



AValiação EconôMica de EstratÉGIas de Controle de
GOLFADAS NO PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE PLATAFORMAS
MARÍTIMAS.

Rafael Macedo Bendia

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Elétrica.

Orientador: Amit Bhaya

Rio de Janeiro
Setembro de 2013

AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE DE
GOLFADAS NO PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE PLATAFORMAS
MARÍTIMAS.

Rafael Macedo Bendia

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO
ALBERTO LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE
ENGENHARIA (COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE
JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A
OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA
ELÉTRICA.

Examinada por:

Prof. Amit Bhaya, Ph.D.

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

Prof. Alessandro Jacoud Peixoto, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL
SETEMBRO DE 2013

Bendia, Rafael Macedo

Avaliação econômica de estratégias de controle de golfadas no processo de separação de plataformas marítimas./Rafael Macedo Bendia. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2013.

XII, 81 p.: il.; 29,7cm.

Orientador: Amit Bhaya

Dissertação (mestrado) – UFRJ/COPPE/Programa de Engenharia Elétrica, 2013.

Referências Bibliográficas: p. 78 – 81.

1. Golfadas severas. 2. Plataformas offshore. 3. Controle realimentado. 4. Ciclo limite. 5. Bifurcação.
I. Bhaya, Amit. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Elétrica. III. Título.

*Dedico este trabalho aos meus
pais, Jorge Luiz e Vera Lucia.*

Agradecimentos

Agradeço primeiramente à minha família, em especial aos meus pais, por me proporcionarem as oportunidades que me trouxeram até aqui e pelo carinho e apoio ao longo dos anos, ao meu avô que sempre me incentivou a terminar este trabalho, e aos meus irmãos pela amizade ao longo de toda minha vida.

Agradeço aos meus amigos do curso de Engenharia de Controle e Automação que, através de sua amizade, tornaram muito mais fácil o processo de minha formação profissional e acadêmica, tanto na graduação quanto no mestrado.

A minha gratidão aos amigos do LADES e a toda equipe que trabalhou no projeto que gerou esta dissertação, em especial a Simone Miyoshi e Eduardo Lemos que foram essenciais no desenvolvimento dos modelos dos compressores.

Agradeço também ao professor Enrique Luis Lima, coordenador do projeto e conselheiro no desenvolvimento do trabalho até sua aposentadoria.

Agradeço ao Mario Campos e ao Alex Teixeira, responsáveis do CENPES pelo projeto, pela colaboração e passagem de conhecimento na área de exploração e produção de petróleo.

Agradeço ao professor Argimiro Secchi, pelos ensinamentos, conselhos e por incentivar que eu dedicasse o tempo necessário para construção deste trabalho.

Agradeço ao Cido Ribeiro, pelo trabalho em paralelo modificando os modelos do poço de produção e do separador trifásico e pelo conhecimento compartilhado.

Agradeço ao meu orientador Amit Bhaya pelos conselhos que me guiaram no desenvolvimento da dissertação e pela disponibilidade e paciência durante todo o período.

E por último, um agradecimento muito especial à Natasha Galotta, minha namorada, por todo o apoio, paciência, ajuda e motivação principalmente durante reta final deste trabalho.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE ESTRATÉGIAS DE CONTROLE DE
GOLFADAS NO PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE PLATAFORMAS
MARÍTIMAS.

Rafael Macedo Bendia

Setembro/2013

Orientador: Amit Bhaya

Programa: Engenharia Elétrica

Esta dissertação propõe um estudo do impacto do controle realimentado de golfadas severas em uma plataforma de produção de petróleo *offshore*. O estudo objetiva quantificar, do ponto de vista econômico, o ganho, ou perda, de produção obtida pela estabilização do fluxo de golfadas através do controle realimentado, investigando também as consequências disto no processo primário de separação.

Para atingir tais objetivos, um modelo de toda a plataforma é desenvolvido a partir da integração dos modelos individuais de cada subsistema do processo de produção. Estes incluem modelos de poços, linhas de produção, separador trifásico, sistema de compressão e, sistema de gás de elevação. É dada atenção especial aos modelos de poço e de linha de produção, visto que estes são a origem da instabilidade estudada.

Este trabalho propõe um controlador PI com parâmetros variáveis como solução para o problema de golfadas severas. É descrito um método para criação de uma lei adaptativa contínua para o ganho proporcional de tal controlador, enquanto o tempo integral é chaveado entre alguns valores fixos. O controlador obtém bons resultados, sendo capaz de lidar com várias mudanças de ponto de operação, o que não acontecia quando os ganhos do controlador PI eram constantes.

Os benefícios gerados pelo controlados são avaliados em quatro diferentes cenários, que englobam as possíveis maneiras nas quais a plataforma é operada. Em cada um destes cenários, os resultados são positivos, mostrando que o uso do controle realimentado para estabilizar as golfadas severas pode trazer um grande aumento no lucro obtido por uma plataforma de produção de petróleo *offshore*, devido ao aumento na produção e a uma melhor qualidade do processo primário de separação.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

ECONOMIC EVALUATION OF CONTROL STRATEGIES FOR SLUG FLOW IN THE SEPARATION PROCESS OF OFFSHORE PLATFORMS

Rafael Macedo Bendia

September/2013

Advisor: Amit Bhaya

Department: Electrical Engineering

This dissertation proposes a study of the impact of feedback control of severe slugging on an offshore oil production platform. The study aims to quantify the gain or loss of production obtainable by stabilizing slug flow through feedback control, from an economic perspective, while also investigating the consequences on the primary separation process.

In order to attain such objectives, a model of the entire offshore platform is developed by integrating numerous individual models for each of the subsystems of the production process. These include models of wells, flow lines, three phase separator, compression system and, gas-lift system. Especial attention is given to the well and flow line models, since they are the origin of the studied instability.

This work proposes a PI controller with variable parameters as the solution to the severe slugging problem. It also describes a method for creating a continuous adaptive law for the proportional gain of such controller, while switching between a few values for the integral time. The controller obtains good results, being capable of dealing with several changes of set points, which did not happen when the gains of the PI controller were constant.

The benefits provided by the controller are evaluated in four different scenarios, accounting for the different possible ways in which the platform can be operated. In each of these scenarios, the results are positive, showing that the use of feedback control to stabilize severe slugging can potentially bring a huge increase in the profit obtained by an offshore oil production platform, due to increased production and overall better quality of the primary separation process.

Sumário

Lista de Figuras	x
1 Introdução	1
1.1 Motivação	3
1.2 Objetivo	4
1.3 Estrutura do trabalho	4
2 Revisão bibliográfica	6
3 Modelo dinâmico	13
3.1 Poço de produção	14
3.2 Linha de produção (<i>Riser</i>)	18
3.3 Separador trifásico	23
3.4 Ciclo de compressão	24
3.5 Modelos complementares de baixa complexidade	25
3.6 Integração entre os modelos	26
4 Controle de golfadas	29
4.1 Controle PI	29
4.1.1 Análise do modelo	30
4.1.2 Caracterização do problema	36
4.1.3 Resultados	39
4.1.4 Ressintonia do controlador PI	42
4.2 Ganhos Adaptativos	50
4.2.1 Obtenção da função de adaptação	53
5 Avaliação dos resultados	59
5.1 Avaliação da produção	59
5.1.1 Hipótese 1	62
5.1.2 Hipótese 2	63
5.1.3 Hipótese 3	65
5.1.4 Hipótese 4	67

5.2	Avaliação das eficiências de separação	69
5.3	Avaliação para dois poços golfadores	72
6	Conclusões e Trabalhos Futuros	75
6.1	Conclusões	75
6.2	Propostas de Trabalhos Futuros	77
	Referências Bibliográficas	78

Lista de Figuras

1.1	Esquema do comportamento cíclico do fenômeno de golfadas severas. Figura retirada de [1]	3
3.1	Fluxograma simplificado do processo	14
3.2	Poço de produção. Figura traduzida de [2]	15
3.3	Esquema da linha de produção e <i>riser</i> . Figura retirada de [3]	18
3.4	Densidade da mistura	22
3.5	Esquema do separador trifásico, retirada de [4]	23
3.6	Esquema de um estágio de compressão	24
3.7	Esquema de todo o ciclo de compressão, com os três estágios	25
4.1	Estrutura do Controle	30
4.2	Diagrama da derivada do estado x_1	32
4.3	Diagrama da derivada do estado x_2	33
4.4	Diagrama da derivada do estado x_3	34
4.5	Diagrama da derivada do estado x_4	34
4.6	Diagrama da derivada do estado x_5	35
4.7	Diagrama da derivada do estado x_6	36
4.8	Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)	37
4.9	Foco estável. Figura retirada de [5]	38
4.10	Ciclo limite estável. Figura retirada de [5]	38
4.11	Controle PI ligado em $t = 4000 s$ e desligado em $t = 10000 s$	40
4.12	<i>Choke</i> de produção com o controle PI ligado em $t = 4000 s$ e desligado em $t = 10000 s$	40
4.13	Golfada sendo suprimida pelo controle PI ligado em $t = 4000 s$ e retornando quando ele é desligado em $t = 10000 s$	41
4.14	Controle PI ligado em $t = 4000 s$ com degrau negativo no <i>set point</i> em $t = 10000 s$	42
4.15	<i>Choke</i> de produção com o controle PI ligado em $t = 4000 s$ e com degrau negativo no <i>set point</i> em $t = 10000 s$	43
4.16	Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)	44

4.17	Comparação do comportamento da variável manipulada para duas sintonias distintas	46
4.18	Variável manipulada saturando com $T_i = 1500 s$	47
4.19	Controle PI ligado em $t = 4000 s$ com <i>set point</i> mínimo	47
4.20	Choke de produção com o controle PI ligado em $t = 4000 s$ com <i>set point</i> mínimo	49
4.21	Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)	49
4.22	Comparação do controlador PI resintonizado em função do <i>set point</i> com o controlador PI sem resintonia - Controle ligado em $t = 4000 s$	52
4.23	Comparação dos <i>chokes</i> de produção manipulados pelo controlador PI resintonizado em função do <i>set point</i> e pelo controlador PI sem resintonia - Controle ligado em $t = 4000 s$	52
4.24	Comparação dos transitórios dos <i>chokes</i> de produção manipulados pelo controlador PI resintonizado em função do <i>set point</i> e pelo controlador PI sem resintonia	53
4.25	Ganho proporcional (K_p) x <i>Set point</i> (P_{sp})	54
4.26	Controle PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000 s$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes	55
4.27	<i>Choke</i> de produção manipulado pelo controlador PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000 s$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes	57
4.28	Comportamento do ganho proporcional do controlador PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000 s$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes	57
4.29	Comportamento do tempo integral do controlador PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000 s$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes	58
5.1	Produção média x Abertura do <i>choke</i> de produção	60
5.2	Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)	61
5.3	Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 1	63
5.4	Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 2	64
5.5	Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 3	66
5.6	Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 4	68

5.7	Eficiência média de separação de óleo da fase aquosa no separador trifásico	70
5.8	Eficiência média de separação de água da fase oleosa no separador trifásico	71
5.9	Produção média em malha aberta e fechada, com os pontos de operação testados para o caso de dois poços golfadores	73

Capítulo 1

Introdução

A produção de petróleo e de gás natural em plataformas de produção *offshore* é uma atividade associada a altos investimentos, altos custos de produção e potencialmente grande lucratividade. O potencial econômico desta atividade fica evidenciado ao se analisar a matriz energética brasileira. De acordo com a FGV (Fundação Getúlio Vargas), em 2012, os combustíveis fósseis foram responsáveis por 53.4% da energia utilizada no país. Esta dependência dos combustíveis fósseis fica ainda mais evidente ao se olhar para a matriz energética mundial, onde esta fonte de energia conta com uma participação de 81%.

Para maximizar o lucro em uma instalação de produção de petróleo, é importante manter a vazão de óleo produzida a mais alta possível. A diferença de pressão entre o reservatório e a unidade que recebe o fluido extraído age como uma restrição superior rígida em termos da vazão que pode ser produzida, quanto maior esta diferença de pressão, maior a capacidade de produção da plataforma. Os equipamentos da plataforma de produção também agem como restrições limitantes da produção. A primeira limitação se encontra no separador trifásico, que é o equipamento responsável por separar o óleo, a água e o gás que chegam misturados à plataforma. Este precisa ser capaz de receber a vazão produzida e separar as fases dentro de especificações de qualidade. Posteriormente, o sistema de tratamento de água, de compressão de gás e de separação de óleo também impõem limites à produção, pois estes precisam ser capazes de processar suas respectivas cargas.

Durante o período inicial da vida produtiva dos poços, geralmente, o reservatório é capaz de fornecer uma pressão suficiente para que o fluido escoe até a superfície, ou seja, até o separador na plataforma de produção. Estes são os chamados poços surgentes. Com o passar dos anos de exploração de um reservatório, a pressão que este é capaz de fornecer é reduzida, fazendo com que o fluido produzido não seja capaz de escoar naturalmente até a superfície. Nestes casos, ou no caso de poços com baixa produção, são utilizados os métodos de elevação artificial para ajudar um poço a produzir.

Existem diferentes métodos de elevação artificial, e eles são divididos em duas categorias: gás de elevação (*gas-lift*), que é o método estudado neste trabalho, e bombeamento. A ideia principal da tecnologia de gás de elevação pode ser resumida da seguinte maneira. Ao comprimir o gás produzido na superfície e injetá-lo no poço de produção, a densidade do fluido diminui e portanto a perda de pressão hidrostática ao longo da tubulação diminui. Devido à redução na perda de pressão dentro do poço, a pressão no fundo deste se aproxima da pressão na cabeça do mesmo, aumentando a diferença de pressão entre o reservatório e o fundo do poço, fazendo com que o poço continue a produzir. Vale observar que, o método de gás de elevação também é usado para aumentar a produtividade de poços surgentes, pois a redução da perda de pressão hidrostática é capaz de aumentar a produção também destes poços. Por outro lado, conforme a vazão de gás de elevação aumenta, a perda de pressão por atrito aumenta dentro do poço. Eventualmente, um aumento na vazão de gás elevação causa uma redução na produção do poço, devido ao aumento da perda de carga por atrito. Este comportamento abre a possibilidade para a otimização da vazão de gás de elevação a ser utilizada em um poço, seja ele surgente ou não.

O fluido produzido pelo poço segue através da linha de produção, que corre pelo fundo do mar até uma seção vertical, o *riser*, pelo qual escoam até a superfície para ser tratado na plataforma. Muitas vezes, o fluxo nesta linha de produção é oscilatório: um regime de escoamento conhecido como regime de golfadas. Oscilações no fluxo são prejudiciais para o sistema de processamento existente na plataforma, podendo causar paradas obrigatórias na produção quando ocorrem vazões muito elevadas ou pressões muito altas, que, por sua vez, podem causar acidentes graves na plataforma.

Existem diferentes causas para as golfadas. Elas podem ser geradas no poço de produção ou na linha de produção. No poço de produção, são conhecidos os fenômenos do cabeceio de poço (*casing heading*) e das ondas de densidade (*density-wave*). Na linha de produção, ocorrem golfadas induzidas por relevo e golfadas severas (*riser slugging*). Nesta dissertação, o foco do estudo são as golfadas severas. Estas são responsáveis por oscilações maiores, devido ao maior volume capaz de ser acumulado no *riser*.

O fenômeno das golfadas severas pode ser entendido de maneira intuitiva e um esquema de seu comportamento está representado na Figura 1.1. Quando o fluido multifásico (gás e líquido) chega na base do *riser* com uma vazão baixa, o líquido fica acumulado. Eventualmente, o acúmulo bloqueia a entrada de gás no *riser*, até que a pressão a montante consiga superar a pressão hidrostática do *riser*. Quando a pressão é suficiente, o gás consegue entrar no *riser*, expulsando violentamente o líquido acumulado. Em seguida, o ciclo se repete, gerando as oscilações chamadas golfadas.

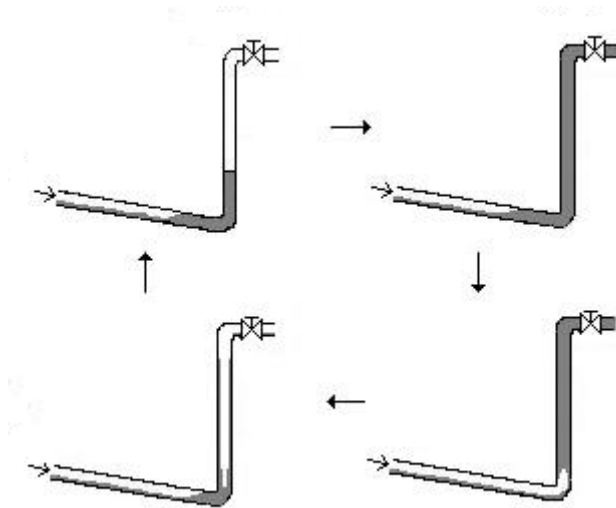


Figura 1.1: Esquema do comportamento cíclico do fenômeno de golfadas severas. Figura retirada de [1]

1.1 Motivação

O problema das golfadas severas não pode ser ignorado, pois suas consequências são muito prejudiciais. Existem algumas maneiras para contornar o problema.

Uma delas consiste em, ainda na etapa de projeto da plataforma, superdimensionar o separador trifásico, de modo que ele seja capaz de absorver os picos de vazão decorrentes das golfadas. Esta solução implica em um conhecimento prévio de que a plataforma enfrentará o problema e em investimentos maiores, uma vez que um equipamento superdimensionado é mais caro. Ademais, em plataformas de produção *offshore*, o espaço é algo muito valioso, portanto, a utilização de um equipamento superdimensionado é pouco eficiente.

Outra solução usual dada ao problema consiste em estrangular o *choke* de produção do poço golfador. A redução da abertura do *choke* consegue reduzir ou até mesmo eliminar as golfadas, no entanto, em detrimento da produção. Esta alternativa resolve o problema do fluxo oscilatório, mas reduz consideravelmente a vazão produzida pelo poço em questão. Apesar de ser uma solução viável, esta também não é desejável, pois a redução da produção implica em redução dos lucros obtidos pela plataforma.

A teoria de controle já mostrou a capacidade de eliminar as oscilações não prejudicando, mas pelo contrário, aumentando a produtividade dos poços, através da manipulação ativa da abertura do *choke* de produção. Esta é uma solução bastante interessante, sendo estritamente superior ao estrangulamento manual do *choke*. No entanto, esta tecnologia ainda não é completamente difundida no meio industrial, sendo relativamente nova no Brasil.

Do ponto de vista econômico, o controle das golfadas através da manipulação

ativa do *choke* de produção traz para o sistema um maior lucro, oriundo do aumento efetivo da produção do poço golfador. Além disso, a estabilização do fluxo traz benefícios secundários para a operação da plataforma, como menos perturbações para o processo de separação e a ausência de oscilações na vazão de gás dos compressores.

Para estudar mais apropriadamente o problema das golfadas severas, sua influência na produção e os possíveis ganhos com a aplicação do controle ativo, percebeu-se a necessidade da utilização de um modelo mais completo, ainda não presente na literatura, abrangendo os processos primários da produção em uma plataforma *offshore*. Somente dessa forma seria possível analisar o impacto do controle aqui proposto nas demais etapas do processo produtivo.

1.2 Objetivo

O objetivo deste trabalho é estudar o benefício econômico que o controle de golfadas traz para plataformas de produção marítimas, utilizando um modelo dinâmico de simulação, capaz de reproduzir todo o processo primário de produção de uma plataforma de petróleo *offshore*.

O modelo de simulação visa proporcionar uma ferramenta para estudos relacionados, não apenas o estudo de controle de golfadas realizado aqui. A simulação integra o processo primário de produção da plataforma, permitindo estudos de fenômenos no poço de produção e nas linhas de produção, assim como no processo primário de separação, no sistema de compressão de gás e na injeção do gás de elevação. Mais importante do que os estudos individuais, este modelo de simulação permite o estudo integrado de todo o processo produtivo, possibilitando a aplicação de estratégias de controle avançado mais complexas e de estudos de otimização incluindo diversas áreas da plataforma.

Neste trabalho, o foco está em apresentar uma estratégia de controle de golfadas geradas no *riser* e mostrar o impacto que a estabilização destas traz para o processo, principalmente o benefício econômico gerado pelo aumento de produção.

1.3 Estrutura do trabalho

O trabalho desenvolvido será apresentado com a estrutura a seguir. Neste primeiro capítulo foi feita uma introdução sobre o problema das golfadas severas, contextualizando o tema da dissertação. Além disto, foi exposta a motivação para realização de tal trabalho, e foram estabelecidos os objetivos que se buscam alcançar.

O segundo capítulo apresentará uma revisão bibliográfica do tema para que seja identificado o estado da arte no que diz respeito ao controle de instabilidades em

plataformas de produção de petróleo.

No terceiro capítulo, os modelos escolhidos para compor a simulação de uma plataforma de produção serão expostos, sendo dada uma atenção maior para os modelos do poço de produção e da linha de produção, onde são geradas as golfadas. A integração entre estes modelos de forma a reproduzir o processo produtivo da plataforma de produção também será detalhada neste capítulo.

No quarto capítulo será exposto o desenvolvimento de controle de golfadas em cima do modelo apresentado no capítulo 3. Será feita uma análise do modelo, depois exposto o funcionamento de uma estrutura de controle utilizando um controlador PI, e por fim, será proposta uma metodologia de ressintonia do controlador PI para que o sistema seja mais robusto.

No capítulo 5 será feita a análise econômica, buscando quantificar o impacto que esta estratégia de controle de golfadas severas traz para a plataforma de produção. Para tanto, serão utilizados quatro hipóteses que buscam emular os possíveis tipos de operação que poderiam ser encontrados ao se aplicar este controle em uma plataforma. Em cada uma das hipóteses será feita a comparação da produção de óleo. Também será realizada neste capítulo, uma avaliação qualitativa do impacto gerado pelo controle de golfadas na eficiência de separação do separador trifásico. Por último, será mostrado, através da adição de um segundo poço golfador, que o benefício obtido para um poço pode ser replicado para os outros.

Finalmente, o capítulo 6 faz as conclusões finais sobre o trabalho e os resultados obtidos. Além disto, outros possíveis estudos no mesmo tema e com o mesmo modelo de simulação são propostos na seção de trabalhos futuros.

Capítulo 2

Revisão bibliográfica

Apesar das técnicas de otimização e controle avançado de processos terem alcançado grande sucesso na indústria de processos em geral, elas não alcançaram esse mesmo sucesso no caso das plataformas *offshore*. O controle por realimentação só começou a ser estudado como alternativa eficiente para lidar com instabilidades do escoamento multifásico envolvido nesses sistemas (regimes de escoamento em golfadas) no final da década de 70. Esta metodologia já vem sendo utilizada com considerável sucesso desde a década de 80, mas não pode ser chamado de significativo o número de aplicações práticas. Técnicas avançadas, como controle preditivo baseado em modelo e otimização em tempo real se encontram em fase embrionária em termos dos sistemas considerados.

Desta forma, a literatura que lida com as técnicas avançadas de otimização e controle em sistemas de extração e processamento de petróleo em plataformas *offshore* é relativamente escassa. Entretanto, há um número crescente de trabalhos divulgados em congressos e revistas técnicas, onde o objetivo principal é mostrar o andamento das pesquisas em nível industrial, mas sem revelar detalhes que possam permitir a reprodução de resultados (devido ao sigilo exigido pelas empresas).

Dentro do contexto acima exposto, a pesquisa bibliográfica apresentada neste trabalho busca citar o maior número de referências possíveis, porém apenas aquelas que permitam acompanhar a evolução das tecnologias que se mostram mais viáveis do ponto de vista prático.

Como a estabilidade de um sistema é condição necessária para seu funcionamento, esta revisão mencionará apenas os trabalhos realizados visando resolver problemas de estabilidade de escoamento encontrados nos sistemas multifásicos típicos na produção de petróleo, em particular no controle ativo de poços. Serão apresentados de forma mais ou menos cronológica, os trabalhos realizados por diferentes grupos de pesquisa identificados, normalmente vinculados a empresas ou a centros de pesquisa com algum tipo de relação com empresas (como é o caso de algumas universidades).

Morten Dalsmo e colaboradores têm publicado diversos trabalhos na área de controle ativo de poços, geralmente em veículos associados à SPE (*Society of Petroleum Engineers*). Estes veículos se caracterizam por apresentar resultados qualitativos, sem os detalhes que possibilitem sua reprodução, certamente devido a sigilo industrial, uma vez que muitos são profissionais vinculados a empresas como, por exemplo, ABB (*Asea Brown Boveri*).

Em 1999, Jansen e colaboradores [6] descrevem uma sequência de produção baseada em automação verificada em campo e um novo controlador baseado em modelo para resolver o problema de instabilidade em poços com elevação artificial por injeção contínua de gás de elevação (*gas-lift*) manipulando o *choke* de produção e/ou de injeção de gás. As entradas do controlador são medidas de pressão na cabeça do poço, pressão no espaço anular, etc. O resultado, conhecido como FCW (*Full Control Wells*) foi inicialmente desenvolvido pela ELF (*Essences et Lubrifiants Français*), em 1990, e envolve dois níveis de atividade:

- Um nível de gerenciamento de poço individual
- Um nível de gerenciamento de múltiplos poços

Até a data da publicação do artigo, trata-se do primeiro e único sistema de controle dinâmico aplicado na prática que usava os *chokes* de produção e de injeção de gás de elevação. A tecnologia era utilizada em mais de 200 poços, resultando em aumento médio de produção de óleo entre 5 e 20% e os mesmos percentagens com relação a redução do gás de elevação.

Em 2001, Havre e Dalsmo [7] fazem uma revisão de trabalhos realizados na ABB, apresentando resultados de testes em campo e via simulação dinâmica multifásica com o simulador OLGA 2000. O trabalho resume a experiência adquirida pelos autores com controle realimentado aplicado em diversas situações de golfadas (golfadas em tubulações - golfadas severas - e cabeceio de poço, o *casing heading*, em poços com gás de elevação). O foco é nas similaridades e diferenças dos diferentes casos. Os autores chamam a atenção ao fato de que em 2001 apenas havia duas instalações de controle ativo de poço, tentando justificar esse fato pela falta de comunicação efetiva entre os grupos especializados em fluidodinâmica e controle. O controle ativo de golfadas descrito neste trabalho resolve o problema de golfadas severas, induzidas no *riser* ou pelo terreno. O método envolve atuação ativa do *choke* de produção, movimentado de acordo com um algoritmo de controle realimentado dinâmico (não explicado).

Em 2002, Dalsmo e colaboradores [8] fazem uma descrição detalhada dos resultados obtidos na estabilização de poços horizontais com gás de elevação num campo de produção específico. Nele, todos os poços já contavam com sensores de pressão

no fundo do mar e praticamente todos operavam com gás de elevação. Os problemas de cabeceio e poço foram eliminados com um novo tipo de válvula injetora de gás, a qual fornece vazão crítica em toda a faixa de operação. Mesmo assim continuaram sendo observadas instabilidades que, na época, não foram explicadas. O *software* de controle ativo de poço utilizado rodava em um controlador ABB AC 800M, em comunicação com um sistema de controle distribuído *Siemens Teleperm*, usando protocolo *Modbus*. As entradas do controlador são medidas de pressão e as saídas calculadas (não é explicado como) manipulam a abertura do *choke* de produção.

Em 2006, Gisle Otto Eikrem defende sua tese de doutorado sobre o problema da estabilização em poços com gás de elevação (cabeceio de poço) por meio de controle por realimentação, sob orientação do Professor Bjarne A. Foss, na NTNU (*Norwegian University of Science and Technology*) [9]. Nela são investigadas duas estruturas de controle: usando medidas diretas da variável controlada ou usando valores inferidos via observadores. Foram analisadas seis estruturas de controle diferentes para estabilizar poços individuais via simulação, usando um modelo simplificado, e via experimentação em planta de laboratório. Duas dessas estruturas são novas. A primeira controla a queda de pressão através de uma restrição a montante do *choke* de produção, manipulando esta válvula. A segunda controla uma estimativa da pressão do fundo do poço, manipulando a abertura do *choke* de produção. O autor também apresenta uma estrutura de controle para distribuição de gás em um poço duplo com gás de elevação. Foi desenvolvido um modelo simplificado desse sistema. Novamente, a estrutura de controle foi estudada em termos de simulação e experimentos de laboratório. Em todas as abordagens os resultados mostraram aumento de produção. Os trabalhos desenvolvidos na tese foram sendo publicados ao longo do tempo em diversos veículos, como congressos, periódicos técnicos e periódicos científicos [10], [11], [2], [12], [13], [14], [15], [16].

Na sua tese de doutorado [17], Espen Storkeas faz uma análise abrangente do fenômeno chamado *riser slugging*, ou golfadas severas. Tal fenômeno pode acontecer em sistemas multifásicos que envolvam tubulação e *riser*, caracterizado por oscilações severas de vazão e pressão. Esta análise foca principalmente aquelas características do sistema que são importantes para seu controle. Com base em análise de controlabilidade, o autor projeta controladores robustos que podem lidar com o fenômeno mencionado. Para essa análise utiliza um modelo simplificado de dois fluidos, por meio do qual conclui que o fenômeno de *riser slugging* pode ser evitado usando um sistema de controle simples, que manipule o *choke* no topo do *riser*. Entretanto a localização da variável medida é crítica, sendo que a melhor escolha é usar uma medida de pressão na entrada da tubulação ou na base do *riser*. Ele observa que, na impossibilidade de usar esta medida, é possível usar uma medida de vazão no topo do *riser*, mas, devido a deficiências de ganho estático, esta tem

que ser combinada com alguma outra medida. Storakaas observa que para fins de controle pode-se utilizar um modelo ainda mais simples, para o qual propõe um modelo dinâmico não linear com três variáveis de estado. Este modelo apresenta as mesmas características de controlabilidade do modelo de duas fases. Controladores baseados nele apresentam bom desempenho quando testados no modelo de duas fases ou em modelo rigoroso implementado no simulador OLGA. Foram projetados controladores PID e robustos baseados na técnica H_∞ , que foram testados nos três modelos: duas fases, simplificado e OLGA. Quando o controlador PID dispõe de medida de pressão a montante, ele apresenta desempenho e robustez próximos do ótimo. Controladores baseados em uma única medida no topo do *riser* podem fornecer estabilidade robusta, mas não garantem bom desempenho frente a mudanças rápidas de *setpoint*. No caso é sugerido o uso de um controlador H_∞ MISO. A análise de controlabilidade do sistema tubulação-*riser* também mostrou bons resultados com uma estrutura de controle em cascata, onde a malha interna controla a vazão através do *choke* de produção e a malha externa controla a pressão na base do *riser*. Finalmente o escopo é aumentado, sendo proposto um "controlador estendido", que, além das golfadas, lida com outros fenômenos, que não são de interesse para esta dissertação. Os resultados dos trabalhos desenvolvidos nesta tese foram divulgados em diferentes veículos ao longo do tempo [18], [19], [20], [21].

O Professor Agustinho Plucenio inicia as suas atividades na área de estabilização de poços com gás de elevação por meio dos seus estudos de mestrado [22]. Na sua dissertação, o Professor Plucenio apresenta uma nova proposta para a automação de poços de petróleo operando por injeção contínua de gás utilizando controle via Rede Fieldbus. Na busca dos parâmetros de um controlador PID a ser utilizado na rede, calculado a partir de um grupo de funções de transferência descrevendo o processo, desenvolve a técnica de Posicionamento Robusto de Pólos (PRP).

