordem, após a estabilização do sistema. A resposta do sistema em malha fechada desta avaliação tendo como variável controlada a pressão na PDG e na TPT estão dispostas nas Figura 4.9 e Figura 4.10, respectivamente.

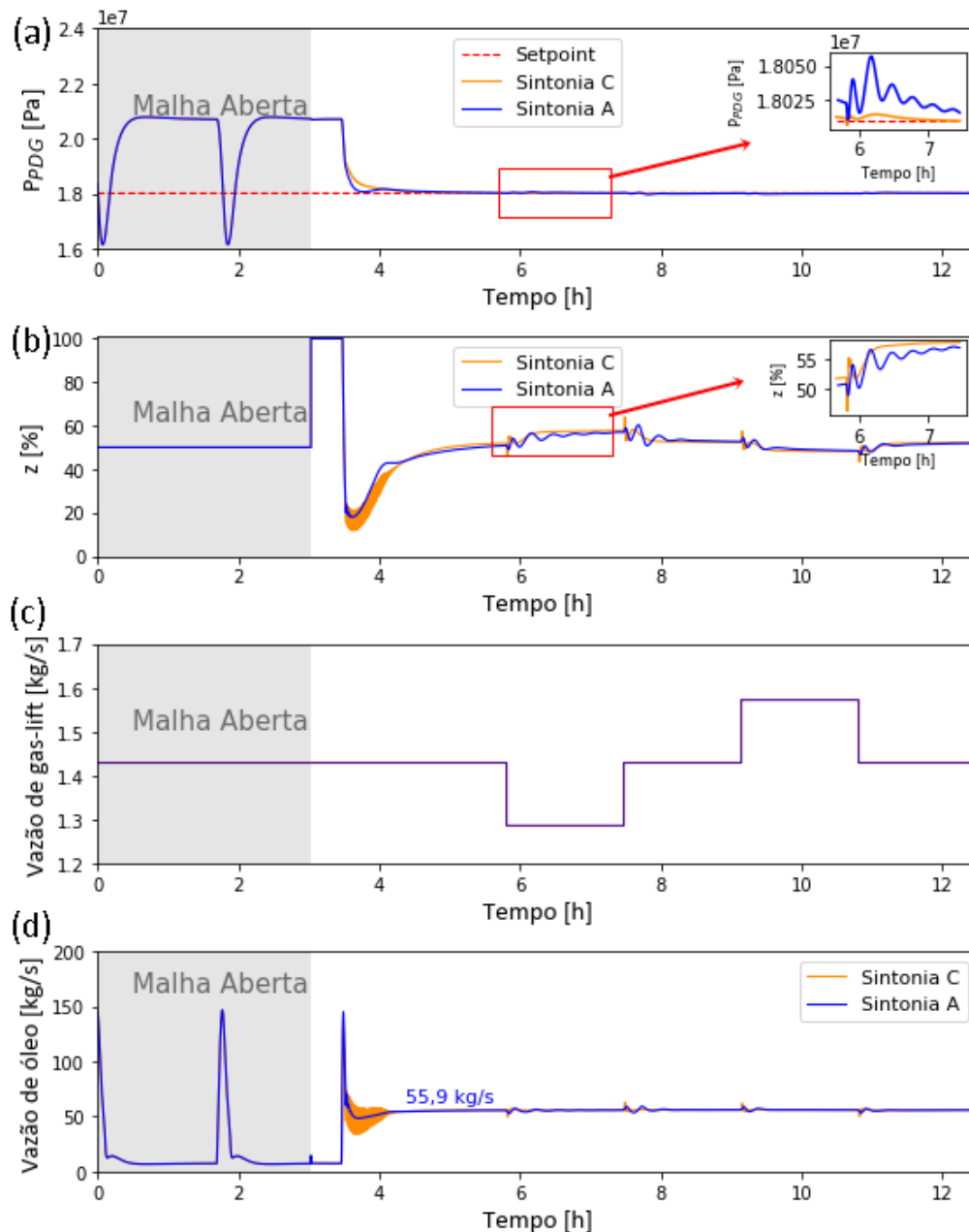


Figura 4.9: Comportamento da pressão na (a) PDG, (b) da abertura da válvula *Choke* e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo-regulatório.

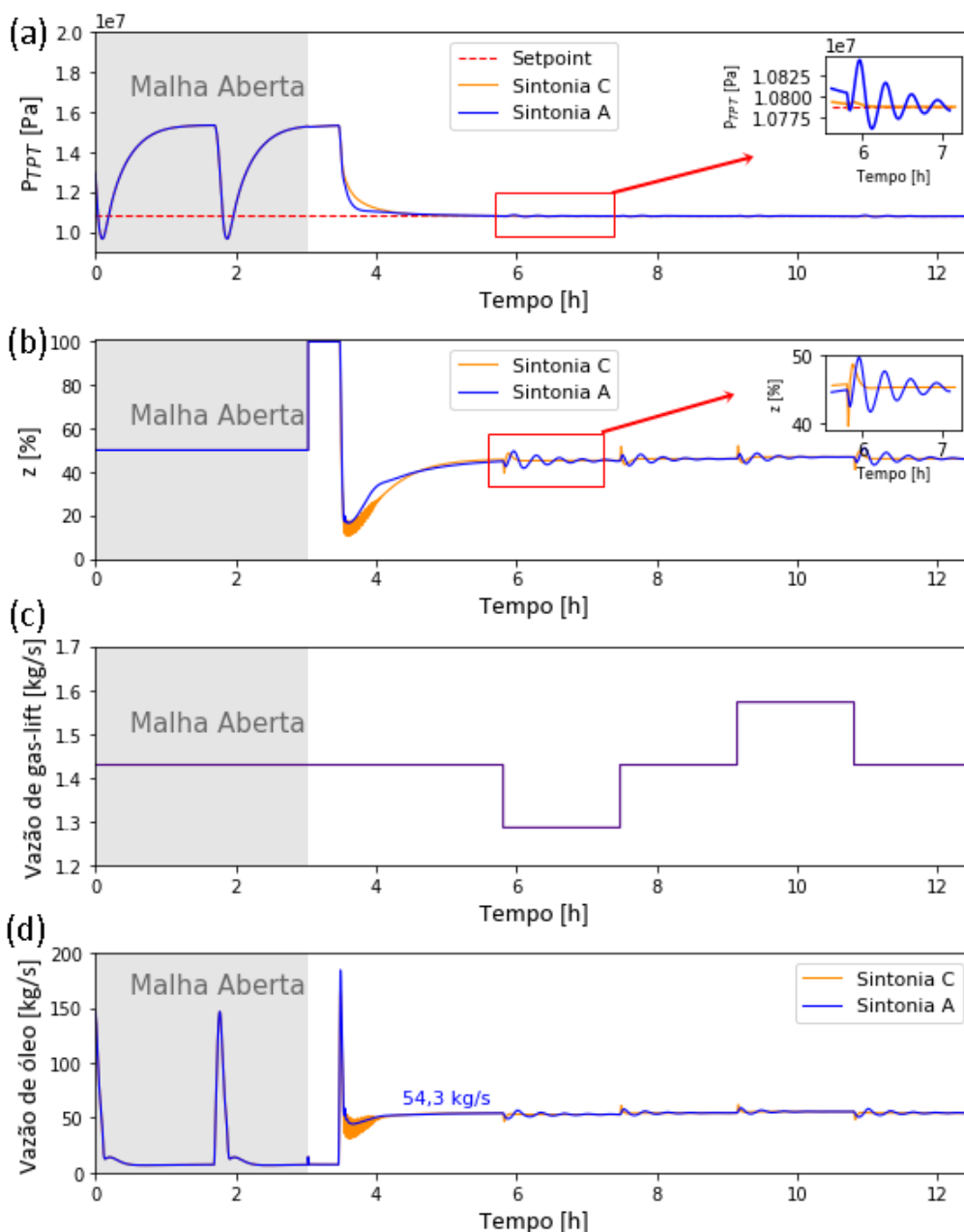


Figura 4.10: Comportamento da pressão na (a) TPT, (b) da abertura da válvula *Choke* e da (c) produção de óleo em malha fechada, sob análise de controle servo-regulatório.

Nas Figura 4.9 e Figura 4.10, observa-se que as sintonias avaliadas para cada variável controlada foram capazes de estabilizar o sistema numa região de ciclo limite em malha aberta, correspondente a uma abertura de válvula *Choke* igual a 50%. A malha foi fechada com um *setpoint* correspondente a um valor estável (regime estacionário) da variável manipulada igual a 50%, mesmo valor da malha aberta, a fim de avaliar uma condição mais difícil de estabilização do sistema para o controlador. Destaca-se, no entanto, que industrialmente, o ideal é fazer essa estabilização num *setpoint* maior e depois fazer a transição para o ponto de operação desejado, todavia, fica evidenciado a capacidade de estabilização em uma região mais oscilatória pelo controlador ajustado através do novo método de sintonia. Assim, como foi visto na subseção 4.4.1, a “Sintonia A” exige menos da variável manipulada para alcançar a estabilização do sistema.

Na rejeição a distúrbios, região após estabilização do sistema das Figura 4.9 e Figura 4.10, observou-se que a “Sintonia C” teve um desempenho superior a sintonia “Sintonia A”, visto que rapidamente a primeira sintonia retomou a variável controlada para o respectivo *setpoint*, permitindo assim um menor desvio. Embora uma sintonia tenha apresentado um melhor desempenho em relação à outra, ambas foram capazes de rejeitar satisfatoriamente os distúrbios aplicados na carga de *gas-lift*. Vale ressaltar que os distúrbios foram realizados numa região distante do ponto Hopf, cujos pontos de bifurcação para as três cargas de *gas-lift* avaliadas estão representados na Figura 4.2.

Capítulo 5 – Avaliação do Novo Método de Sintonia em Sistema com Ruído no Sinal Medido

Neste capítulo será abordada a aplicação do novo método de sintonia frente à existência de ruído de medição, fato constantemente presente na indústria de processos. Para isso, será realizado um estudo de caso de um modelo linear de um processo altamente subamortecido, no qual serão adicionadas diferentes características de ruídos, em termos de amplitude e tempo de amostragem, na variável controlada. Além disso, será comparado o desempenho desse sistema com um sistema equivalente ideal, i.e., sem ruído de medição.

5.1 Metodologia

Na avaliação da sensibilidade a ruído do novo método de sintonia foi utilizado o processo descrito pela Equação (3.34), no qual foi adicionado o ruído à saída do processo como está ilustrado na Figura 5.1. A distribuição do ruído utilizada foi uma distribuição truncada, pois essa distribuição, ao contrário de uma distribuição padrão, garante que os valores aleatórios gerados estejam dentro dos limites de amplitude definidos (OPENMODELICA, 2019).

A densidade de probabilidade da distribuição truncada é definida por:

$$\psi(\mu, \sigma^2, a, b; x) = \begin{cases} 0, & \text{se } x < a \\ \frac{\phi(\mu, \sigma^2; x)}{\Phi(\mu, \sigma^2; b) - \Phi(\mu, \sigma^2; a)}, & \text{se } a \leq x \leq b \\ 0, & \text{se } x > b \end{cases} \quad (5.1)$$

onde μ e σ^2 são a média e a variância da densidade de probabilidade, a e b são os limites inferior e superior da distribuição. ϕ é a distribuição normal, definida na Equação (5.2), e Φ é a função de distribuição acumulada, definida na Equação (5.3).

$$\phi(\mu, \sigma^2; x) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{(x-\mu)^2}{2\sigma^2}\right] \quad (5.2)$$

$$\Phi(\mu, \sigma^2; x) = \int_{-\infty}^x \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{(t-\mu)^2}{2\sigma^2}\right] dt \quad (5.3)$$

O controlador utilizado para essa avaliação foi o PID-ISA, Equação (3.3), onde o ajuste dos parâmetros K_p , τ_i e τ_D , para esse estudo de caso está indicado como “Sintonia A” na .

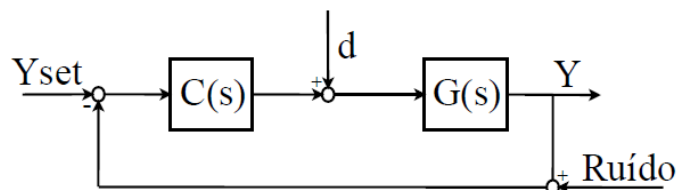


Figura 5.1: Diagrama de bloco da malha fechada utilizada para avaliação do ruído.

Esta análise de sensibilidade ao ruído teve como objetivo definir a faixa de valores do fator proporcional ao tempo derivativo do filtro de primeira ordem, N , dado o ajuste proposto, a fim de identificar qual a faixa de valores de N mais indicada, isto é, a faixa de valores que menor amplifica os efeitos do ruído no sinal medido, ou ainda, a faixa de valores que fornece um menor esforço desnecessário empregado pelo atuador. Destaca-se que industrialmente este N recebe normalmente o valor de 8 ou 10 (ÅSTRÖM e HÄGGLUND, 1995).

Na Tabela 5.1 estão os valores de amplitude do ruído, tempo de amostragem do ruído e valores de N avaliados. Os valores de amostragem indicados nessa tabela, foram definidos a partir do tempo de subida do processo, que para esse caso é igual a 311,1 s, no qual esses valores correspondem a 20, 15, 10 e 5 vezes menor que o tempo de subida.

Tabela 5.1: Fatores avaliados na sensibilidade ao ruído

Parâmetros	Valor
Amplitude do ruído [-]	0,01 a 0,1
Tempo de amostragem do ruído [s]	15,6; 20,7; 31,1; 62,2
N [-]	1 a 10

A análise da densidade de probabilidade e a variância (σ^2) do valor da variável controlada (CV, na sigla em inglês), em malha aberta e em malha fechada, foram utilizadas para avaliar a sensibilidade ao ruído dado ao ajuste dos parâmetros K_p , τ_i e τ_D , assim como a distribuição de probabilidade e variância da variável manipulada (MV, na sigla em inglês). Para este cálculo foi considerado um tempo de simulação igual a 100 vezes o respectivo tempo de amostragem. Não foi realizado nenhum distúrbio no sistema ou mudança no *setpoint* nessa primeira avaliação.

Os desempenhos de controle regulatório e servo foram avaliados separadamente, no qual foi adicionado um distúrbio na carga igual a 1 unidade positiva da MV e mudado o *setpoint* para 1 unidade positiva da CV. Esses desempenhos foram comparados em relação ao desempenho obtido para a respectiva situação sem a presença do ruído. Para isso foram utilizados os critérios de desempenho *Integral Absolute Error*, Equação (3.29), assim como o Esforço de Controle (EC), Equação (5.4), em que u_k é o valor presente da variável manipulada e u_{k-1} é o valor anterior a u_k . Essa análise teve como objetivo avaliar o quanto longe do desempenho ideal o sistema com ruído se encontra para as situações descritas na Tabela 5.1.

$$EC = \int_0^{\infty} (u_{k-1} - u_k)^2 dt \quad (5.4)$$

Para desenvolvimento dessas avaliações, foram utilizadas as linguagens de programação Python e Modelica. O ruído foi gerado a partir da biblioteca *Noise*, disponível em Modelica. Maiores detalhes sobre a implementação dessa biblioteca podem ser encontrados no trabalho de Klöckner, Linden e Zimmer (2014).

5.2 Avaliação do ruído no processo

Os resultados das avaliações do ruído no processo estão divididos em duas partes, no qual na primeira parte, subseção 5.2.1, foi avaliada a densidade de probabilidade e variância das variáveis controlada e manipulada e na segunda parte foi avaliado o desempenho do sistema frente o cumprimento do objetivo de controle servo e regulatório, subseção 5.2.2.

5.2.1 Avaliação da densidade de probabilidade e variância da variável controlada e manipulada

A densidade de probabilidade da variável controlada foi representada graficamente para alguns valores de amplitude do ruído, valores do parâmetro N e malha aberta para o tempo de amostragem iguais a 62,2 s, 31,1 s, 20,7 s, e 15,6 s, respectivamente nas Figura 5.2, Figura 5.3, Figura 5.4 e Figura 5.5.

Nas densidades de probabilidade da variável controlada (Figura 5.2, Figura 5.3, Figura 5.4, e Figura 5.5.), observou-se que os limites de ocorrência de valor dessa variável em malha aberta obedeceu às amplitudes pré-estabelecidos para o ruído (Vide Tabela 5.1). Em relação aos valores em malha fechada, foi observado que houve amplificação dessa amplitude de CV à medida que N diminuía, para o tempo de amostragem igual a 62,2 s (Vide Figura 5.2). Já para o tempo de amostragem igual a 31,1 s, apenas o caso do controlador com N igual 1 que amplificou os limites de ocorrência do valor da CV em relação a amplitude da CV em malha aberta (Vide Figura 5.3). Para os outros tempos de amostragem (20,7 e 15,6 s), a amplitude da CV em malha fechada foi semelhante à amplitude da CV em malha aberta, para todos os valores de N .

