



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
ENG07053 - TRABALHO DE DIPLOMAÇÃO EM
ENGENHARIA QUÍMICA



Análise de estruturas de controle antigolfadas aplicadas à produção de petróleo *offshore*

Autora: Bárbara Isabel Santarossa

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Porto Alegre, dezembro de 16

Sumário

1	Introdução	1
2	Revisão Bibliográfica	2
2.1	Elevação e produção de petróleo	2
2.2	Golfadas	3
2.2.1	Ciclo de golfadas severas	4
2.3	Controle de golfadas	4
2.4	Otimização em tempo real (RTO)	5
2.5	Controle auto-otimizável	6
2.5.1	Implementação do controle auto-otimizável	8
2.5.2	Seleção de variáveis controladas	9
2.5.3	Método do espaço nulo	9
3	Metodologia	11
3.1	Modelo simplificado	11
3.2	Estruturas e estratégias de controle	13
3.3	Controle auto-otimizável	15
4	Resultados e discussões	17
4.1	Sintonia do controlador	17
4.1.1	Pressão de fundo $p_{r,b}$ como variável controlada	17
4.1.2	Pressão de topo $p_{r,t}$ como variável controlada	19
4.1.3	Massa específica média da mistura ρm como variável controlada	21
4.1.4	Fração de gás no riser α_g	23
4.2	Otimização da produção de líquido	24
4.2.1	Pressão de fundo $p_{r,b}$	24
4.2.2	Massa específica ρm	25
4.3	Efeito da abertura da válvula choke	26
4.4	Controle auto-otimizável (SOC)	29
5	Conclusões e Trabalhos Futuros	31
	Referências	32
	Apêndice A	34

Agradecimentos

Agradeço a meus pais por todo apoio que me deram para que eu chegasse até esta etapa. Por terem me incentivado em minhas escolhas e lutado para me oferecer as melhores condições. Por serem a estrutura sólida com quem posso sempre contar.

Aos amigos que tornaram esta trajetória mais leve.

Agradeço também à Universidade Federal do Rio Grande do Sul, sobretudo aos professores do Departamento de Engenharia Química, por terem me proporcionado uma formação de qualidade, apesar das dificuldades enfrentadas em nosso país. Meu agradecimento especial vai ao professor Marcelo Farenzena por ter me orientado na realização deste trabalho, por ter tido paciência e por sempre estar disponível a transmitir seu conhecimento e sanar dúvidas que surgiram ao longo do semestre.

Por fim, agradeço a todos que de alguma forma me influenciaram a seguir adiante para concluir o curso.

Resumo

Os processos de extração de petróleo em alto mar apresentam um problema comum no escoamento multifásico das tubulações de transporte: o surgimento de golfadas. São ciclos intermitentes de produção geradores de instabilidade e que causam danos à plataforma, limitando sua produção.

Visando estabilizar o fluxo num sistema de elevação simulado e otimizar a produção de petróleo, este trabalho trata do teste de estruturas de controle para o regime de golfadas. São avaliadas quatro estruturas de controle clássicas e uma estrutura de controle auto-otimizável (SOC). Tal método emprega uma variável controlada cujo *setpoint* é mantido constante e mantém o sistema operando próximo ao ótimo, sem necessidade de reotimizar o processo na ocorrência de distúrbios.

O controle de golfadas com parâmetros otimizados mostrou-se eficaz para duas variáveis controladas: a pressão de fundo do *riser* e a massa específica de saída. Foram obtidos incrementos de abertura de *choke* de 40% (ponto de bifurcação) a aproximadamente 100% em malha fechada, com operação estável, para ambos os casos. Já para o controle auto-otimizável nenhum resultado expressivo foi obtido, sendo necessário um aprimoramento no caso.