Em 2008, Pagano e colaboradores [23] consideram que as instabilidades são geradas por uma bifurcação de Hopf, dependendo do nível de gás injetado, determinado pela sua vazão. A partir desta consideração, projetam um controle de estrutura variável, VSC, que induz uma bifurcação deslizante no sistema, mudando a sua dinâmica e, dessa forma, controlando a amplitude do ciclo limite. Este controle é conseguido manipulando o *choke* de produção.

Em 2010, Camponogara e colaboradores [24] desenvolvem um sistema de automação para operação integrada de plataformas com gás de elevação estabelecendo uma ponte entre os equipamentos no fundo do poço e a infraestrutura na superfície. Os componentes do sistema são: módulo de identificação de curvas de bom desempenho a partir de medidas da pressão de fundo do poço, estratégia de controle para pressão do *manifold* de gás de elevação com sensor para medir indiretamente a vazão mássica deste gás e algoritmo para alocação ótima de recursos limitados (vazão

de gás de elevação, capacidades de armazenamento e de tratamento de água para descarte). O trabalho apresenta resultados de simulação em plataforma protótipo.

Também em 2010, Plucênio de colaboradores [25] discutem a modelagem e a análise de bifurcação da dinâmica de poços operando via injeção contínua de gás. Dá-se ênfase ao fenômeno *density-wave* - que ocorre em poços com baixas taxas de injeção - somente no interior do tubo de produção mesmo para escoamento crítico na válvula operadora de *gas-lift*. Neste caso o processo ocorre com a entrada constante de gás através da válvula de *gas-lift*.

A tese de doutorado de Bin Hu [26] estuda principalmente a formação e as características de instabilidades do tipo *casing-heading* em poços com gás de elevação. Os trabalhos se baseiam em um sistema simplificado, onde água e ar representam óleo e gás de elevação, não sendo considerados efeitos de transferência de calor. São realizadas análises de estabilidade linear e simulação numérica. As análises de estabilidade são baseadas em um modelo de escoamento bifásico homogêneo. As simulações numéricas usam o simulador comercial OLGA. Estas duas metodologias são previamente validadas no problema de *casing-heading*, para depois serem utilizadas no estudo da instabilidade do tipo *density-wave*. As estabilidades foram atenuadas por meio de controle ativo, resultando em aumento de produção. Os resultados indicam a possibilidade de este tipo de instabilidade ocorrer em poços com gás de elevação, equipados com válvulas tipo Venturi, produzindo a partir de reservatórios em fase de esgotamento. Os resultados desta tese foram parcialmente divulgados em [27], [28].

Em 2005, Siahaan e colaboradores [3] fazem um desenvolvimento teórico para provar matematicamente o funcionamento de um esquema de controle ativo de poços por realimentação de estado. Para isso é usado um modelo matemático de escoamento multifásico que consegue descrever golfadas induzidas pela gravidade em um sistema de tubulação e *riser*. A inclinação da tubulação pode variar, mas o *riser* é vertical. Escolhendo cuidadosamente a variável a ser controlada pode-se garantir a estabilidade assintótica do sistema, atenuando assim as golfadas severas.

Em dois trabalhos desenvolvidos por Aamo e colaboradores [29], [30], os autores afirmam que o controle PI frequentemente não é suficiente para o controle de instabilidade em poços, ou por não ser robusto, requerendo frequentes atualizações da sintonia, ou por diretamente não conseguir a estabilização. Eles observam que existe uma dinâmica entre a variável manipulada (abertura do *choke* de produção) e a variável medida (pressão no fundo do poço), de tal forma que o controlador PI reage tardiamente para compensar as instabilidades do fluxo. Observando que a dinâmica admite um ciclo limite, desenvolvem um modelo empírico que descreve o comportamento da pressão do fundo do poço durante a golfada. Este modelo é usado para fazer uma análise preliminar de um controle não linear baseado em modelo. Este

controlador é projetado com a abordagem *integrator backstepping*. Trata-se de um trabalho com forte viés teórico, cuja praticidade deve ser cuidadosamente avaliada.

Em 2005, Godhavn e colaboradores [31], autores vinculados ao meio industrial (Statoil) apresentam várias estratégias para o controle de instabilidades em escoamento multifásico na produção *offshore* de petróleo. Em uma das estratégias consideram o controle da vazão volumétrica na saída do *riser*. A variável controlada pode ser medida com um sensor de vazão de fluidos multifásicos, ou pode ser estimada usando medidas de densidade, pressão diferencial no *choke* de produção e posição desta válvula. Nesta estratégia de controle não há atraso de tempo na medida, pelo que se pode conseguir atenuação rápida de golfadas curtas. Entretanto há problemas com a determinação do *set point* para o controlador de vazão. Outra estratégia busca manter estável a pressão no fundo do poço, o que requer um sensor para esta variável. Ela é apropriada para reduzir o efeito de golfadas induzidas pelo *riser*. Também é considerada uma estratégia de controle em cascata, em que a malha externa mantém constante a pressão no fundo do poço, enquanto a malha interna controla a vazão. Uma proposta alternativa é baseada no controle em cascata em que a malha externa mantém constante a pressão no topo do *riser*, enquanto a malha interna controla a vazão. Os autores consideram esta uma boa estratégia para servir de backup ao controle de golfadas, ou quando é grande a distância da plataforma ao ponto de medida da pressão, ou, ainda, quando não há sensor disponível para essa pressão de fundo. O trabalho apresenta resultados experimentais.

Em 2011, Godhavn e colaboradores [32] apresentam resultados simulados e reais obtidos na operação de um campo da StatoilHydro. Foi desenvolvido um novo controle de golfadas severas em um poço remoto localizado no fundo do mar. São utilizadas medidas da pressão no fundo do poço, sendo que tanto o *choke* de produção no topo como o *choke* na cabeça do poço submerso podem ser manipulados. É descrito também um problema de instabilidade que não pode ser imediatamente resolvido. Foi concluído que essa instabilidade surgia do próprio poço. A solução proposta seria o primeiro caso em que um sistema submarino de produção de óleo e gás, sem gás de elevação, é estabilizado com controle ativo.

Na tese de doutorado de Sivertsen [33] são descritas as simulações, as análises, os experimentos de laboratório e os resultados obtidos na busca por aumento de produção em campos de produção de óleo e gás *offshore*, usando controle automático. Inicialmente são aplicadas diferentes soluções de controle para o problema de golfadas severas usando apenas sensores localizados na saída do *riser*. Diferentes soluções são analisadas usando um modelo simples. São apresentados resultados obtidos em escalas de laboratório e de planta piloto de porte médio. Também são descritos trabalhos realizados ao longo das etapas preliminares de projeto de uma unidade submarina, consistentes em simulações (OLGA e Simulink) de diversas estratégias

de controle. Resultados parciais desta tese foram divulgados em diferentes veículos [1], [34], [35].

Na tese de doutorado de Sinegre [36], o autor analisa a dinâmica de poços, especialmente em casos de produção irregular, e projeta uma solução de controle. As instabilidades são interpretadas como ciclos limites e seu surgimento é explicado por efeitos de defasagem induzidos pela propagação de atraso de tempo no poço. É usado um modelo a parâmetros distribuídos, sendo que os resultados obtidos permitem propor um modelo completo e compacto da dinâmica do poço: um sistema de primeira ordem estável, interconectado com um sistema a parâmetros distribuídos. É mostrado que é possível controlar o fenômeno de density-wave usando apenas medidas obtidas na cabeça do poço. Algumas das soluções propostas foram testadas na prática. Parte dos resultados da tese foi divulgada em [37].

Finalmente, em [38], Di Meglio e colaboradores propõem um modelo simples para representar o regime de escoamento em golfadas que surge em *risers* verticais. Os autores consideram um escoamento bifásico unidimensional composto de uma fase líquida e uma fase gasosa compressível. O modelo pode ser aplicado a uma ampla classe de sistemas, variando entre *riser* puramente verticais e geometrias mais complexas. Os autores introduzem uma válvula virtual localizada no fundo do *riser*. Isto permite reproduzir alguns regimes periódicos observados na prática. Também permite adquirir conhecimento ao respeito da física do fenômeno das golfadas. O modelo é relativamente fácil de sintonizar e se mostra apropriado para projetos de controle. É proposta uma metodologia de sintonia, junto com uma prova da existência de ciclo limite sob considerações simplificatórias.

Os trabalhos existentes na literatura estudam soluções para golfadas geradas por diferentes causas. Entretanto, em sua grande maioria, as golfadas são estudadas de maneira isolada, sendo considerado apenas o sistema responsável pela geração das golfadas, seja ele poço ou linha de produção. Neste trabalho, o estudo proposto é mais amplo e integrado, mas com foco no fenômeno das golfadas severas geradas no *riser*. Será apresentado um modelo de simulação de todo o processo produtivo de uma plataforma de produção marítima, e este será usado para investigar o efeito do controle de golfadas severas no sistema produtivo.

O diferencial desta dissertação está justamente na integração dos sistemas afetados pelas golfadas. Será mostrado o impacto que a eliminação das golfadas tem nas eficiências de separação do separador trifásico, e mostrado que a estabilização da pressão na linha de produção aumenta a vazão que é produzida pelo poço, dando um enfoque econômico para esta análise.

Capítulo 3

Modelo dinâmico

Para o teste de estratégias de controle é necessário o desenvolvimento de bons modelos para simulação. Como visto no capítulo 2, não existem estudos de controle utilizando um modelo matemático que aborde todo o processo de produção de uma plataforma *offshore*, apenas modelos independentes de muitos dos subsistemas que constituem este grande processo produtivo. Portanto, este capítulo descreve o modelo de simulação criado de forma a representar como um todo o processo de uma plataforma de produção *offshore*. A criação deste modelo foi parte de um projeto desenvolvido no LADES (um laboratório do PEQ-COPPE/UFRJ) em parceria com o CENPES (Centro de Pesquisas Leopoldo Américo Miguez de Mello) e contou com a colaboração de várias pessoas, principalmente na parte do ciclo de compressão e na sua integração com o separador.

O modelo da plataforma foi criado a partir da integração entre os modelos de cada um de seus subsistemas de interesse. Primeiramente serão descritos os modelos que foram escolhidos para compor o sistema e depois será descrita a integração entre estes modelos.

A ferramenta utilizada para simulação foi EMSO (*Environment for Modeling, Simulation and Optimization*), um *software* brasileiro e gratuito para universidades ([39]). Todos os modelos foram escritos na linguagem do EMSO como modelos individuais e posteriormente integrados em uma única simulação.

A Figura 3.1 mostra o fluxograma simplificado do processo que será modelado. Nela estão representados todos os subsistemas existentes na simulação assim como todas as malhas de controle regulatório usadas. Os subsistemas são:

- Três poços de produção com suas respectivas linhas de produção (*Well* 1, 2 e 3).
- Um *manifold* de produção, responsável pela união dos fluxos dos poços.
- Um trocador de calor para pré aquecer a vazão trifásica que chega ao separador.

- Um separador trifásico.
- Um vaso pulmão que recebe a vazão de gás do separador trifásico (*Safety Knockout Drum*).
- Três estágios de compressão.
- Um *header* de gás de elevação, que é o sistema que distribui o gás que cada poço necessita.

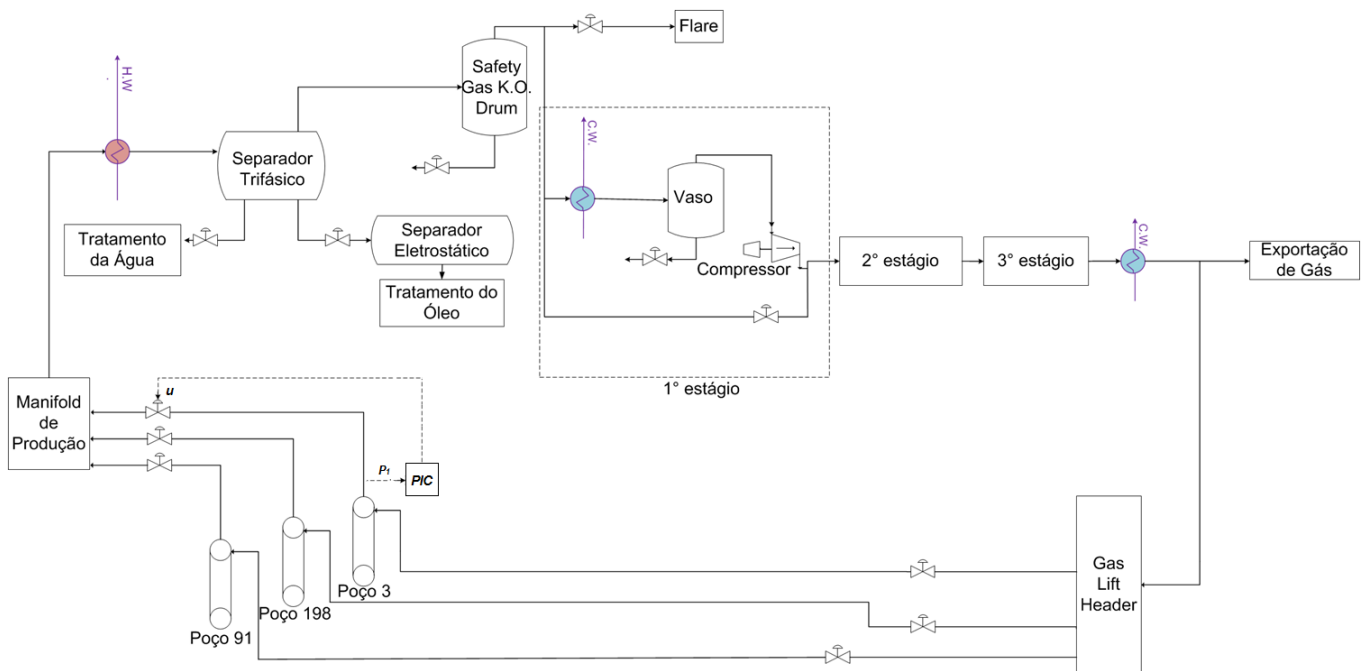


Figura 3.1: Fluxograma simplificado do processo

Este modelo integrado já foi utilizado em outros trabalhos (vide [40] e [41]), com focos específicos e diferentes em cada um deles. Nesta dissertação, o foco está no controle de golfadas geradas no *riser* e em como o controle desta instabilidade afeta a produção de óleo do sistema. Portanto, será dado um detalhamento maior para os modelos da linha de produção, pois estes introduzem o fenômeno estudado no sistema, e para o modelo do poço de produção, pois este determina a massa de óleo que entra no sistema.

3.1 Poço de produção

O modelo escolhido para representar o poço de produção é um modelo simplificado, descrito em [14], que visa capturar o fenômeno do cabeceio de poço (*casing heading*). Apesar de tal fenômeno não ser o foco deste trabalho, a escolha deste modelo permite que o modelo integrado da plataforma possa ser usado em outros estudos que tratem

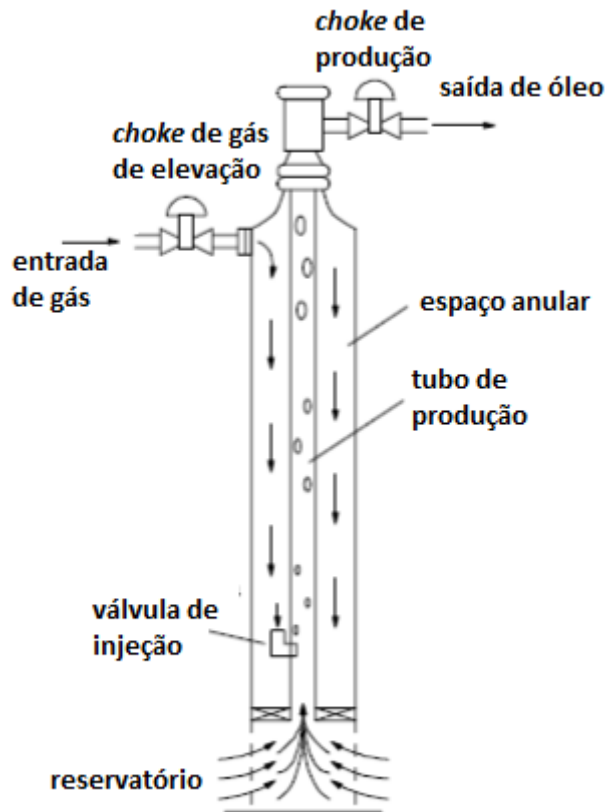


Figura 3.2: Poço de produção. Figura traduzida de [2]

do cabeceio de poço. Para este trabalho os poços representados serão sintonizados de modo a não apresentarem as oscilações do cabeceio de poço. A Figura 3.2 mostra um esquema do modelo.

Em [41], foi proposta uma alteração no modelo de modo que ele considerasse a perda de carga (pressão diferencial) causada pelo atrito entre o fluido e as paredes da tubulação. Estas modificações serão consideradas aqui.

Várias hipóteses são consideradas para simplificar a modelagem, seguem as mais importantes:

- Pressão do reservatório é tratada como constante.
- As vazões através das válvulas só podem ser positivas.
- Escoamento bifásico na tubulação, tratando óleo e água como uma única fase.
- Não há mudanças de fase.
- Componentes de gás e óleo variando lentamente.
- Variam lentamente e, portanto são consideradas constantes:
 - Massa molecular do gás

- Densidade do óleo
- Razão gás/óleo
- Temperatura do espaço anular
- Temperatura do tubo de produção

O modelo é composto por três balanços de massa. A massa de gás no espaço anular (x_1), a massa de gás no tubo de produção (x_2) e a massa de óleo no tubo de produção (x_3). Tal modelo é bastante simplificado, tratando água e óleo como uma única fase, no entanto é suficiente para o projeto de controle. Ele tem a forma,

$$\dot{x}_1 = w_{cg} - w_{iv}, \quad (3.1)$$

$$\dot{x}_2 = w_{iv} + w_{rg} - w_{pg}, \quad (3.2)$$

$$\dot{x}_3 = w_{ro} - w_{po}, \quad (3.3)$$

onde w_{cg} é a vazão mássica de gás de elevação injetada no espaço anular, w_{iv} é a vazão mássica de gás através válvula de injeção, w_{rg} é a vazão mássica de gás que entra do reservatório, w_{pg} é a vazão mássica de gás através da cabeça do poço, w_{ro} é a vazão mássica de óleo que entra do reservatório e w_{po} é a vazão mássica de óleo através da cabeça do poço. Tais vazões são dadas pelas seguintes equações:

$$w_{iv} = C_{iv} \sqrt{\rho_{ai}(P_{ai} - P_{wi})},$$

$$w_{pg} = \frac{x_2}{x_2 + x_3} w_{pc},$$

$$w_{po} = \frac{x_3}{x_2 + x_3} w_{pc},$$

$$w_{ro} = C_r \sqrt{\rho_o(P_r - P_{wb})},$$

$$w_{rg} = r_{go} w_{ro},$$

onde w_{pc} é a vazão mássica total através da cabeça do poço. Esta é modelada como

$$w_{pc} = C_{pc} \sqrt{\rho_m(P_{wh} - P_s)}.$$

C_{iv} , C_r e C_{pc} são constantes de válvula, ρ_{ai} é a densidade do gás no espaço anular no ponto de injeção, P_{ai} é a pressão no espaço anular na altura do ponto de injeção, P_{wi} é a pressão no tubo de produção na altura do ponto de injeção, ρ_o é a densidade do óleo, P_r é a pressão do reservatório, P_{wb} é a pressão no fundo do poço, r_{go} é razão

gás/óleo, ρ_m é a densidade da mistura na cabeça do poço, P_{wh} é a pressão na cabeça do poço e P_s é a pressão a jusante da cabeça do poço.

As densidades são dadas por

$$\rho_{ai} = \frac{M}{RT_a} P_{ai},$$

$$\rho_m = \frac{x_2 + x_3}{L_w A_w},$$

onde M é a massa molecular do gás, R é a constante de gás ideal, T_a é a temperatura no espaço anular, L_w é o comprimento do tubo de produção e A_w é a área da seção transversal do tubo de produção acima do ponto de injeção. As pressões são modeladas como

$$P_{ai} = \left(\frac{RT_a}{V_a M} + \frac{gL_a}{V_a} \right) x_1,$$

$$P_{wh} = \frac{RT_w}{M} \frac{x_2}{L_w A_w - \nu_o x_3},$$

$$P_{wi} = P_{wh} + \frac{g}{A_w} (x_2 + x_3) + \nabla_f L_w,$$

$$P_{wb} = P_{wi} + \rho_o g L_r + \nabla_f L_r,$$

onde V_a é o volume do espaço anular, L_a é o comprimento do espaço anular, g é a gravidade, T_w é a temperatura no tubo de produção, ν_o é o volume específico do óleo, L_r é a distância entre o reservatório e o ponto de injeção de gás, A_r é a área da seção transversal do tubo de produção abaixo do ponto de injeção de gás e ∇_f é o gradiente de pressão. Como o óleo é considerado incompressível, tem-se que ν_o é constante e dado por

$$\nu_o = \frac{1}{\rho_o}.$$

Maiores detalhes sobre o gradiente de pressão podem ser encontrados em [41]. Para este trabalho basta saber que ele é calculado a partir da seguinte equação:

$$\nabla_f = f_a \frac{\rho v^2}{2D},$$

onde f_a é o fator de atrito, ρ é a massa específica do fluido, v é a velocidade do fluido e D é o diâmetro da tubulação. E que é uma função das massas de gás e óleo no tubo de produção, assim como da pressão a montante do poço, ou seja, x_2 , x_3 e

P_s , podendo ser escrito como

$$\nabla_f = f(x_2, x_3, P_s). \quad (3.4)$$

3.2 Linha de produção (*Riser*)

O modelo adotado para o *riser* é um modelo simplificado proposto em [18]. Este modelo visa reproduzir o comportamento de golfadas severas, capturando as principais características dinâmicas da pressão na tubulação e principalmente no *riser*. Dentre as alternativas disponíveis, este modelo foi escolhido pela possibilidade inicial de usar dados disponíveis na literatura. O sistema é esquematizado na Figura 3.3.

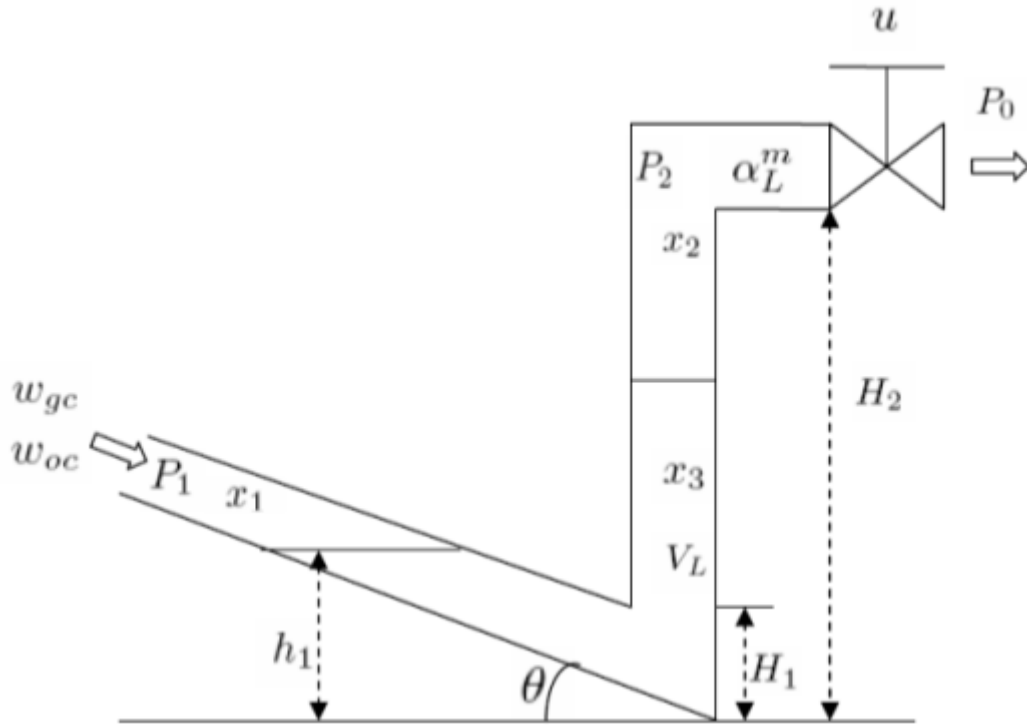


Figura 3.3: Esquema da linha de produção e *riser*. Figura retirada de [3]

A modelagem é simplificada e faz as seguintes suposições:

- O fluido é bifásico, apenas gás e líquido; água e óleo formam uma única fase.
- Velocidade do líquido constante na tubulação de alimentação (negligenciando a dinâmica do nível de líquido). Isto implica:
 - Volume de gás a montante do *riser* é constante (variações de volume devido ao nível de líquido no ponto mais baixo são negligenciadas)

– Alimentação de líquido constante diretamente no *riser*.

- Apenas um volume de líquido (que inclui tanto *riser* e parte da tubulação de alimentação)
- Dois volumes de gás, separados pelo ponto mais baixo, e conectados através da diferença de pressão entre os volumes.
- Comportamento de gás ideal.
- Equilíbrio de pressão estacionária entre o *riser* e seção de alimentação.
- Modelo simplificado do *choke* para o gás e líquido deixando o *riser*.
- Temperaturas do sistema são constantes.

Este modelo consiste, basicamente, de três balanços de massa, similar ao modelo do poço de produção. Seguem as equações do que descrevem o modelo, como apresentadas em [3]:

$$\dot{x}_1 = w_{gc} - w_g(x), \quad (3.5)$$

$$\dot{x}_2 = w_g(x) - w_{gp}(x, u), \quad (3.6)$$

$$\dot{x}_3 = w_{oc} - w_{op}(x, u), \quad (3.7)$$

onde $x = [x_1, x_2, x_3]^T$ é o estado do sistema, x_1 é a massa de gás a montante do *riser*, x_2 é a massa de gás no *riser*, x_3 é a massa de líquido no sistema, u é a abertura do *choke* de produção (variável que será manipulada pelo controlador), w_g é a vazão mássica de gás que passa do volume um (a montante do *riser*) para o volume dois (o *riser*), w_{gp} e w_{op} são as vazões mássicas de gás e líquido respectivamente através do *choke* de produção, w_{gc} e w_{oc} são as vazões mássicas de gás e líquido respectivamente, alimentadas no modelo. As vazões não constantes no modelo acima são dadas pelas seguintes equações:

$$w_g(x) = v_{G1}(x)\rho_{G1}(x_1)\hat{A}(x),$$

$$w_{gp}(x, u) = (1 - \alpha_L^m(x))w_p(x)u,$$

$$w_{op}(x, u) = \alpha_L^m(x)w_p(x)u,$$

onde v_{G1} é a velocidade do gás na base do *riser*, ρ_{G1} é a densidade do gás no volume um, \hat{A} é a área de passagem de gás do volume um para o volume dois (na base do

riser), α_L^m é a fração mássica de líquido através do *choke*, w_p é a vazão mássica total através do *choke* quando totalmente aberto. Estas variáveis são dadas por

$$v_{G1}(x) = \begin{cases} K_2 \frac{H_1 - h_1(x)}{H_1} \sqrt{\frac{P_1(x_1) - P_2(x) - \rho_L g H_2 \alpha_L(x)}{\rho_{G1}(x_1)}}, & \text{caso } h_1(x) < H_1 \\ 0, & \text{caso contrário} \end{cases}$$

$$\rho_{G1}(x_1) = \frac{x_1}{V_{G1}},$$

$$\alpha_L^m = \alpha_{LT}(x) \frac{\rho_L}{\rho_T(x)},$$

$$\hat{A}(x) = r^2[\pi - \varphi(x) - \cos(\pi - \varphi(x)) \sin(\pi - \varphi(x))],$$

$$w_p = K_1 \sqrt{\rho_T(P_2 - P_0)} u, \quad (3.8)$$

onde K_2 é a constante interna de vazão do gás, H_1 é nível crítico de óleo (a partir do qual a passagem de gás do volume um para o volume dois é impedida), H_2 é a altura do *riser*, ρ_L é a densidade do líquido, g é a gravidade, V_{G1} é o volume um, r é o raio da tubulação, K_1 é a constante da válvula *choke*, e P_0 é a pressão a jusante do *choke* de produção. O nível do líquido na base do *riser* (h_1), a pressão no volume um (P_1), a pressão no volume dois (P_2), a fração volumétrica de líquido no *riser* (α_L), o ângulo φ , a fração volumétrica de líquido através do *choke* (α_{LT}) e a densidade do fluido através do *choke* (ρ_T) são dadas por

$$h_1(x) = \frac{V_L(x_3) - V_{LR}(x)}{A_1},$$

$$P_1(x_1) = \frac{x_1 R T_1}{M_G V_{G1}},$$

$$P_2(x) = \frac{x_2 R T_2}{M_G V_{G2}(x)},$$

$$\alpha_L(x) = \frac{V_{LR}(x)}{V_T},$$

$$\varphi(x) = \cos^{-1} \left(\frac{H_1 - h_1 \cos \theta}{r} - 1 \right),$$

$$\alpha_{LT}(x) = \begin{cases} \frac{V_{LR}(x) - A_2 H_2}{A_3 H_3 (1 + \omega(x))} + \frac{\omega(x)}{1 + \omega(x)} \alpha_L(x), & \text{caso } V_{LR}(x) > A_2 H_2 \\ \frac{\omega(x)}{1 + \omega(x)} \alpha_L(x), & \text{caso contrário} \end{cases}$$

$$\rho_T(x) = \alpha_{LT}(x) \rho_L + (1 - \alpha_{LT}(x)) \rho_{G2}(x),$$

onde A_1 é a área da seção horizontal a montante da base do *riser*, R é a constante de gás ideal, T_1 é a temperatura constante no volume um, T_2 é a temperatura

constante no volume dois, M_G é a massa molecular do gás, V_T é o volume total do *riser*, θ é a inclinação da tubulação que alimenta o *riser*, A_2 é a área da seção horizontal do *riser*, A_3 é a área da seção transversal da região horizontal no topo do *riser* e H_3 é o comprimento desta região. É interessante notar que foi feita uma pequena alteração no modelo visando facilitar a reprodução de dados reais através do mesmo. São consideradas duas temperaturas constantes distintas, uma na tubulação de alimentação (T_1) e uma no *riser* (T_2). No modelo original, todo o sistema se encontrava na mesma temperatura. O volume ocupado pelo líquido (V_L), o volume de líquido no *riser* (V_{LR}), o volume dois (V_{G2}), a função de atrito (ω) e a densidade do gás no volume dois (ρ_{G2}) são dados pelas equações a seguir.

$$\begin{aligned} V_L(x_3) &= \frac{x_3}{\rho_L}, \\ V_{G2}(x) &= V_T - V_{LR}(x), \\ V_{LR}(x) &= \frac{\rho_{mix}(x)V_T - x_2}{\rho_L}, \\ \omega(x) &= \left(\frac{K_3 \rho_{G1}(x_1) v_{G1}^2(x)}{\rho_L - \rho_{G1}(x_1)} \right)^n, \\ \rho_{G2}(x) &= \frac{x_2}{V_{G2}(x)}, \end{aligned}$$

onde n é um parâmetro de sintonia da expressão de atrito e K_3 é o parâmetro de atrito. Fica restando apenas ρ_{mix} , que é a densidade média da mistura dentro do *riser*, esta satisfaz a seguinte equação:

$$\rho_{mix}(x)g(H_2 + H_3) - \rho_L g h_1(x) = P_1(x_1) - P_2(x). \quad (3.9)$$

Ao analisar a equação de ρ_{mix} , nota-se que ela é função de P_2 , que é função de V_{G2} , sendo este função de V_{LR} , e é função de h_1 , sendo este função de V_{LR} . Por sua vez, V_{LR} ao se observar a equação de V_{LR} , nota-se que esta variável é função de ρ_{mix} . Existe uma dificuldade para simular o modelo com estas equações, pois para se calcular o valor de cada uma destas duas variáveis em um determinado instante de tempo, é necessário conhecer o valor da outra. Para resolver tal problema, substituindo as variáveis na equação 3.9 e explicitando ρ_{mix} será encontrada outra forma de se calcular a densidade da mistura a partir das variáveis de estado. A seguinte equação do segundo grau é encontrada:

$$a\rho_{mix}^2 + b\rho_{mix} + c = 0, \quad (3.10)$$

onde os coeficientes a , b e c são dados por

$$a = -\frac{\beta V_T}{\rho_L} - \frac{gV_T^2}{A_1\rho_L},$$

$$b = \frac{\beta x_2}{\rho_L} + V_T \left(\beta + \frac{gV_T}{A_1} + 2\frac{gx_2}{A_1\rho_L} + \frac{gV_L}{A_1} + \frac{P_1}{\rho_L} \right),$$

$$c = -\frac{g\rho_L V_T V_L}{A_1} - \frac{g(V_L + V_T)x_2}{A_1} - \frac{gx_2^2}{A_1\rho_L} - P_1 V_T - \frac{P_1 x_2}{\rho_L} + \frac{x_2 RT}{M_G},$$

onde β é

$$\beta = g(H_2 + H_3).$$

Desta forma, a densidade da mistura passa a ser calculada diretamente das variáveis de estado como a menor das raízes da equação 3.10. A solução é a menor das raízes simplesmente porque ao se analisar as raízes, nota-se que uma raiz é sempre maior do que a densidade do líquido (ρ_L), não satisfazendo assim restrições físicas do sistema. A Figura 3.4 mostra o comportamento das raízes. Fica claro que a menor das raízes é limitada pelo valor de ρ_L , assumindo este valor quando não há gás no *riser* e que a maior das raízes é sempre maior do que ρ_L , não satisfazendo o sistema.