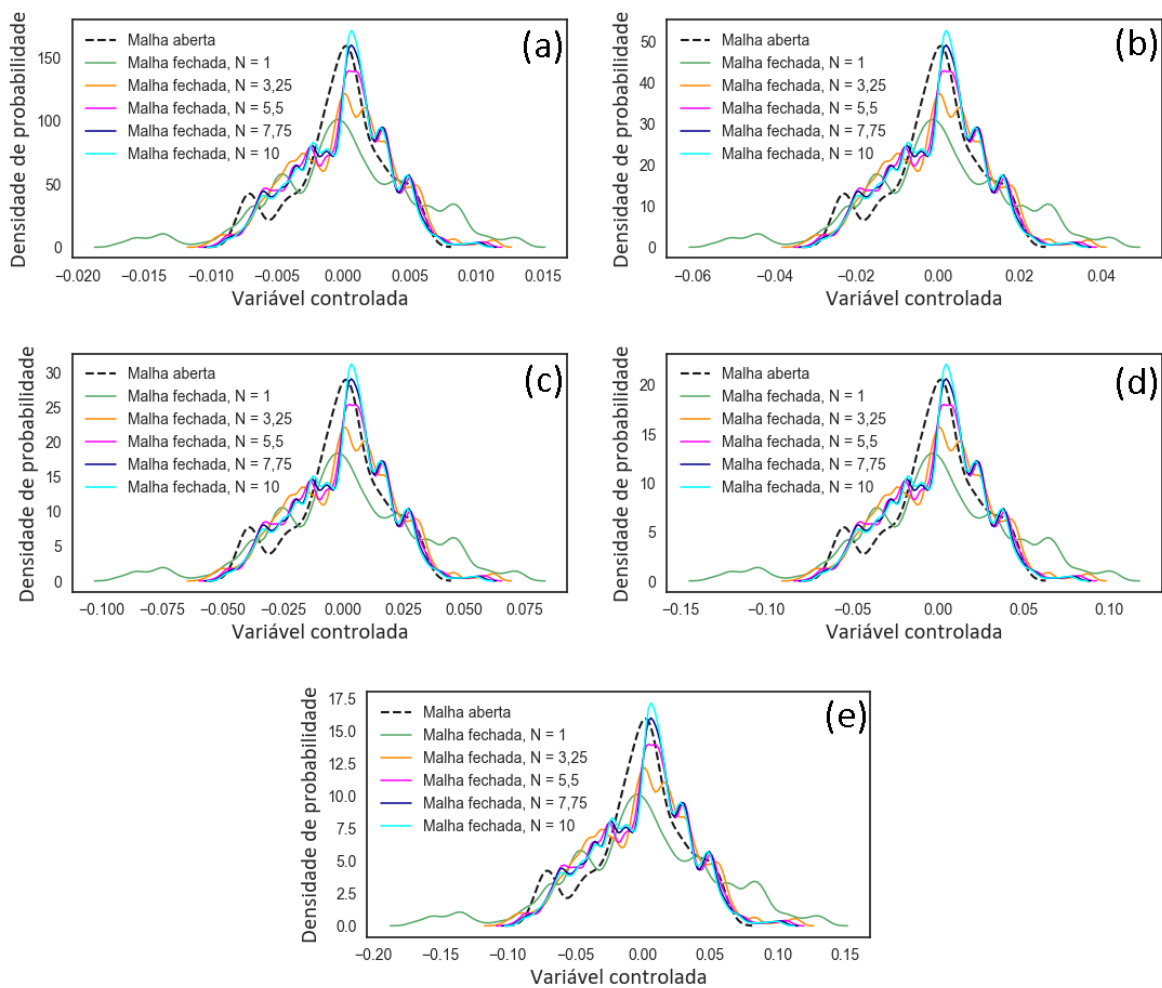


Figura 5.2: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 62,2 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

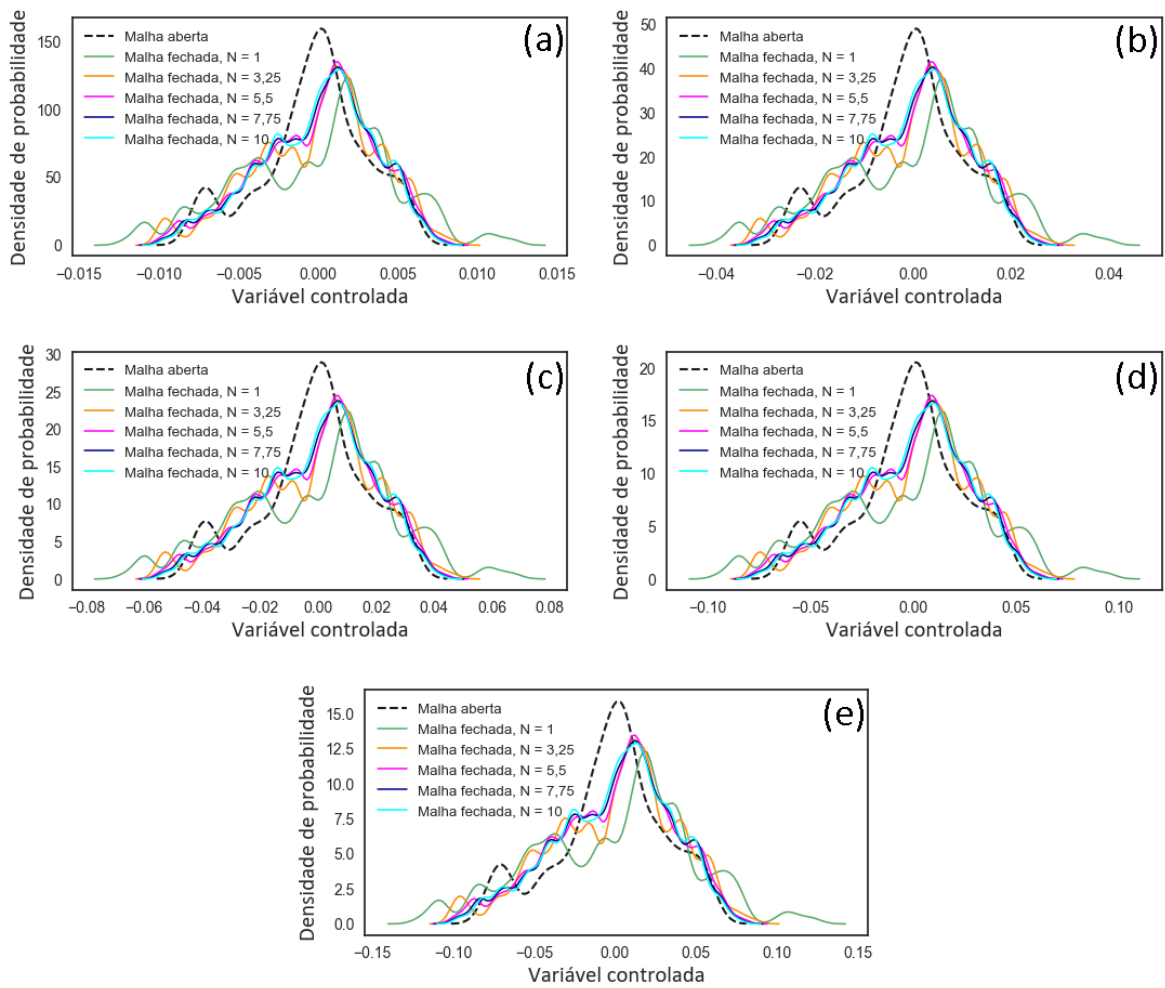


Figura 5.3: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 31,1 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

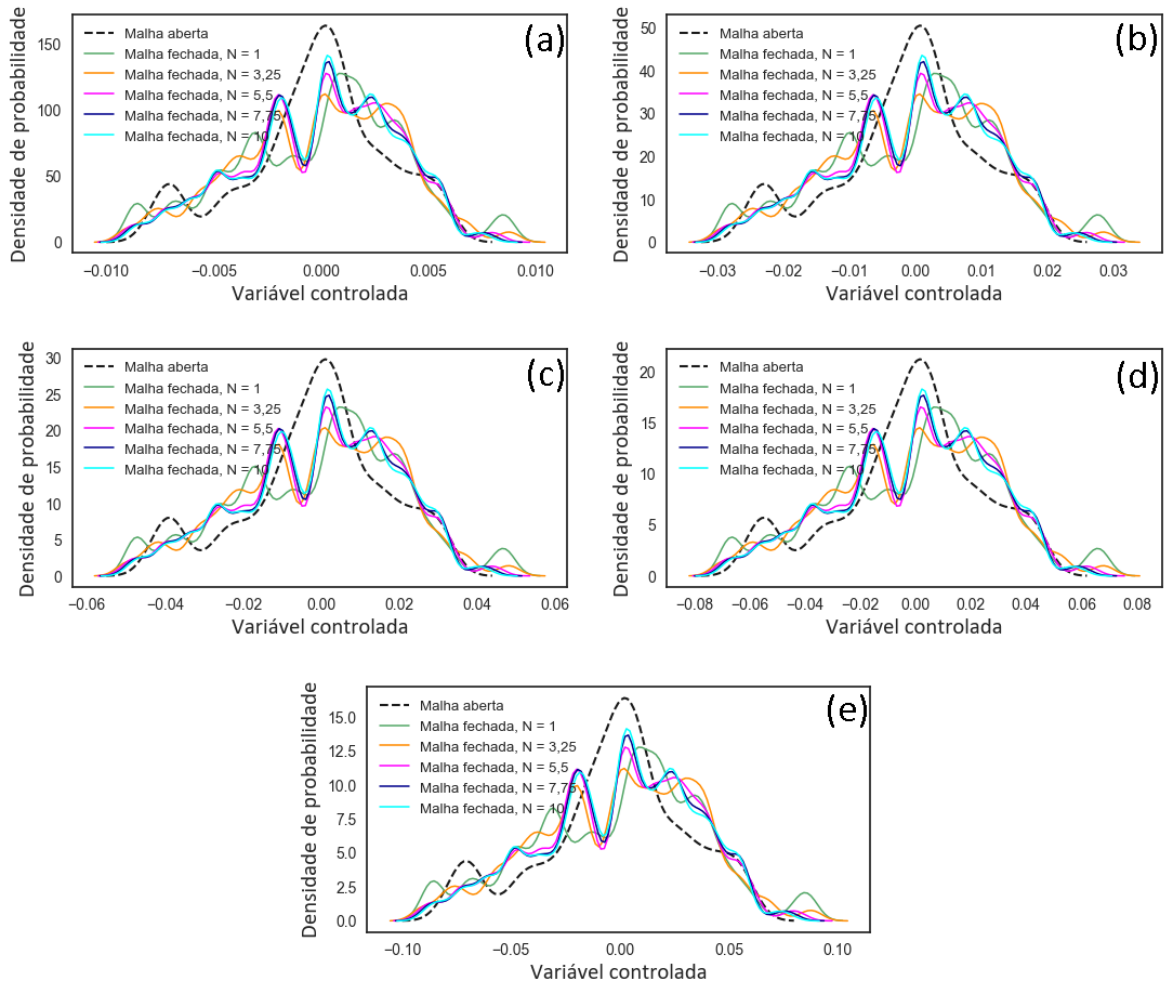


Figura 5.4: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 20,7 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

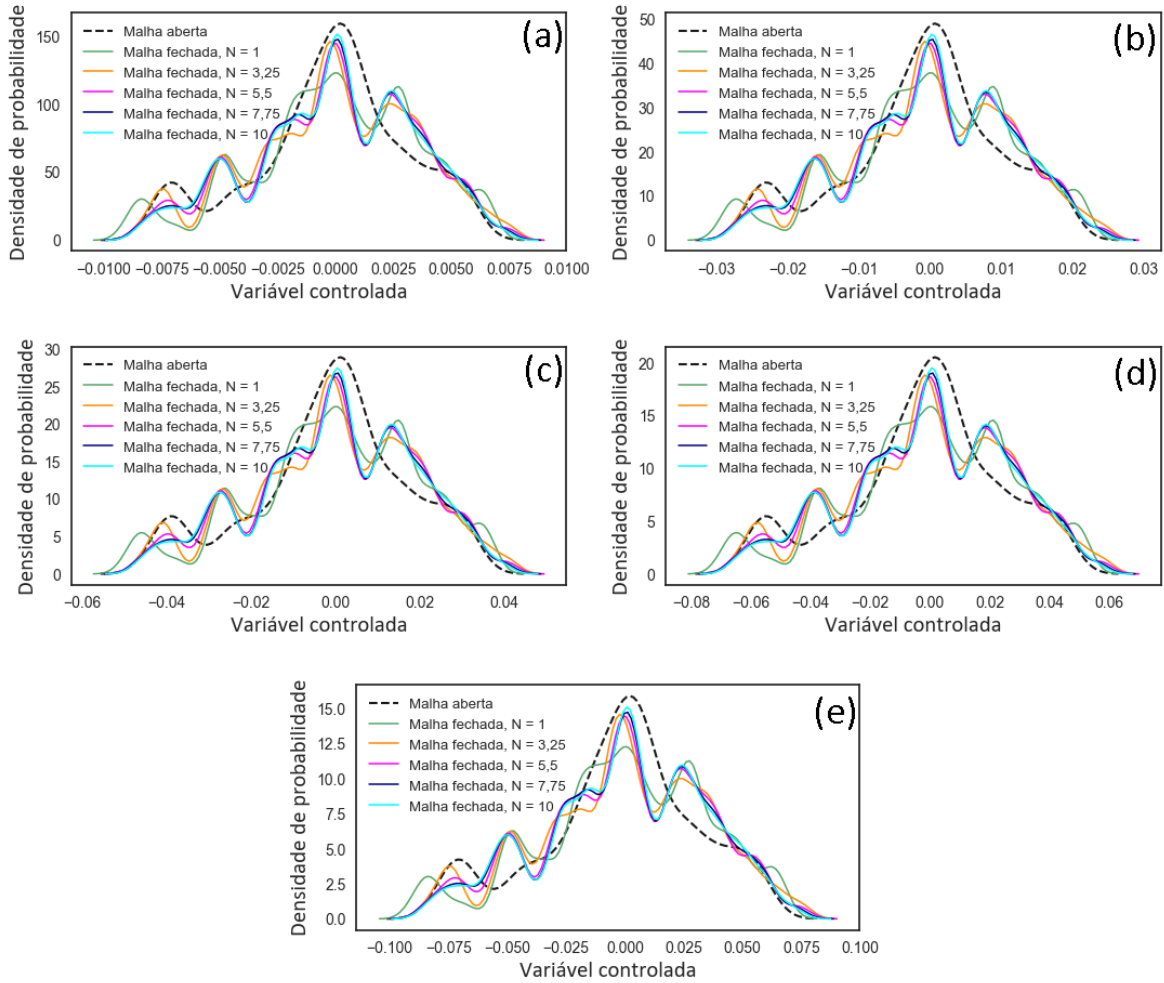


Figura 5.5: Densidade de probabilidade da variável controlada para o tempo de amostragem do ruído igual a 15,6 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

A densidade de probabilidade da variável manipulada também foi representada graficamente para alguns valores de amplitude do ruído e valores do parâmetro N para os tempos de amostragem iguais a 62,2 s, 31,1 s, 20,7 s, e 15,6 s, nas Figura 5.6, Figura 5.7, Figura 5.8 e Figura 5.9, respectivamente.

Nas densidades de probabilidade da variável manipulada (Figura 5.6, Figura 5.7, Figura 5.8, e Figura 5.9), foi observado que os limites de ocorrência de valor dessa variável foi independente do tempo de amostragem do ruído para cada caso de valor de N avaliado. Em relação às densidades de probabilidades, observou-se que essas densidades foram diferentes para cada caso do valor de N . Observou-se também, que quanto maior o valor de N , maior foi a amplitude da MV, isso ocorre pois quanto maior o valor de N , menor é a filtragem do sinal que a ação derivativa recebe, assim esses controladores são mais reativos e sensíveis ao ruído.

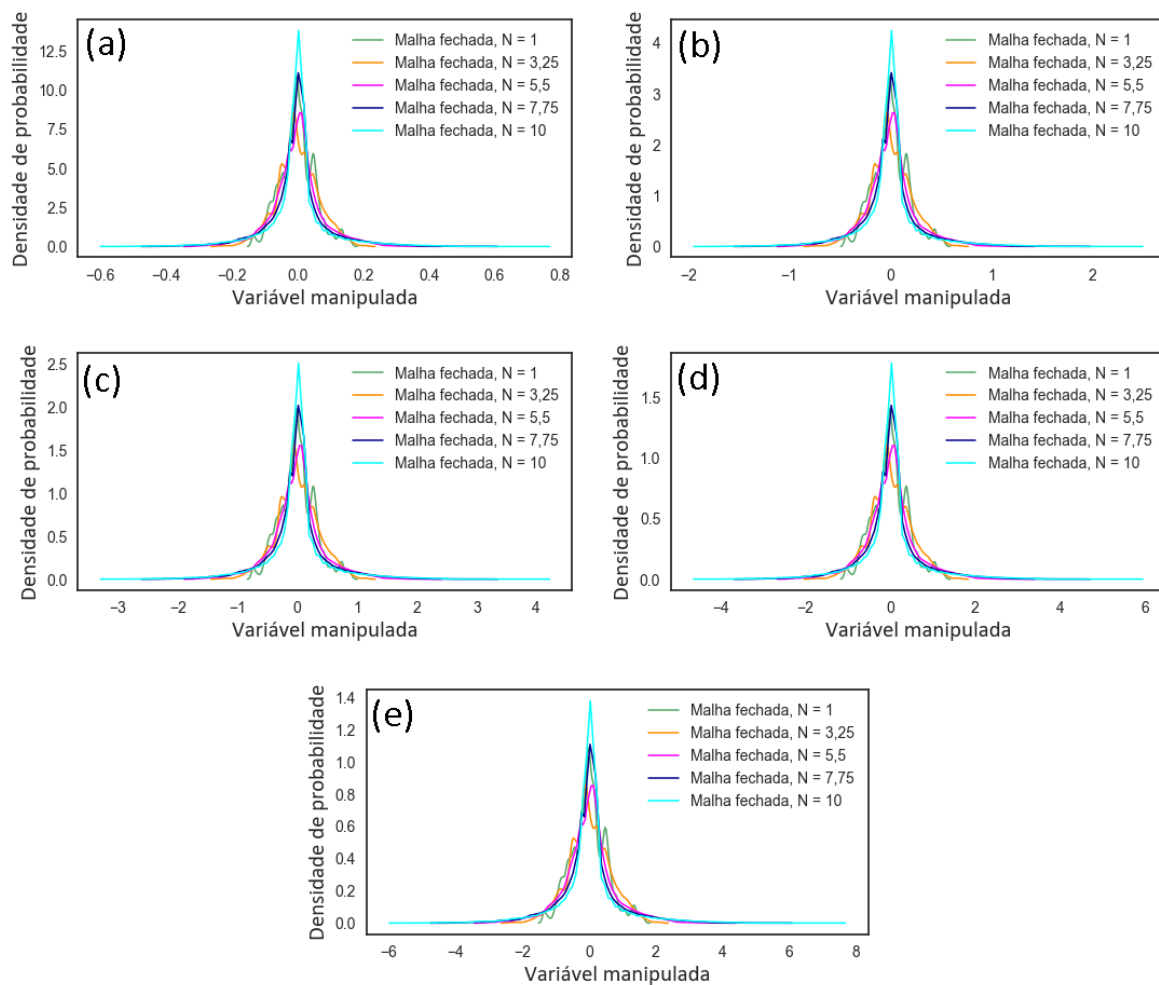


Figura 5.6: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 62,2 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