Lista de Figuras

Figura 2.1 : Estrutura de elevação de petróleo em alto mar. Adaptado de MEGLIO, DI et al. (2012).....	3
Figura 2.2: Mecanismo das golfadas em risers. Adaptado de HAN; GUO (2015).	4
Figura 2.3: Hierarquia de tomada de decisões numa planta industrial (DARBY et al., 2011)6	
Figura 2.4: Perda imposta por manter o setpoint constante para a variável controlada. Baseado em SKOGESTAD (2000).	7
Figura 2.5: Implementação das variáveis controladas (SKOGESTAD, 2000).	8
Figura 2.6: Diagrama de blocos do controle auto-otimizável. Adaptado de JOHANNES (2013).....	8
Figura 3.1: Descrição dos fluxos no riser proposto (MEGLIO, DI et al., 2012).	11
Figura 3.2: Diagrama de blocos da estrutura de controle implementada no caso em que a pressão de fundo $p_{r,b}$ é a variável controlada.	13
Figura 3.3: Diagrama de blocos para a implementação do SOC em malha aberta.....	15
Figura 4.1: Simulação das golfadas para a estrutura em malha aberta para uma abertura de 80% da válvula choke.	18
Figura 4.2: Atuação do controlador PI sobre as golfadas, mostrando o impacto sobre a produção de líquido (acima), abertura da choke como MV (abaixo) e $p_{r,b}$ como CV (meio).	19
Figura 4.3: Simulação das golfadas em malha aberta, com 80% de abertura da válvula choke.	20
Figura 4.4: Comportamento observado após a sintonia do controlador com pressão de topo como variável manipulada.	21
Figura 4.5: Golfadas observadas para simulação em malha aberta com abertura de 80% da válvula de saída.	22
Figura 4.6: Resposta à ação do controlador em malha fechada para massa específica ρ_m como variável controlada.....	23
Figura 4.7: Comportamento do sistema com fração mássica de gás como CV em malha aberta para abertura de 80% da choke.	24
Figura 4.8: Variáveis de saída com parâmetros otimizados, com saída de líquido (topo), CV (meio) e MV (abaixo).	25
Figura 4.9: Desempenho com parâmetros otimizados para massa específica como CV....	26
Figura 4.10: Início das golfadas (ponto de bifurcação) para a produção de líquido (acima) e para a pressão de fundo (abaixo) em função da abertura da válvula.....	28
Figura 4.11: Ponto de bifurcação para a produção de líquido (acima) e massa específica (abaixo) em função da abertura da válvula.....	29

Lista de Tabelas

Tabela 3.1: Parâmetros de ajuste do modelo adaptados de MEGLIO, DI et al. (2012).	14
Tabela 4.1: Parâmetros de ajuste do controlador PI.....	18
Tabela 4.2: Parâmetros de ajuste do controlador PI.....	20
Tabela 4.3: Parâmetros de ajuste do controlador.....	22
Tabela 4.4: Valores otimizados para o sistema controlando $p_{r,b}$	24
Tabela 4.5: Resultados da otimização para o sistema com ρ_m como CV.....	26

Lista de Símbolos

a – abertura da válvula *choke*

A – área da seção transversal da tubulação, m^2

c – combinação linear de variáveis

C_g – constante linear da válvula virtual, $m.s$

C_{out} – constante linear da válvula *choke*, m^2

c_s – setpoint para a combinação linear de variáveis

d – distúrbios

F – matriz sensibilidade ótima

f – restrições de igualdade

g – aceleração da gravidade, m/s^2

g – restrições de desigualdade

h – altura do *riser*, m

H – matriz de constantes com os coeficientes das combinações lineares

J – função custo

J_{opt} – valor ótimo da função custo

L – perda econômica

M – massa molar do gás, kg/mol

$m_{g,eb}$ – massa de gás na bolha alongada, kg

$m_{g,r}$ – massa de gás no *riser*, kg

$m_{l,r}$ – massa de líquido no *riser*, kg

$m_{l,still}$ – massa mínima de líquido que permanece no *riser*, kg

n_u – número de graus de liberdade

p_{eb} – pressão de gás na bolha alongada, Pa

$p_{r,b}$ – pressão de escoamento no orifício da base da tubulação, Pa

$p_{r,t}$ – pressão do gás no topo da coluna de elevação, Pa

p_s – pressão da estação separadora das fases, Pa

P_w – pressão do reservatório, Pa

R – constante universal dos gases, J/(mol.K)