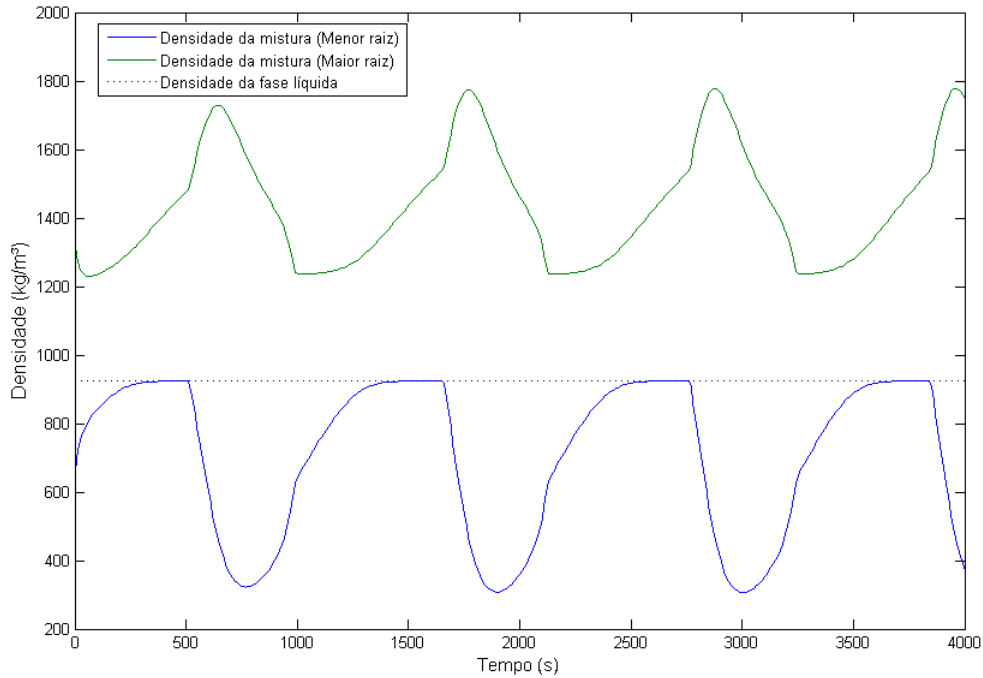


Figura 3.4: Densidade da mistura

3.3 Separador trifásico

O modelo do separador trifásico que pode ser visto na Figura 3.5 é o modelo *BlackOil*, abordado [42] e [43]. O modelo foi implementado no EMSO em [4]. Neste caso, os componentes dentro do equipamento são tratados simplesmente como água, óleo e gás, e suas propriedades (por exemplo, densidade) são valores médios e constantes. Outra consequência é a ausência de efeitos de flash no sistema, pelo fato das fases estarem definidas. Apesar da simulação dinâmica para este caso apresentar divergências em relação à realidade, este tipo de modelo pode auxiliar em melhorias de controle de processo, por ser mais simples.

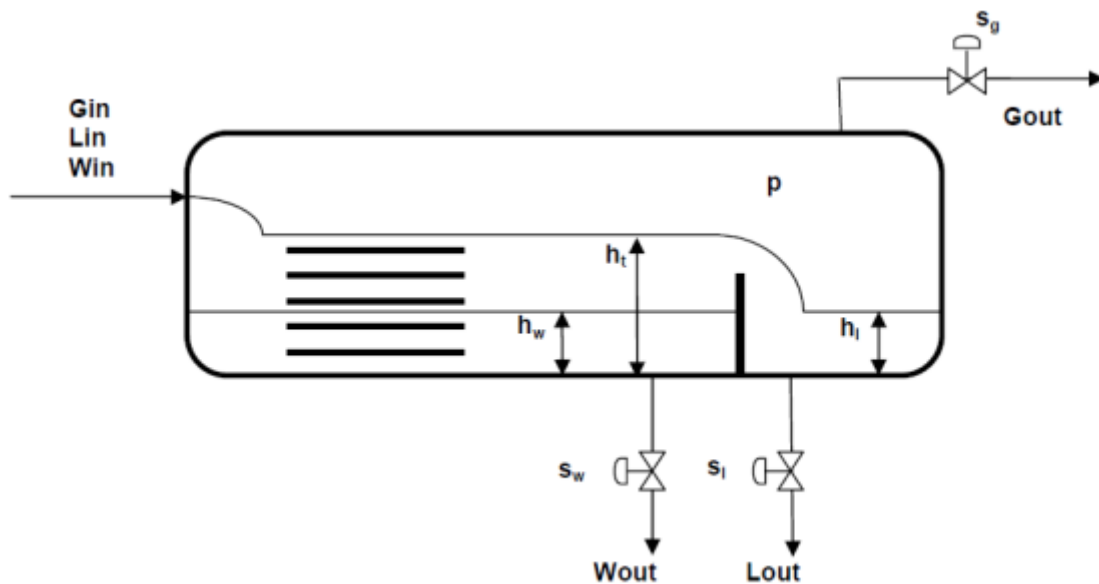


Figura 3.5: Esquema do separador trifásico, retirada de [4]

A modelagem foi realizada estabelecendo os balanços de massa para a câmara de óleo, a câmara de separação e o espaço de gás.

Três variáveis são controladas neste separador, todas com um controlador PI, uma pressão (P) e dois níveis, o nível da interface na câmara de separação (h_w) e o nível de óleo na câmara de óleo (h_l). A pressão é controlada através da manipulação da abertura da válvula de saída de gás do separador (S_g). É importante ressaltar que quando integrado com os compressores, este controle de pressão é substituído pelo controle de pressão presente no modelo dos compressores. O nível da interface é controlado através da manipulação da abertura da válvula de saída de água do separador (S_w). E por fim, o nível de óleo é controlado através da manipulação da abertura da válvula de saída de óleo do separador (S_l).

3.4 Ciclo de compressão

O ciclo de compressão é composto por três estágios basicamente iguais. A única diferença entre eles se encontra no vaso de sucção do primeiro estágio, onde existe um controle de pressão que atua manipulando a rotação da turbina que gira os compressores. O fluxograma de um estágio de compressão pode ser visto na Figura 3.6.

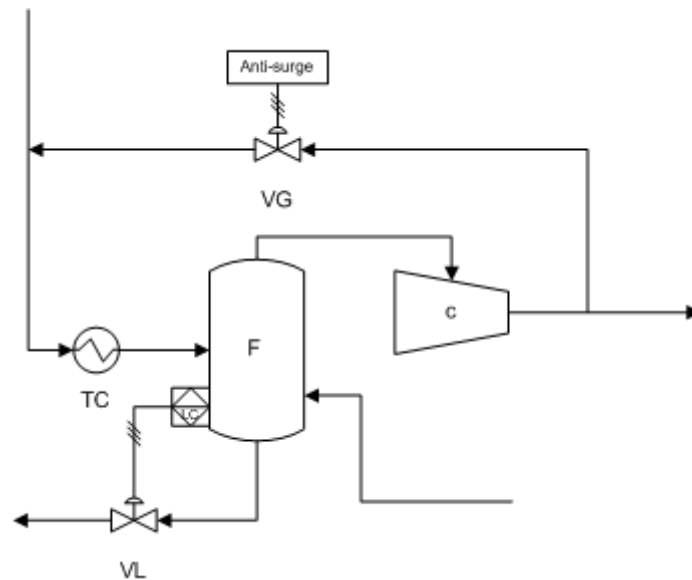


Figura 3.6: Esquema de um estágio de compressão

Cada estágio contém um trocador de calor (TC), um vaso de sucção (F) e o compressor (C) em si. Na figura também estão representados o controle de nível existente no vaso (LC), e o controle *anti-surge*, estes manipulam a válvula de saída de líquido (VL) do vaso de sucção e a válvula de reciclo de gás (VG), respectivamente.

A Figura 3.7 mostra a estrutura integrada dos três estágios. Nela está esquematizado o controle de pressão de sucção no primeiro estágio. Como já mencionado, este controle (PC) é responsável por controlar a pressão no vaso de sucção, ou seja, a pressão com que o gás entra no ciclo de compressão, através da manipulação da rotação da turbina (T) que aciona os compressores.

Para os trocadores de calor, para a turbina e para os compressores, foram utilizados modelos clássicos já consolidados na literatura de engenharia química. Para o vaso de sucção foi utilizado um modelo de flash, também padrão. Tratando do compressor individualmente, o modelo utilizado necessita das seguintes variáveis de entrada:

- Vazão molar na entrada do compressor;
- Composição molar da corrente de entrada;

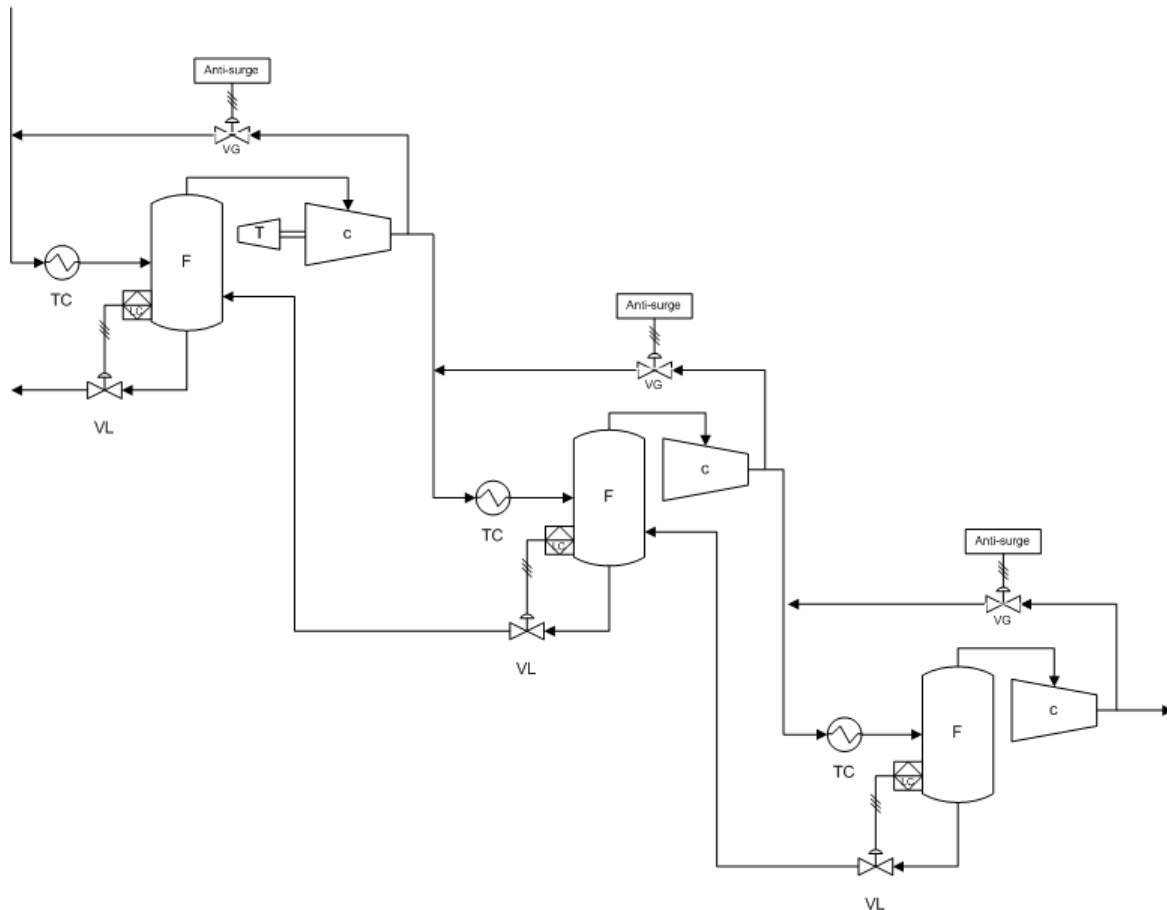


Figura 3.7: Esquema de todo o ciclo de compressão, com os três estágios

- Eficiência mecânica do compressor;
- Eficiência de operação;
- Head Politrópico ou Isentrópico.

Para esta parte do modelo, as propriedades termodinâmicas passam a ser relevantes. Portanto, é importante explicar que as entalpias, entropias, fator de compressibilidade e demais propriedades da mistura são fornecidas pelo pacote termodinâmico do *VRTherm*, utilizado como um *plug-in* do EMSO.

3.5 Modelos complementares de baixa complexidade

Os modelos apresentados até então são os mais importantes e mais complexos do sistema. No entanto, existem outros modelos simplificados que completam o sistema de modo a representar uma plataforma como um todo. São eles:

- *Manifold* de produção

- Trocador de calor a montante do separador
- Vaso pulmão (*Safety Knockout Drum*)
- Sistema de gás de elevação

Sendo modelos muito simples que objetivam apenas permitir a integração dos outros de forma coerente com o que ocorre em uma plataforma, estes serão descritos de forma sucinta nesta seção.

O *manifold* é apenas um misturador de correntes dos conjuntos poço/*riser*. A vazão da corrente de saída é a soma das correntes de entrada. A temperatura da corrente de saída é uma média ponderada das temperaturas de entrada. E a pressão da corrente de saída é a menor pressão entre as correntes de entrada.

O trocador de calor localizado a montante do separador trifásico é modelado como um sistema de primeira ordem, onde a temperatura da corrente de saída é função da temperatura da corrente de entrada. A vazão não sofre alterações e a pressão sofre uma pequena queda constante, especificada.

Entre o sistema de separação e o sistema de compressão, existe um vaso pulmão, que recebe o gás do separador e passa para o sistema de compressão. Este vaso foi modelado como um flash. Neste vaso existe um controle de pressão manipulando a válvula de queima de gás. Tal controle é acionado apenas quando a pressão passa de um nível crítico. No mais, a pressão deste vaso e de toda a plataforma é controlada pelo sistema de compressão.

O último modelo importante a ser exposto aqui é o sistema de injeção de gás de elevação. Para este modelo, não foi considerada a dinâmica de escoamento do gás na tubulação. O sistema simplesmente recebe como entrada a corrente de gás de alta pressão que sai do sistema de compressão e um conjunto de controladores de vazão (um para cada poço que demande gás de elevação) determina qual a vazão seu respectivo poço receberá. Cada controlador atua na abertura do *choke* de gás de elevação de cada poço. É interessante notar que este sistema faz com que os poços compartilhem um mesmo recurso, o gás de alta pressão disponível, o que em conjunto com o a adição da perda de carga por atrito nos poços, permite que este modelo de plataforma seja utilizado para estudos de otimização de gás de elevação. O gás restante que não é requisitado pelos poços é mandado para a exportação, sendo mais um produto do sistema.

3.6 Integração entre os modelos

Nesta seção será explicada como foi realizada a integração entre os modelos expostos acima. O sistema que é representado aqui é inspirado em uma unidade de produção

real de uma grande empresa de petróleo brasileira. O modelo apresentado aqui busca representar qualitativamente o processo de produção de tal unidade de forma simplificada, reproduzindo a estrutura geral do processo produtivo apenas, e não os valores. O fluxograma do processo pode ser visto na Figura 3.1.

Para facilitar o entendimento, o processo produtivo será explicado aqui. Primeiramente, o poço de produção extrai um fluido trifásico (óleo, água e gás) de um reservatório no fundo do mar, ainda no poço, é injetado gás neste fluido, de modo a reduzir a sua densidade e permitir que ele suba até a superfície. O fluido segue por uma tubulação no fundo do mar até o *riser*. O *riser* é apenas uma seção vertical da tubulação que leva o fluido até a plataforma. Ao chegar na plataforma em si, as correntes vinda de vários poços são unidas em um único duto. Esta corrente trifásica é então aquecida por um trocador de calor e vai para o separador trifásico. No separador trifásico, as fases gasosa, oleosa e aquosa são separadas. A água vai para o sistema de tratamento de água, o óleo continua em um sistema de tratamento, onde ele vai ser tratado até que seja adequado aos padrões de qualidade desejados, e o gás vai para o sistema de compressão. O gás que sai do separador chega ao vaso pulmão e depois passa para o primeiro estágio do ciclo de compressão. Ao sair do sistema de compressão, parte do gás é reinjetada nos poços, como gás de elevação, e o restante é exportado.

Através desta descrição, fica claro quais serão os modelos que serão interligados. Cada poço será ligado a um *riser*, todos os *risers* serão unidas pelo modelo de *manifold*, este será ligado ao trocador de calor, o trocador será ligado ao separador trifásico, o separador será conectado ao vaso pulmão, este será ligado ao ciclo de compressão, que por sua vez será conectado aos poços.

Para a conexão do modelo do poço com a linha de produção, é feito que as vazões produzidas pelo poço sejam as vazões de entrada na linha de produção e que a pressão a montante do poço seja igual a pressão na linha de produção. Usando as variáveis descritas nos modelos, tem-se as seguintes equações:

$$w_{gc} = w_{pg}, \quad (3.11)$$

$$w_{oc} = w_{po}, \quad (3.12)$$

$$P_s = P_1. \quad (3.13)$$

Na conexão das linhas de produção ao *manifold* a vazão de líquido vinda do *riser* é dividida em duas fases, parte da vazão passa a ser óleo e restante passa a ser água. Tal divisão é feita baseada em dados de processo, através do parâmetro chamado *Watercut*. O *Watercut* de um poço determina a proporção entre água e óleo produzida pelo mesmo. A corrente trifásica é fornecida para o modelo do *manifold*, que por sua vez determina para o modelo do *riser* a pressão a montante

do *choke* de produção (P_0).

As próximas conexões são bastante simples. A corrente de saída do *manifold* é a entrada do trocador de calor e a saída do trocador, que é a mesma corrente apenas em outra temperatura e pressão ligeiramente menor, é a entrada do separador trifásico. A pressão de saída do trocador de calor é dada pela pressão do separador. Sendo assim, a pressão de entrada do trocador, que é igual a pressão no *manifold* é a pressão no separador acrescida da queda de pressão especificada para o trocador. Isto significa que a pressão P_0 do modelo da linha de produção é dada por

$$P_0 = P + P_{drop}, \quad (3.14)$$

onde P é a pressão no separador e P_{drop} é o valor absoluto da queda de pressão que ocorre no trocador de calor.

A próxima conexão é entre o separador trifásico e o vaso pulmão. Esta se dá através da saída de gás do separador. A corrente de gás que sai do separador é a entrada para o vaso pulmão e a pressão do separador passa a ser dada pelo vaso. Esta é uma alteração importante. Para o modelo integrado, o controle de pressão que existia no modelo do separador não existe mais. A pressão do separador é dada pelo vaso pulmão. Por sua vez, a pressão do vaso pulmão é dada pela pressão do vaso de sucção do primeiro estágio de compressão. Esta sim está sendo controlada, como visto no modelo do ciclo de compressão. Desta forma, a pressão do primeiro estágio de compressão determina toda a pressão da planta.

A saída do sistema de compressão serve de entrada para o sistema de gás de elevação. Como nele não há queda de pressão, a pressão de saída é igual a pressão de entrada. As vazões de saída são determinadas pelos controladores de vazão que atuam na válvula de injeção de gás de elevação. Esta calcula a vazão em função da diferença de pressão no sistema de gás de elevação e do espaço anular do poço. Esta vazão é de gás de elevação (w_{ge}) é fornecida para os poços através da equação

$$w_{cg} = w_{ge}. \quad (3.15)$$

Assim é feita a integração dos modelos de forma a representar o processo de produção primário da plataforma. Este modelo abre a possibilidade da realização de estudos de controle com um ponto de vista amplo da plataforma de produção, incluindo estudos de controle avançado abrangendo mais de um processo do sistema.

Capítulo 4

Controle de golfadas

Neste capítulo será tratado o problema da estabilidade do sistema. Como já abordado no capítulo 1, o problema de golfadas severas presente em plataformas de produção *offshore* é grave, gerando instabilidade na operação da plataforma e afetando tanto a segurança da operação quanto a produtividade da mesma. De posse de um modelo de simulação completo, embora com suas hipóteses simplificadoras, do processo primário de produção, este capítulo apresentará alternativas para controlar as golfadas geradas no *riser*.

O problema de estabilização de golfadas severas geradas no *riser* já foi tratado em [18], [19], [17], [20] e [21] utilizando o modelo da seção 3.2 levando em consideração apenas um *riser*. Aqui, ele será tratado integrado com todo o sistema de produção de uma plataforma. Será utilizado um controlador PI para controlar a instabilidade, mostradas as limitações deste controlador e, posteriormente, apresentada uma alternativa para deixar este controlador mais versátil, através de resintonia automática do mesmo em função do ponto de operação.

4.1 Controle PI

O controle PI é uma solução muito abordada na indústria por apresentar robustez e simplicidade de sintonia e operação. É uma tecnologia já consolidada que consegue ser aplicada na grande maioria dos problemas de controle. O controle PI dificilmente será a solução ótima para um problema de controle em termos de desempenho de controle, mas sua robustez, custo de implantação e a familiaridade dos operadores com tal ferramenta sempre o torna uma opção atraente.

Como mencionado anteriormente, o controlador PI já foi testado como solução do problema de golfadas severas na literatura, e com sucesso. Nesta dissertação será utilizada a estratégia mais bem sucedida encontrada na literatura, o controle de pressão esquematizado na Figura 4.1.

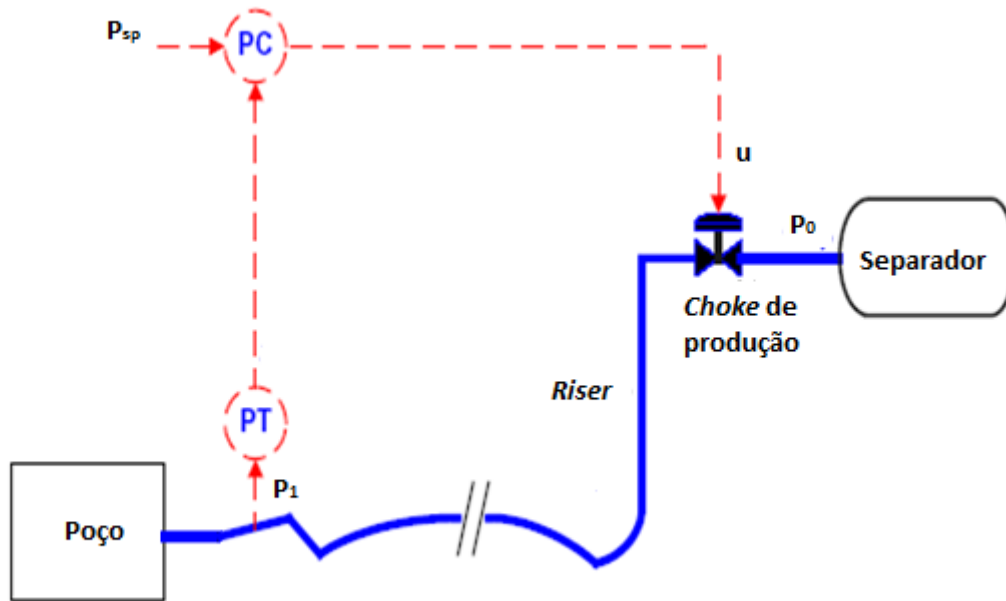


Figura 4.1: Estrutura do Controle

Nesta estrutura de controle, a variável medida é a pressão na base do *riser* (P_1), e a variável manipulada é a abertura do *choke* (u).

4.1.1 Análise do modelo

A linha de produção, mais especificamente o *riser*, é responsável por gerar as golfadas severas que estão sendo estudadas neste trabalho. Portanto, do ponto de vista da linha de produção, será feita uma análise do sistema como um todo, para que fique melhor determinado qual o tipo de sistema não linear está sendo estudado.

Ao olhar a jusante do *riser* a variável de integração que liga a linha de produção ao restante do sistema é a pressão a jusante do *choke* de produção (P_0). Esta pressão é determinada pela equação 3.14, sendo igual à pressão do separador a menos de uma constante. A pressão do separador está sendo controlada pela rotação da turbina do sistema de compressão e, considerando que este controle está bem sintonizado, pode-se considerar que esta é constante. Como consequência, P_0 pode ser considerado constante e não é necessário incluir o restante do sistema nesta análise para controle.

Olhando a montante da linha de produção, existe o poço de produção. A integração entre poço e linha de produção é realizada por três variáveis, vazão de gás e a vazão de líquido produzidas no poço, e a pressão no começo da linha de produção, esta conexão é dada nas equações 3.11, 3.12 e 3.13 respectivamente. Como nenhuma destas variáveis são controladas ou constantes, o poço de produção deverá ser incluído na análise do sistema.

A montante do poço de produção, existem o reservatório e o sistema de injeção de gás de elevação. O reservatório não é modelado neste trabalho, sendo considerado apenas que este fornece uma pressão constante para o sistema, a variável P_r no modelo do poço de produção. Resta apenas a integração com o sistema de gás de elevação, este fornece para o modelo do poço a vazão de gás de elevação injetada no espaço anular (w_{cg}), dada na equação 3.15. No sistema de gás de elevação, esta vazão é determinada por um controlador de vazão. Considerando que este controlador está bem sintonizado, w_{cg} também pode ser considerada constante. Sendo assim, os modelos a montante do poço de produção também não precisam ser incluídos nesta análise.

Uma vez determinado que P_0 , P_r e w_{cg} podem ser considerados constantes, o modelo analisado será composto de poço de produção e linha de produção. Para tanto, será feita uma mudança de notação nas variáveis de estado do sistema. O sistema passa a ter seis variáveis de estado, e o estado será dado por

$$x = \begin{bmatrix} x_1 & x_2 & x_3 & x_4 & x_5 & x_6 \end{bmatrix}, \quad (4.1)$$

onde x_1 é a massa de gás na linha de produção a montante do *riser*, x_2 é a massa de gás no *riser*, x_3 é a massa de líquido na linha de produção, x_4 é a massa de gás no espaço anular, x_5 é a massa de gás no tubo de produção, e x_6 é a massa de óleo no tubo de produção.

Tanto o modelo do poço quanto a linha de produção são muito complexos, sendo impossível escrever as derivadas dos estados explicitamente. Portanto serão utilizados diagramas para ilustrar a dependência das derivadas dos estados.