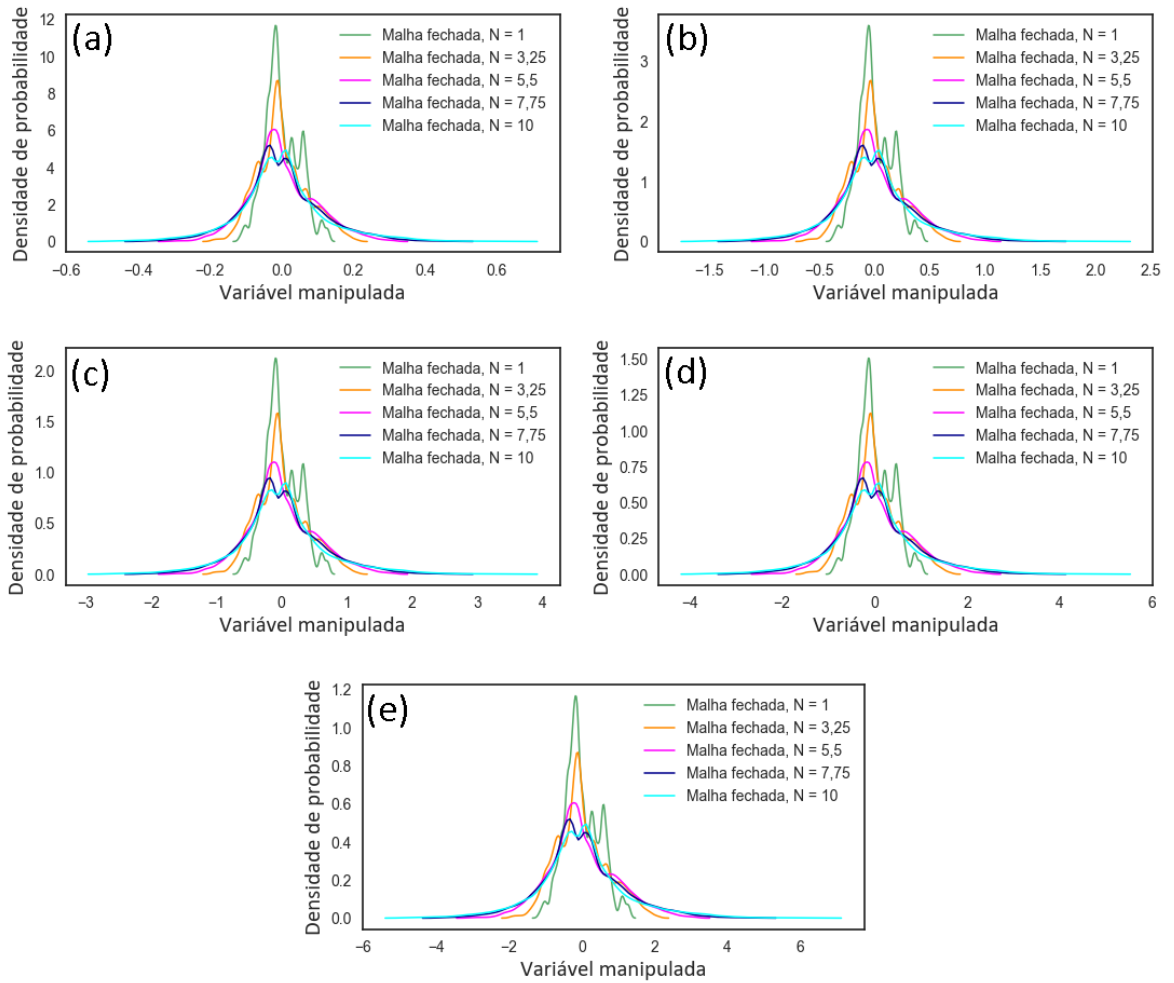


Figura 5.7: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 31,1 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

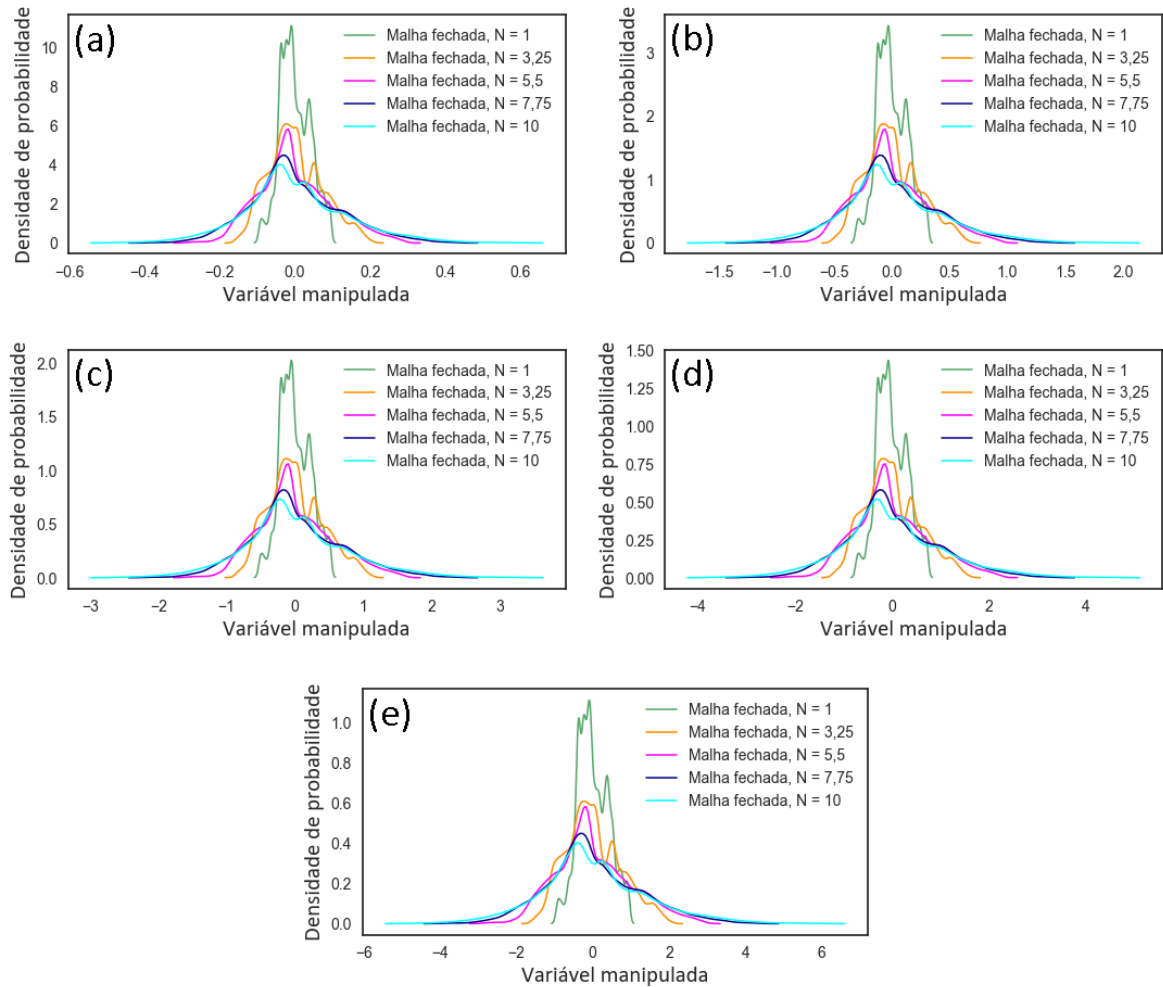


Figura 5.8: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 20,7 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

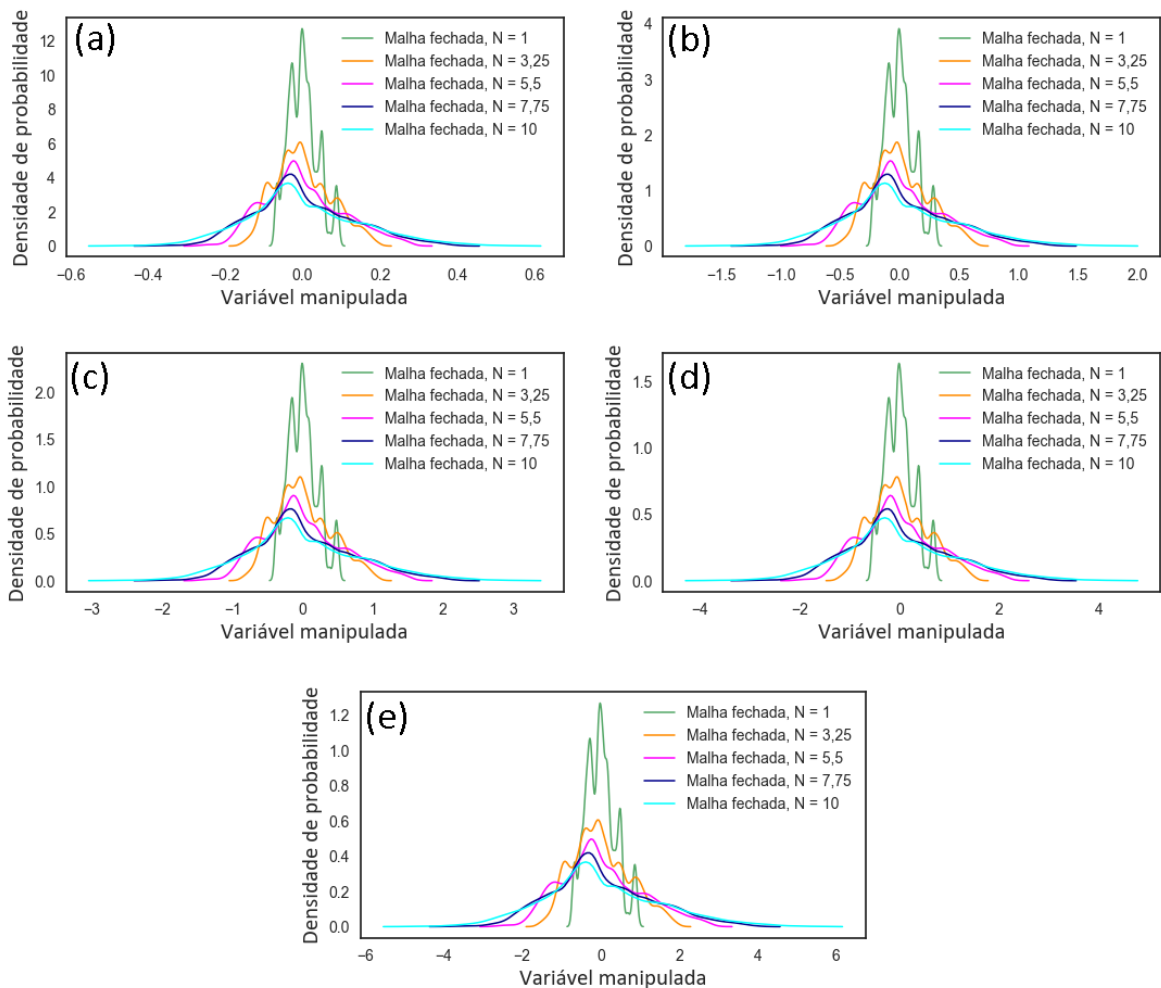


Figura 5.9: Densidade de probabilidade da variável manipulada para o tempo de amostragem do ruído igual a 15,6 s e amplitudes do ruído iguais (a) 0,01, (b) 0,03, (c) 0,06, (d) 0,08 e (e) 0,10.

Foi realizada uma representação gráfica em termos da variância da CV em malha aberta em relação à amplitude do ruído, apresentada na Figura 5.10, da variância da CV em malha fechada em relação à amplitude do ruído e o parâmetro N , apresentada na Figura 5.11, e da variância da CV em malha fechada normalizada pela variância da mesma em malha aberta em relação à amplitude do ruído e o parâmetro N , apresentada na Figura 5.12. Além disso, avaliou-se graficamente também a variância da MV em relação à amplitude do ruído e o parâmetro N , como pode ser visto na Figura 5.13.

Na Figura 5.10 observou-se que, a variância da CV em malha aberta aumenta de acordo com o aumento da amplitude do ruído independentemente do tempo de amostragem. Na Figura 5.11, foi observado que a variância da CV em malha fechada também aumenta com o aumento da amplitude do ruído independentemente do valor do parâmetro N . Já na Figura 5.12, observou-se que na região de N entre 1 e 3, foi obtido uma maior diferença entre a variância da CV da malha fechada e da malha aberta, principalmente para o caso com tempo de amostragem igual a 62,2 s. Ainda na Figura 5.12, foi observado que a medida que o valor de N aumenta, a diferença entre a variância da CV da malha fechada e da malha aberta é diminuída para todas amplitudes de ruído avaliadas.

Na Figura 5.13, observou-se que a variância da MV aumenta com o aumento do valor de N e da amplitude do ruído. Ainda nessa mesma figura, observa-se que menores variâncias da MV foram alcançadas quando N esteve na faixa de 1 a 3, contudo, nessa mesma região há maiores variâncias da MV (Vide Figura 5.11). Dessa forma, avaliando simultaneamente a variância da MV, Figura 5.13, e a variância da CV, Figura 5.11, concluiu-se que a faixa de valores de N que possui um bom compromisso entre menor variância da MV e variância da CV ao mesmo tempo, é a faixa compreendida entre os valores de 3 a 5.

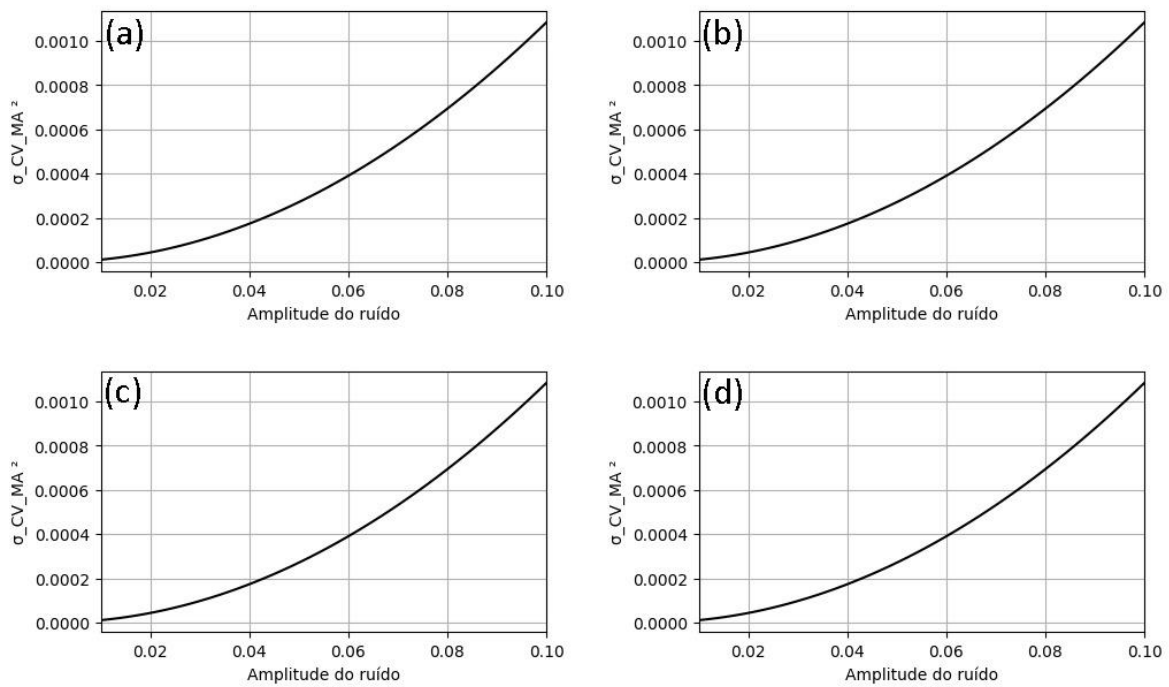


Figura 5.10: Variância da variável controlada em malha aberta ($\sigma_{CV_MA}^2$) em relação à amplitude do ruído para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.