Começando pela derivada de x_1 , a Figura 4.2 mostra que \dot{x}_1 é função de x_1 , x_2 , x_3 , w_{pg} e ρ_{mix} . Como já visto na seção 3.2, ρ_{mix} é função das três variáveis de estado da linha de produção. Por último, w_{pg} é função de x_1 , x_5 e x_6 , como pode ser visto na Figura 4.6. Desta forma, a derivada da primeira variável de estado é dada por uma função não linear de cinco das seis variáveis de estado do sistema, dada por

$$\dot{x}_1 = f_1(x_1, x_2, x_3, x_5, x_6). \quad (4.2)$$

A derivada de x_2 tem suas dependências explicitadas no diagrama exposto na Figura 4.3. Nele pode ser visto que \dot{x}_2 é função de x_1 , x_2 , x_3 , ρ_{mix} e u , onde u , a abertura do *choke* de produção é a variável que será manipulada pelo controlador para eliminar o controle de golfadas. A derivada da segunda variável de estado é, portanto, dada por

$$\dot{x}_2 = f_2(x_1, x_2, x_3, u). \quad (4.3)$$

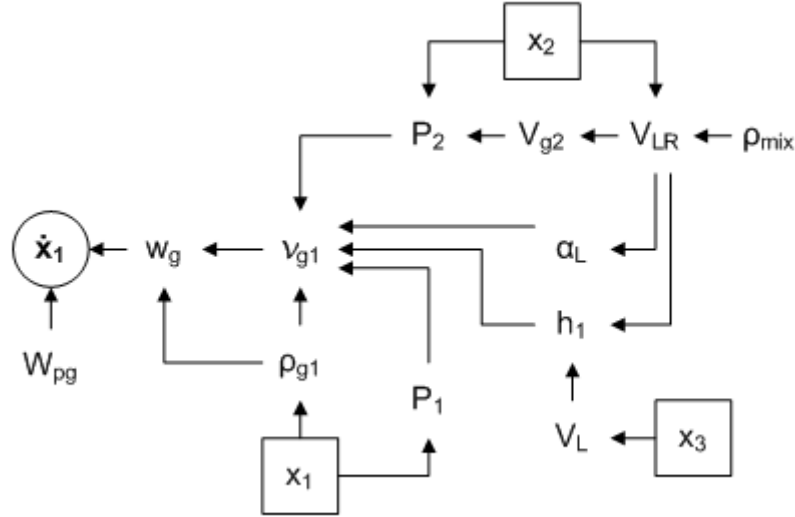


Figura 4.2: Diagrama da derivada do estado x_1

Para a derivada do terceiro estado, x_3 , o diagrama da Figura 4.4 mostra que \dot{x}_3 é dependente dos três estados da linha de produção, x_1 , x_2 e x_3 , de u e de w_{po} , além de ρ_{mix} . A variável nova que surge neste conjunto é w_{po} , esta é função de x_1 , x_5 e x_6 , como pode ser visto na Figura 4.7. Sendo assim, a derivada do último estado da linha de produção pode ser escrita como

$$\dot{x}_3 = f_3(x_1, x_2, x_3, x_5, x_6, u). \quad (4.4)$$

Isto encerra as variáveis de estado vindas da linha de produção, restam as variáveis de estado do poço de produção. Começando pela derivada de x_4 , a Figura 4.5 mostra que \dot{x}_4 é função das variáveis de estado x_4 , x_5 e x_6 , e do gradiente de pressão ∇_f . De acordo com a equação 3.4, ∇_f é função da massa de gás no tubo de produção (x_5), da massa de óleo no tubo de produção (x_6) e da pressão a montante do poço (P_s). Como os modelos estão integrados, a equação 3.13 mostra que P_s é igual a $P_1(x_1)$. Portanto, pode-se escrever ∇_f em função das variáveis de estado atuais da seguinte maneira:

$$\nabla_f = f(x_1, x_5, x_6). \quad (4.5)$$

De posse da equação 4.5 tem-se que a derivada do estado x_4 deste sistema integrado é uma função não linear de quatro dos seis estados, e é dada por

$$\dot{x}_4 = f_4(x_1, x_4, x_5, x_6). \quad (4.6)$$

A derivada do quinto estado, x_5 , tem seu diagrama exposto na Figura 4.6. Nela pode ser visto que \dot{x}_5 é dependente de x_1 , x_4 , x_5 , x_6 , e de ∇_f . Portanto, pode ser escrito como

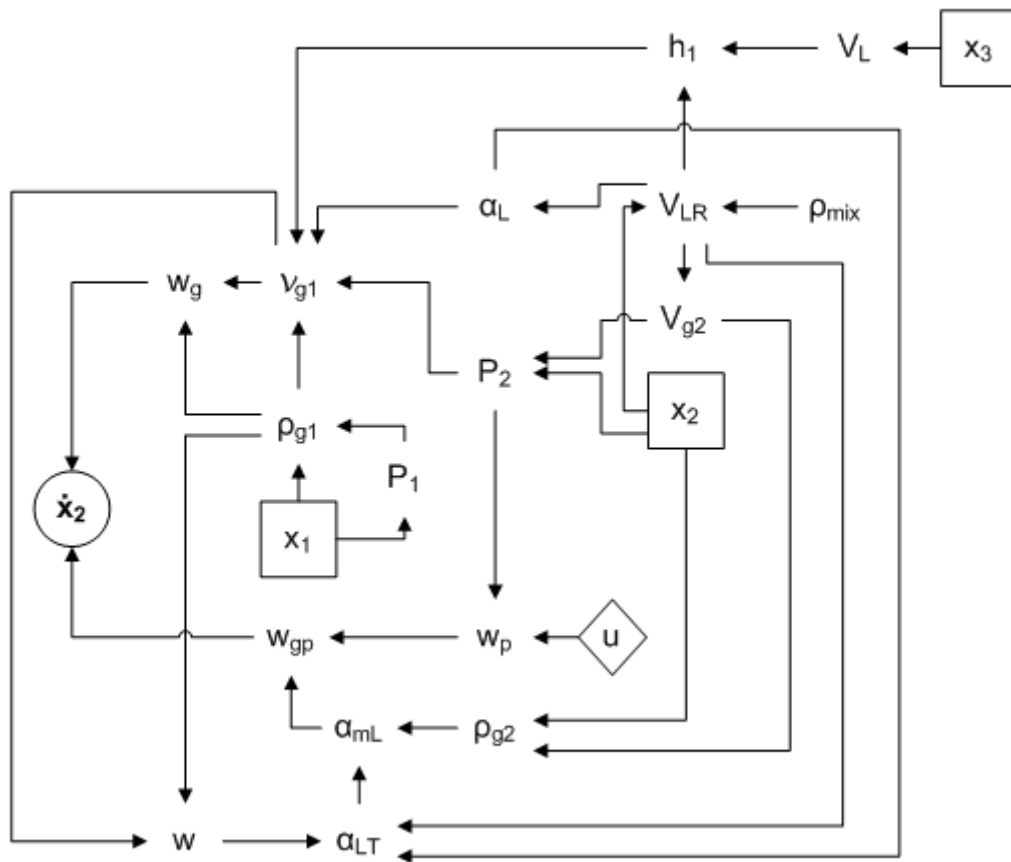


Figura 4.3: Diagrama da derivada do estado x_2

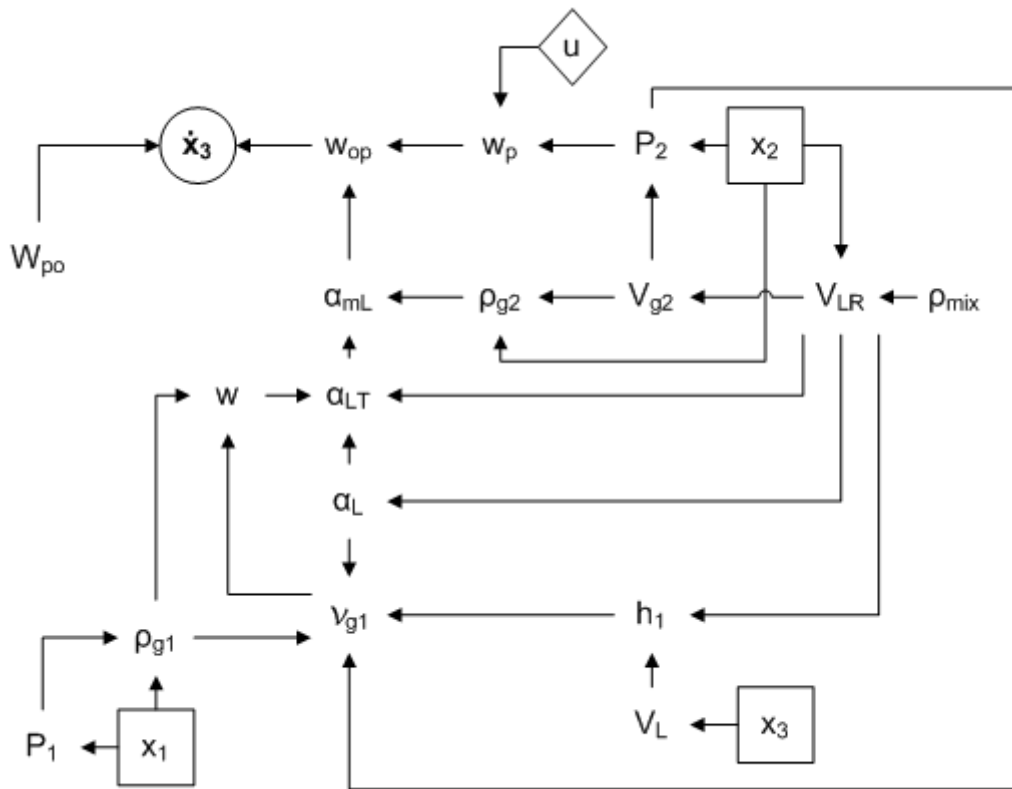


Figura 4.4: Diagrama da derivada do estado x_3

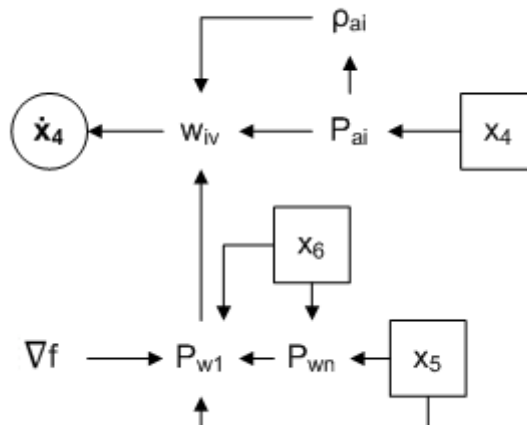


Figura 4.5: Diagrama da derivada do estado x_4

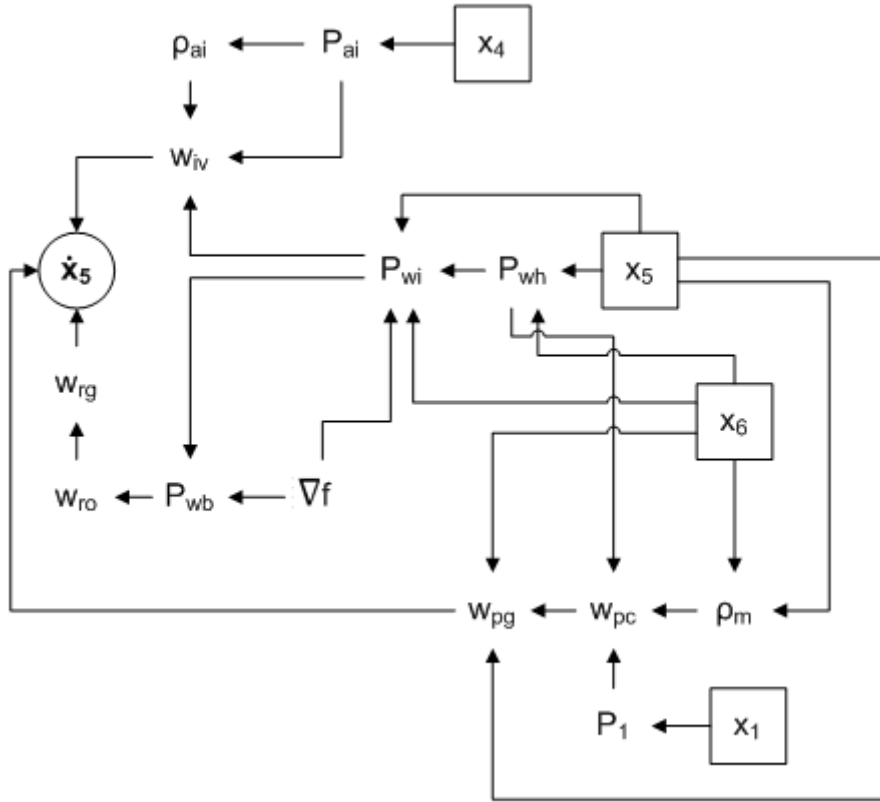


Figura 4.6: Diagrama da derivada do estado x_5

$$\dot{x}_5 = f_5(x_1, x_4, x_5, x_6). \quad (4.7)$$

Por último, resta a derivada de x_6 . Observando o diagrama da Figura 4.7, fica determinado que \dot{x}_6 depende dos estados x_1 , x_5 e x_6 , além do gradiente de pressão ∇_f . Desta forma, a derivada do último estado pode ser escrita como uma função não linear, dada por

$$\dot{x}_6 = f_6(x_1, x_5, x_6). \quad (4.8)$$

Esta análise revela que o sistema não linear composto por poço e linha de produção apresenta uma grande interação entre todas as suas variáveis de estado, não sendo possível enquadrá-lo em uma classe de sistema não linear conhecida. Isto implica que existe uma grande dificuldade em se tratar este sistema do ponto de vista matemático.

Olhando para as equações de estado acima, apenas as derivadas de x_2 e x_3 são funções da variável manipulada u . Considerando a presença do controlador PI proposto, tem-se que u é uma função da variável controlada P_1 , que por sua vez é função apenas da variável de estado x_1 .

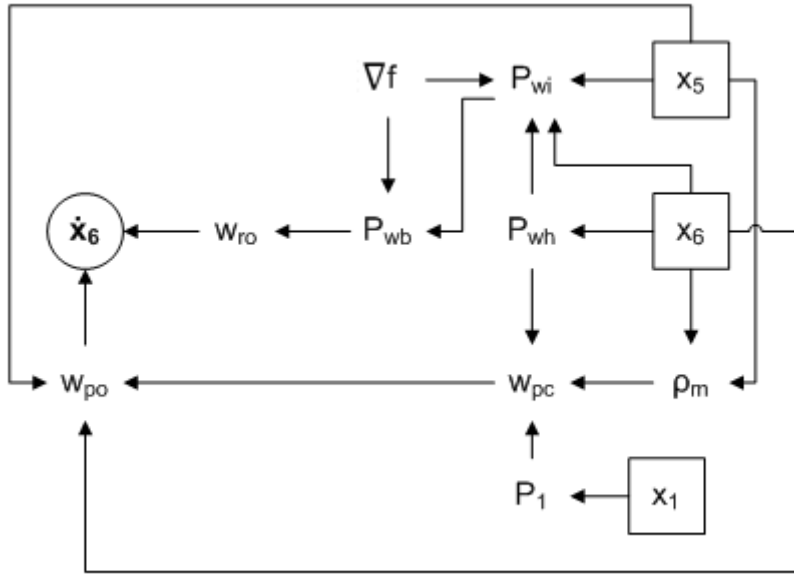


Figura 4.7: Diagrama da derivada do estado x_6

4.1.2 Caracterização do problema

O problema de controle de golfadas severas apresenta uma característica importante. O tipo de estabilidade do sistema muda em função da abertura do *choke* de produção, ou seja, em função da variável manipulada u .

Tal comportamento pode ser facilmente observado na Figura 4.8, que mostra a relação entre P_1 e u . O gráfico mostra o valor estacionário de P_1 em malha aberta para todos os valores possíveis para u , sendo a curva vermelha o valor máximo de P_1 e a curva azul o valor mínimo de P_1 . As curvas estão sobrepostas para valores pequenos de u , ou seja, a pressão em estado estacionário assume apenas um valor para cada abertura do *choke* de produção. A partir de determinado valor de u , as curvas se separam e a pressão oscila entre os valores máximo e mínimo representados no gráfico. Estas oscilações de pressão são responsáveis pela geração das golfadas no *riser*, como explicado no capítulo 1. A linha pontilhada representa o ponto de equilíbrio instável do sistema.

O valor de u a partir do qual o sistema começa a oscilar, será denominado abertura crítica e representado por u_c . Para o poço em questão, a abertura crítica é $u_c = 0.18$.

O ponto onde $u = u_c$ é o chamado ponto de bifurcação, ou ponto Hopf. Nele ocorre a mudança de regime de estabilidade do sistema. Para $u \leq u_c$, o sistema tem um ponto de equilíbrio x_e e este é assintoticamente estável. Isto significa que, dada uma condição inicial x_0 próxima o suficiente de x_e , o sistema converge para o ponto de equilíbrio x_e , caracterizando um foco estável. Nesta região, não há golfadas e

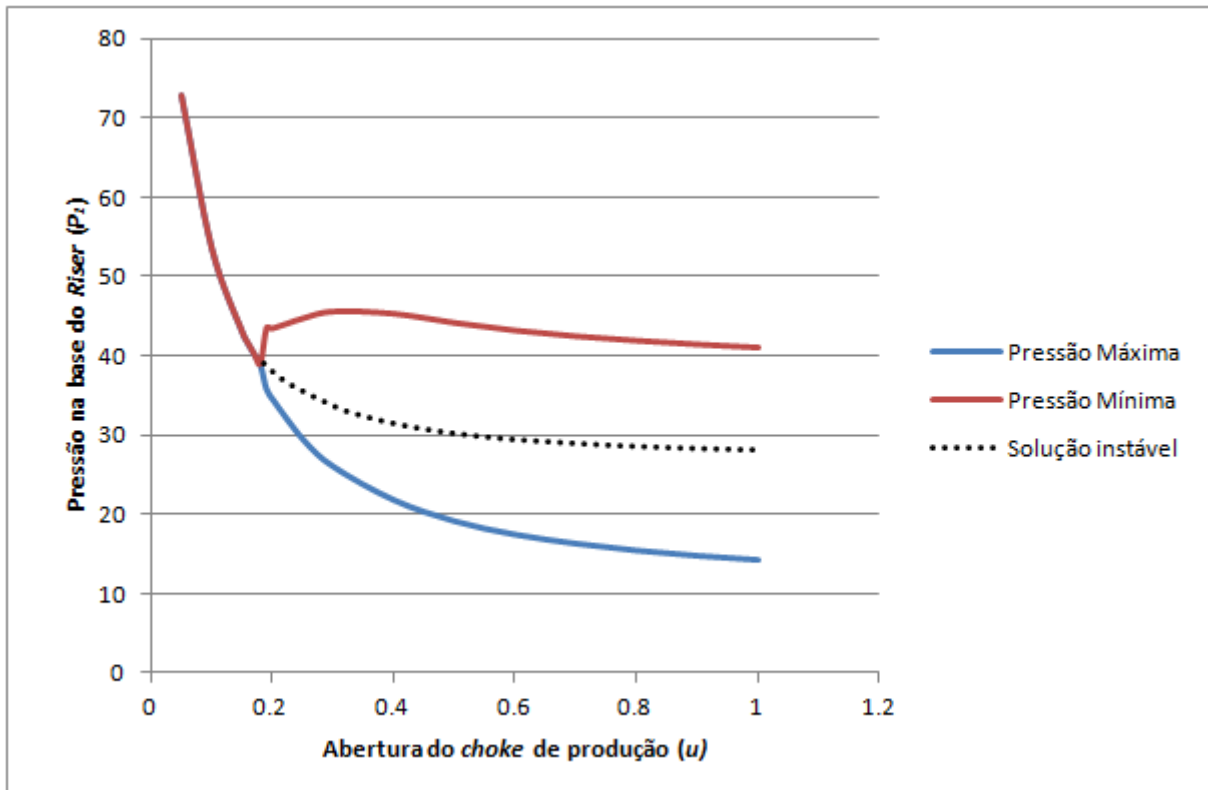


Figura 4.8: Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)

nem a necessidade de controle. Entretanto, para $u > u_c$, o ponto de equilíbrio do sistema passa a ser instável, e surge uma trajetória de equilíbrio periódica para onde o sistema converge. Em outras palavras, dada uma condição inicial x_0 o sistema eventualmente converge para esta trajetória de equilíbrio, caracterizando um ciclo limite estável.

Para ajudar na compreensão dos dois diferentes tipos de estabilidade apresentados, a Figura 4.9 mostra o retrato de fase de um foco estável e a Figura 4.10 mostra o retrato de fase de um ciclo limite estável para um sistema de segunda ordem. O sistema estudado aqui tem seis variáveis de estado, portanto, não é possível representar graficamente seu retrato de fase. Entretanto, os comportamentos apresentados nos retratos de fase de duas dimensões podem ser abstraídos para seis dimensões.

Com isso, o problema de golfadas severas é caracterizado pela existência de um ciclo limite estável quando a abertura do *choke* de produção é superior à abertura crítica u_c . O controle de golfadas visa, através da manipulação de u , mudar o regime de estabilidade quando $u > u_c$, estabilizando o ponto de equilíbrio instável e assim transformando o ciclo limite em um foco estável, eliminando as oscilações.

Considerando os regimes de estabilidade descritos, o sistema é estável em ambas as situações possíveis. No entanto, nesta dissertação, o sistema será dito estável apenas quando for assintoticamente estável e não houver oscilações. Quando em regime de golfadas, o sistema será dito instável, mesmo sendo caracterizado por um

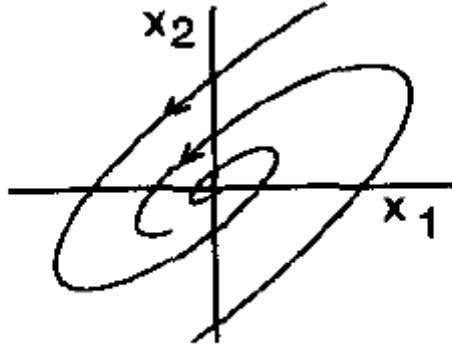


Figura 4.9: Foco estável. Figura retirada de [5]

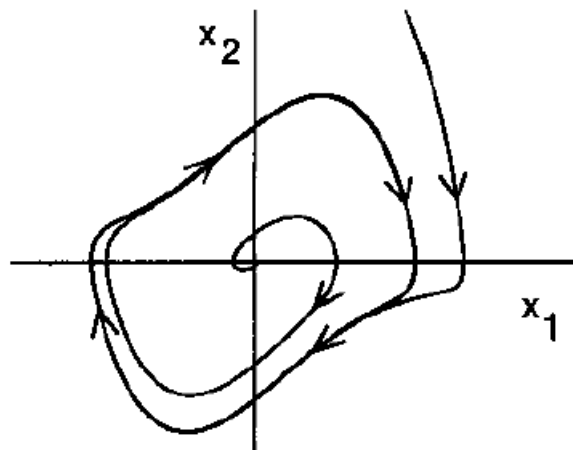


Figura 4.10: Ciclo limite estável. Figura retirada de [5]

ciclo limite estável. Desta forma, quando é falado em estabilização do sistema, ou das golfadas, deve ser entendido que o sistema terá suas oscilações eliminadas devido à mudança de seu tipo de regime de estabilidade.

4.1.3 Resultados

Para testar o controlador PI, deve ser escolhido um ponto de operação onde o sistema apresenta golfadas. Observando o gráfico de bifurcação apresentado na Figura 4.8, é concluído que, para valores de $P_1 \geq P_{1c}$, sendo P_{1c} o valor da pressão correspondente à abertura u_c , o sistema é estável e não existem golfadas. Desta forma, deve-se escolher um *set point* de pressão para o controlador que esteja abaixo de P_{1c} .

Na Figura 4.11 pode ser observado que o controle consegue estabilizar o sistema, eliminado o ciclo de oscilação. O controlador foi ligado no tempo $t = 4000$ s e levou P_1 para o valor desejado em menos de 1 hora. Quando desligado no tempo $t = 10000$ s a oscilação volta a aparecer. A Figura 4.12 mostra o comportamento da variável manipulada u durante a estabilização. É interessante notar que, em estado estacionário, a variável manipulada assume um valor $u_e > u_c$, estando o sistema na região oscilatória. Sendo assim, é esperado que as oscilações retornem quando a malha de controle é aberta. Outro detalhe a ser observado, é que a amplitude das oscilações é menor do que a das oscilações iniciais. Isto ocorre porque, sendo a nova abertura do *choke* de produção u_e menor do que a abertura inicial, a amplitude das oscilações se ajustou de acordo com o previsto qualitativamente pelo gráfico de bifurcação (Figura 4.8).

Foi mostrado que o controlador consegue regular a pressão na base do *riser*. A Figura 4.13, por sua vez, mostra o efeito que a estabilização desta pressão tem na vazão de óleo. Nela pode ser visto que, uma vez ligado o controlador, a oscilação de vazão que caracteriza a golfada é suprimida. Quando o controlador é desligado e P_1 volta a oscilar, as golfadas retornam ao sistema. Uma vez que a estabilização de P_1 é suficiente para suprimir as golfadas, esta variável será usada para determinar se o controlador cumpre seu objetivo.

Uma vez estabelecido que o controle consegue eliminar as golfadas, resta determinar em qual faixa de operação ele pode trabalhar. Do ponto de vista de otimização da produção, o máximo é obtido quando $u = 1$, ou seja, o *choke* de produção está completamente aberto. Isto é bastante intuitivo e pode facilmente ser demonstrado através de uma análise da equação 3.8, repetida aqui por praticidade.

$$w_p = K_1 \sqrt{\rho_t (P_2 - P_0)} u$$

Olhando para a equação 4.9 em um tempo t específico, tem-se que K_1 é um parâmetro constante do sistema e tanto ρ_t quanto P_2 são variáveis que não dependem

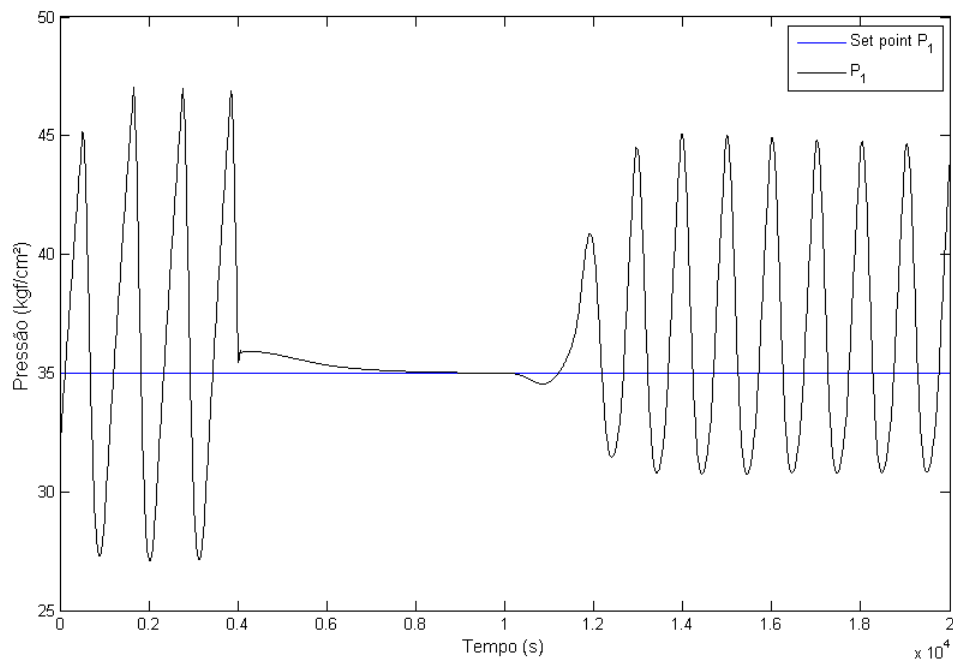


Figura 4.11: Controle PI ligado em $t = 4000 \text{ s}$ e desligado em $t = 10000 \text{ s}$

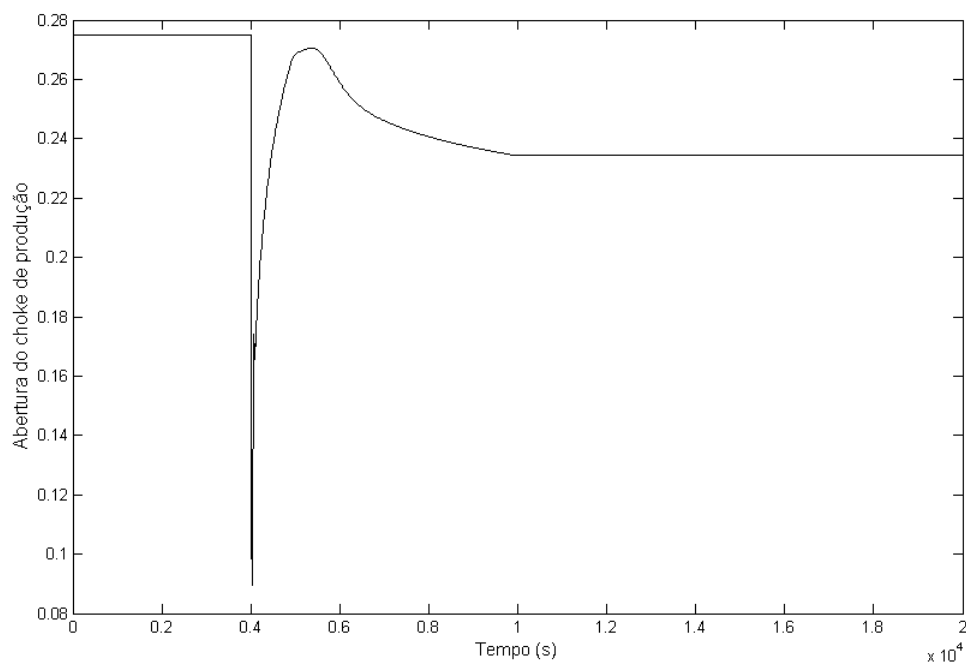


Figura 4.12: *Choke* de produção com o controle PI ligado em $t = 4000 \text{ s}$ e desligado em $t = 10000 \text{ s}$

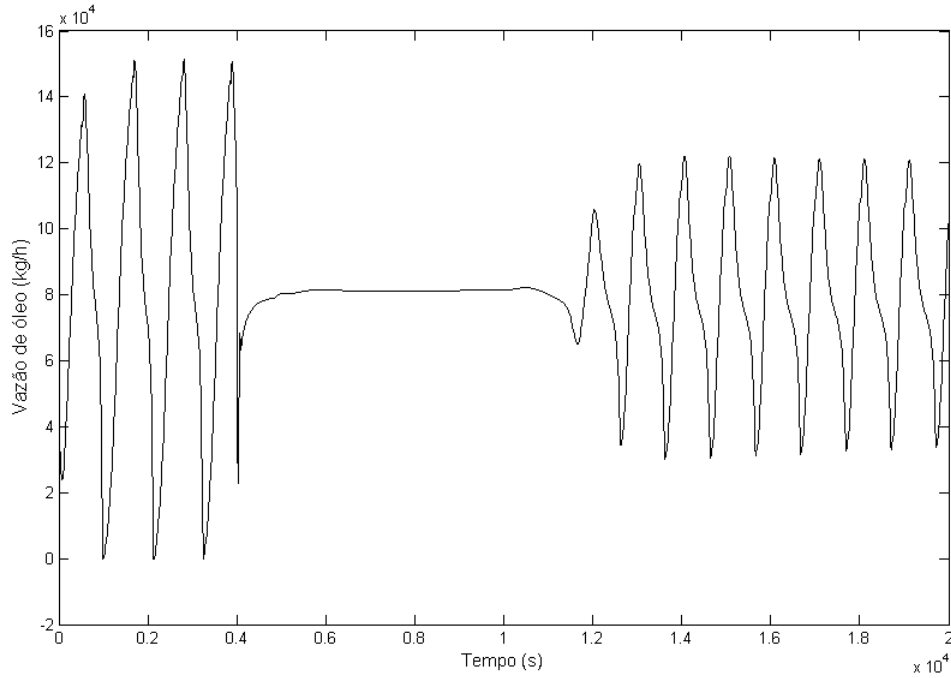


Figura 4.13: Golfada sendo suprimida pelo controle PI ligado em $t = 4000 s$ e retornando quando ele é desligado em $t = 10000 s$

diretamente de u nem de P_0 , sendo estas duas últimas as variáveis independentes passíveis de manipulação por um operador da planta buscando maximizar w_p . Sendo assim, é fácil observar que w_p é diretamente proporcional a u e conseqüentemente tem seu valor maximizado em cada instante de tempo quando $u = 1$.

É importante notar que, mesmo afastado do ponto ótimo, o controlador consegue manter o sistema sem golfadas com uma abertura de *choke* superior a abertura crítica. Tal observação indica um aumento de produção, que será quantificado no capítulo 5.

Para determinar a faixa de operação do sistema e quão próximo do ótimo ele pode chegar, o *set point* de pressão seria reduzido gradualmente até que a variável manipulada atingisse seu limite físico, $u = 1$. No entanto, sendo o sistema dotado de fortes não-linearidades, não se pode garantir que o controlador seja capaz de estabilizar as golfadas para pontos de operação afastados do ponto para qual ele foi sintonizado. A Figura 4.14 confirma esta suspeita, quando alterado o ponto de operação do sistema no instante $t = 10000 s$, o controle não é capaz de manter a estabilidade e o mesmo volta a oscilar em regime de golfadas.

A Figura 4.15 mostra o comportamento da variável manipulada durante a mudança de *set point*. O controle tenta abrir o *choke* de produção para reduzir a pressão na base do *riser*, mas rapidamente a ação do controlador fica saturada, com u chegando ao seu valor máximo. Como consequência, o controle é incapaz de agir

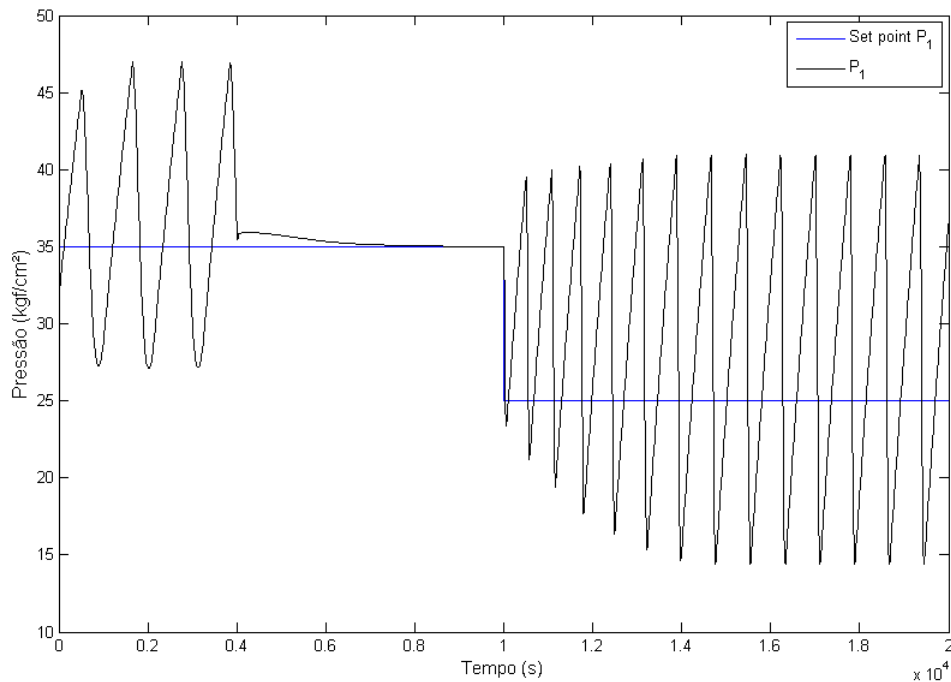


Figura 4.14: Controle PI ligado em $t = 4000$ s com degrau negativo no *set point* em $t = 10000$ s

de forma adequada.

Apesar de ser capaz de manter o sistema estável em um ponto de operação, o controlador PI não consegue rastrear mudanças de *set point*. Portanto, para determinar a faixa de operação em que um controlador PI consegue estabilizar o sistema, é necessário resintonizar tal controlador para cada ponto de operação distinto.

4.1.4 Ressonância do controlador PI

Ainda que o controlador PI não seja capaz de rastrear degraus no *set point*, é necessário verificar a validade do mesmo para uma faixa de operação maior, verificar se é possível atuar em faixas mais próximas do ótimo de produção. Para tanto, o controlador será resintonizado para diferentes pontos de operação, até que o *choke* de produção chegue próximo da sua abertura máxima.

O único objetivo do controle de golfadas é eliminar as oscilações. Não existem objetivos de desempenho para o controlador, o importante é que o sistema seja estabilizado. Portanto, a sintonia do controlador será feita de forma empírica. A sintonia buscará obter, de forma aproximada, o menor valor do ganho proporcional que estabiliza o sistema para aquele ponto de operação. Isto significa que não será garantido que ganhos menores que os obtidos sejam capazes de controlar o sistema, apenas ganhos superiores.

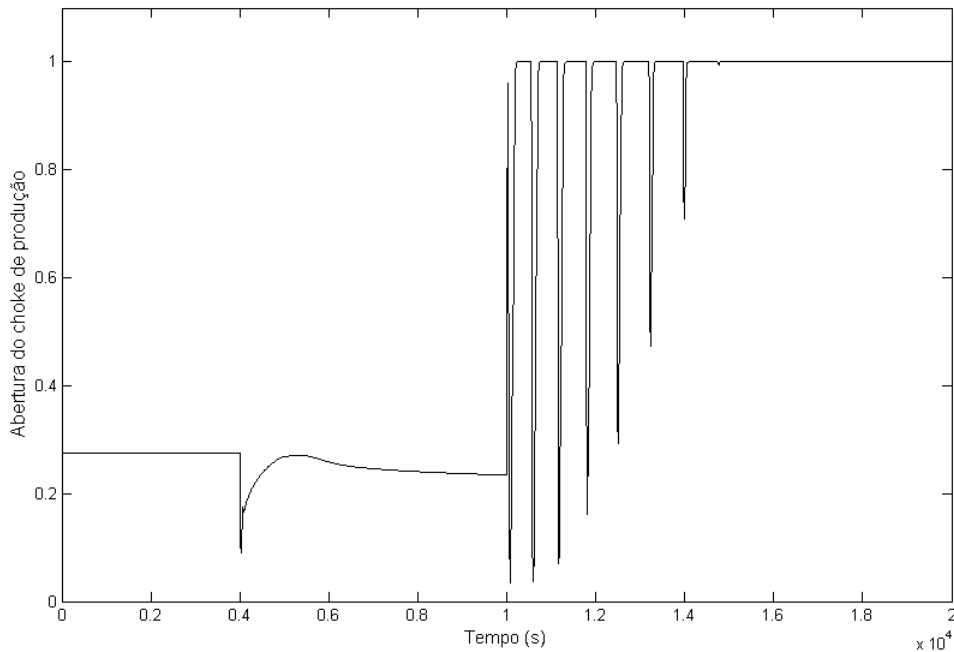


Figura 4.15: *Choke* de produção com o controle PI ligado em $t = 4000 s$ e com degrau negativo no *set point* em $t = 10000 s$

Partindo da sintonia inicial, obtida através de tentativa e erro, o tempo integral T_i será mantido fixo e ganho proporcional K_p será reduzido de 5 em 5 até que o controlador não consiga eliminar as golfadas. Assim, é determinado aproximadamente o menor valor de K_p capaz de estabilizar o sistema para o ponto de operação dado. Para cada novo *set point*, parte-se da sintonia anterior e varia-se K_p como descrito. Devido as características do sistema, é esperado que sejam necessários valores maiores para K_p a medida que o *set point* de pressão seja reduzido.

Considerando o diagrama de bifurcação mostrado na Figura 4.8, o efeito do controlador pode ser interpretado como a redução da diferença entre a pressão máxima (P_{1max}) e a pressão mínima (P_{1min}) até que elas assumam o mesmo valor. Quando isto ocorre, o sistema não oscila mais. Imaginando que P_{1max} diminua gradualmente e que P_{1min} aumente gradualmente, elas se encontram em alguma curva entre os dois valores. Se a variação de ambas for igual, a curva em que $P_{1max} = P_{1min}$, é a curva dada por P_{1med} , onde P_{1med} é a média aritmética entre P_{1max} e P_{1min} . A curva resultante da ação do controlador será semelhante a curva da pressão média, seja ela deslocada para cima ou para baixo, uma vez que a redução de P_{1max} não necessariamente será igual ao aumento de P_{1min} .

A Figura 4.16 sobrepõe à Figura 4.8 a curva de P_{1med} . Utilizando o formato da curva da pressão média como base de análise, é interessante notar que quanto menor o valor desejado para a variável controlada, mais insensível ela fica em relação

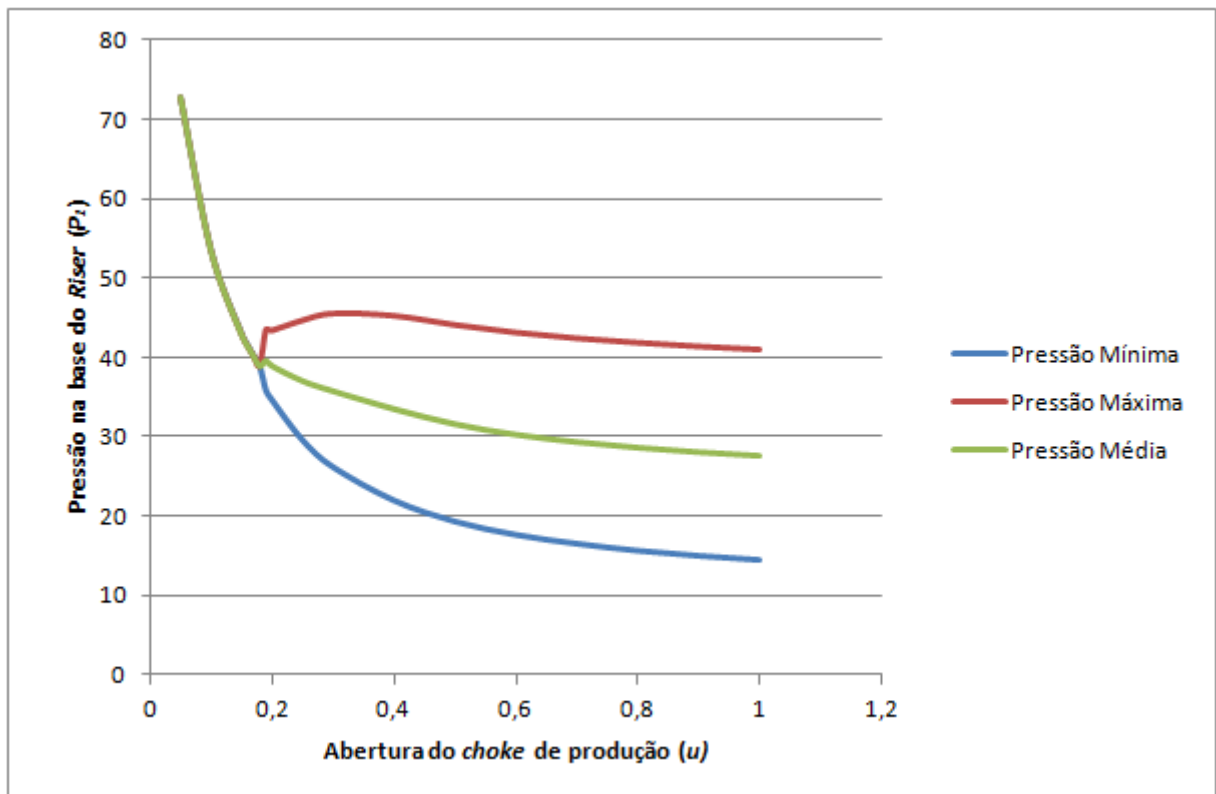


Figura 4.16: Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)

a variável manipulada, antecipando uma dificuldade de se controlar o sistema em pontos de operação de baixa pressão. É esta mudança na sensibilidade que sugere a necessidade de um ganho proporcional maior para o controlador em condições de baixa pressão.

Reduzindo os valores do *set point* e variando o ganho proporcional, o controlador PI foi bem sucedido em eliminar as golfadas em uma faixa de operação maior. A Tabela 4.1 mostra as sintonias obtidas para os diferentes pontos de operação e confirma a necessidade de ganhos maiores para pressões mais baixas. Não foi julgado interessante trabalhar com pressões elevadas, correspondentes a aberturas do *choke* de produção inferiores a 10%, uma vez que estes pontos de operação se encontram na região estável do sistema, onde estrangulamento manual do *choke* é suficiente para levar o sistema para a pressão desejada.

Alterando apenas o ganho proporcional, foi possível resintonizar o controlador de forma a conseguir uma produção sem oscilações para uma abertura máxima de *choke* de produção de $u = 0.881$.

Apenas com a variação de K_p , o controlador consegue manter o sistema estável para um valor elevado de u . No entanto, ainda há margem para se aproximar da abertura máxima do *choke*. Para tanto, será permitida a variação de T_i em conjunto com K_p de modo a aproximar o sistema de seu ótimo de produção.

Um aumento do tempo integral significa uma redução da ação integral, aumen-

<i>Set point (kgf/cm²)</i>	K_p	T_i (s)	<i>Choke</i>
22.4	90	1500	0.8811
22.5	60	1500	0.853743
22.6	60	1500	0.828524
22.7	50	1500	0.805175
22.8	40	1500	0.783472
22.9	40	1500	0.763227
23	40	1500	0.744282
24	15	1500	0.603866
25	10	1500	0.514578
26	5	1500	0.451224
27	5	1500	0.403208
28	5	1500	0.365178
29	5	1500	0.334091
30	5	1500	0.308069
35	5	1500	0.221649
40	5	1500	0.171604
45	5	1500	0.138149
50	2	1500	0.113778
55	1	1500	0.0949334
60	1	1500	0.0794063

Tabela 4.1: Sintonia do controlador PI para diferentes pontos de operação com $T_i = 1500$ s

tando a estabilidade do sistema e reduzindo a intensidade da ação de controle, visto que esta é a soma da ação integral com a ação proporcional, isto significa uma redução da velocidade do controlador. Com o aumento de T_i os valores de K_p necessários para estabilizar o sistema são reduzidos.

A Figura 4.17 compara o comportamento da variável manipulada por dois controladores PI, com sintonias diferentes, para um mesmo valor de *set point*. Nela, pode-se observar que a sintonia com tempo integral maior (curva vermelha) é mais lenta e menos agressiva do que a com tempo integral menor (curva preta). Também é notável a presença de um *overshoot* de u para o caso da sintonia mais rápida, e é justamente este *overshoot* que impediu que se chegasse a pressões mais baixas apenas com a variação do ganho proporcional.

A Figura 4.18 mostra que, ao se tentar chegar a um *set point* de pressão inferior ao mínimo obtido na Tabela 4.1, o *overshoot* na variável manipulada causa a saturação da mesma, fazendo com que o controlador perca a capacidade de estabilizar o sistema. Como o aumento do ganho proporcional deixaria o controle mais agressivo, é necessário aumentar o tempo integral para reduzir a velocidade do controlador e conseguir a estabilização. Portanto, o processo de variação de K_p descrito

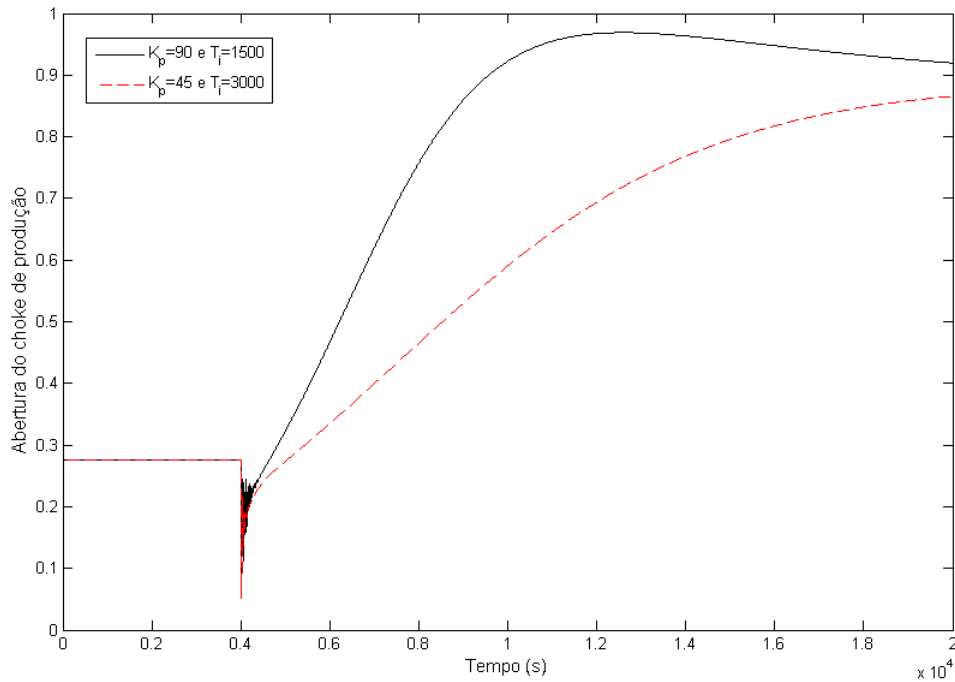


Figura 4.17: Comparação do comportamento da variável manipulada para duas sintonias distintas

previamente será repetido para um valor maior de T_i .

De posse destas ideias, aumentando T_i reduzindo K_p , foi possível estabilizar o sistema para pontos de operação mais baixos, se aproximando ainda mais do ótimo de produção. A Tabela 4.2 resume a sintonia necessária para cada ponto de operação testado. É interessante notar que, para *set points* muito baixos, foi necessário aumentar novamente o valor do tempo integral.

O maior valor de u da Tabela 4.2 é a abertura máxima com a qual o controlador consegue eliminar as golfadas, esta gera a maior produção possível para o sistema em malha fechada. Portanto, tal valor será considerado o valor ótimo para a variável manipulada, este é $u^* = 0.989261$. Considerando a característica da curva de $P_1 \times u$, a redução de P_1 decorrente de um valor de u maior do que o u^* determinado aqui será desprezível. Sendo assim, este valor de u^* pode ser considerado ótimo, correspondendo ao *set point* de pressão mínima e à vazão de produção máxima. A Figura 4.19 mostra a dinâmica da variável controlada para este *set point* de pressão mínima e a Figura 4.20 mostra a variável manipulada. O controlador consegue levar o sistema para o *set point* depois de aproximadamente 4 horas, atingindo a produção máxima para o poço controlado.

Uma vez determinada a faixa de operação do sistema e determinadas as sintonias para vários pontos de operação dentro de tal faixa, é possível construir um gráfico dos valores da variável controlada versus valores da variável manipulada para

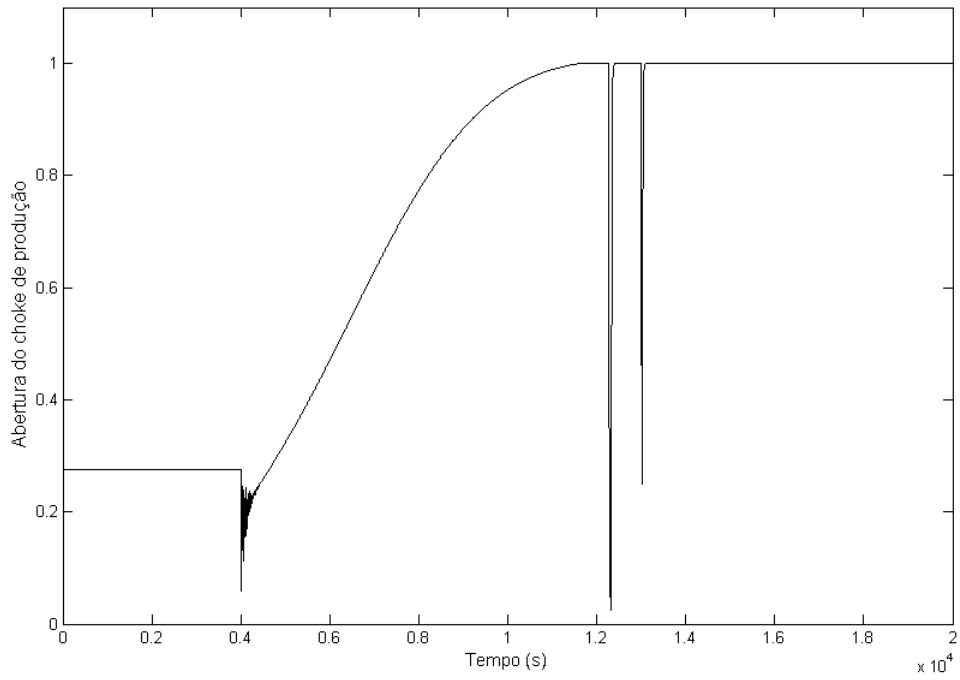


Figura 4.18: Variável manipulada saturando com $T_i = 1500$ s

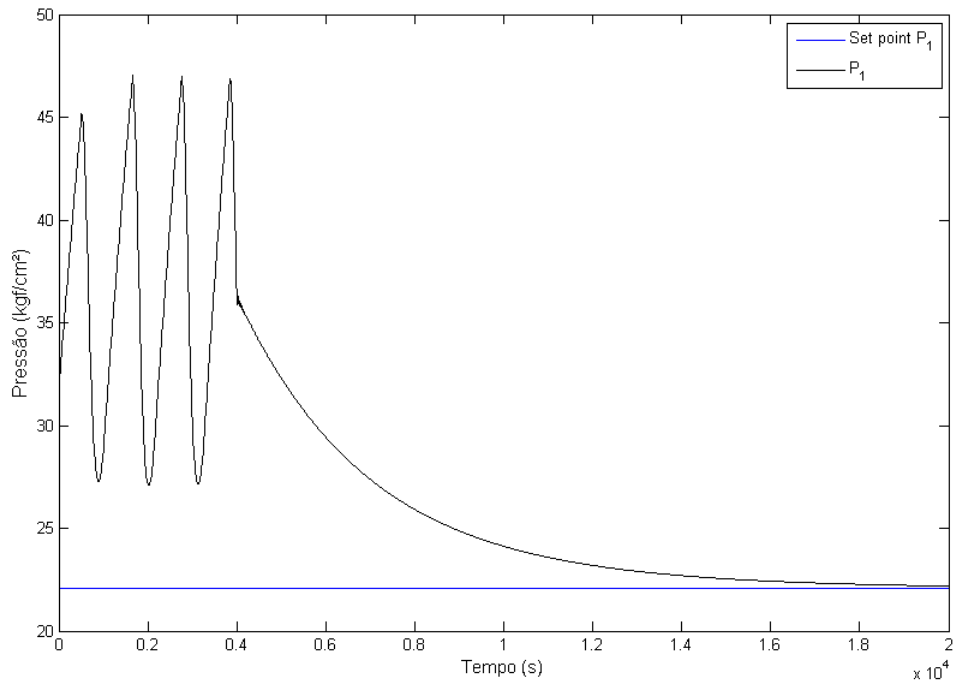


Figura 4.19: Controle PI ligado em $t = 4000$ s com *set point* mínimo

<i>Set point (kgf/cm²)</i>	K_p	T_i (s)	<i>Choke</i>
22.075	85	3000	0.989261
22.1	85	3000	0.979653
22.2	60	2000	0.943606
22.3	50	2000	0.91092
22.4	45	2000	0.8811
22.5	45	2000	0.853743
22.6	40	2000	0.828524
22.7	35	2000	0.805175
22.8	35	2000	0.783472
22.9	30	2000	0.763227
23	30	2000	0.744282
24	15	2000	0.603866
25	10	2000	0.514578
26	5	2000	0.451224
27	5	2000	0.403208
28	5	2000	0.365178
29	5	2000	0.334091
30	5	2000	0.308069
35	5	2000	0.221649
40	5	2000	0.171604
45	5	2000	0.138149
50	2	2000	0.113778
55	1	2000	0.0949334
60	1	2000	0.0794063

Tabela 4.2: Sintonia do controlador PI para diferentes pontos de operação

comparação com o gráfico da bifurcação, apresentado na Figura 4.8. A Figura 4.21 sobrepõe a curva obtida com o sistema em malha fechada com as curvas de pressão máxima, mínima e média. A curva de pressão em malha fechada representa, justamente, o valor do ponto de equilíbrio instável em malha aberta exposto na seção 4.1.2. É interessante observar que a curva em malha fechada, conforme previsto, tem um formato semelhante à curva de pressão média, além de estar sempre abaixo da mesma. Este resultado sugere uma conclusão importante: o sistema em malha fechada consegue operar com pressões menores do que a média do sistema em malha aberta para uma mesma abertura do *choke* de produção, indicando uma produção maior do que a média do sistema em malha aberta. Tal conclusão será quantificada no capítulo 5.

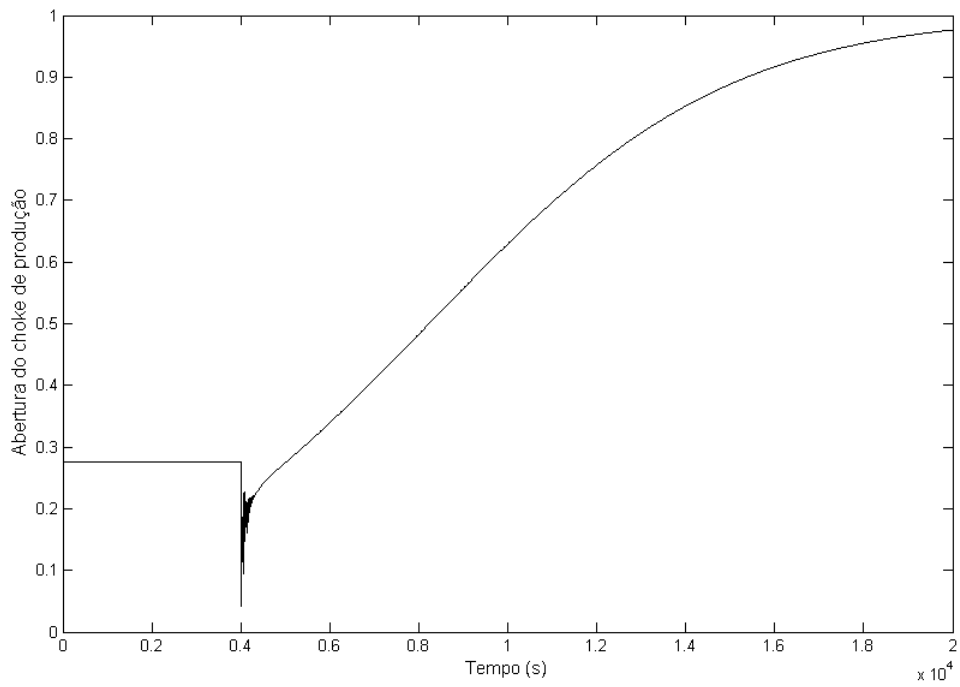


Figura 4.20: Choke de produção com o controle PI ligado em $t = 4000$ s com *set point* mínimo

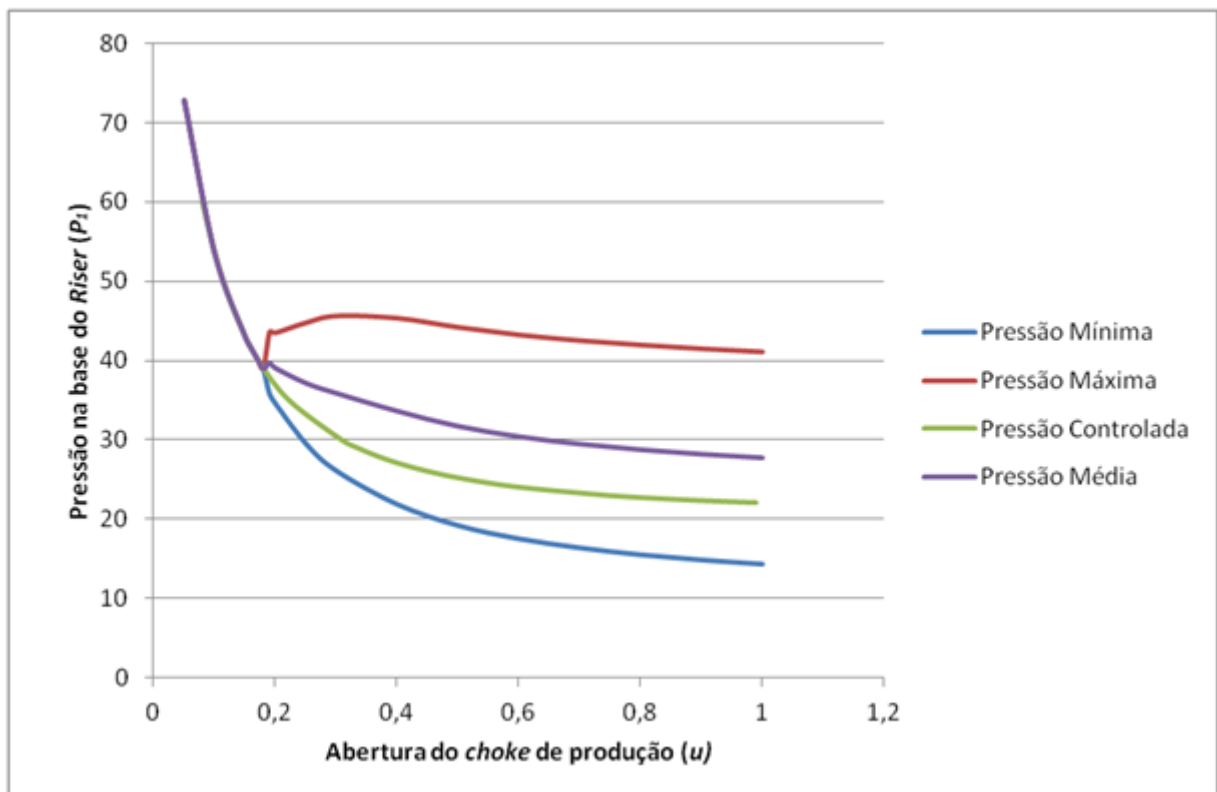


Figura 4.21: Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)

4.2 Ganhos Adaptativos

O controlador PI mostrou-se satisfatório para estabilizar o sistema com golfadas para uma grande faixa de operação. No entanto, ele exige uma sintonia diferenciada para cada *set point* de pressão desejado, como foi mostrado na seção 4.1.4. Nesta seção será proposta uma metodologia para adaptar de forma automática a sintonia do controlador PI como função do *set point* de pressão. Desta forma é esperado que o controlador seja capaz de rastrear degraus referência, assim como eliminar as oscilações.

O primeiro passo para determinar uma lei de adaptação é ter as sintonias necessárias para toda a faixa de operação em que se pretende trabalhar. Para isso, é necessário um bom modelo do sistema, pois as sintonias são determinadas empiricamente, através de simulações.

Na seção 4.1.4, a faixa de operação do sistema foi mapeada e dois possíveis conjuntos de sintonias foram encontrados para o controlador PI. Aqui será utilizada uma mescla das duas sintonias. Observando as duas Tabelas, 4.1 e 4.2, para cada *set point* será escolhida a sintonia com menor valor de K_p . Quando o valor de K_p for igual em ambas as tabelas, será escolhida a sintonia com menor valor de T_i . Desta forma, o ganho proporcional é mantido monotonicamente crescente com a redução do *set point* e o tempo integral só é aumentado, reduzindo a velocidade do controlador, quando necessário.

A Tabela 4.3 mostra o conjunto de sintonias que será utilizado para a geração da lei de adaptação, lembrando que os valores de K_p seriam os mínimos aproximados necessários para a estabilidade. Isto decorre da proposta com base na qual os conjuntos de sintonias foram escolhidos na seção 4.1.4, já que a sintonia buscou obter, de forma aproximada, o menor valor do ganho proporcional que estabilizasse o sistema para cada ponto de operação. Isto significa que não é garantido que ganhos menores que os obtidos sejam capazes de controlar o sistema, apenas ganhos superiores.

Com o objetivo de mostrar o potencial de um controlador com ganhos adaptativos para este problema, será feita a comparação do resultado obtido nas Figuras 4.14 e 4.14 para a mudança de *set point*, onde o sistema voltava a oscilar. No tempo $t = 4000$ s, o controlador é ligado com um *set point* P_{sp} e com a sintonia correspondente determinada na Tabela 4.3. No tempo $t = 10000$ s, é dado um degrau negativo no *set point* e, no tempo $t = 10100$ s a sintonia do controlador é alterada para a sintonia correspondente ao novo *set point*. A sintonia do controlador é alterada um pouco após a mudança do *set point* para evitar ações muito agressivas devido ao salto no erro observado pelo controlador em conjunto com o aumento do ganho proporcional.