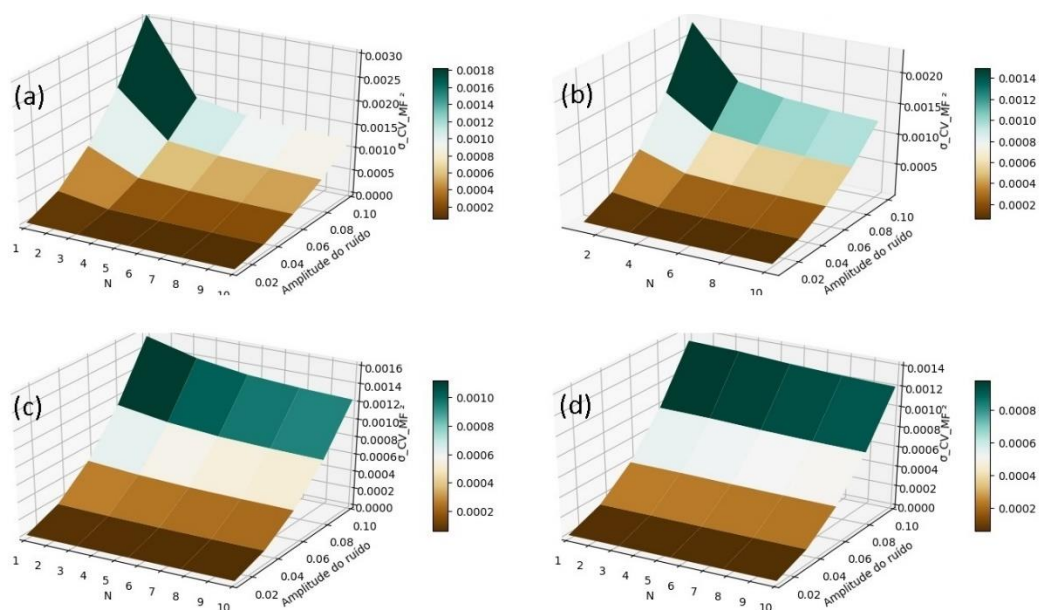


Figura 5.11: Variância da variável controlada ($\sigma_{CV_MF}^2$) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.

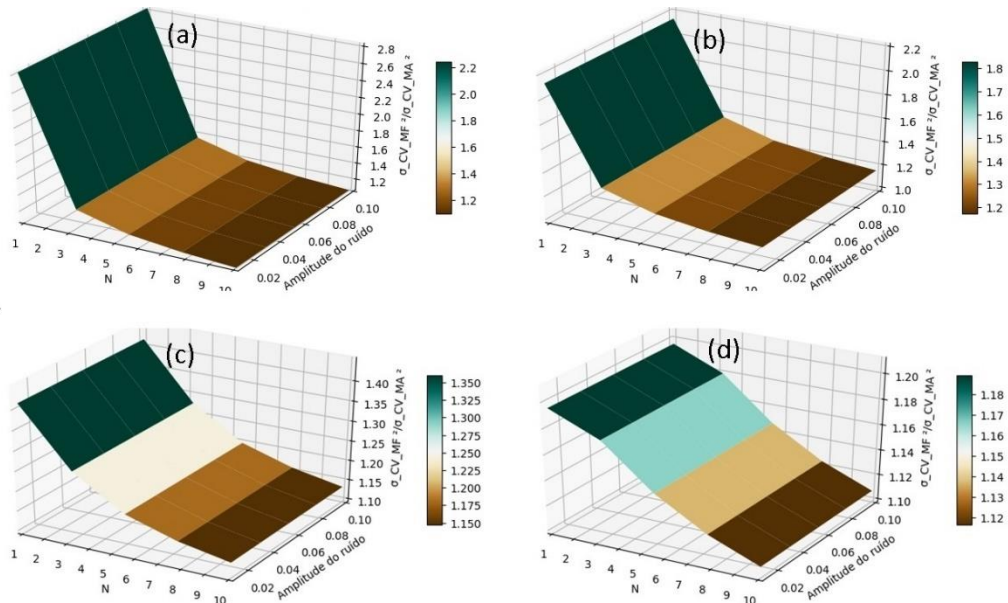


Figura 5.12: Variância da variável controlada normalizada pela variância da variável controlada em malha aberta ($\sigma_{CV_MF}^2 / \sigma_{CV_MA}^2$), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.

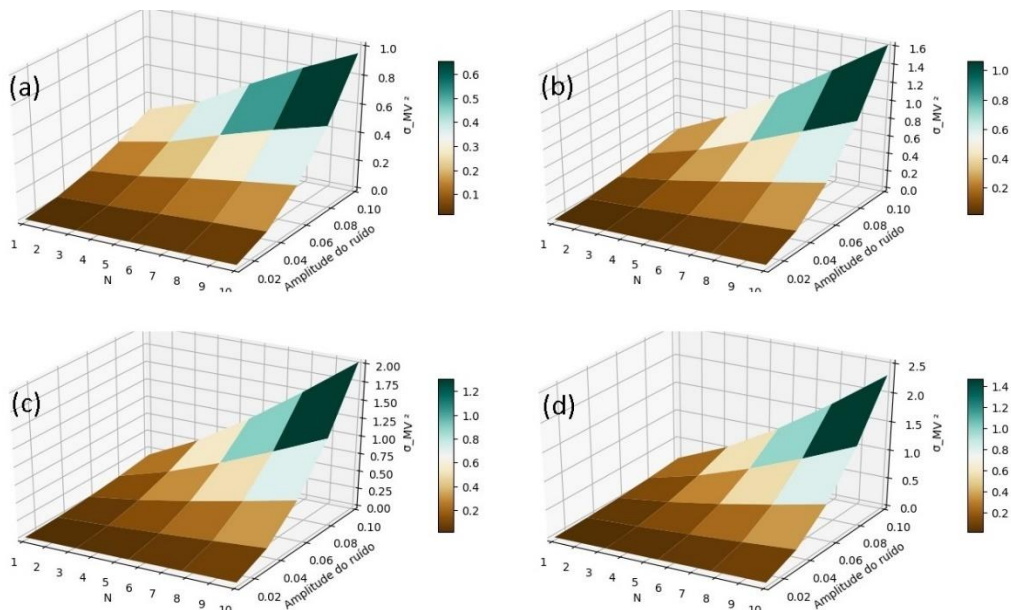


Figura 5.13: Variância da variável manipulada (σ_{MV}^2) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s.

5.2.2 Avaliação do desempenho do controlador na presença de ruído

A avaliação do desempenho do controlador na presença de ruído sob o objetivo de controle regulatório e servo foi analisado separadamente nas subseções 5.2.2.1 e 5.2.2.2, respectivamente.

5.2.2.1 Avaliação do controle regulatório

O desempenho do controle regulatório avaliado em termos do critério IAE e EC em relação à amplitude do ruído e o parâmetro N para o sistema sem ruído está representado graficamente na Figura 5.14. Para o sistema com ruído, os critérios IAE e EC em relação à amplitude do ruído, o parâmetro N e tempo de amostragem são apresentados nas Figura 5.15 e Figura 5.16, respectivamente.

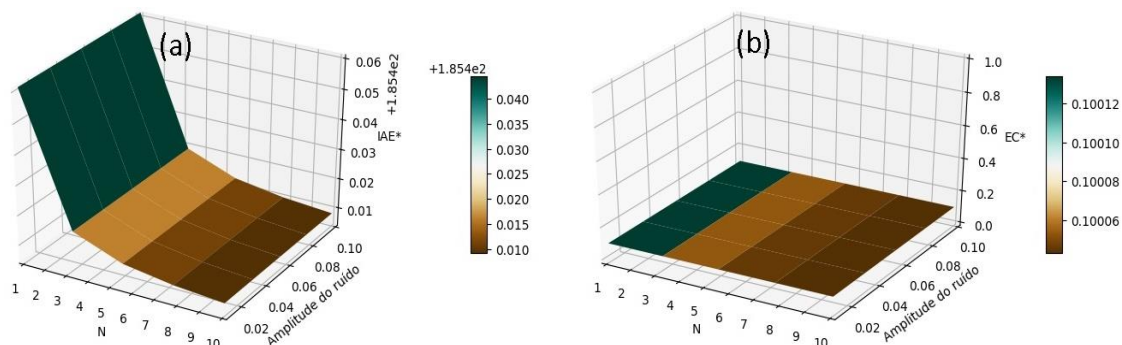


Figura 5.14: Critério IAE e EC para o sistema sem ruído, (IAE*) e (EC*), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N no controle regulatório.

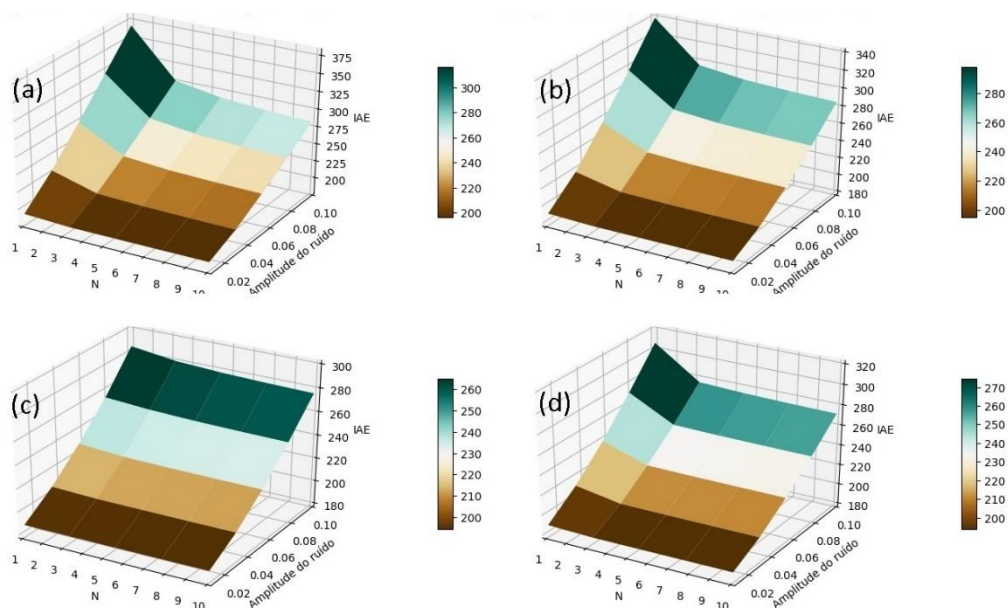


Figura 5.15: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.

Na análise do sistema sem ruído (Figura 5.14), observou-se que os critérios IAE e EC foram semelhantes independentemente do parâmetro N . Já para a análise do sistema com ruído, a partir do critério IAE (Figura 5.15), observou-se que esse critério é menor à medida que o valor de N aumenta, para qualquer amplitude de ruído. Por outro lado, a partir do critério EC (Figura 5.16), foi observado que o esforço de controle é menor à medida que o valor de N diminui, para qualquer amplitude de ruído.

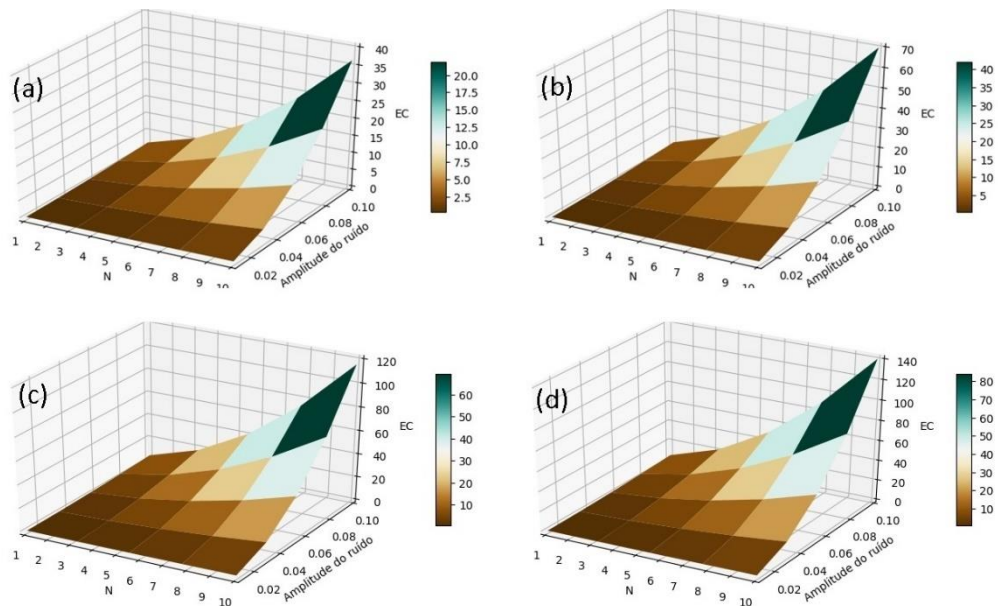


Figura 5.16: Critério EC para o sistema com ruído (EC) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.

A fim de avaliar a diferença de desempenho entre o sistema com ruído e o sistema sem ruído foi construído os gráficos do critério IAE do sistema com ruído em relação ao critério IAE do sistema sem ruído, como pode ser visto na Figura 5.17. Além disso, avaliou-se também o critério EC do sistema com ruído em relação ao critério EC do sistema sem ruído, em relação à amplitude do ruído, o parâmetro N e tempo de amostragem, como pode ser observado na Figura 5.18.

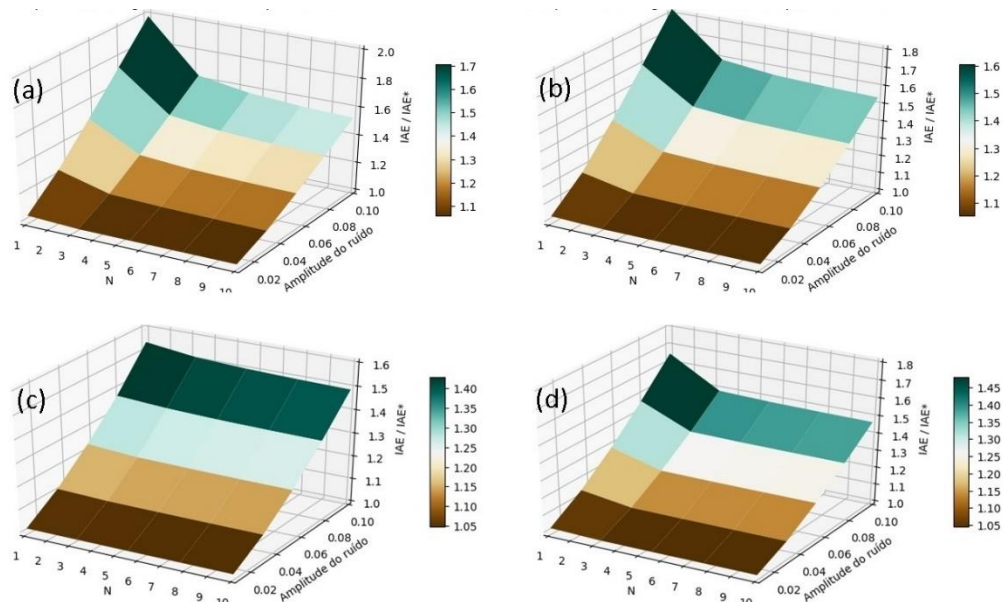


Figura 5.17: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (IAE*), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.

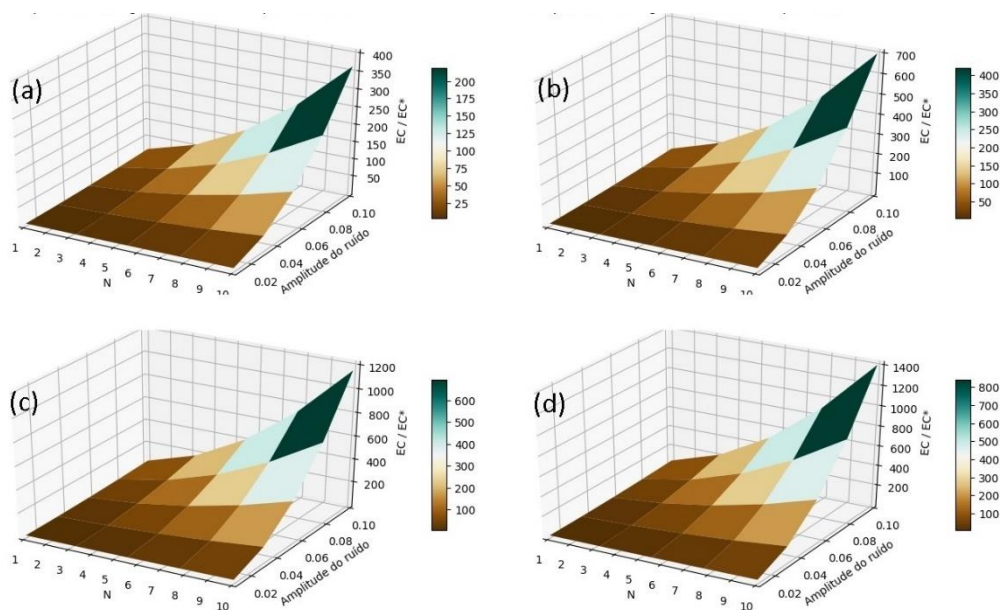


Figura 5.18: Critério EC para o sistema com ruído (EC) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (EC^*), em relação a amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle regulatório.

No critério IAE relativo (Figura 5.17), observou-se que a distância entre o sistema com ruído e o sistema sem ruído aumentou à medida que a amplitude do ruído foi aumentada, e que exceto na região de N entre 1 e 3, o IAE relativo foi no máximo igual 1,6 e no mínimo igual a 1, na situação de maior e menor amplitude de ruído, respectivamente. Já no critério EC relativo (Vide Figura 5.18), foi observado que a distância entre o sistema com ruído e o sistema sem ruído aumenta com a diminuição do tempo de amostragem do ruído, além disso, observou-se também que essa distância foi significamente maior para o caso de N igual a 10 quando a amplitude do ruído foi superior 0,06.

A fim de avaliar e comparar a diferença entre o sistema sem ruído e com ruído em malha fechada nesta situação de controle, construiu-se um gráfico da variação da variável controlada e da variação da variável manipulada no domínio do tempo, apresentado na Figura 5.19. Nessa simulação, a amplitude do ruído, a amostragem do ruído e o parâmetro N do controlador foram iguais a 15,6 s, 0,06 e 3, respectivamente.

Na Figura 5.19, observou-se que devido a existência do ruído de medição, a variável manipulada realizou movimentos desnecessários à medida que a variável controlada se direcionava para o *setpoint* desejado. No entanto, para esse valor de N os efeitos do ruído são significativamente atenuados, visto que a variável manipulada oscila numa amplitude de 1 unidade após a retomada do *setpoint*.