A Figura 4.22 compara a resposta obtida pelo controlador que teve sua sintonia reajustada de acordo com a mudança do *set point* com a resposta obtida pelo con-

<i>Set point (kgf/cm²)</i>	K_p	T_i (s)	<i>Choke</i>
22.075	85	3000	0.989261
22.1	85	3000	0.979653
22.2	60	2000	0.943606
22.3	50	2000	0.91092
22.4	45	2000	0.8811
22.5	45	2000	0.853743
22.6	40	2000	0.828524
22.7	35	2000	0.805175
22.8	35	2000	0.783472
22.9	30	2000	0.763227
23	30	2000	0.744282
24	15	1500	0.603866
25	10	1500	0.514578
26	5	1500	0.451224
27	5	1500	0.403208
28	5	1500	0.365178
29	5	1500	0.334091
30	5	1500	0.308069
35	5	1500	0.221649
40	5	1500	0.171604
45	5	1500	0.138149
50	2	1500	0.113778
55	1	1500	0.0949334
60	1	1500	0.0794063

Tabela 4.3: Sintonia final do controlador PI para diferentes pontos de operação

trolador PI sem mudança de sintonia. Nela, pode ser visto que o sistema consegue seguir a mudança de *set point* de forma bastante satisfatória, chegando rapidamente na proximidade da pressão desejada de forma suave e lentamente se aproximando cada vez mais da mesma. Já a Figura 4.23 mostra a comparação da abertura do *choke* de produção para os dois controladores. É interessante notar que o controlador que teve o ganho alterado não chega nem perto da saturação, enquanto o controlador que não foi ressintonizado rapidamente satura a sua ação de controle e perde a capacidade de estabilizar o sistema.

Uma última observação merece ser feita sobre este resultado. Ampliando o gráfico da Figura 4.23 para que se possa observar mais detalhadamente o transitório na mudança de *set point*, pode-se explicar a causa da diferença de comportamento do sistema. A Figura 4.24 mostra que o controlador PI que não foi ressintonizado não atua rápido o suficiente de forma a impedir que a pressão cresça demais. Conforme a pressão cresce, este controlador tenta reduzi-la abrindo mais ainda o *choke* de produção até a saturação, e a partir de então o sistema começa a oscilar descontro-

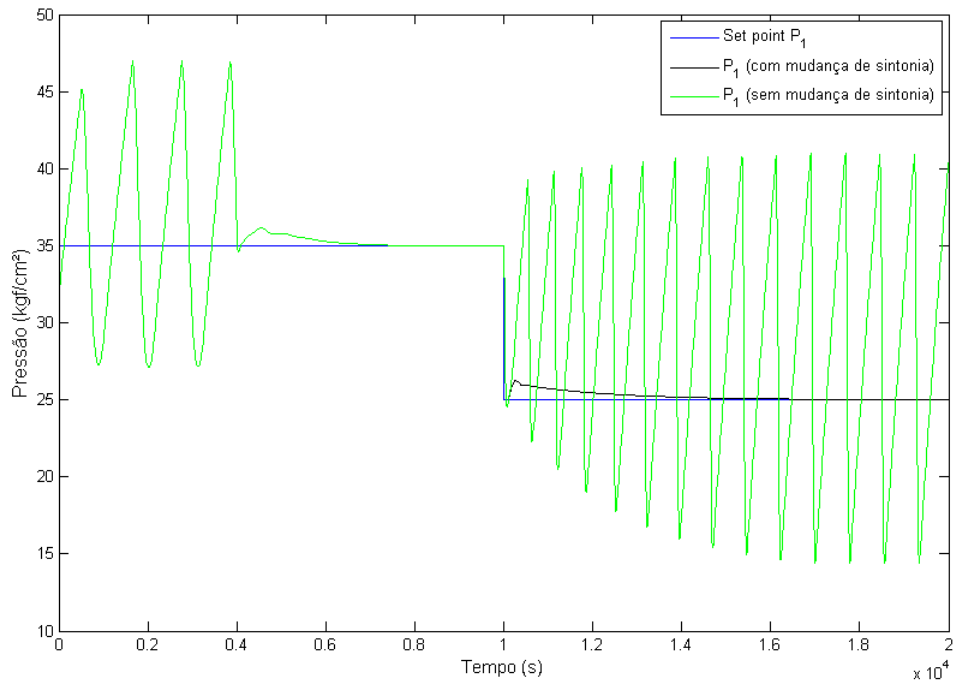


Figura 4.22: Comparação do controlador PI resintonizado em função do *set point* com o controlador PI sem resintonia - Controle ligado em $t = 4000 s$

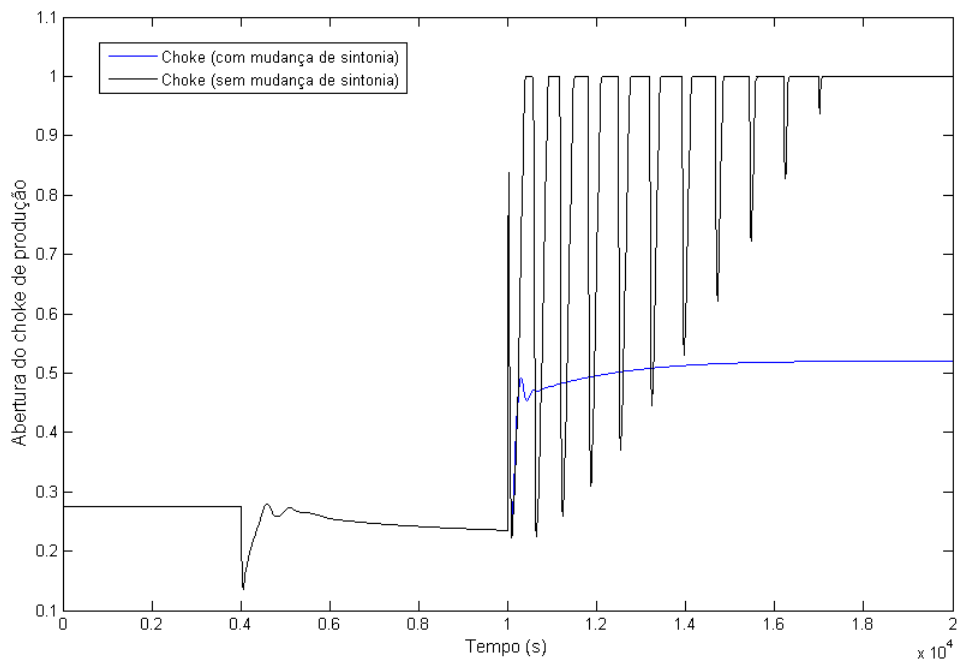


Figura 4.23: Comparação dos *chokes* de produção manipulados pelo controlador PI resintonizado em função do *set point* e pelo controlador PI sem resintonia - Controle ligado em $t = 4000 s$

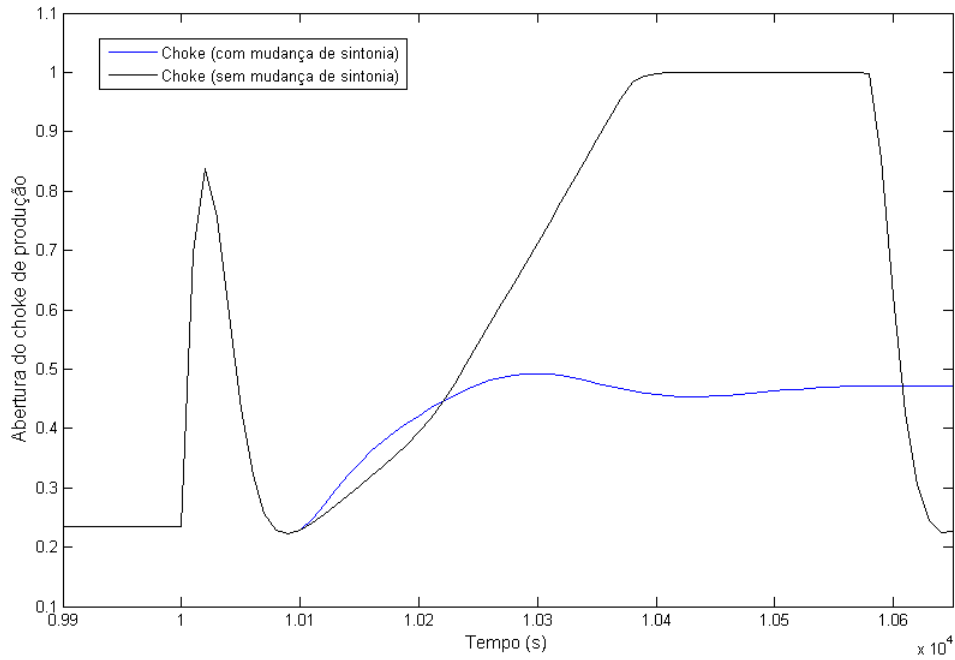


Figura 4.24: Comparação dos transitórios dos *chokes* de produção manipulados pelo controlador PI ressintonizado em função do *set point* e pelo controlador PI sem ressintonia

ladamente. Já o controlador ressintonizado atua de forma mais veloz na abertura do *choke* e dessa forma impede que a pressão cresça demais e que a ação de controle sature.

Os resultados das Figuras 4.22, 4.23 e 4.24 são obtidos através da ressintonia manual do controlador PI. Agora seguirão os passos para automatizar esta mudança através de uma função contínua $K_p = f(P_{sp})$ e do chaveamento entre os valores de T_i utilizados na sintonia. A escolha de apenas chavear entre os valores de T_i em detrimento de se adotar o mesmo procedimento utilizado para o K_p deve-se ao fato de haverem poucos valores para T_i no conjunto de sintonias obtidas.

4.2.1 Obtenção da função de adaptação

Começando pelo ganho proporcional, a curva azul da Figura 4.25 mostra os valores de K_p em função do *set point* de pressão. O formato de curva mais simples que se assemelha aos dados obtidos é uma exponencial. Utilizando o métodos de mínimos quadrados para ajustar uma curva exponencial (F_{mq}) foi obtida a curva verde da Figura 4.25, descrita na equação 4.9.

$$F_{mq} = 263.57e^{-0.101P_{sp}} \quad (4.9)$$

Pode-se observar que os valores de K_p fornecidos pela exponencial obtida pelo

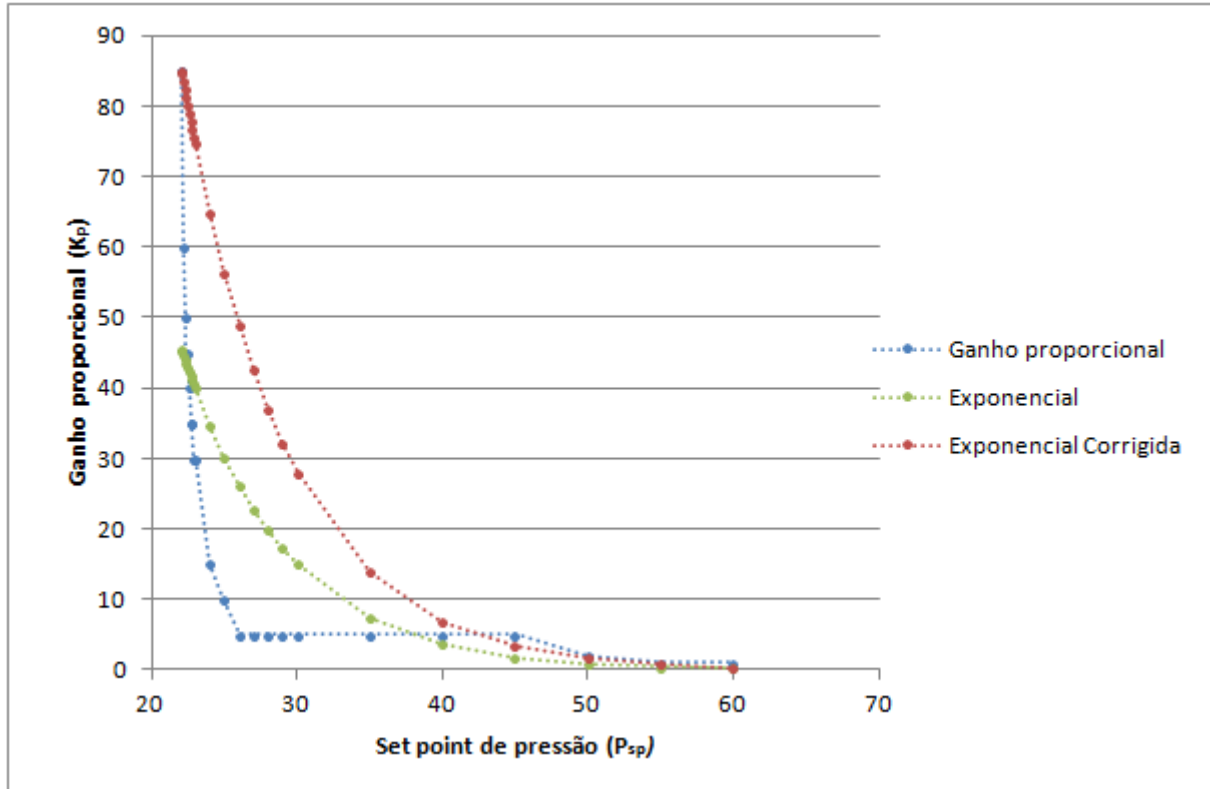


Figura 4.25: Ganho proporcional (K_p) x *Set point* (P_{sp})

método de mínimos quadrados são inferiores aos valores da Tabela 4.3, principalmente para as faixas de baixa pressão, a faixa de operação mais instável do sistema. Portanto, será feita uma correção da curva exponencial, uma vez que o interesse não está em explicar o conjunto de dados, mas sim em reproduzir um formato de curva semelhante, tendo como limites inferiores os próprios dados. Tal correção será feita de forma simples, bastando multiplicar a exponencial por um fator de correção (f_c) e está descrita na equação 4.10.

$$F_{cor} = F_{mq} f_c = 790.15 e^{-0.101 P_{sp}} \quad (4.10)$$

O fator de correção é calculado pela equação 4.11, e é a razão entre o ganho máximo obtido na Tabela 4.3 (K_p^{max}) e o ganho máximo resultante da exponencial (K_{pmq}^{max}).

$$f_c = \frac{K_p^{max}}{K_{pmq}^{max}} \quad (4.11)$$

Partindo para a adaptação do tempo integral, o procedimento será mais simples ainda. Basta verificar na Tabela 4.3 quantos valores diferentes foram utilizados para o tempo integral e realizar o chaveamento entre eles de acordo com o *set point* desejado. Sendo assim, para este caso teremos a seguinte função de adaptação:

$$T_i(P_{sp}) = \begin{cases} 3000 \text{ s} & \text{se } P_{sp} < 22.2 \text{ kgf/cm}^2 \\ 2000 \text{ s} & \text{se } P_{sp} < 24 \text{ kgf/cm}^2 \\ 1500 \text{ s} & \text{caso contrário} \end{cases}$$

As leis de adaptação estão prontas, e um último detalhe será inserido para que o ganho proporcional possa variar de forma contínua, mesmo que o *set point* não o faça. Será introduzido um filtro de primeira ordem entre o ganho proporcional determinado pela função de adaptação $K_p(P_{sp}) = F_{cor}$ e o ganho proporcional utilizado pelo controlador (K_c). Assim, o ganho proporcional do controlador passa a apresentar uma dinâmica descrita pela equação 4.12, com ganho estático igual a 1 e constante de tempo como parâmetro de ajuste do controlador. Neste caso, foi utilizado $\tau_p = 100 \text{ s}$.

$$K_p = \frac{1}{\tau_p s + 1} \quad (4.12)$$

Este controlador descrito até aqui é capaz de levar o sistema até os extremos da sua faixa de operação, como pode ser visto na Figura 4.26, onde o controlador se mostra capaz de manter o sistema estável através de quatro pontos de operação diferentes, sempre atingindo o *set point*. A Figura 4.27 mostra o comportamento do *choke* de produção para controlar o sistema.

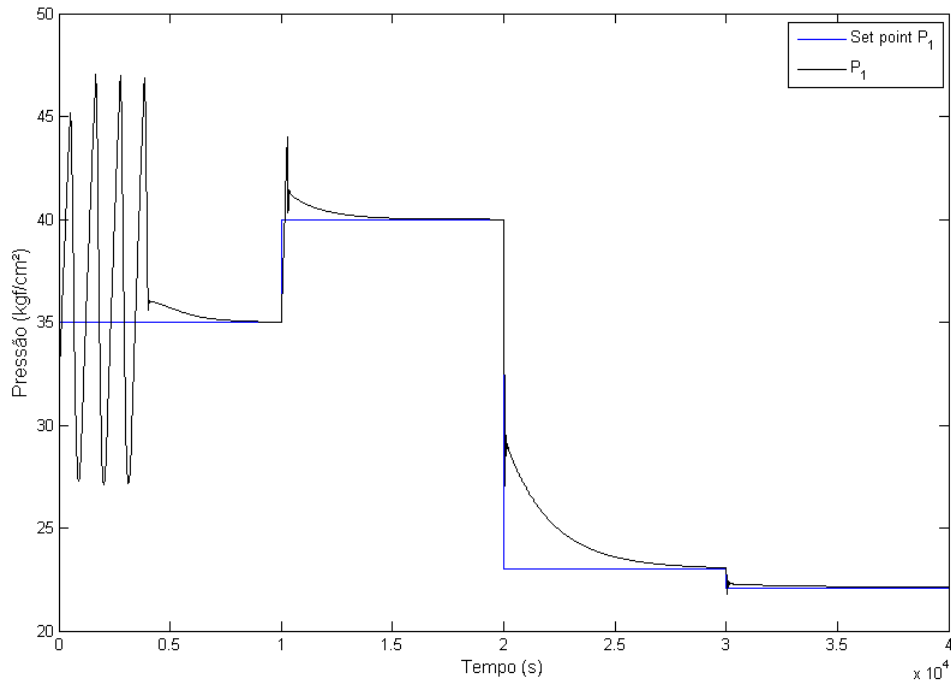


Figura 4.26: Controle PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000 \text{ s}$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes

O comportamento dos parâmetros do controlador durante a sequência de mudanças de *set point* podem ser vistos nas Figuras 4.28 e 4.29. Na Figura 4.28, o ganho proporcional apresenta o comportamento de um sistema de primeira ordem, devido à dinâmica introduzida pela equação 4.12 e passeia por todo o domínio da função de adaptação exponencial F_{cor} . Já a Figura 4.29 mostra que as mudanças de *set point* cobriram as três faixas existentes para o tempo integral e o controlador chaveou entre as três sem dificuldades

Foi visto aqui que um controlador PI com ganhos adaptativos é capaz de oferecer uma robustez maior ao sistema de controle de golfadas, sendo capaz de ampliar a faixa de operação do controlador PI padrão simplesmente através da resintonia automática do mesmo. Outro resultado interessante visto aqui foi a descoberta de que uma curva de formato exponencial é capaz de fornecer uma função de sintonia para o ganho proporcional do controlador PI. Para resumir a metodologia de aplicação do controlador adaptativo, seguem as etapas:

- Através de simulações, criar uma tabela identificando as sintonias do controlador PI para toda a faixa de operação de pressão desejada buscando valores mínimos para o ganho proporcional. Relacionando *set point*, ganho proporcional e tempo integral como na Tabela 4.3.
- Através do método dos mínimos quadrados, determinar uma curva exponencial que se ajuste aos valores do ganho proporcional em função do *set point* de pressão.
- Calcular o fator de correção dado pela equação 4.11.
- Multiplicar a exponencial obtida por mínimos quadrados pelo fator de correção obtendo assim a lei de adaptação para o ganho proporcional.
- Aplicar um filtro de 1ª ordem entre o ganho proporcional calculado e o ganho passado para o controlador PI.
- Programar na plataforma desejada a variação do ganho proporcional em função do *set point* usando a lei de adaptação obtida e programar o chaveamento entre os tempos integrais existentes na tabela.

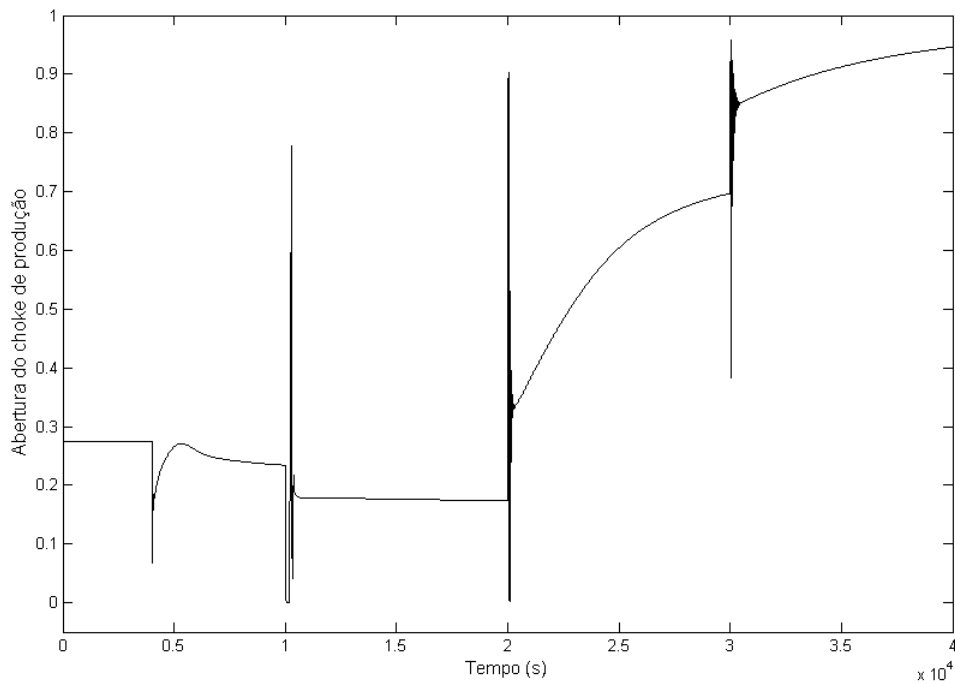


Figura 4.27: *Choke* de produção manipulado pelo controlador PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000\text{ s}$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes

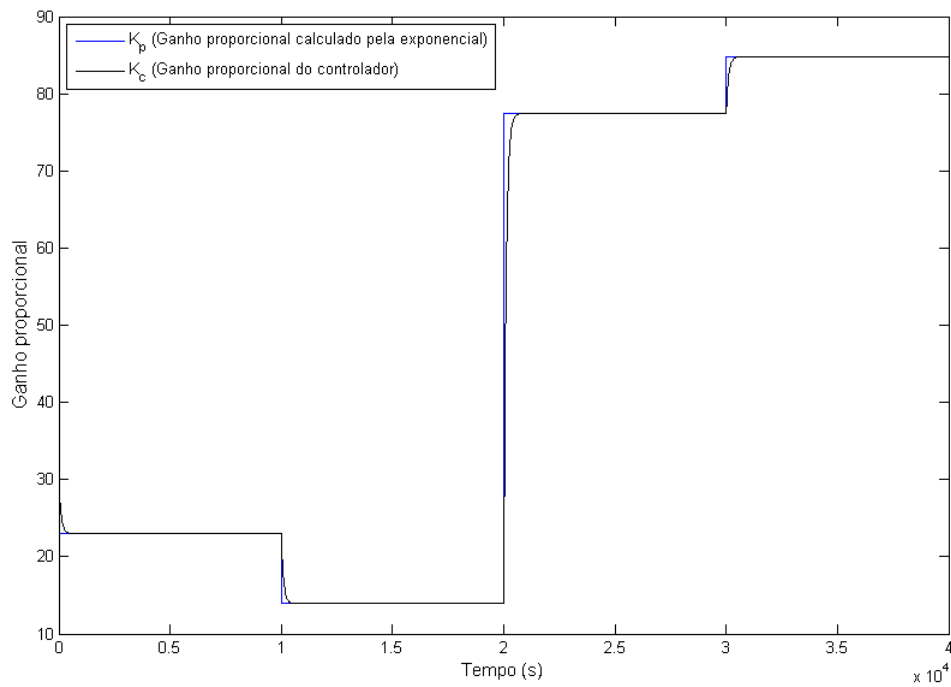


Figura 4.28: Comportamento do ganho proporcional do controlador PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000\text{ s}$ levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes

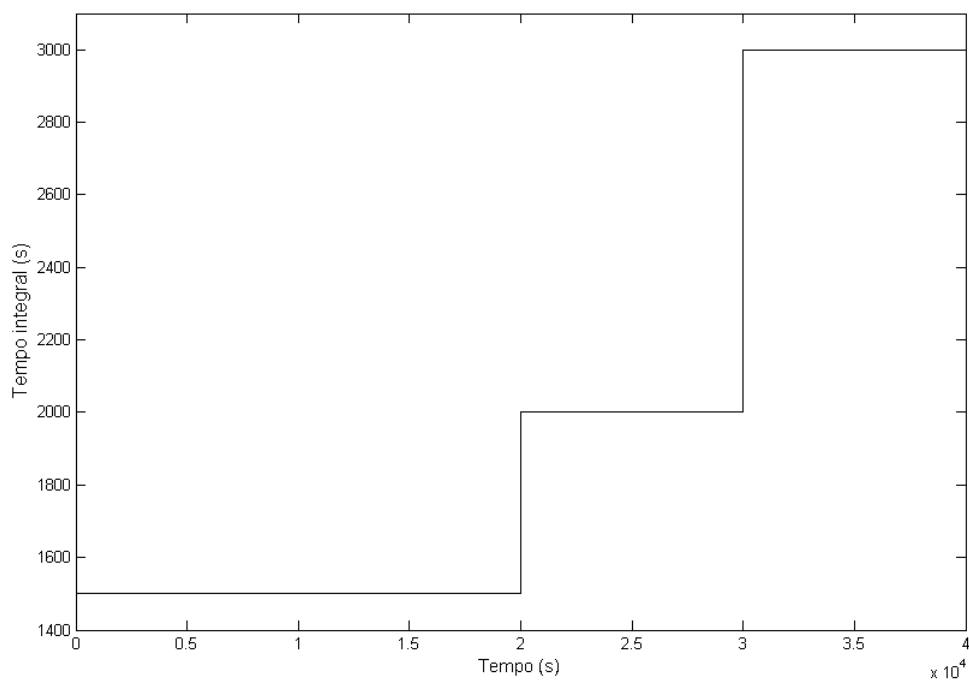


Figura 4.29: Comportamento do tempo integral do controlador PI com ganhos adaptativos ligado em $t = 4000$ s levando o sistema para o quatro pontos de operação diferentes

Capítulo 5

Avaliação dos resultados

Até agora, foi apresentado o problema das golfadas severas, os modelos escolhidos e integrados para reproduzi-lo dentro do processo de produção de uma plataforma *offshore* e duas estratégias de controle que buscam solucionar o problema através da estabilização de tais golfadas. Neste capítulo, os resultados obtidos serão quantificados do ponto de vista da produção, buscando mostrar o benefício econômico que a presença de um controle de golfadas pode trazer para uma plataforma. Além de se quantificar o efeito na produção, também será dada atenção ao efeito que o controle tem na qualidade da separação de água e óleo no separador trifásico. Por fim, será feita a adição de outro poço golfador do modelo com o intuito de avaliar o impacto do controle em mais de um poço simultaneamente.

5.1 Avaliação da produção

A variável mais importante para se avaliar do ponto de vista econômico é a produção de óleo, pois este é sem dúvidas o produto mais valioso do processo produtivo, causando o maior impacto econômico. A avaliação será feita levando em consideração apenas a produção do poço golfador, comparando a produção em malha aberta com a produção em malha fechada. Uma vez que só é desejado comparar a produção em estado estacionário, o controlador PI com ganhos adaptativos é igual ao controlador PI, pois seus ganhos já assumiram os valores fixos correspondentes a cada ponto de operação. Em função disso, apenas a produção obtida com controlador PI com sintonia adaptativa será comparada com a produção em a malha aberta.

Rodando simulações para diferentes aberturas do *choke* de produção em malha aberta, e para diferentes *set points* de pressão para o caso da malha fechada, é possível construir um gráfico da produção média de óleo em estado estacionário em função da abertura do *choke* de produção para ambos os casos. A Figura 5.1 compara a produção média em malha aberta com a produção média em malha fechada. Nela, fica claro que a produção média em malha fechada é superior à produção média

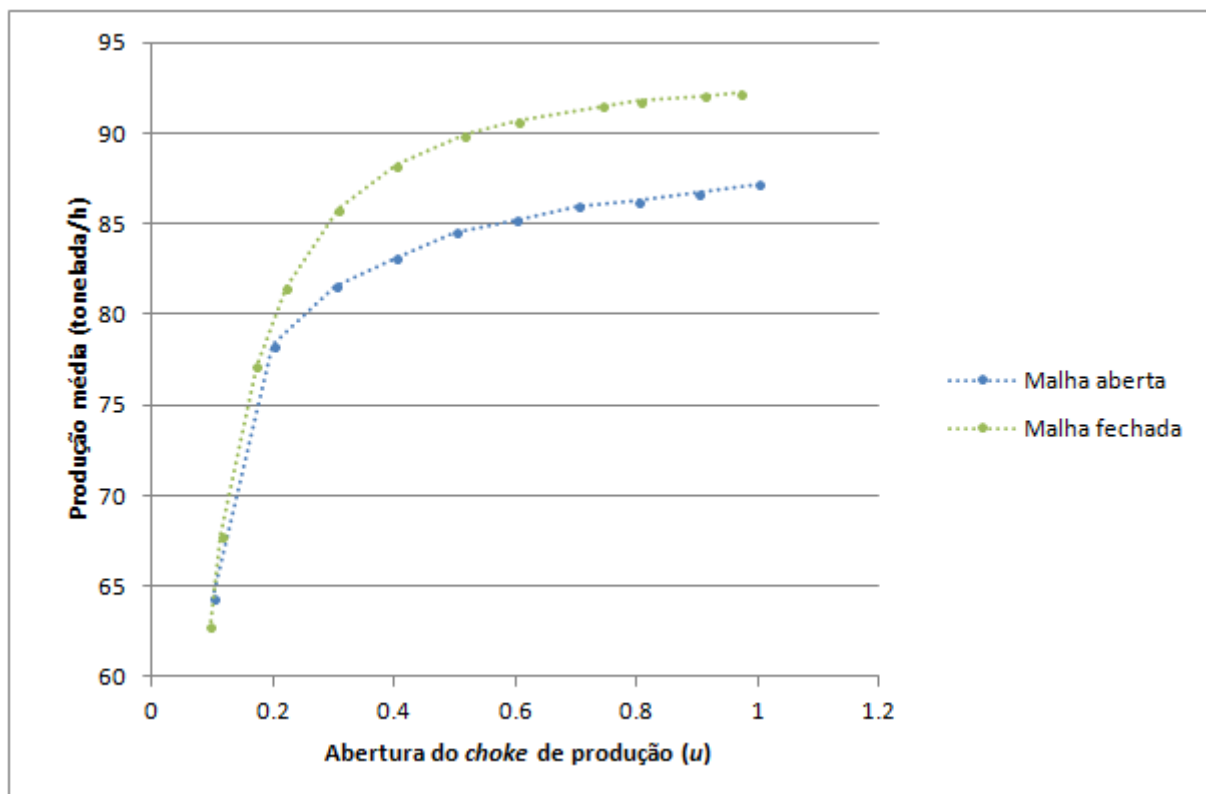


Figura 5.1: Produção média x Abertura do *choke* de produção

em malha aberta para qualquer abertura do *choke* de produção, com destaque para aberturas grandes.

Para quantificar melhor este resultado e traduzi-lo em termos financeiros, quatro hipóteses serão analisadas comparando a operação em malha aberta com a operação em malha fechada. São elas:

1. A plataforma operava de forma segura em malha aberta e o controlador opera com pressão mínima.
2. A plataforma operava com produção máxima em malha aberta e o controlador opera com pressão mínima.
3. A plataforma operava de forma segura em malha aberta e o controlador opera em uma faixa segura.
4. A plataforma operava com produção máxima em malha aberta e o controlador opera em uma faixa segura.

Quando é dito que a plataforma opera de forma segura quer dizer que ela opera sem golfadas e com baixa produção devido ao estrangulamento do *choke*. Quando é dito que ela opera com produção máxima, significa que o *choke* de produção

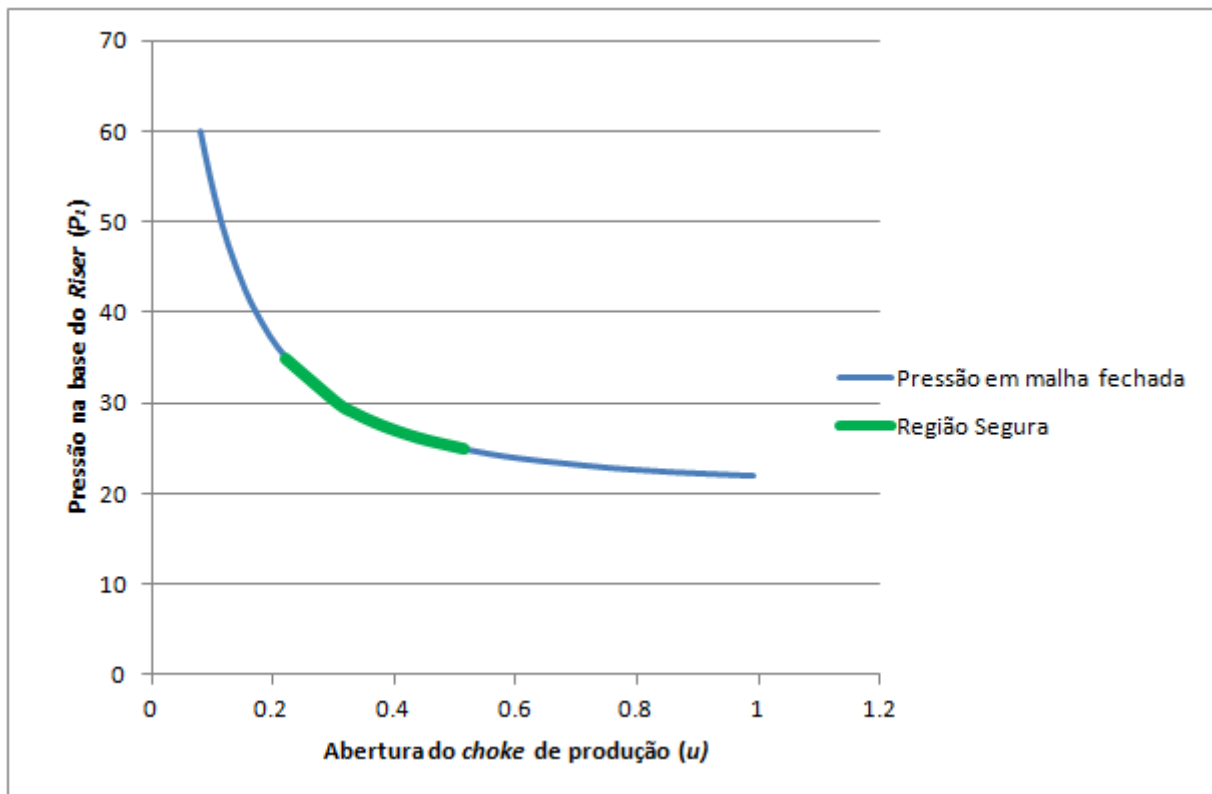


Figura 5.2: Variável controlada (P_1) x Variável manipulada (u)

fica completamente aberto sem preocupação com a presença de golfadas. Já para o controlador, operar em uma faixa segura significa operar ainda na região instável, no entanto, fora de faixas que requerem um ganho muito elevado. Este será um ponto de operação sub-ótimo, acima da pressão mínima conseguida pelo controlador, de forma a manter a variável manipulada longe da saturação para que ela tenha capacidade de lidar com possíveis perturbações. Este ponto de operação abre mão da produtividade em troca de maior robustez. Por outro lado, quando opera com a pressão mínima, o controlador leva o sistema muito próximo ao limite de produção, com o *choke* de produção quase 100% aberto.

A região considerada segura dependerá da experiência dos operadores de cada poço individualmente. Para este sistema, a região segura será bastante conservadora, permitindo no máximo, que o *choke* de produção permaneça, em estado estacionário, com uma abertura em torno de 50%. Como já identificado na seção 4.1.1 este poço começa a golfar a partir de uma abertura de *choke* de aproximadamente 18%. Portanto, da Tabela 4.3, que relaciona *set point* e *choke*, é retirado um subconjunto de pontos de operação que mantém o sistema controlado dentro da faixa desejada, vide a Tabela 5.1. A Figura 5.2 destaca a região segura no gráfico de variável controlada por variável manipulada em malha fechada.

<i>Set point (kgf/cm²)</i>	<i>Choke</i>
25	0.514578
26	0.451224
27	0.403208
28	0.365178
29	0.334091
30	0.308069
35	0.221649

Tabela 5.1: Faixa segura

5.1.1 Hipótese 1

A primeira hipótese considera o caso em que antes de aplicado o controle de golfadas a plataforma operava com o *choke* de produção do poço golfador estrangulado de forma a evitar as golfadas, reduzindo sua produção como consequência. Como visto na seção 1.1, esta é uma solução comum, utilizada quando a plataforma não tem condições de lidar com as golfadas. Após fechada a malha de controle, o ponto de operação desejado é o de pressão mais baixa alcançada pelo controlador, de modo a maximizar a produção. Esta é a hipótese que apresentará o maior ganho, visto que a produção não era máxima em malha aberta e passa a ser máxima com a malha fechada. A Figura 5.3 mostra os pontos de operação testados nas curvas de produção média. Nela já fica claro que o ponto de operação do sistema em malha fechada é superior ao de malha aberta.

A Tabela 5.2 resume o resultado econômico obtido. Em malha aberta, a produção média era de 78.0677 toneladas de óleo por hora. Uma vez fechada a malha de controle, desconsiderando o período transitório, a produção média em estado estacionário passa a ser de 92.2574 toneladas de óleo por hora. Este aumento de produção de 14.1897 toneladas de óleo por hora, pode ser traduzido em um ganho de aproximadamente 231241 dólares por dia. O que em termos relativos, corresponde a um aumento de 18.18% na produção.

Produção média:	(t/h)	(t/dia)	(barril/dia)	(US\$/dia)
Malha aberta:	78.07	1873.62	12755.44	1272227.44
Malha fechada:	92.26	2214.18	15073.89	1503469.37
Diferença bruta:	14.19	340.55	2318.45	231241.93
Diferença percentual:	18.18%			

Tabela 5.2: Hipótese 1

O ganho de produção obtido nesta situação mostra o potencial máximo do controle de golfadas. Este é obtido quando aplicado em uma plataforma que não é capaz de tratar as golfadas e quando se consegue trabalhar com o controlador em

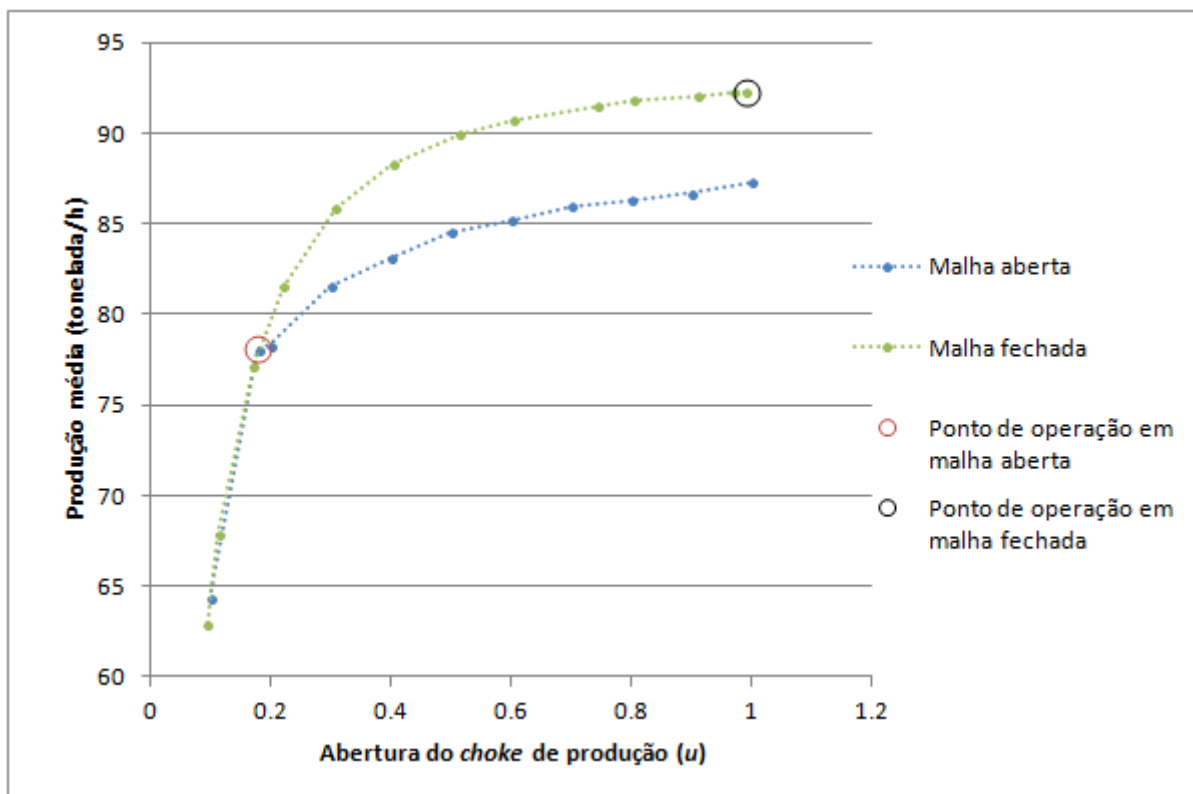


Figura 5.3: Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 1

seu limite. Para tanto, é necessário garantir que todo o sistema de produção esteja muito bem controlado, visto que pequenas perturbações podem atrapalhar o controlador, causar a saturação da variável manipulada e a incapacidade de se controlar as golfadas. Este caso é, portanto, um caso ideal, fora da realidade, já que é impossível garantir que o controlador não será perturbado em um sistema real. No entanto, serve para mostrar o benefício máximo que se pode conseguir com o controle de golfadas e motivar o aperfeiçoamento do controlador de forma a se aproximar cada vez mais desta operação ideal.

5.1.2 Hipótese 2

A segunda hipótese considera o caso em que a plataforma tem capacidade de amortecer as golfadas devido ao tamanho do seu separador. Desta forma, mesmo em malha aberta, o poço golfador é operado com produção máxima, o *choke* de produção fica completamente aberto e todo o sistema de produção oscila devido as golfadas. Quando fechada a malha do controle de golfadas, o sistema passará a operar com o menor *set point* de pressão possível, de modo a conseguir a produção máxima. A Figura 5.4 mostra os pontos de operação testados nas curvas de produção média. Mais uma vez, já é possível identificar que o sistema em malha fecha

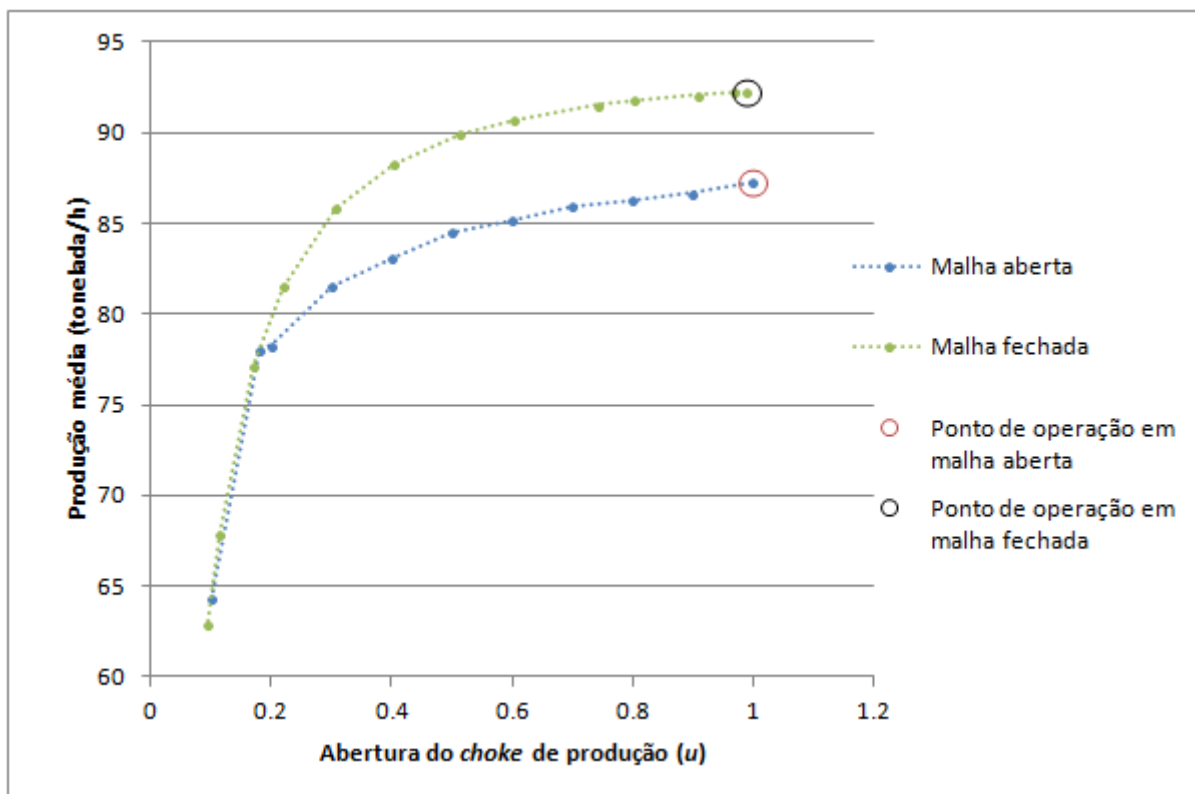


Figura 5.4: Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 2

apresenta uma produção maior.

Para quantificar esta diferença na produção, a mesma abordagem da hipótese 1 será utilizada. A Tabela 5.3 resume os resultados obtidos. Em malha aberta, a produção média era de 87.2958 toneladas de óleo por hora, sendo esta a máxima possível. Quando fechada a malha de controle de golfadas, a produção média em estado estacionário passa a ser de 92.2574 toneladas por hora, sendo esta a produção máxima obtida com o controle de golfadas. O aumento obtido para este caso é de 4.9616 toneladas de óleo por hora, ou seja, um ganho econômico de aproximadamente 80856 dólares por dia. Isto corresponde a um ganho relativo de 5.68%.

Produção média:	(t/h)	(t/dia)	(barril/dia)	(US\$/dia)
Malha aberta:	87.30	2095.10	14263.21	1422612.83
Malha fechada:	92.26	2214.18	15073.89	1503469.37
Diferença bruta:	4.96	119.08	810.67	80856.53
Diferença percentual:	5.68%			

Tabela 5.3: Hipótese 2

O ganho de produção obtido neste caso é consideravelmente menor do que o obtido na primeira hipótese, mas ainda é um ganho bastante significativo. Este é obtido quando a produção máxima em malha aberta é comparada com a produção

máxima em malha fechada. No entanto, assim como na hipótese 1, esta situação trata de um caso ideal, onde o controlador de golfadas trabalha no seu limite. Mais uma vez, esta hipótese serve para motivar o aperfeiçoamento do controlador, de modo que o mesmo seja mais robusto e capaz de trabalhar próximo ao seu limite.

5.1.3 Hipótese 3

A terceira hipótese tratará de um caso mais próximo da realidade. Nela, assim como na primeira hipótese, a plataforma não tem condições de lidar com golfadas e por isso trabalha com o *choke* de produção estrangulado, evitando as oscilações e reduzindo a produção. No entanto, quando a malha de controle é fechada o controlador trabalha em uma faixa segura, onde ele é capaz de lidar com perturbações sem arriscar a saturação da variável manipulada. Para avaliar a faixa de operação, a produção média em malha aberta será comparada com os dois extremos da faixa de operação. Esta hipótese será dividida em dois casos. No caso inferior será tratado o ponto de operação de menor produção, e no caso superior o ponto de operação de maior produção dentro da faixa segura. A Figura 5.5 mostra o pontos de operação em malha aberta e em malha fechada, para o caso inferior e superior. Pode-se observar que, tanto para o caso inferior quanto para o caso superior, o ponto de operação em malha fechada apresenta uma produção média maior do que para o caso em malha aberta.

Começando pelo caso inferior, a Tabela 5.4 resume os resultados obtidos. Em malha aberta a produção média era de 78.0677 toneladas de óleo por hora. A malha de controle é fechada com o *set point* de pressão de máximo pertencente a região de operação segura, determinado na Tabela 5.1. Este ponto de operação corresponde, em estado estacionário, à menor abertura de *choke* testada em malha fechada, estando ela bastante próxima da abertura de 18% a partir da qual o sistema começa apresentar golfadas. Nestas condições, a produção em malha fechada passa a ser de 81.5713 toneladas de óleo por hora, gerando um ganho de aproximadamente 57096 dólares por dia. Isto representa um aumento relativo de 4.49% da produção média.

Produção média:	(t/h)	(t/dia)	(barril/dia)	(US\$/dia)
Malha aberta:	78.07	1873.62	12755.44	1272227.44
Malha fechada:	81.57	1957.71	13327.89	1329323.73
Diferença bruta:	3.50	84.09	572.45	57096.29
Diferença percentual:	4.49%			

Tabela 5.4: Hipótese 3: Caso inferior

Para o caso superior, os resultados estão resumidos na Tabela 5.5. O ponto de

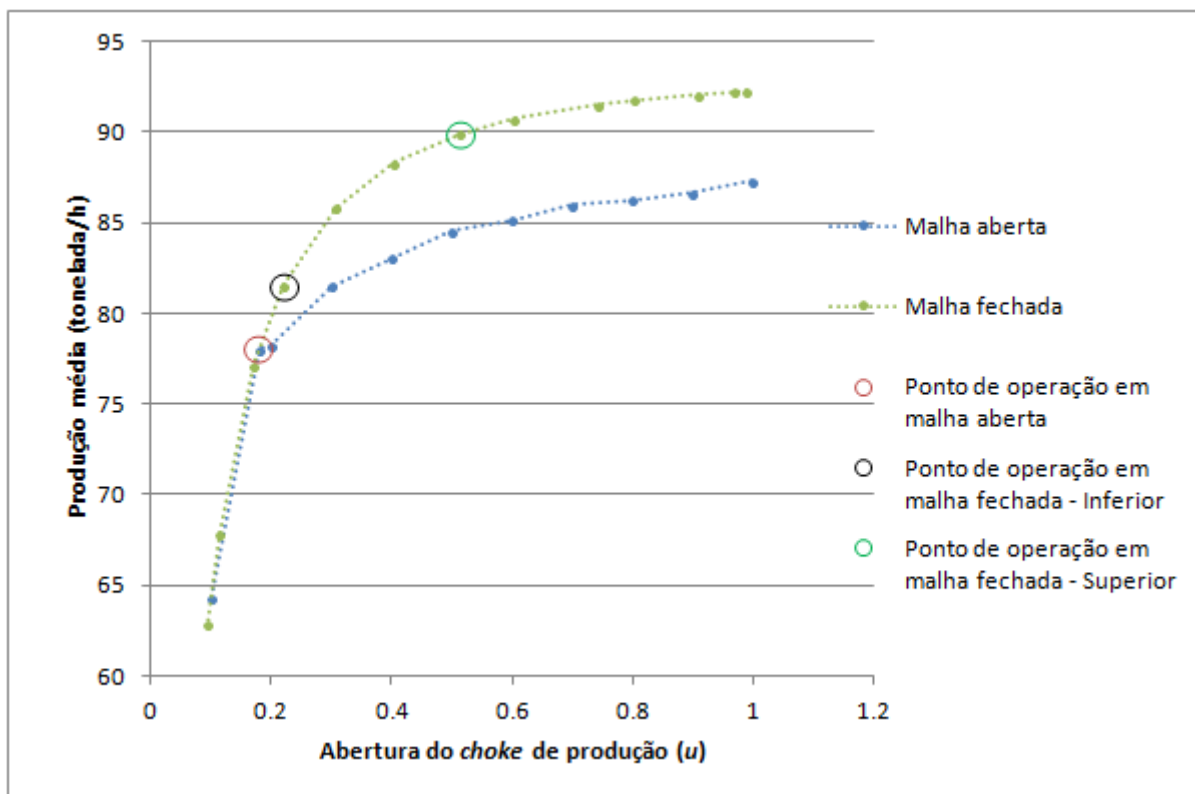


Figura 5.5: Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 3

operação em malha aberta é o mesmo que para o caso inferior, no entanto, em malha fechada o ponto de operação se encontra no limite superior da região segura. Sendo assim, o *set point* do controlador é o menor valor de pressão dentro da faixa permitida, ou seja, olhando a Tabela 5.1 isto corresponde à maior abertura de *choke* determinada como segura para operação em malha fechada. Como o ponto de operação em malha aberta não mudou, a produção média é exatamente a mesma que a encontrada para o caso inferior. Já para o novo ponto de operação em malha fechada, a produção média em estado estacionário passou a ser de 89.9208 toneladas de óleo por hora. Esta produção gera, por sua vez, um ganho bruto de aproximadamente 193163 dólares por dia, um ganho relativo de 15.18% na produção.

Produção média:	(t/h)	(t/dia)	(barril/dia)	(US\$/dia)
Malha aberta:	78.07	1873.62	12755.44	1272227.44
Malha fechada:	89.92	2158.10	14692.11	1465391.05
Diferença bruta:	11.85	284.47	1936.67	193163.61
Diferença percentual:	15.18%			

Tabela 5.5: Hipótese 3: Caso superior

O caso avaliado nesta terceira hipótese é, diferente das hipóteses 1 e 2, bastante próximo da realidade. A plataforma não tem condições de lidar com golfadas e,

portanto trabalha com o *choke* estrangulado e uma vez que o controle de golfadas é implementado, o mesmo trabalha em uma faixa confortável, onde tem ganhos baixos e é capaz de lidar com perturbações, prezando pela estabilidade do sistema de produção. Mesmo não trabalhando em seu limite, o controle apresenta ganhos tanto para o caso inferior quanto para o caso superior. O ganho para o caso superior é muito impressionante, principalmente se comparado ao ganho máximo passível de ser obtido pelo controlador, determinado pela hipótese 1. O caso superior apresenta um ganho relativo de 15.18% com o controlador trabalhando em uma faixa segura, enquanto que, no caso ideal em que o controlador trabalha no limite, o ganho é de 18.18%. Ou seja, o benefício de se trabalhar fora da região de operação segura do controlador é de apenas 3%. Lembrando que neste trabalho a região segura adotada foi bastante conservadora, o ganho de produção que realmente poderia ser obtido é ainda maior. Este resultado mostra que a implementação de um controle de golfadas em uma plataforma que não tem a capacidade de trabalhar com poços golfadores pode trazer enormes ganhos para a produção da mesma.

5.1.4 Hipótese 4

Por fim, a hipótese 4 tratará do caso em que a plataforma tem um separador grande o suficiente para amortecer as golfadas e portanto trabalha com sua produção máxima em malha aberta. Quando a malha for fechada, o sistema será operado em uma região segura para o controlador, sendo este um ponto de operação sub-ótimo para a malha fechada. Esta hipótese se aproxima da realidade na mesma medida que a hipótese 3 e a análise será realizada da mesma maneira, através da separação em dois casos. Novamente, o caso inferior considerará a operação no limite inferior, e o caso superior tratará do limite superior da região segura. A Figura 5.6 mostra os pontos de operação que serão comparados nas curvas de produção média. Neste caso, pode-se observar que para o caso inferior, a produção média em malha fechada é menor do que a produção em malha aberta, no entanto, no caso superior, a produção média em malha fechada supera a produção em malha aberta.

Para o caso inferior, a Tabela 5.6 resume os resultados. A produção média em malha aberta era de 87.2958 toneladas de óleo por hora, que é a produção máxima deste poço sem controle de golfadas. Com o controlador trabalhando no limite inferior da região segura, a produção média é de 81.5713 toneladas de óleo por hora. Neste caso, devido à redução da produção, há um prejuízo direto de aproximadamente 93289 dólares por dia. Em termos relativos, houve uma redução de 6.56% na produção.

Para o caso superior, a Tabela 5.7 resume os resultados. Aqui, a produção média em malha aberta é mesma da apresentada no caso superior. No entanto, com a malha

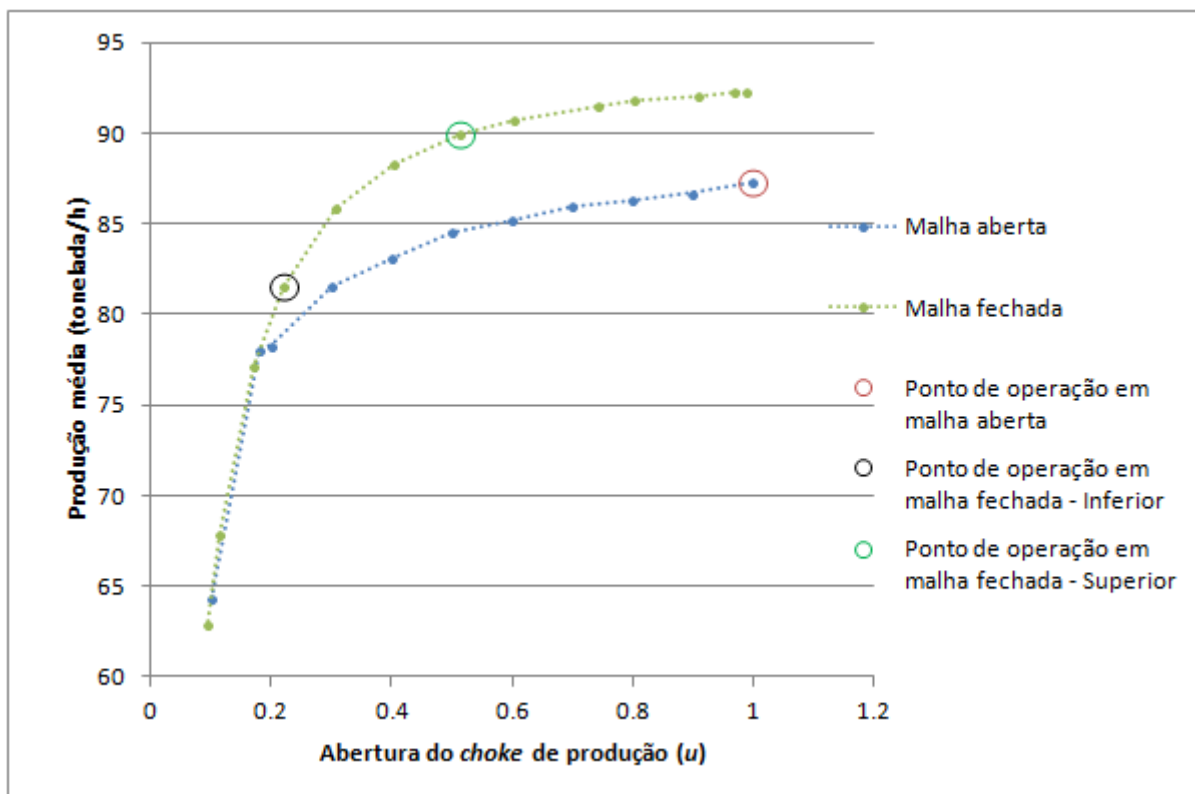


Figura 5.6: Produção média nos pontos de operação em malha aberta e em malha fechada para a hipótese 4

Produção média:	(t/h)	(t/dia)	(barril/dia)	(US\$/dia)
Malha aberta:	87.30	2095.10	14263.21	1422612.83
Malha fechada:	81.57	1957.71	13327.89	1329323.73
Diferença bruta:	-5.72	-137.39	-935.32	-93289.11
Diferença percentual:	-6.56%			

Tabela 5.6: Hipótese 4: Caso inferior

fechada operando no limite superior da região segura, a produção média em estado estacionário passa a ser 89.9208 toneladas de óleo por hora, superando a produção média ótima da malha aberta. Neste caso, existe um ganho de aproximadamente 42778 dólares por dia. O controle gera um aumento de 3.01% na produção.

A quarta hipótese mostra que, mesmo com o controlador trabalhando em uma faixa de operação bastante conservadora, longe de seu limite, é possível obter uma produção superior à produção média máxima obtida em malha aberta. É verdade que existe uma faixa de operação em que o controlador não supera a produção de malha aberta. No entanto, é importante observar que no caso superior, o *choke* de produção trabalha com aproximadamente metade de sua abertura máxima, como pode ser visto na Tabela 5.1, e já existe um ganho de produção de 3.01%. O ganho observado não é tão impressionante quanto o obtido na hipótese 3, mas ainda

Produção média:	(<i>t/h</i>)	(<i>t/dia</i>)	(<i>barril/dia</i>)	(<i>US\$/dia</i>)
Malha aberta:	87.30	2095.10	14263.21	1422612.83
Malha fechada:	89.92	2158.10	14692.11	1465391.05
Diferença bruta:	2.63	63	428.90	42778.22
Diferença percentual:	3.01%			

Tabela 5.7: Hipótese 4: Caso superior

é um ganho significativo, principalmente se levado em consideração os benefícios indiretos que a ausência das golfadas traz para todo o sistema de produção. Este caso apresenta o resultado mais interessante de todos, mostrando ser possível eliminar as golfadas e aumentar a produção simultaneamente enquanto o controlador trabalha em uma faixa bastante confortável e segura.

5.2 Avaliação das eficiências de separação

Até agora, apenas o impacto direto do controle de golfadas foi analisado. A produção de óleo é sem dúvidas a variável mais importante a ser considerada, e na seção 5.1 o resultados obtidos na avaliação da mesma foram bastante positivos. Entretanto, o controle de golfadas traz alguns benefícios indiretos para o sistema de produção como um todo. Estes são consequência da operação mais estável e tranquila que o controlador proporciona ao eliminar as golfadas.

O separador trifásico é o primeiro equipamento a sofrer o impacto negativo das golfadas. Nele, tanto a separação de água da fase oleosa quanto a de óleo da fase aquosa ficam prejudicadas devido ao fluxo turbulento gerado pelas golfadas. Como mencionado na seção 1.1, existem especificações que devem ser atendidas tanto pelo óleo produzido quanto pela água que será descartada no processo de produção. Nesta seção, será avaliado o efeito que o controlador de golfadas tem nas eficiências de separação do separador trifásico.

Como explicado na seção 3.3 o separador trifásico trabalha com duas eficiências de separação, uma é importante para manter a qualidade mínima do óleo para o resto do processo e a outra para manter a qualidade mínima da água. Primeiro, será tratada a eficiência que afeta a qualidade da água, uma boa separação nesta etapa afeta positivamente todo o sistema de tratamento de água da plataforma. A análise realizada será apenas qualitativa, considerando que um aumento na eficiência de separação beneficia os processos posteriores que não estão no escopo do modelo, e que uma redução na mesma eficiência prejudica tais processos.