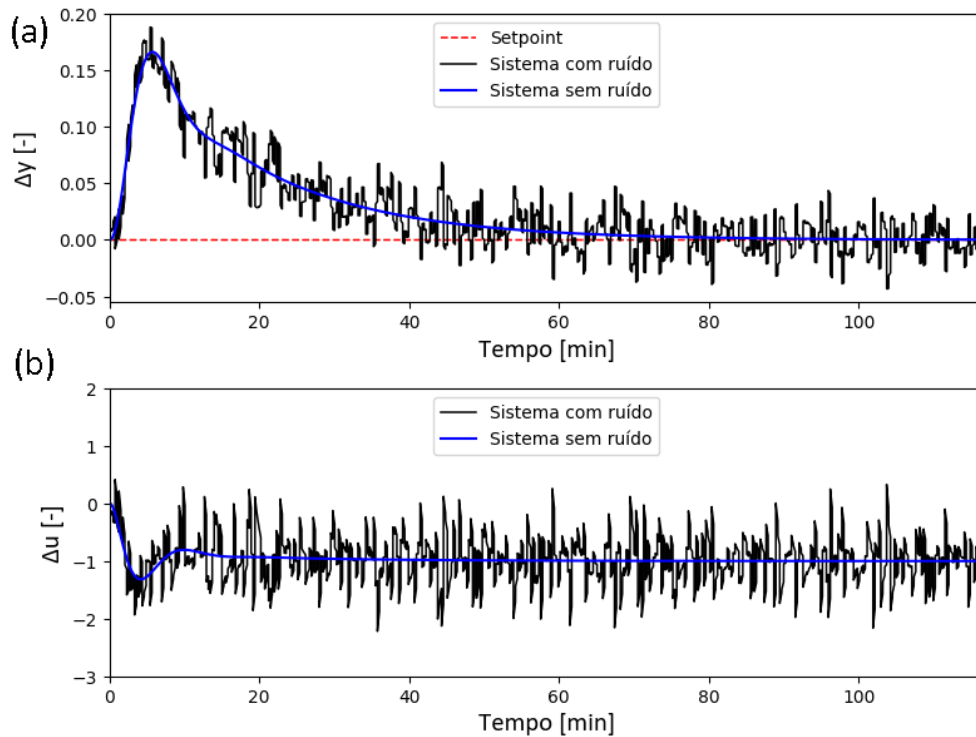


Figura 5.19: Comparação de desempenho entre o sistema sem e com ruído, no qual (a) é a resposta do processo e (b) é a ação de controle no controle regulatório.

5.2.2.2 Avaliação do controle servo

O desempenho do controle servo avaliado em termos do critério IAE e EC em relação à amplitude do ruído e o parâmetro N para o sistema sem ruído está representado graficamente na Figura 5.20. Para o sistema com ruído os critérios IAE e EC em relação a amplitude do ruído, o parâmetro N e tempo de amostragem são apresentados na Figura 5.21 e Figura 5.22, respectivamente.

Na análise do sistema sem ruído (Figura 5.20), foi observado que embora o critério EC tenha sido semelhante para os diferentes valores de N , o critério IAE teve variações significativas, mostrando que mesmo para um sistema sem ruído, existe uma faixa de valores ótima, isto é a faixa responsável pelos menores valores de IAE, para o fator proporcional do filtro de primeira ordem, sendo esta faixa entre os valores 3 e 5. Já para a análise do sistema com ruído, o comportamento dos critérios IAE (Figura 5.21), e EC (Vide Figura 5.22), seguem o entendimento semelhante ao que foi avaliado na situação de distúrbio na carga, Figura 5.15 e Figura 5.16.

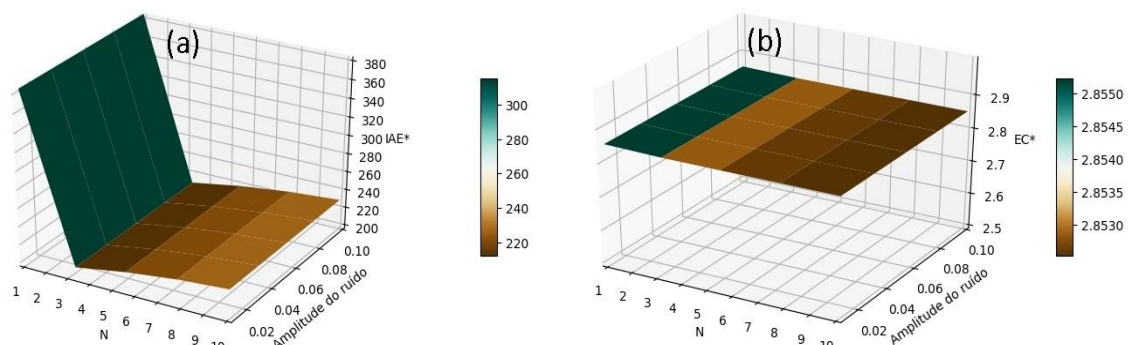


Figura 5.20: Critério IAE e EC para o sistema sem ruído, (IAE*) e (EC*), em relação à amplitude do ruído e parâmetro N no controle servo.

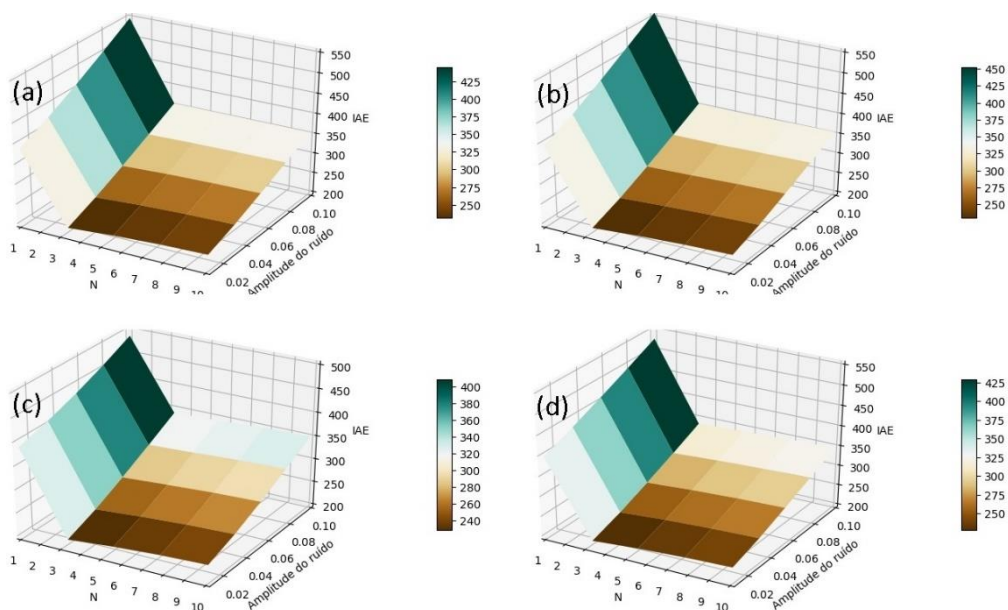


Figura 5.21: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.

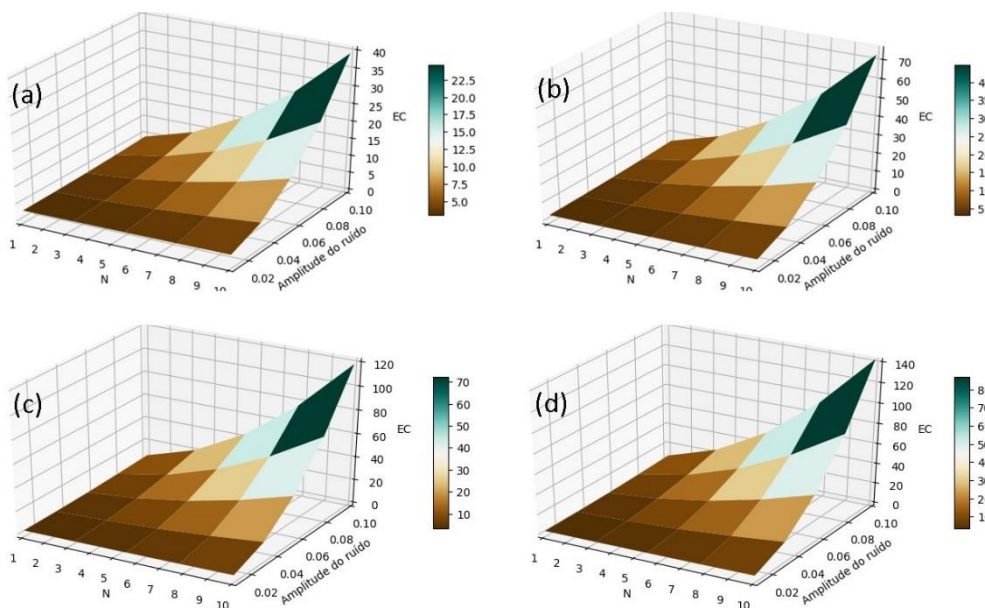


Figura 5.22: Critério EC para o sistema com ruído (EC) em relação à amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.

A fim de avaliar a diferença de desempenho entre o sistema com ruído e o sistema sem ruído também foi construído os gráficos do critério IAE do sistema com ruído em relação ao critério IAE do sistema sem ruído, disposto na Figura 5.23. Além disso, avaliou-se também o critério EC do sistema com ruído em relação ao critério EC do sistema sem ruído, em relação à amplitude do ruído, o parâmetro N e tempo de amostragem, como pode ser observado na Figura 5.24.

Na Figura 5.23, observou-se que a maior distância relativa do critério IAE esteve na região de N compreendida entre os valores de 3 e 5, para uma mesma amplitude de ruído. Embora a região de N entre os valores de 1 e 3 tenha apresentado uma menor

distância relativa, isso deve ser entendido com cuidado, visto que nessa mesma região maiores valores de IAE foram obtidos no sistema sem ruído (Figura 5.20). Já no critério EC relativo (Figura 5.24), foi observado que a característica de comportamento é semelhante ao caso da situação de controle anterior, em que distância entre o sistema com ruído e o sistema sem ruído aumenta com a diminuição do tempo de amostragem do ruído.

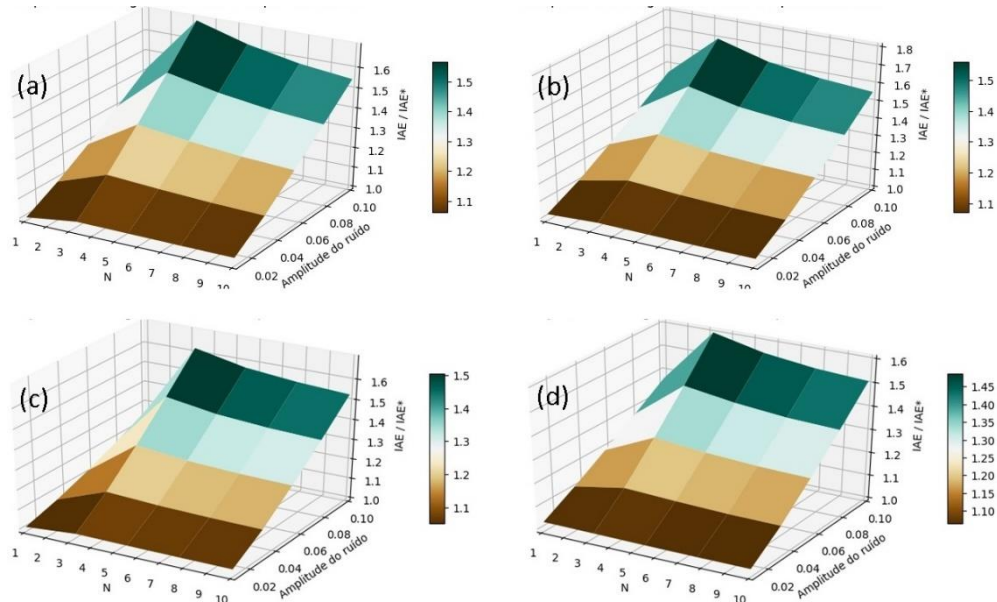


Figura 5.23: Critério IAE para o sistema com ruído (IAE) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (IAE*), em relação a amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.

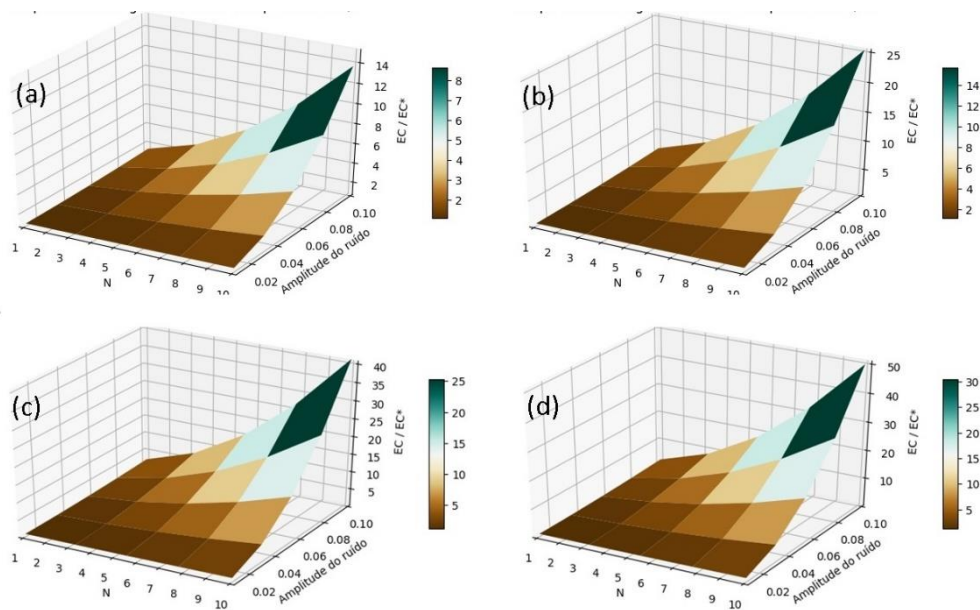


Figura 5.24: Critério EC para o sistema com ruído (EC) normalizado pelo respectivo critério do sistema sem ruído (EC*), em relação a amplitude do ruído e parâmetro N para os tempos de amostragem do ruído iguais a (a) 62,2 s, (b) 31,1 s, (c) 20,7 s e (d) 15,6 s no controle servo.

Com o propósito de avaliar e comparar a diferença entre o sistema sem ruído e com ruído em malha fechada nesta situação de controle, construiu-se um gráfico da variação da

variável controlada e da variação da variável manipulada no domínio do tempo, como pode ser visto na Figura 5.25. Nessa simulação, a amplitude do ruído, a amostragem do ruído e o parâmetro N do controlador também foram iguais a 15,6 s, 0,06 e 3, respectivamente.

Assim como na Figura 5.19, na Figura 5.25 observou-se que a variável manipulada apresentou um desempenho aceitável quanto à questão do ruído. É importante observar também que os efeitos do ruído sofrem maiores impactos na manutenção do valor da variável controlada no *setpoint* desejado e não tanto no momento em que o *setpoint* foi alterado.

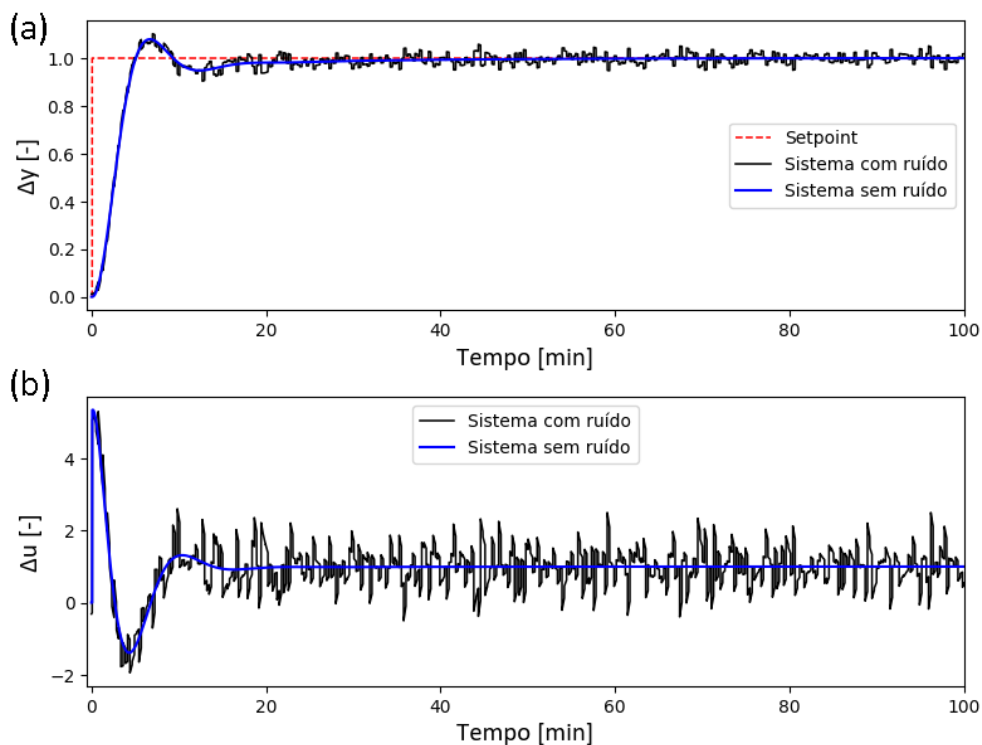


Figura 5.25: Comparação de desempenho entre o sistema sem e com ruído, no qual (a) é a resposta do processo e (b) é a ação de controle no controle servo.

5.3 Considerações finais

Neste capítulo, foi avaliada a sensibilidade do ajuste proposto na presença de ruído de medição a fim de determinar uma faixa de valores recomendada para o parâmetro N do controlador PID-ISA (Equação (3.3)). Para isso, foi adicionado ruído, com uma distribuição truncada em diferentes limites de amplitudes e em diferentes tempos de amostragem, à saída da variável controlada do processo representado pela Equação (3.34).

A partir de uma análise da distribuição de probabilidade e da variância da variável controlada, descrita na subseção 5.2.1, foi possível determinar uma faixa recomendada para o parâmetro N que deve ser entre 3 a 5, faixa na qual obtêm-se uma menor variância, assim como um menor espalhamento da variável controlada em relação ao mesmo caso em malha aberta, isto é, há uma menor amplificação do sinal devido à existência de ruído. Na avaliação do controle regulatório e servo realizada na subseção 5.2.2, foi observado que na faixa recomenda para o parâmetro N obtêm-se um bom desempenho e esforço de controle em relação ao melhor desempenho e esforço de

controle que poderia ser obtido para o mesmo processo sem ruído em termos do critério IAE e EC, respectivamente. No entanto, vale destacar que há espaço para melhoria do desempenho do método proposto na presença de ruído através da avaliação de outros filtros, aplicado na saída do processo ou apenas na ação derivativa do controlador a fim de aproximar-se mais do melhor desempenho e esforço de controle que é alcançado para o mesmo processo sem ruído.

Capítulo 6 – Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

Neste capítulo, serão apresentadas as principais conclusões obtidas através dessa dissertação. Além disso, serão expostas também, sugestões para trabalhos futuros a fim de prosseguir no desenvolvimento dessa temática de soluções eficientes para a estabilização e aumento da produção de petróleo.

6.1 Conclusões

Neste trabalho, foi proposta uma nova metodologia de ajuste de controladores PIDs para a estabilização da produção de petróleo em sistemas de *gas-lift* contínuo através do ajuste simples e eficiente desses controladores. Para isso, foi desenvolvido um novo método de sintonia de controladores PIDs para sistemas altamente oscilatórios, visto que esse comportamento é característico de sistemas que possuem ciclo limite, como é o caso desses sistemas de produção de petróleo.

O novo método de sintonia de controladores PIDs, desenvolvido nesse trabalho, foi construído a partir da resolução de problemas de otimização para plantas altamente subamortecidas ($\zeta \in [0, 0,1]$) genéricas. O método foi validado para um conjunto de 15000 plantas lineares diferentes, no qual nessa avaliação foi observado que o método fornece ajuste com maior robustez ou com maior desempenho a partir da faixa de ganho do controlador fornecido pelo mesmo, em que a máxima sensibilidade do ajuste está compreendida entre 1,2 e 2,2 em média.

Além disso, o novo método de sintonia mostrou-se com desempenhos superiores aos métodos disponíveis na literatura, apresentando boas características de controle servo e regulatório para um mesmo ajuste. Outra característica importante apresentada pelo novo método é inserção de zeros reais em malha fechada, o que mostra também a pontencialidade de aplicação do mesmo em algoritmos PIDs na forma em série, assim como na forma em paralelo.

Na aplicação do novo método de sintonia em sistemas de produção de petróleo representado pelo FOWM, foram projetados controladores PIDs a partir da identificação do modelo representativo em malha aberta para duas alternativas de variáveis

controladas, a pressão na PDG e a pressão na TPT. Para ambas alternativas de variáveis controladas, o controlador projetado foi capaz de estabilizar o sistema numa condição de ciclo limite e obtiveram bom desempenho em relação ao alcance de *setpoint* e rejeição a distúrbios. Além disso, é importante destacar que além da estabilização do sistema, a solução proposta foi capaz de oferecer um aumento de produção de petróleo de até 52% em malha fechada em relação à produção máxima em malha aberta.

Na aplicação do novo método de sintonia frente à existência de ruído de medição, foi avaliada a sensibilidade do mesmo na presença de ruído de medição. Nesse estudo, foi definida a faixa de valores recomendada para o fator proporcional ao tempo derivativo do filtro de primeira ordem (N) igual 3 a 5. Nessa faixa há bom compromisso entre um bom desempenho e o menor esforço de controle em relação ao que poderia ser obtido sem a presença de ruído.

6.2 Sugestões para Trabalhos Futuros

A solução proposta para estabilização do sistema de produção de petróleo apresentou resultados promitente, visto também a sua capacidade de aumento de produção de petróleo. Assim, algumas sugestões para trabalhos futuros são:

- Aplicação da solução proposta em um sistema de produção e elevação de petróleo artificial numa planta em escala piloto;
- Definir teoricamente a região altamente subamortecida, i.e., a região na qual os métodos de sintonia que tem como princípio o cancelamento dos polos dominantes da planta, apresentam baixo desempenho;
- Propor uma solução eficaz e eficiente para estabilização da produção de petróleo utilizando uma variável controlada mais próxima das instalações de superfície de um sistema real, como a pressão a montante ou a jusante da válvula *Choke* de produção;
- Avaliar outros tipos de filtros para atenuação dos efeitos dos ruídos de medição no esforço excessivo da variável manipulada, sem perda significativa no desempenho do sistema em malha fechada.

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.

ANP. **Audiência pública na Câmara dos Deputados para debater a atuação da ANP**. Brasília: [s.n.]. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/arquivos/palestras/2019.07.09_Decio-Oddone.pdf>. Acesso em: 11 out. 2019a.

ANP. **Boletim da Produção de Petróleo e Gás Natural**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/arquivos/publicacoes/boletins-anp/producao/2019-07-boletim.pdf>>. Acesso em: 12 out. 2019b.

ARRIETA, O.; VILANOVA, R. Simple PID tuning rules with guaranteed Ms robustness achievement. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 44, n. 1, p. 12042–12047, 2011.

ÅSTRÖM, K. J.; HÄGGLUND, T. **PID controllers: theory, design, and tuning**. 2. ed. [s.l.: s.n.].

BALIÑO, J. L.; BURR, K. P.; NEMOTO, R. H. Modeling and simulation of severe slugging in air–water pipeline–riser systems. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 36, n. 8, p. 643–660, 2010.

BENAMARA, A. **Gas Lift - Past & Future**. SPE Middle East Artificial Lift Conference and Exhibition. **Anais...Society of Petroleum Engineers**, 30 nov. 2016

BENNETT, S. The past of pid controllers. **Annual Reviews in Control**, v. 25, p. 43–53, 2001.

BOWMAN, D. M. J. S. et al. Fire in the earth system. **Science**, v. 324, n. 5926, p. 481–484, 2009.

BP. **BP Statistical Review of World Energy**. London: [s.n.]. Disponível em: <<https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2019-full-report.pdf>>. Acesso em: 8 out. 2019.

BRATLAND, O. **Pipe Flow 2, Multiphase Flow Assurance**. [s.l.] Dr. Ove Bratland, 2010.

CARVALHO, J. F. DE. Energia e sociedade. **Estudos Avançados**, v. 28, n. 82, p. 25–39, 2014.

DALSMO, M.; HALVORSEN, E.; SLUPPHAUG, O. **Active Feedback Control of Unstable Wells at the Brage Field**. SPE Annual Technical Conference and Exhibition. **Anais...Society of Petroleum Engineers**, abr. 2002 Disponível em: <<http://www.onepetro.org/doi/10.2118/77650-MS>>

DI MEGLIO, F. et al. **Model-based control of slugging flow: An experimental case study**. Proceedings of the 2010 American Control Conference. **Anais...IEEE**, 2010

DI MEGLIO, F.; KAASA, G.-O.; PETIT, N. **A first principle model for multiphase slugging flow in vertical risers**. Proceedings of the 48h IEEE Conference on Decision and Control

(CDC) held jointly with 2009 28th Chinese Control Conference. **Anais...IEEE**, 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 & Chemical Engineering**, v. 99, p. 304–313, 2017.

DIEHL, F. C. et al. Oil production increase in unstable gas lift systems through nonlinear model predictive control. **Journal of Process Control**, v. 69, p. 58–69, 2018.

EIKREM, G. O. et al. Anti-Slug control of gas-lift wells - Experimental results. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 37, n. 13, p. 799–804, 2004.

GARCIA, C. E.; MORARI, M. Internal model control. A unifying review and some new results. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 21, n. 2, p. 308–323, 1982.

GEREVINI, G. G.; FARENZENA, M.; TRIERWEILER, J. O. Slugging attenuation using Nonlinear Model Predictive Control in offshore oil production. **Journal of Petroleum Science and Engineering**, v. 165, p. 187–198, 2018.

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

GRIMHOLT, C.; SKOGESTAD, S. Optimal PI and PID control of first-order plus delay processes and evaluation of the original and improved SIMC rules. **Journal of Process Control**, v. 70, p. 36–46, 2018.

HEDNE, P.; LINGA, H. Suppression of terrain slugging with automatic and manual riser choking. **Winter Annual Meeting of the American Society of Mechanical Engineers**, v. 99, p. 453–460, 1990.

HU, B. **Characterizing gas-lift instabilities**. [s.l.] Norwegian University of Science and Technology, 2004.

HUNTER, J. et al. **Matplotlib**. Disponível em: <<https://matplotlib.org/>>. Acesso em: 19 out. 2019.

IMSLAND, L. **Topics in nonlinear control.: Output Feedback Stabilization and Control of Positive Systems**. [s.l.] Norwegian University of Science and Technology, 2002.

INVESTING.COM. **Petróleo Brent Futuros Histórico de Preços**. Disponível em: <<https://br.investing.com/commodities/brent-oil-historical-data>>. Acesso em: 12 out. 2019.

JAHANSHAH, E. **Control Solutions for Multiphase Flow**. [s.l.] Norwegian University of Science and Technology, 2013.

JAHANSHAH, E. et al. A comparison between Internal Model Control, optimal PIDF and robust controllers for unstable flow in risers. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 47, n. 3, p. 5752–5759, 2014.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S. **Closed-loop model identification and PID/PI tuning for**

robust anti-slug control. [s.l.] IFAC, 2013. v. 10

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S. Nonlinear control solutions to prevent slugging flow in offshore oil production. **Journal of Process Control**, v. 54, p. 138–151, 2017.

JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; HANSEN, H. Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells. **IFAC Proceedings Volumes**, v. 45, n. 15, p. 93–100, 1 jan. 2012.

JOHNSON, S. G. **The Nlopt nonlinear-optimization package.** Disponível em: <<http://github.com/stevengj/nlopt>>. Acesso em: 13 maio. 2019.

JONES, E. et al. **SciPy: Open Source Scientific Tools for Python.** Disponível em: <<https://www.scipy.org/>>. Acesso em: 19 out. 2019.

KLÖCKNER, A.; LINDEN, F. VAN DER; ZIMMER, D. **Noise Generation for Continuous System Simulation.** The 10th International Modelica Conference, March 10-12, 2014, Lund, Sweden. **Anais...2014**

LALUDE, G. Importance of Oil to the Global Community. **Global Journal of Human-Social Science Research**, v. 15, n. 1, 2015.

LEA, J. F.; NICKENS, H. V.; WELLS, M. R. **Gas well deliquification.** 2. ed. Burlington, Massachusetts: Elsevier/Gulf Professional Pub, 2008.

LEE, J.; CHO, W.; EDGAR, T. F. An improved technique for PID controller tuning from closed-loop tests. **AIChE Journal**, v. 36, n. 12, p. 1891–1895, 1990.

LEE, Y. et al. PID controller tuning for desired closed-loop responses for SI/SO systems. **AIChE Journal**, v. 44, n. 1, p. 106–115, 1998.

LEE, Y.; PARK, S.; LEE, M. Consider the generalized IMC-PID method for PID controller tuning of time-delay processes. **Hydrocarbon Processing**, v. 85, n. 1, p. 87–92, 2006.

MARCHETTI, G.; SCALI, C. Use of Modified Relay Techniques for the Design of Model-Based Controllers for Chemical Processes. 2000.

MARLIN, T. **Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance.** 2. ed. [s.l.] McGraw-Hill Science/Engineering/Math, 2000.

MCCONVILLE, F. X. Engineering Practice: Functions for Easier Curve Fitting. **CHEMICAL ENGINEERING**, p. 48–51, 2008.

MME. **Boletim Mensal de Energia.** Brasília: [s.n.]. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br/documents/10584/0/Boletim+de+Energia+-+junho+2019+%28004%29.pdf/4be2c9da-a0c0-48ce-85d3-3ed20cbc08b4>>. Acesso em: 9 out. 2019.

MORAIS, J. M. DE. **Petróleo em águas profundas: uma história tecnológica da Petrobras na exploração e produção offshore.** Brasília: Ipea: Petrobras, 2013.

MORARI, M.; ZAFIRIOU, E. **Robust process control.** [s.l.] Prentice Hall, 1989.

NUMPY DEVELOPERS. **NumPy.** Disponível em: <<https://numpy.org/>>. Acesso em: 19 out.

2019.

O'DWYER, A. **Handbook of PI and PID controller tuning rules**. 3rd. ed. [s.l.] Imperial College Press, 2009.

OPENMODELICA. **Modelica.Blocks.Noise**. Disponível em: <<https://doc.modelica.org/om/Modelica.Blocks.Noise.html>>. Acesso em: 10 jun. 2019.

PEDERSEN, S.; DURDEVIC, P.; YANG, Z. Review of Slug Detection, Modeling and Control Techniques for Offshore Oil & Gas Production Processes. **IFAC-PapersOnLine**, v. 48, n. 6, p. 89–96, 2015.

PYTHON-CONTROL.ORG. **Python Control Systems Library**. Disponível em: <<https://python-control.readthedocs.io/en/0.8.2/index.html>>. Acesso em: 19 out. 2019.

PYTHON SOFTWARE FOUNDATION. **PyFMI**. Disponível em: <<https://pypi.org/project/PyFMI/>>. Acesso em: 19 out. 2019.

RAO, A. S.; CHIDAMBARAM, M. Control of unstable processes with two RHP poles, a zero and time delay. **Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering**, v. 1, n. 1–2, p. 63–69, 2006.

RIVERA, D. E.; MORARI, M.; SKOGESTAD, S. Internal model control: PID controller design. **Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development**, v. 25, n. 1, p. 252–265, jan. 1986.

SCHLUMBERGER. **OLGA Dynamic Multiphase Flow Simulator**. Disponível em: <<https://www.software.slb.com/products/olga>>. Acesso em: 22 out. 2019.

SCHMIDT, Z.; DOTY, D. R.; DUTTA-ROY, K. Severe Slugging in Offshore Pipeline Riser-Pipe Systems. **Society of Petroleum Engineers Journal**, v. 25, n. 01, p. 27–38, fev. 1985.

SINEGRE, L.; PETIT, N.; MENEGATTI, P. **Distributed delay model for density wave dynamics in gas lifted wells**. Proceedings of the 44th IEEE Conference on Decision and Control. **Anais...IEEE**, 2005

SKOGESTAD, S. Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning. **Journal of Process Control**, v. 13, n. 4, p. 291–309, 1 jun. 2003.

SKOGESTAD, S.; POSTLETHWAITE, I. **Multivariable feedback control : analysis and design**. [s.l.] John Wiley, 2005.

SUNDARESAN, K. R.; KRISHNASWAMY, P. R. Estimation of time delay time constant parameters in time, frequency, and laplace domains. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 56, n. 2, p. 257–262, 1978.

TAITEL, Y. Stability of severe slugging. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 12, n. 2, p. 203–217, 1 mar. 1986.

TAKÁCS, G. **Gas Lift Manual**. Tulsa, Oklahoma: PennWell Corporation, 2005.

THOMAS, J. E. **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. 1. ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência Ltda., 2001.

TRIERWEILER, J. O. **A Systematic Approach to Control Structure Design**. [s.l.] University of Dortmund, 1997.

TSAVARIS, A. et al. **A Study of Terrain-Induced Slugging in Pipelines Using Aspen Hydraulics Within Aspen HYSYS[®] Upstream**. Disponível em: <<https://www.aspentech.com/en/resources/white-papers/a-study-of-terrain-induced-slugging-in-pipelines-using-aspen-hydraulics-within-aspen-hysys-upstream>>. Acesso em: 30 jul. 2019.

WASKOM, M. **seaborn: statistical data visualization**. Disponível em: <<https://seaborn.pydata.org/>>. Acesso em: 19 out. 2019.

XU, Y. et al. **A simple PID controller tuning strategy for first order plus dead time model**. 2011 International Conference on Electronics, Communications and Control (ICECC). **Anais...IEEE**, set. 2011

ZIEGLER, J. G.; NICHOLS, N. B. Optimum Settings for Automatic Controllers. **American Society of Mechanical Engineers**, v. 64, p. 759–768, 1942.

Apêndice

Apêndice I – Plantas Altamente Subamortecidas e Parâmetros Ótimos do Controlador PID Utilizados no Desenvolvimento do Novo Método de Sintonia

Os parâmetros das plantas altamente subamortecidas utilizadas para o desenvolvimento do método de sintonia estão descritos nas Tabela I.1 e Tabela I.2. Já os valores ótimos dos parâmetros do controlador para cada uma das plantas descritas nas Tabela I.1 e Tabela I.2 estão dispostos nas Tabela I.3 e Tabela I.4.