A Figura 5.7 mostra a eficiência média em função da abertura do *choke* do poço golfador. Com uma abertura abaixo da crítica, a partir de onde as golfadas ocorrem,

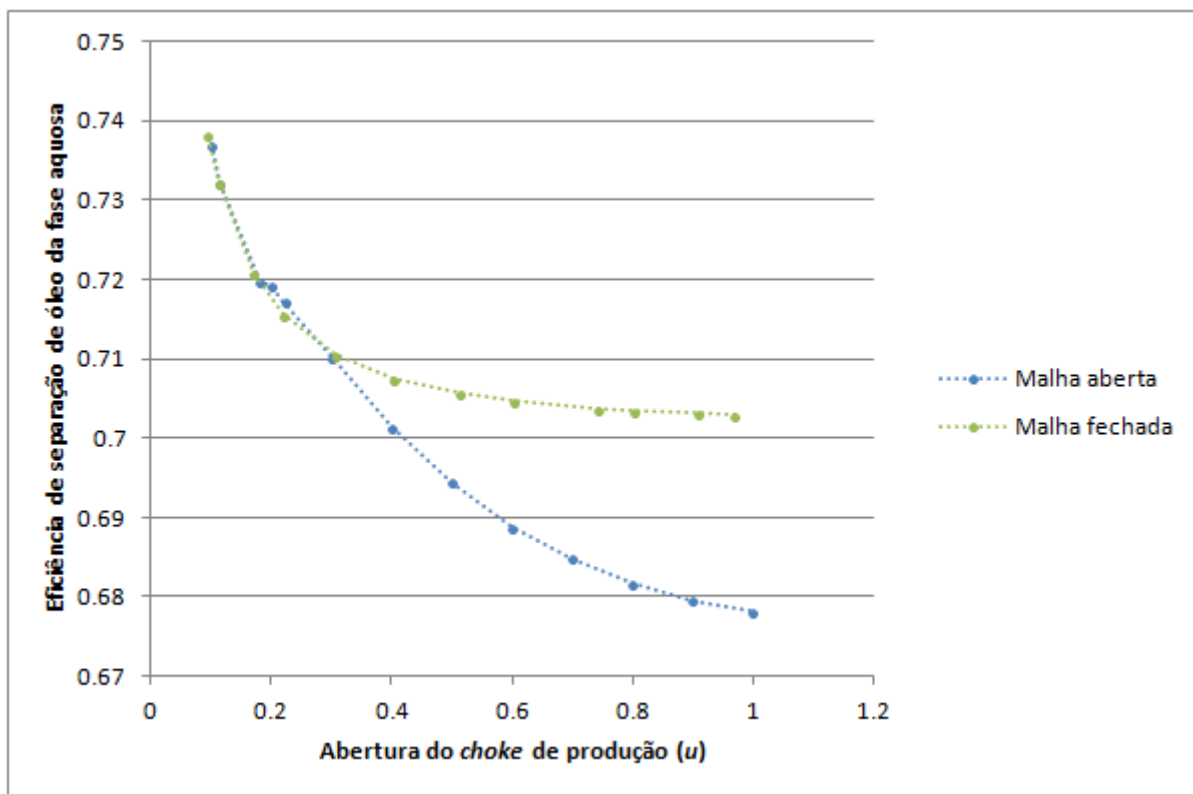


Figura 5.7: Eficiência média de separação de óleo da fase aquosa no separador trifásico

a eficiência em malha aberta é igual a eficiência em malha fechada. A partir do ponto onde existem golfadas, durante uma pequena faixa de operação com aberturas de até aproximadamente 25%, a eficiência média em malha aberta é ligeiramente superior à eficiência em malha fechada. Esta diferença, no entanto, é sempre menor do que 0.25% e pode ser desprezada. Entretanto, para aberturas maiores, a diferença em favor da eficiência em malha fechada se torna significativa. Para pontos de operação de alta produção, a eficiência de separação em malha fechada se mantém acima de 70.3%, enquanto a eficiência média de separação em malha aberta cai até aproximadamente 67.8% para a produção máxima.

O resultado obtido é bastante interessante, pois mostra que o controle de golfadas proporciona um aumento na eficiência de separação de óleo da fase aquosa de aproximadamente 2.5%. O que implica em uma melhor qualidade da água que vai para o sistema de tratamento de água.

Resta agora verificar o impacto do controle de golfadas na eficiência de separação de água da fase oleosa da mistura. Assim como feito para a eficiência de separação de óleo da fase aquosa, a análise aqui será qualitativa, um aumento na eficiência de separação proporciona um óleo mais puro para o resto do sistema de separação, beneficiando o processo.

A Figura 5.8 mostra a eficiência média de separação de água da fase oleosa em

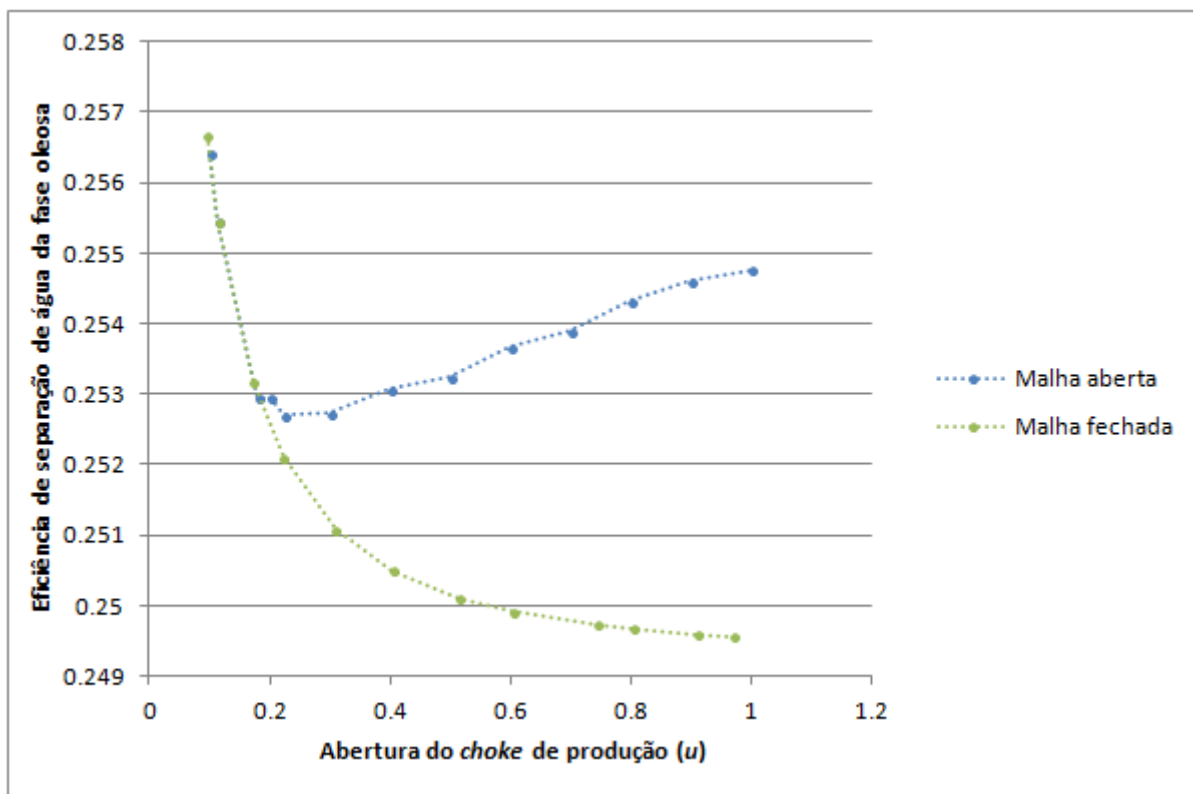


Figura 5.8: Eficiência média de separação de água da fase oleosa no separador trifásico

função da abertura do *choke* de produção do poço golfador. Na faixa de operação em que não existem golfadas, as eficiências de malha aberta e malha fechada são iguais, entretanto, para o período instável, a eficiência em malha aberta se mantém maior do que a eficiência obtida com a malha fechada. Comparando o caso de máxima produção para os dois casos, a eficiência média em malha aberta é de aproximadamente 25.5% e a eficiência com a malha fechada é de 25%. A diferença é apenas de 0.5%, sendo esta a máxima diferença existente na comparação.

O resultado obtido para o caso da eficiência de separação de água da fase oleosa é negativo. No entanto, a perda de eficiência de no máximo 0.5% é muito pequena para ser considerada um impacto significativo. O resultado pode ser explicado pela redução do tempo de residência do óleo no separador, causado pelo aumento da produção. Esta redução do tempo de residência reduz a eficiência, enquanto a redução da turbulência do fluido no separador devido à estabilização das golfadas contribui para o aumento da eficiência, fazendo assim, com que o impacto final seja pouco significativo.

De um ponto de vista geral, o impacto da estabilização das golfadas sobre as eficiências de separação é positivo, proporcionando um aumento de aproximadamente 2.5% na separação de óleo da fase aquosa, enquanto a separação de água da fase oleosa permanece basicamente com a mesma eficiência. Em outras palavras, o sis-

tema de tratamento de água da plataforma é beneficiado por uma vazão de água mais limpa e menos oscilatória, enquanto o resto do sistema de separação de óleo é beneficiado apenas pela vazão de óleo mais estável, já que a qualidade da separação não foi afetada de forma significativa.

5.3 Avaliação para dois poços golfadores

Até este ponto, toda avaliação foi feita para um sistema que apresentava apenas um poço golfador. Nesta seção, será adicionado no modelo outro poço golfador, com o objetivo de generalizar os resultados conseguidos e mostrar que o ganho de produção obtido através do controle de golfadas em cada poço é independente da presença de outros poços golfadores. Para tanto, será realizada uma análise como a da seção 5.1, escolhendo a hipótese mais realista proposta, a hipótese 4.

O poço adicionado tem as mesmas características que o poço já existente para que não seja necessário o projeto de um outro controlador adaptativo. Uma vez que o objetivo é mostrar que o ganho obtido com o controle não é prejudicado pela presença de outros poços golfadores, não há necessidade de se ter um poço com parâmetros diferentes, apenas que a dinâmica de golfadas esteja presente.

Será considerado que a plataforma trabalhava com produção máxima em ambos os poços golfadores em malha aberta. Em malha fechada, há um controlador para cada um dos poços golfadores, entretanto, para facilitar a análise, ambos seguem o mesmo *set point* de pressão. Os controladores trabalham dentro da faixa segura definida na Tabela 5.1 e, novamente, será quantificada a produção em malha fechada para os limites inferior e superior desta faixa de operação para comparar com a produção em malha aberta.

Assim como na seção 5.1, será considerada apenas a produção dos poços golfadores. A Figura 5.9 mostra a produção média em malha aberta e em malha fechada para este caso com dois poços, além dos pontos de operação que serão utilizados para comparação. O gráfico é muito semelhante ao gráfico da produção média observado na Figura 5.1, no caso para um único poço. A diferença entre os dois gráficos está na escala, na Figura 5.1 a produção média está entre 60 e 95 toneladas por hora e na Figura 5.9 a produção média está entre 120 e 195 toneladas por hora.

A comparação das escalas dos gráficos de produção média, já passa a ideia de que a produção foi dobrada com o acréscimo de um segundo poço, tanto em malha fechada quanto em malha aberta. Resultado este que é esperado, e que mostraria que o ganho de produção em cada poço é independente. Para quantificar melhor os ganhos obtidos será feita a comparação da produção nos pontos de operação em malha fechada com o a produção no ponto de operação em malha aberta. Novamente, dentro da faixa de operação segura, o caso inferior utiliza, para comparação com a

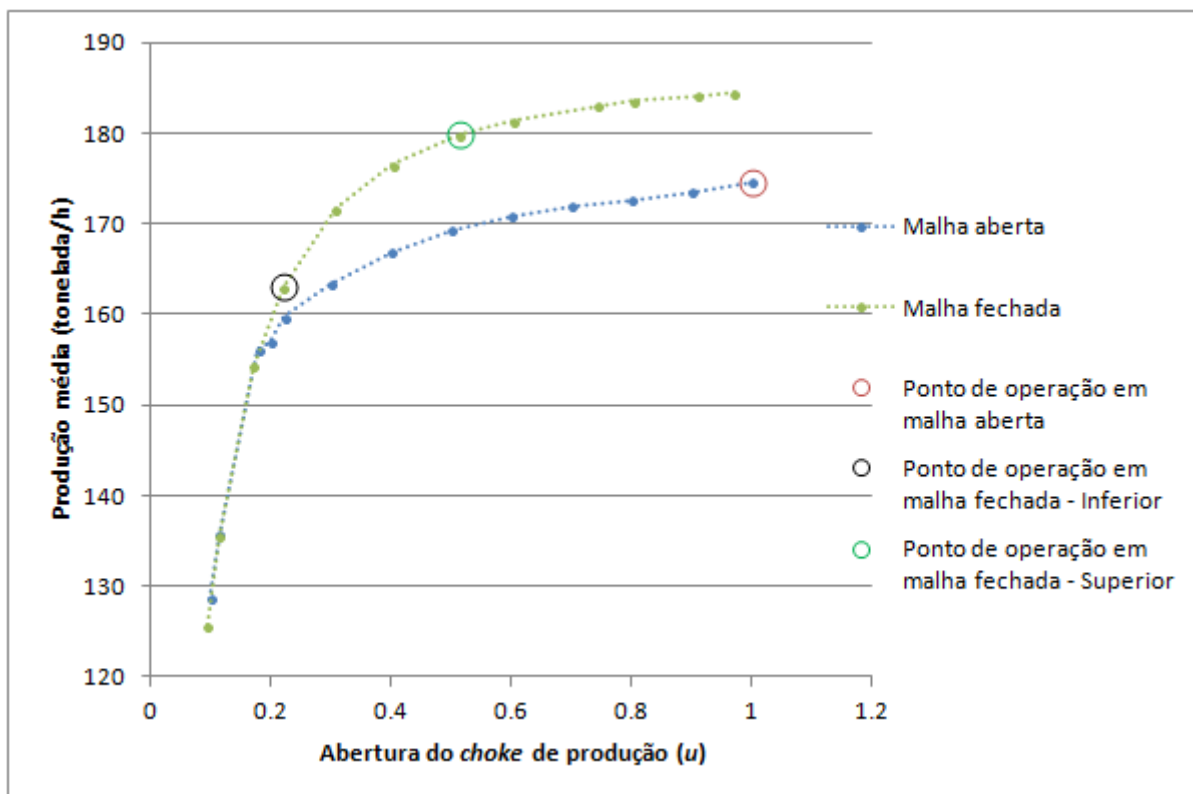


Figura 5.9: Produção média em malha aberta e fechada, com os pontos de operação testados para o caso de dois poços golfadores

malha aberta, a produção média em malha fechada no ponto de operação de menor abertura do *choke* de produção, enquanto o caso superior utiliza a produção média em malha fechada no ponto de operação de maior abertura do *choke* de produção.

A Tabela 5.8 mostra os resultados obtidos para o caso inferior. Comparando com o caso análogo para um poço golfador apenas, apresentado na Tabela 5.6, pode ser visto que a produção de fato dobrou, tanto a de malha aberta quanto a de malha fechada. Isto mostra que o mesmo resultado obtido para um único poço foi conseguido para dois poços golfadores. Neste caso, há uma perda de produção, assim como ocorreu para um único poço. A perda bruta de produção é o dobro da perda mostrada na Tabela 5.6, no entanto, em termos relativos, ela continua sendo de -6.56% .

Produção média:	(t/h)	(t/dia)	(barril/dia)	(US\$/dia)
Malha aberta:	174.59	4190.10	28525.77	2845160.48
Malha fechada:	163.14	3915.42	26655.78	2658647.45
Diferença bruta:	-11.45	-274.68	-1869.99	-186513.03
Diferença percentual:	-6.56%			

Tabela 5.8: Dois poços golfadores: Caso inferior

Para o caso superior, a Tabela 5.9 resume os resultados. Comparando agora

com o caso análogo para apenas um poço golfador, resumido na Tabela 5.7, pode ser visto que a adição de um segundo poço golfador dobrou a produção. O ganho econômico devido ao controle dos dois poços é de aproximadamente 85628 dólares por dia, correspondendo aos mesmos 3.01% obtidos para um único poço.

Produção média:	(<i>t/h</i>)	(<i>t/dia</i>)	(<i>barril/dia</i>)	(<i>US\$/dia</i>)
Malha aberta:	174.59	4190.10	28525.77	2845160.48
Malha fechada:	179.84	4316.21	29384.29	2930788.62
Diferença bruta:	5.25	126.11	858.51	85628.14
Diferença percentual:	3.01%			

Tabela 5.9: Dois poços golfadores: Caso superior

Estes resultados mostram que o benefício trazido pelo controle de golfadas é independente para cada poço. Foi adicionado um segundo poço golfador ao sistema, com as mesmas características que o poço já existente e foi obtido o mesmo ganho em cada um deles, dobrando o ganho bruto em comparação com o caso de um único poço e mantendo o aumento relativo na produção.

Capítulo 6

Conclusões e Trabalhos Futuros

Esta dissertação teve como proposta o estudo de uma alternativa para o controle de golfadas severas geradas na linha de produção, e a avaliação do impacto econômico que o controle desta instabilidade traria para o sistema, usando um modelo de simulação capaz de representar o processo principal de uma plataforma de produção de petróleo *offshore*. Os resultados foram bastante satisfatórios, principalmente devido ao grande potencial de ganho econômico proporcionado pelo controle de golfadas.

6.1 Conclusões

O modelo utilizado se mostrou capaz de reproduzir a dinâmica esperada do sistema, incluindo poços e linhas de produção, separador trifásico, sistema de compressão e reinjeção de gás de elevação. Tornando este trabalho mais um exemplo de que o principal objetivo no desenvolvimento de tal modelo foi alcançado, proporcionar inúmeras oportunidades para estudos de controle avançado, como foi o estudo envolvendo MPC (*Model Predictive Control* proposto em [41]), e de otimização em diferentes pontos do processo produtivo.

O controle de golfadas severas através da manipulação do *choke* de produção já havia sido bem sucedido na literatura. Neste trabalho, foi utilizada como base a estrutura de controle que havia se mostrado mais eficiente, utilizando um controlador PI atuando no *choke* de produção para controlar a pressão na linha de produção e assim eliminar as oscilações do sistema. Entretanto, foi identificado que tal estrutura de controle não era robusta o suficiente, necessitando que o controlador fosse resintonizado quando ocorresse uma mudança do ponto de operação. Tendo isto em vista, foi proposta uma metodologia para se determinar uma lei automática de adaptação da sintonia do controlador. Os resultados obtidos foram bastante positivos e o controlador PI com sintonia adaptativa foi capaz de manter o sistema estável ao longo de vários pontos de operação distintos.

Na avaliação econômica foram encontrados resultados promissores. Considerando as diferentes maneiras de operação de uma plataforma onde há o problema de golfadas severas, e dois diferentes objetivos para o controlador (segurança e otimização), foram construídos quatro cenários hipotéticos para a comparação da produção do poço golfador em malha aberta com a produção do mesmo em malha fechada.

Os cenários que apresentaram o maior ganho de produção foram os que consideraram que a operação em malha aberta era obrigada a trabalhar com o *choke* de produção estrangulado, de forma a evitar o problema de golfadas. Nestes casos, os ganhos potenciais obtidos com o controle de golfadas foram bastante elevados, atingindo um aumento de 18.18% na produção quando era objetivado otimizar a produção e variando entre 4.49% e 15.18% quando se trabalhava privilegiando a segurança da operação.

Os cenários restantes consideram que a plataforma é capaz de lidar com as oscilações produzidas pelas golfadas severas e, portanto operam com o *choke* de produção completamente aberto e, conseqüentemente, com a produção máxima possível em malha aberta. Nestes casos, os ganhos de produção foram mais modestos, mas ainda bastante significativos. Quando, em malha fechada, se opera buscando maximizar a produção, o ganho de produção obtido foi de 5.68%, mostrando que a produção máxima com o controle de golfadas em funcionamento é superior a produção máxima em malha aberta com golfadas. Mais interessante ainda, é o resultado obtido quando se opera em malha fechada privilegiando a segurança da operação. Nesta hipótese, o impacto variou entre uma perda de 6.56% na produção, para casos extremamente conservadores com a abertura do *choke* de produção em aproximadamente 22%, até um aumento de 3.01% na produção, com a abertura do *choke* de produção em aproximadamente 51%. Ou seja, mesmo operando com segurança, há um ganho significativo a ser obtido com o controle de golfadas.

Além dos ganhos efetivos na produção, o controle de golfadas mostrou ter um impacto positivo na separação do óleo da fase aquosa, proporcionando um aumento de aproximadamente 2.5% na eficiência desta separação. Isto implica em uma maior facilidade para se cumprir as restrições de qualidade exigidas da água descartada neste processo produtivo. A separação de água da fase oleosa não sofreu impacto significativo.

Por fim, foi mostrado que os resultados de produção obtidos para um poço são independentes da presença de outros poços golfadores no sistema. Ao se acrescentar um segundo poço golfador no sistema, os ganhos de produção obtidos para um único poço foram reproduzidos para ambos, dobrando o ganho de produção absoluta e mantendo o ganho percentual obtido para o caso de um único poço golfador.

6.2 Propostas de Trabalhos Futuros

O modelo desenvolvido pelo LADES e apresentado aqui pode servir como base para muitos estudos relevantes em uma plataforma de produção *offshore*, algumas ideias serão expostas aqui. Como o controle de golfadas mostrou ganhos significativos na produção, uma continuação interessante para este trabalho seria utilizar este controlador como grau de liberdade para a otimização da produção.

O trabalho proposto em [41] utiliza um MPC para seguir *set points* de produção enquanto respeita as restrições de qualidade dos produtos do separador. Os *set points* dos controladores de golfadas poderiam ser manipulados por este MPC buscando maximizar o lucro em uma função objetivo considerando a produção de óleo e a queima de gás no *flare* devido ao excesso de pressão. Este buscaria a produção ótima da plataforma ainda respeitando as restrições de qualidade dos produtos.

Outro problema que pode ser abordado consiste na otimização das vazões de gás de elevações injetadas em cada um dos poços. Este é um problema interessante, pois o gás de elevação é um recurso compartilhado por todos os poços. Outro aspecto importante a ser considerado é o custo de oportunidade de se injetar o gás nos poços, uma vez que o gás que é utilizado para elevação artificial também é um produto da plataforma, menos valioso do que o óleo, mas injetar este gás significa que ele não está sendo vendido.

A metodologia de adaptação da sintonia do controlador PI pode ser melhorada através da criação de uma lei contínua para a adaptação do tempo integral T_i . Também pode ser avaliada a robustez do controlador quanto à variação de parâmetros da planta, como a pressão do reservatório, pressão do separador e vazões de gás de elevação. Dependendo dos resultados obtidos, pode haver espaço para a melhoria da metodologia através da atualização das leis de adaptação em função da variação de tais parâmetros.

Por fim, outras propostas de controle de golfadas severas podem ser realizadas. Seja buscando uma melhoria na metodologia de adaptação da sintonia do controlador PI, ou buscando outras variáveis controladas que sejam capazes de estabilizar o sistema. No entanto, do ponto de vista econômico, os estudos de otimização parecem mais promissores.

Referências Bibliográficas

- [1] Heidi Sivertsen and Sigurd Skogestad. Anti-slug control experiments on a small-scale two-phase loop. *ESCAPE-15*, 2005.
- [2] Gisle Otto Eikrem, Lars Imsland, and Bjarne Foss. Stabilization of gas lifted wells based on state estimation. *ADCHEM*, 2003.
- [3] Hardy B. Siahaan, Ole M. Aamo, and Bjarne A. Foss. Suppressing riser-based slugging in multiphase flow by state feedback. *CDC-ECC 2005*, 2005.
- [4] Samir Silva Abunahman. Modelagem, simulação e adequação de um separador trifásico em uma plataforma de petróleo utilizando o emso. Projeto de final de curso, EQ/UFRJ, 2011.
- [5] Hassan K. Khalil. *Nonlinear Systems*. Prentice-Hall, Inc., second edition, 1996.
- [6] Bárd Jansen, Morten Dalsmo, Lars Nokleberg, Kjetil Havre, Velemoy Kristiansen, and Pierre Lemetayer. Automatic control of unstable gas lifted wells. *SPE 56832*, 1999.
- [7] Kjetil Havre and Morten Dalsmo. Active feedback control as the solution to severe slugging. *SPE 71540*, 2001.
- [8] M. Dalsmo, E. Halvorsen, and O. Slupphaug. Active feedback control of unstable wells at the brage field. *SPE 77650*, 2002.
- [9] Gisle Otto Eikrem. *Stabilization of Gas-Lift Wells by Feedback Control*. PhD thesis, Norwegian University of Science and Technology, 2006.
- [10] Gisle Otto Eikrem, Bjarne Foss, Lars Imsland, Bin Hu, and Michael Golan. Stabilization of gas lifted wells. *IFAC World Congress Barcelona*, 2002.
- [11] Lars Imsland, Bjarne A. Foss, and Gisle Otto Eikrem. State feedback control of a class of positive systems: Application to gas lift stabilization. *ECC03*, 2003.

- [12] Gisle Otto Eikrem, Ole Morten Aamo, Hardy Siahaan, and Bjarne Foss. Anti-slug control of gas-lift wells - experimental results. *NOLCOS Stuttgart*, 2004.
- [13] Ole Morten Aamo, Gisle Otto Eikrem, Hardy Siahaan, and Bjarne Foss. Observer design for gas lifted oil wells. *ACC*, 2004.
- [14] O.M Aamo, G.O. Eikrem, H.B. Siahaan, and B.A. Foss. Observer design for multiphase flow in vertical pipes with gas-lift - theory and experiments. *Journal of Process Control*, 15:247–257, 2005.
- [15] Gisle Otto Eikrem, Ole Morten Aamo, and Bjarne Foss. Stabilization of gas-distribution instability in single-point dual gas lift wells. *SPE 97731*, 2006.
- [16] Gisle Otto Eikrem, Ole Morten Aamo, and Bjarne Foss. On stability in gas lift wells and schemes for stabilization by automatic control. *SPE 101502*, 2008.
- [17] Espen Storakaas. *Control Solutions to Avoid Slug Flow In Pipeline-Riser Systems*. PhD thesis, NTNU, 2005.
- [18] Espen Storakaas and Sigurd Skogestad. Stabilization of severe slugging based on a low-dimensional nonlinear model. *AIChE*, 2002.
- [19] Espen Storakaas, Sigurd Skogestad, and John-Morten Godhavn. A low-dimensional dynamic model of severe slugging for control design and analysis. *Multiphase '03*, 2003.
- [20] Espen Storakaas and Sigurd Skogestad. Controllability analysis of an unstable, non-minimum phase process. *IFAC*, 2005.
- [21] Espen Storakaas and Sigurd Skogestad. Controllability analysis of an unstable, non-minimum phase process. *Control Engineering Practice*, 15:567–581, 2007.
- [22] Agostinho Plucenio. Automação da produção de poços de petróleo operando com elevação artificial por injeção contínua de gás. Master's thesis, Universidade Federal de Santa Catarina, UFSC, 2003.
- [23] D. J. Pagano, A. Plucenio, A. Traple, and C. A. Gonzaga. Controlling oscillations and re-starting operations in gas-lift wells. *Congresso Brasileiro de Automática*, 2008.

- [24] Eduardo Camponogara, Agustinho Plucenio, Alex F. Teixeira, and Stehner R.V. Campos. An automation system for gas-lifted oil wells: Model identification, control, and optimization. *Journal of Petroleum Science & Engineering*, pages 157–167, 2010.
- [25] Cleber Asmar Ganzaroli Agustinho Plucenio, Daniel Juan Pagano. Dinâmica do fenômeno density wave em poços com elevação por gas-lift. *Congresso Brasileiro de Automática*, 2010.
- [26] Bin Hu. *Characterizing gas-lift instabilities*. PhD thesis, NTNU, 2004.
- [27] Bin Hu and Michael Golan. Gas lift instability resulted production loss and its remedy by feedback control: Dynamical simulation results. *SPE 84917*, 2004.
- [28] Bin Hu and Michael Golan. Be elegant. our petronics’ stories. *Petronics Workshop, NTNU*, 2004.
- [29] Glenn-Ole Kaasa, Vidar Alstad, Jing Zhou, and Ole Morten Aamo. Nonlinear model-based control of unstable wells. *Modeling, Identification and Control*, 28(3):69–79, 2007.
- [30] Glenn-Ole Kaasa, Vidar Alstad, Jing Zhou, and Ole Morten Aamo. Attenuation of slugging in unstable oil wells by nonlinear control. *Proceedings of the 17th World Congress The International Federation of Automatic Control Seoul*, 2008.
- [31] John-Morten Godhavn, Mehrdad P. Fard, and Per H. Fuchs. New slug control strategies, tuning rules and experimental results. *Journal of Process Control*, 15:547–557, 2005.
- [32] John-Morten Godhavn, Gunleiv Skofteland, and Tore Kulset. Removal of heavy slugging in subsea wells by automatic control, 2011.
- [33] Heidi Sivertsen. *Stabilization of desired flow regimes using active control*. PhD thesis, NTNU, 2008.
- [34] Heidi Sivertsen and Sigurd Skogestad. Cascade control experiments of riser slug flow using topside measurements. *IFAC*, 2005.
- [35] Heidi Sivertsen, John-Morten Godhavn, Audun Faanes, and Sigurd Skogestad. Control solutions for subsea processing and multiphase transport. *AD-CHEM*, 2006.

- [36] Laure Sinegre. *Etude des instabilités dans les puits activés par gas-lift*. PhD thesis, Ecole des Mines de Paris, 2006.
- [37] Laure Sinegre, Nicolas Petit, Thierry Saint-Pierre, and Pierre Lemetayer. Active control strategy for density-wave in gas-lifted wells. *ADCHEM*, 2006.
- [38] Florent Di Meglio, Glenn-Ole Kaasa, and Nicolas Petit. A first principle model for multiphase slugging flow in vertical risers. *Joint 48th IEEE Conference on Decision and Control, Shanghai*, 2009.
- [39] <http://www.vrtech.com.br/rps/emso.html>.
- [40] S.C. Miyoshi, T. Monte, R.M. Bendia, M.B. Souza Jr., and A.R.S. Secchi. Optimal operation of a three-phase separator to minimize severe slugs effects in offshore oil platforms. *Proceeding of 3rd International Conference on Engineering Optimization, Rio de Janeiro*, 2012.
- [41] Cido Hernani Perissé Ribeiro. Controle preditivo multivariável com requisitos de qualidade em plataformas de produção de petróleo. Master's thesis, Universidade Federal do Rio de Janeiro, PEE/COPPE/UFRJ, 2012.
- [42] Diego Di Domenico Pinto. Estratégias de controle contra intermitência severa na alimentação dos separadores offshore. Master's thesis, EQ - Universidade Federal do Rio de Janeiro, UFRJ, 2009.
- [43] Magno Antonio Calil Resende Silveira. Controle de um processo de tratamento primário de petróleo. Master's thesis, Universidade Federal do Rio de Janeiro, PEQ/COPPE/UFRJ, 2006.