Tabela I.1: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do novo método de sintonia – Parte 1

Planta	Parâmetros da Planta			
	K [-]	τ [s]	ζ [-]	τ/θ [-]
$G_{11}(s)$	1	10	0,100	1
$G_{12}(s)$	1	10	0,100	4
$G_{13}(s)$	1	10	0,100	7
$G_{14}(s)$	1	10	0,100	10
$G_{15}(s)$	1	10	0,095	1
$G_{16}(s)$	1	10	0,095	4
$G_{17}(s)$	1	10	0,095	7
$G_{18}(s)$	1	10	0,095	10
$G_{19}(s)$	1	10	0,090	1
$G_{20}(s)$	1	10	0,090	4
$G_{21}(s)$	1	10	0,090	7
$G_{22}(s)$	1	10	0,090	10
$G_{23}(s)$	1	10	0,085	1
$G_{24}(s)$	1	10	0,085	4
$G_{25}(s)$	1	10	0,085	7
$G_{26}(s)$	1	10	0,085	10
$G_{27}(s)$	1	10	0,080	1
$G_{28}(s)$	1	10	0,080	4
$G_{29}(s)$	1	10	0,080	7
$G_{30}(s)$	1	10	0,080	10
$G_{31}(s)$	1	10	0,075	1
$G_{32}(s)$	1	10	0,075	4
$G_{33}(s)$	1	10	0,075	7
$G_{34}(s)$	1	10	0,075	10
$G_{35}(s)$	1	10	0,070	1
$G_{36}(s)$	1	10	0,070	4
$G_{37}(s)$	1	10	0,070	7

Tabela I.2: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do novo método de sintonia – Parte 2

Planta	Parâmetros da Planta			
	K [-]	τ [s]	ζ [-]	τ/θ [-]
$G_{38}(s)$	1	10	0,070	10
$G_{39}(s)$	1	10	0,065	1
$G_{40}(s)$	1	10	0,065	4
$G_{41}(s)$	1	10	0,065	7
$G_{42}(s)$	1	10	0,065	10
$G_{43}(s)$	1	10	0,060	1
$G_{44}(s)$	1	10	0,060	4
$G_{45}(s)$	1	10	0,060	7
$G_{46}(s)$	1	10	0,060	10
$G_{47}(s)$	1	10	0,055	1
$G_{48}(s)$	1	10	0,055	4
$G_{49}(s)$	1	10	0,055	7
$G_{50}(s)$	1	10	0,055	10
$G_{51}(s)$	1	10	0,045	1
$G_{52}(s)$	1	10	0,045	4
$G_{53}(s)$	1	10	0,045	7
$G_{54}(s)$	1	10	0,045	10
$G_{55}(s)$	1	10	0,040	1
$G_{56}(s)$	1	10	0,040	4
$G_{57}(s)$	1	10	0,040	7
$G_{58}(s)$	1	10	0,040	10
$G_{59}(s)$	1	10	0,035	1
$G_{60}(s)$	1	10	0,035	4
$G_{61}(s)$	1	10	0,035	7
$G_{62}(s)$	1	10	0,035	10
$G_{63}(s)$	1	10	0,030	1
$G_{64}(s)$	1	10	0,030	4
$G_{65}(s)$	1	10	0,030	7
$G_{66}(s)$	1	10	0,030	10
$G_{67}(s)$	1	10	0,025	1
$G_{68}(s)$	1	10	0,025	4
$G_{69}(s)$	1	10	0,025	7
$G_{70}(s)$	1	10	0,025	10

Tabela I.3: Critério ISE ótimo e parâmetros ótimos dos controladores para o conjunto de plantas representado por $G_{11}(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 1

Planta	Controlador	ISE	Parâmetros do controlador		
			K_p [-]	τ [s]	τ_D [s]
$G_{11}(s)$	$C_{11}(s)$	111,326	0,082	4,814	25,887
$G_{12}(s)$	$C_{12}(s)$	15,209	1,018	12,087	11,419
$G_{13}(s)$	$C_{13}(s)$	6,887	3,389	19,685	5,995
$G_{14}(s)$	$C_{14}(s)$	4,337	7,682	28,149	3,919
$G_{15}(s)$	$C_{15}(s)$	116,273	0,080	4,796	25,948
$G_{16}(s)$	$C_{16}(s)$	15,301	1,036	12,416	10,940
$G_{17}(s)$	$C_{17}(s)$	6,920	3,365	20,082	6,005
$G_{18}(s)$	$C_{18}(s)$	4,352	7,595	27,576	3,970
$G_{19}(s)$	$C_{19}(s)$	121,826	0,076	4,811	26,213
$G_{20}(s)$	$C_{20}(s)$	15,508	1,009	12,308	11,239
$G_{21}(s)$	$C_{21}(s)$	6,955	3,352	20,128	5,969
$G_{22}(s)$	$C_{22}(s)$	4,305	7,841	27,709	3,874
$G_{23}(s)$	$C_{23}(s)$	128,234	0,075	4,781	25,996
$G_{24}(s)$	$C_{24}(s)$	15,744	0,982	12,295	11,533
$G_{25}(s)$	$C_{25}(s)$	6,989	3,331	20,438	5,974
$G_{26}(s)$	$C_{26}(s)$	4,395	7,367	27,189	4,094
$G_{27}(s)$	$C_{27}(s)$	135,172	0,072	4,952	26,052
$G_{28}(s)$	$C_{28}(s)$	15,985	0,954	12,222	11,878
$G_{29}(s)$	$C_{29}(s)$	7,024	3,288	20,347	6,060
$G_{30}(s)$	$C_{30}(s)$	4,456	7,096	27,725	4,229
$G_{31}(s)$	$C_{31}(s)$	147,006	0,073	4,609	25,982
$G_{32}(s)$	$C_{32}(s)$	16,321	0,920	12,147	12,278
$G_{33}(s)$	$C_{33}(s)$	7,061	3,233	19,687	6,188
$G_{34}(s)$	$C_{34}(s)$	4,474	7,004	26,299	4,297
$G_{35}(s)$	$C_{35}(s)$	152,546	0,067	5,294	26,022
$G_{36}(s)$	$C_{36}(s)$	16,492	0,904	11,818	12,849
$G_{37}(s)$	$C_{37}(s)$	7,102	3,180	19,889	6,317
$G_{38}(s)$	$C_{38}(s)$	4,486	6,954	27,169	4,325
$G_{39}(s)$	$C_{39}(s)$	163,348	0,065	5,439	26,095
$G_{40}(s)$	$C_{40}(s)$	16,965	0,853	11,854	13,260
$G_{41}(s)$	$C_{41}(s)$	7,168	3,131	19,891	6,363
$G_{42}(s)$	$C_{42}(s)$	4,501	6,891	27,397	4,366
$G_{43}(s)$	$C_{43}(s)$	175,997	0,061	5,460	26,780
$G_{44}(s)$	$C_{44}(s)$	17,316	0,857	12,913	13,074
$G_{45}(s)$	$C_{45}(s)$	7,182	3,108	19,934	6,444
$G_{46}(s)$	$C_{46}(s)$	4,512	6,845	27,560	4,400
$G_{47}(s)$	$C_{47}(s)$	191,159	0,058	5,689	27,120
$G_{48}(s)$	$C_{48}(s)$	17,894	0,786	11,883	14,334
$G_{49}(s)$	$C_{49}(s)$	7,229	3,068	20,208	6,531

Tabela I.4: Critério ISE ótimo e parâmetros ótimos dos controladores para o conjunto de plantas representado por $G_{11}(s)$ a $G_{70}(s)$ – Parte 2

Planta	Controlador	ISE	Parâmetros do controlador		
			K_p [-]	τ [s]	τ_D [s]
$G_{50}(s)$	$C_{50}(s)$	4,526	6,769	27,683	4,451
$G_{51}(s)$	$C_{51}(s)$	232,636	0,053	6,294	27,586
$G_{52}(s)$	$C_{52}(s)$	19,008	0,762	13,344	14,579
$G_{53}(s)$	$C_{53}(s)$	7,325	2,964	19,571	6,782
$G_{54}(s)$	$C_{54}(s)$	4,570	6,602	26,892	4,572
$G_{55}(s)$	$C_{55}(s)$	262,074	0,050	6,900	27,645
$G_{56}(s)$	$C_{56}(s)$	19,778	0,747	14,150	14,799
$G_{57}(s)$	$C_{57}(s)$	7,393	2,901	19,677	6,956
$G_{58}(s)$	$C_{58}(s)$	4,588	6,533	26,988	4,624
$G_{59}(s)$	$C_{59}(s)$	300,540	0,048	7,521	27,558
$G_{60}(s)$	$C_{60}(s)$	20,973	0,696	14,230	15,797
$G_{61}(s)$	$C_{61}(s)$	7,448	2,887	20,566	6,942
$G_{62}(s)$	$C_{62}(s)$	4,609	6,464	27,706	4,675
$G_{63}(s)$	$C_{63}(s)$	362,477	0,047	7,612	27,575
$G_{64}(s)$	$C_{64}(s)$	22,588	0,649	14,683	16,890
$G_{65}(s)$	$C_{65}(s)$	7,505	2,838	20,453	7,074
$G_{66}(s)$	$C_{66}(s)$	4,629	6,397	27,704	4,725
$G_{67}(s)$	$C_{67}(s)$	523,864	0,047	7,621	27,559
$G_{68}(s)$	$C_{68}(s)$	24,711	0,615	15,875	17,733
$G_{69}(s)$	$C_{69}(s)$	7,571	2,779	20,162	7,237
$G_{70}(s)$	$C_{70}(s)$	4,652	6,343	28,902	4,762

A partir dos valores ótimos dos controladores dispostos nas Tabela I.3 e Tabela I.4, foi feito a representação gráfica dos valores observados e o respectivo modelo ajustado para ζ iguais a 0,025, Figura I.1, 0,030, Figura I.2, 0,035, Figura I.3, 0,040, Figura I.4, 0,045, Figura I.5, 0,050, Figura I.6, 0,055, Figura I.7, 0,060, Figura I.8, 0,065, Figura I.9, 0,070, Figura I.10, 0,075, Figura I.11, 0,080, Figura I.12, 0,085, Figura I.13, 0,090, Figura I.14, 0,095 e 0,100, Figura I.15.

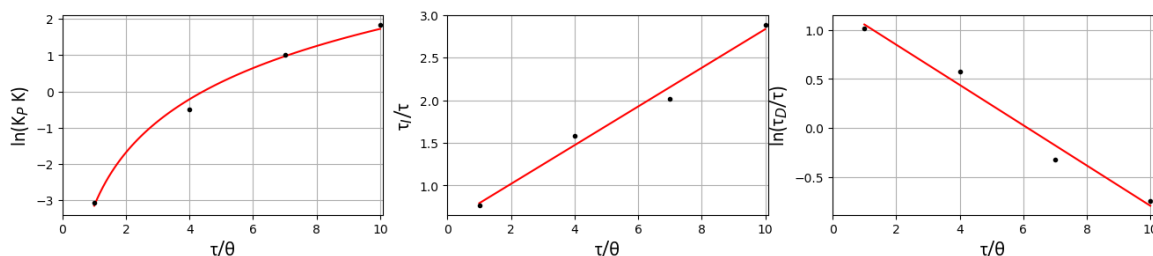


Figura I.1: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,025. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

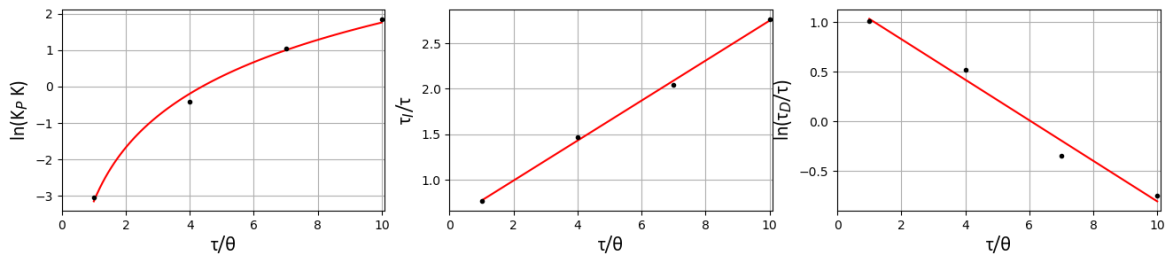


Figura I.2: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,030. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

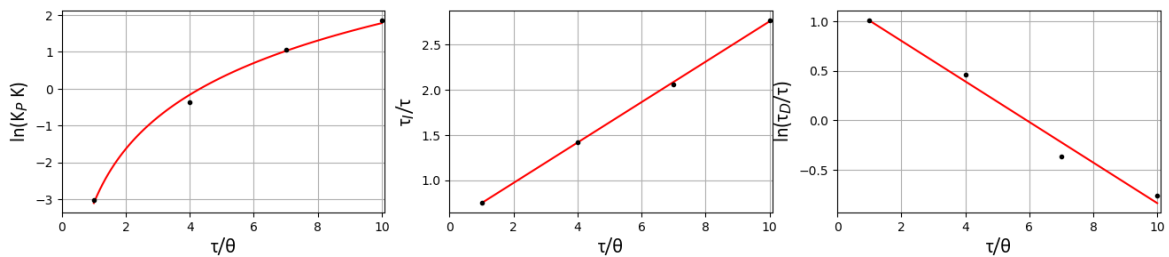


Figura I.3: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,035. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

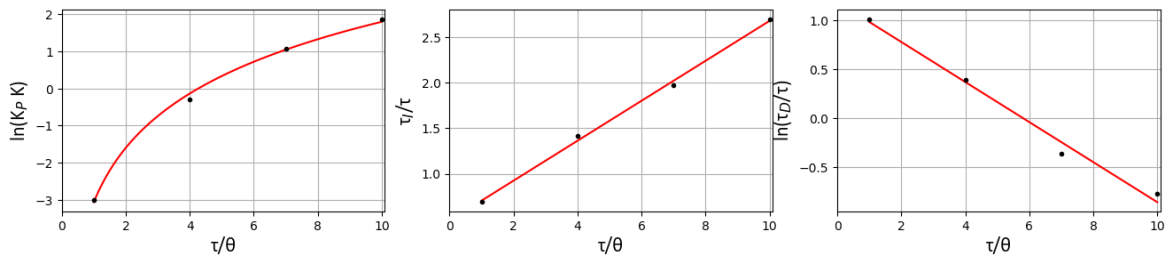


Figura I.4: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,040. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

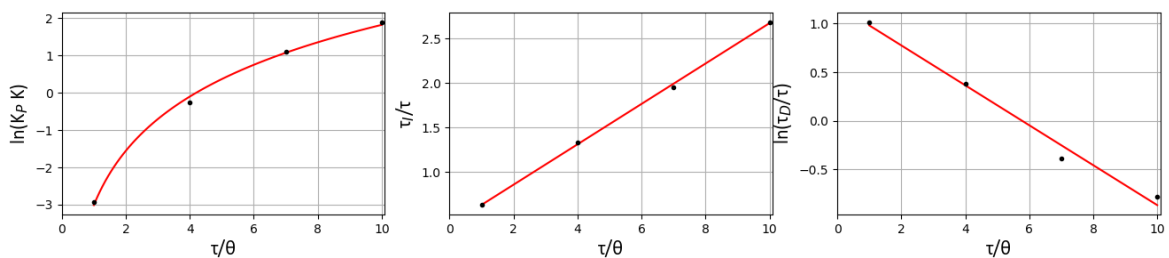


Figura I.5: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,045. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

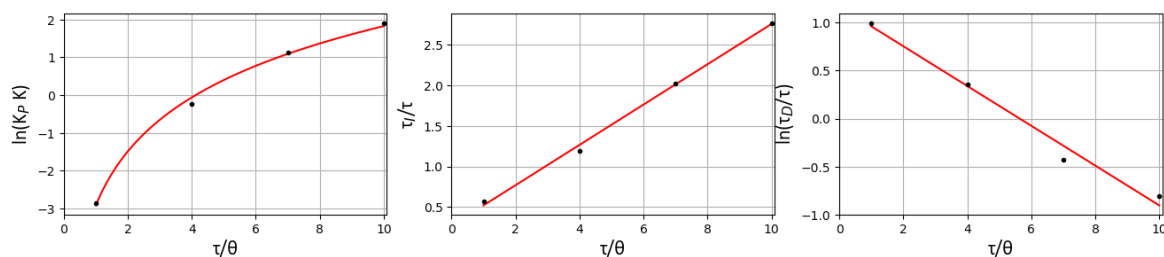


Figura I.6: Ajuste de modelos matemáticos aos dados obtidos para parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,055 – A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

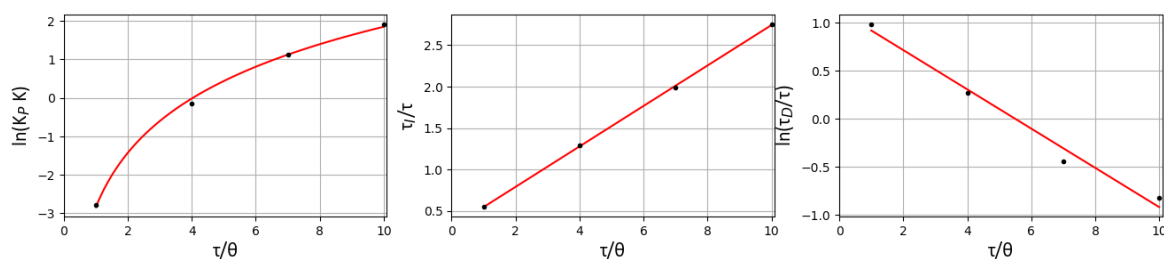


Figura I.7: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,060. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

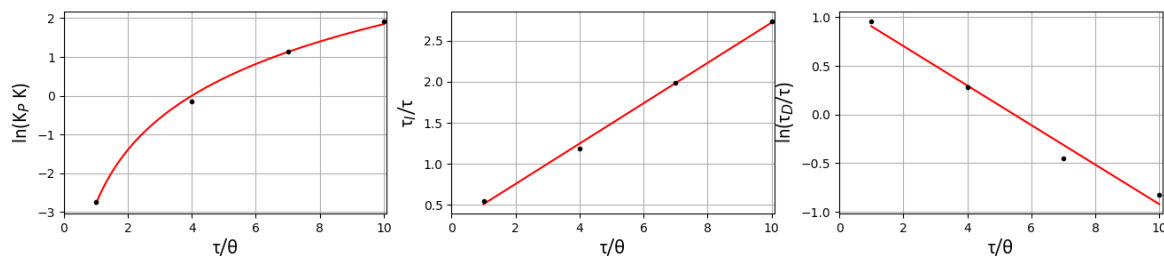


Figura I.8: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,065. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

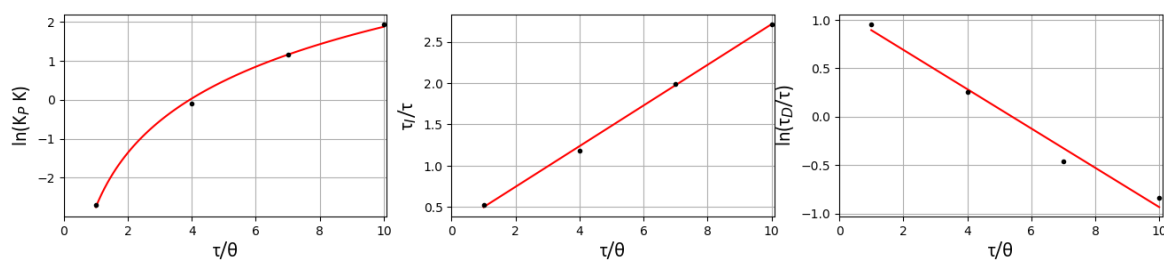


Figura I.9: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,070. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

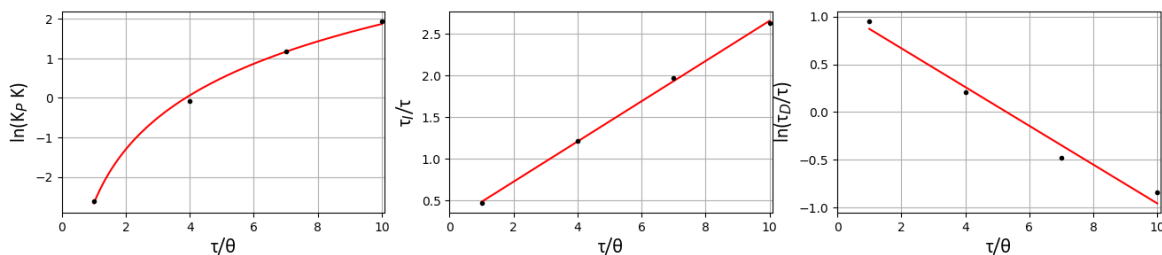


Figura I.10: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,075. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

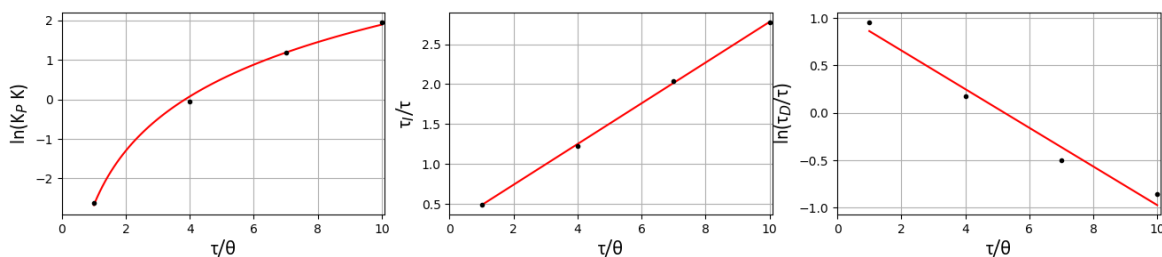


Figura I.11: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,080. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

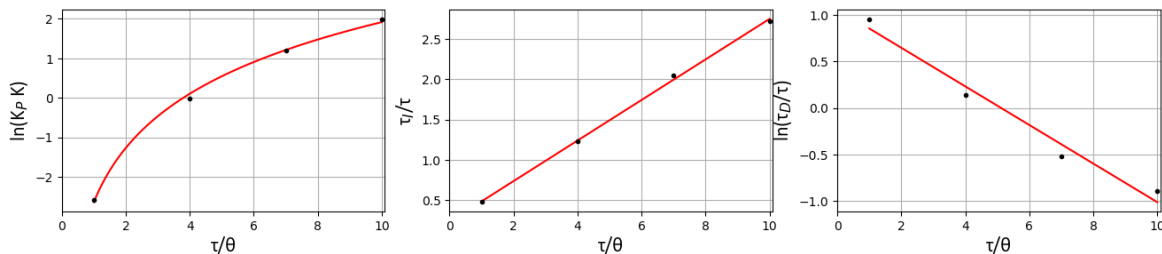


Figura I.12: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,085. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

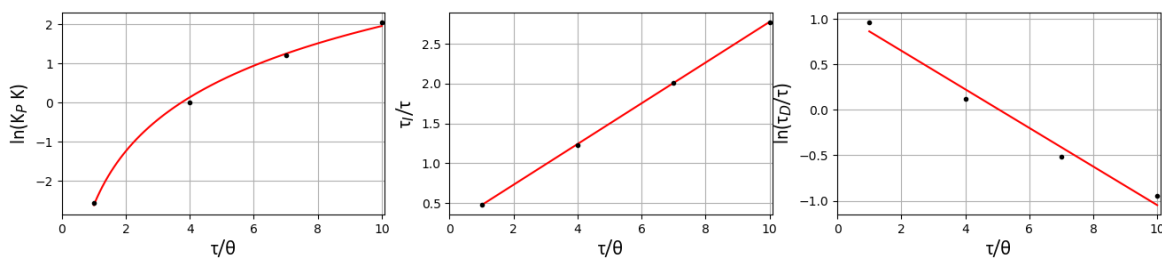


Figura I.13: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,090. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

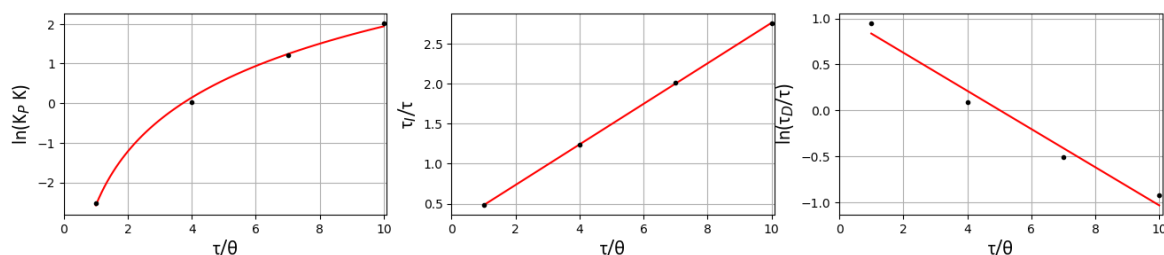


Figura I.14: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,095. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

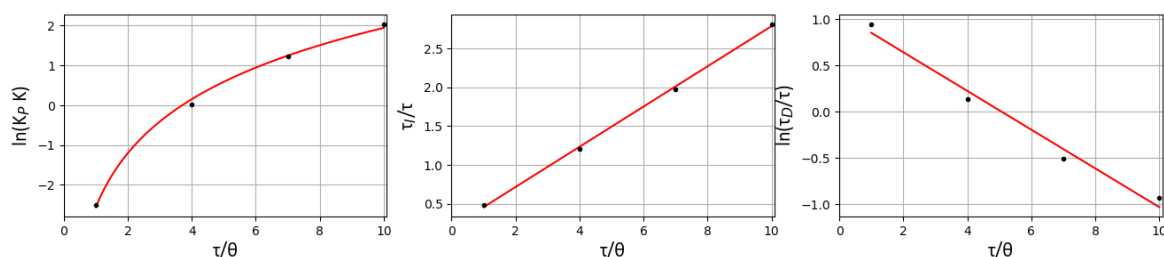


Figura I.15: Ajuste de equações não lineares aos dados obtidos para os parâmetros do controlador PID para plantas com ζ igual 0,100. A linha vermelha representa os valores preditos por cada modelo, os pontos pretos representa os valores observados em função do parâmetro do controlador.

No desenvolvimento do fator de desempenho B foram utilizadas as plantas definidas na Tabela I.5 e Tabela I.6, além das plantas representadas por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$, definida na Tabela 3.1.

Tabela I.5: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do fator de desempenho B – Parte 1

Planta	Parâmetros da Planta			
	K [-]	τ [s]	ζ [-]	τ/θ [-]
$G_{71}(s)$	1	10	0,050	12
$G_{72}(s)$	1	10	0,050	14
$G_{73}(s)$	1	10	0,050	16
$G_{74}(s)$	1	10	0,050	18
$G_{75}(s)$	1	10	0,050	20
$G_{76}(s)$	1	10	0,050	25
$G_{77}(s)$	1	10	0,050	30
$G_{78}(s)$	1	10	0,050	40
$G_{79}(s)$	1	10	0,050	50
$G_{80}(s)$	1	10	0,050	60
$G_{81}(s)$	1	10	0,050	70
$G_{82}(s)$	1	10	0,050	80
$G_{83}(s)$	1	10	0,050	90
$G_{84}(s)$	1	10	0,050	100
$G_{85}(s)$	1	10	0,050	150
$G_{86}(s)$	1	10	0,050	200

Tabela I.6: Parâmetros de plantas utilizados para o desenvolvimento do fator de desempenho B – Parte 2

Planta	Parâmetros da Planta			
	K [-]	τ [s]	ζ [-]	τ/θ [-]
$G_{87}(s)$	1	10	0,050	250
$G_{88}(s)$	1	10	0,050	300
$G_{89}(s)$	1	10	0,050	350
$G_{90}(s)$	1	10	0,050	400
$G_{91}(s)$	1	10	0,050	500
$G_{92}(s)$	1	10	0,050	600
$G_{93}(s)$	1	10	0,050	700
$G_{94}(s)$	1	10	0,050	800
$G_{95}(s)$	1	10	0,050	900
$G_{96}(s)$	1	10	0,050	1000
$G_{97}(s)$	1	10	0,050	1500
$G_{98}(s)$	1	10	0,050	2000
$G_{99}(s)$	1	10	0,050	3000
$G_{100}(s)$	1	10	0,050	4000
$G_{101}(s)$	1	10	0,050	5000
$G_{102}(s)$	1	10	0,050	10000
$G_{103}(s)$	1	10	0,050	20000
$G_{104}(s)$	1	10	0,050	50000

Os valores ótimos do parâmetro do controlador para cada uma das plantas descritas nas Tabela I.5 e Tabela I.6, assim como os valores dos parâmetros utilizados para sintonia do controlador estão dispostos nas Tabela I.7 e Tabela I.8.

Tabela I.7: Parâmetros ótimos dos controladores e ajustado a partir do novo método de sintonia para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 1

Planta	Controlador	Parâmetros do controlador PID			
		K_p^* [-]	K_p^+ [-]	τ^+ [s]	τ_D^+ [s]
$G_1(s)$	$C_1(s)$	0,056	0,052	5,912	26,223
$G_2(s)$	$C_2(s)$	0,197	0,217	8,260	21,341
$G_3(s)$	$C_3(s)$	0,301	0,504	10,608	17,368
$G_4(s)$	$C_4(s)$	0,693	0,916	10,608	17,368
$G_5(s)$	$C_5(s)$	1,304	1,455	12,956	14,135
$G_6(s)$	$C_6(s)$	1,902	2,124	15,304	11,503
$G_7(s)$	$C_7(s)$	2,768	2,925	17,652	9,362
$G_8(s)$	$C_8(s)$	3,811	3,859	20,000	7,619
$G_9(s)$	$C_9(s)$	5,145	4,928	22,348	6,201
$G_{10}(s)$	$C_{10}(s)$	4,885	6,133	24,696	5,046
$G_{71}(s)$	$C_{71}(s)$	8,834	6,133	27,044	4,107
$G_{72}(s)$	$C_{72}(s)$	10,878	6,133	27,044	4,107

*Obtido a partir da solução do problema de otimização

*Obtido a partir da equação dada pelo novo método de sintonia

Tabela I.8: Parâmetros ótimos dos controladores e ajustado a partir do novo método de sintonia para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 2

Planta	Controlador	Parâmetros do controlador PID			
		K_p^* [-]	K_p^+ [-]	τ_i^+ [s]	τ_D^+ [s]
$G_{73}(s)$	$C_{73}(s)$	13,076	6,133	27,044	4,107
$G_{74}(s)$	$C_{74}(s)$	14,277	6,133	27,044	4,107
$G_{75}(s)$	$C_{75}(s)$	16,022	6,133	27,044	4,107
$G_{76}(s)$	$C_{76}(s)$	19,299	6,133	27,044	4,107
$G_{77}(s)$	$C_{77}(s)$	22,820	6,133	27,044	4,107
$G_{78}(s)$	$C_{78}(s)$	27,927	6,133	27,044	4,107
$G_{79}(s)$	$C_{79}(s)$	33,223	6,133	27,044	4,107
$G_{80}(s)$	$C_{80}(s)$	38,810	6,133	27,044	4,107
$G_{81}(s)$	$C_{81}(s)$	41,254	6,133	27,044	4,107
$G_{82}(s)$	$C_{82}(s)$	43,911	6,133	27,044	4,107
$G_{83}(s)$	$C_{83}(s)$	46,918	6,133	27,044	4,107
$G_{84}(s)$	$C_{84}(s)$	50,842	6,133	27,044	4,107
$G_{85}(s)$	$C_{85}(s)$	69,663	6,133	27,044	4,107
$G_{86}(s)$	$C_{86}(s)$	74,174	6,133	27,044	4,107
$G_{87}(s)$	$C_{87}(s)$	77,942	6,133	27,044	4,107
$G_{88}(s)$	$C_{88}(s)$	81,199	6,133	27,044	4,107
$G_{89}(s)$	$C_{89}(s)$	84,136	6,133	27,044	4,107
$G_{90}(s)$	$C_{90}(s)$	86,891	6,133	27,044	4,107
$G_{91}(s)$	$C_{91}(s)$	92,353	6,133	27,044	4,107
$G_{92}(s)$	$C_{92}(s)$	107,967	6,133	27,044	4,107
$G_{93}(s)$	$C_{93}(s)$	125,395	6,133	27,044	4,107
$G_{94}(s)$	$C_{94}(s)$	126,548	6,133	27,044	4,107
$G_{95}(s)$	$C_{95}(s)$	127,503	6,133	27,044	4,107
$G_{96}(s)$	$C_{96}(s)$	128,306	6,133	27,044	4,107
$G_{97}(s)$	$C_{97}(s)$	158,092	6,133	27,044	4,107
$G_{98}(s)$	$C_{98}(s)$	159,601	6,133	27,044	4,107
$G_{99}(s)$	$C_{99}(s)$	161,066	6,133	27,044	4,107
$G_{100}(s)$	$C_{100}(s)$	161,871	6,133	27,044	4,107
$G_{101}(s)$	$C_{101}(s)$	162,353	6,133	27,044	4,107
$G_{102}(s)$	$C_{102}(s)$	163,321	6,133	27,044	4,107
$G_{103}(s)$	$C_{103}(s)$	136,497	6,133	27,044	4,107
$G_{104}(s)$	$C_{104}(s)$	136,844	6,133	27,044	4,107

*Obtido a partir da solução do problema de otimização

*Obtido a partir da equação dada pelo novo método de sintonia

Nas Tabela I.9 e Tabela I.10, estão dispostos os valores na forma adimensional do ganho do controlador obtido no problema de otimização e os resultados da aplicação da função logaritmo natural nesta forma adimensional.

Tabela I.9: Parâmetro K_p dos controladores na forma adimensional para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 1

Planta	Parâmetro do controlador na forma adimensional	
	K_p^*/K_p^+	$\ln(K_p^*/K_p^+)$
$G_1(s)$	1,080	0,077
$G_2(s)$	0,905	-0,099
$G_3(s)$	0,598	-0,514
$G_4(s)$	0,598	-0,514
$G_5(s)$	0,757	-0,278
$G_6(s)$	0,896	-0,109
$G_7(s)$	0,895	-0,110
$G_8(s)$	0,946	-0,055
$G_9(s)$	0,987	-0,013
$G_{10}(s)$	0,797	-0,228
$G_{71}(s)$	1,440	0,365
$G_{72}(s)$	1,774	0,573
$G_{73}(s)$	2,132	0,757
$G_{74}(s)$	2,328	0,845
$G_{75}(s)$	2,612	0,960
$G_{76}(s)$	3,147	1,146
$G_{77}(s)$	3,721	1,314
$G_{78}(s)$	4,553	1,516
$G_{79}(s)$	5,417	1,690
$G_{80}(s)$	6,328	1,845
$G_{81}(s)$	6,726	1,906
$G_{82}(s)$	7,159	1,968
$G_{83}(s)$	7,650	2,035
$G_{84}(s)$	8,290	2,115
$G_{85}(s)$	11,358	2,430
$G_{86}(s)$	12,094	2,493
$G_{87}(s)$	12,708	2,542
$G_{88}(s)$	13,239	2,583
$G_{89}(s)$	13,718	2,619
$G_{90}(s)$	14,167	2,651
$G_{91}(s)$	15,058	2,712
$G_{92}(s)$	17,604	2,868
$G_{93}(s)$	20,445	3,018
$G_{95}(s)$	20,789	3,034
$G_{96}(s)$	20,920	3,041
$G_{97}(s)$	25,776	3,249
$G_{98}(s)$	26,022	3,259
$G_{99}(s)$	26,261	3,268

*Obtido a partir da solução do problema de otimização

*Obtido a partir da equação dada pelo novo método de sintonia

Tabela I.10: Parâmetro K_p dos controladores na forma adimensional para o conjunto de plantas representado por $G_1(s)$ a $G_{10}(s)$ e $G_{71}(s)$ a $G_{104}(s)$ – Parte 2

Planta	Parâmetro do controlador na forma adimensional	
	K_p^*/K_p	$\ln(K_p^*/K_p)$
$G_{100}(s)$	26,392	3,273
$G_{101}(s)$	26,471	3,276
$G_{102}(s)$	26,629	3,282
$G_{103}(s)$	22,255	3,103
$G_{104}(s)$	22,312	3,105

*Obtido a partir da solução do problema de otimização

*Obtido a partir da equação dada pelo novo método de sintonia