T – temperatura do sistema, K

u – variáveis independentes

V_{eb} – volume da bolha alongada, m³

$V_{g,r}$ – volume do gás no *riser*, m³

V_r – volume total do *riser*, m³

w_g – taxa mássica de gás saindo da bolha alongada, kg/s

$w_{g,in}$ – taxa mássica de gás proveniente do reservatório, kg/s

$w_{g,out}$ – taxa mássica de gás saindo pela válvula *choke*, kg/s

w_{in} – taxa mássica da mistura proveniente do reservatório, kg/s

$w_{l,in}$ – taxa mássica de líquido proveniente do reservatório, kg/s

$w_{l,out}$ – taxa mássica de líquido saindo pela válvula *choke*, kg/s

w_{out} – taxa mássica de produção na válvula *choke*, kg

x – variáveis de estado

y – variáveis disponíveis

α_g – fração mássica de gás no *riser*, adimensional

ϵ – fração de gás que entra, adimensional

θ – ângulo de inclinação da tubulação de elevação, adimensional

ρ_l – massa específica do líquido, kg/m³

ρ_m – massa específica da mistura líquido-gás, kg/m³

Lista de Abreviaturas e Siglas

BPD – Barris de petróleo por dia

CV – Variável controlada

EDO – Equação diferencial ordinária

GOR – *Gas-oil ratio* (razão entre gás e óleo do reservatório)

IP – Índice de produtividade

MPC – *Model predictive control*

MV – Variável manipulada

NCO – *Necessary conditions of optimality*

PI – Proporcional/integral

PID – Proporcional/integral/derivativo

RTO – Otimização em tempo real (*real-time optimization*)

SOC – Controle auto-otimizável (*self-optimizing control*)

SP – *setpoint*

1 Introdução

A demanda de petróleo está intimamente ligada à atividade econômica. Quanto maior a atividade econômica, mais crescerá a demanda, assim como a redução da atividade econômica implica menor demanda. Nesta perspectiva, o preço do barril de petróleo pode ser impulsionado a baixar e sua produção necessitará ser otimizada e ter seus custos reduzidos (KHAN, M. I. *et al.*, 2017).

No Brasil, a extração e produção de petróleo é feita em alto mar. O objetivo primordial de uma plataforma de petróleo é manter elevada ou aumentar a produção de petróleo. Todavia, um dos grandes problemas no sistema de elevação é o escoamento multifásico de petróleo nas tubulações. Isso pode ocasionar, dependendo das características do sistema de elevação e da mistura, um fenômeno indesejável: o escoamento em golfadas, marcado por oscilações de pressão e de produção de líquido dos sistemas de elevação. Tal fluxo intermitente acarreta limitação de produtividade, redução da segurança de operação e risco às instalações da plataforma. O controle antigolfadas é uma necessidade irrefutável para contornar tais problemas e evitar que mais perdas surjam a longo prazo.

Buscam-se na engenharia soluções para maximizar a lucro da atividade petrolífera e obter o retorno do investimento realizado em pouco tempo. Com essa motivação, são propostas neste trabalho cinco estruturas de controle para um sistema de elevação de petróleo onde o fenômeno das golfadas é observado. Tal estudo é baseado em um modelo simplificado que representa a dinâmica do escoamento, cujo objetivo principal é a supressão do escoamento por golfadas, as quais são causadoras de instabilidade no sistema. Em conjunto com a estabilização do escoamento, uma rotina de otimização é implementada visando maximizar a saída de líquido, o que será responsável por determinar a lucratividade em um caso real.

O estudo será estruturado em 5 capítulos. No Capítulo 2, é realizada uma revisão bibliográfica acerca dos assuntos abordados ao longo do trabalho referentes à extração de petróleo, problemas do escoamento nas tubulações, otimização e controle auto-otimizável. No Capítulo 3, são apresentadas as metodologias utilizadas para chegar à solução do problema proposto. No Capítulo 4 são apresentados os resultados obtidos no controle de golfadas por otimização do processo. Por fim, no Capítulo 5, as conclusões referentes aos resultados observados e sugestões para trabalhos futuros são apresentados.

2 Revisão Bibliográfica

Este capítulo é destinado à compreensão dos conceitos de elevação de petróleo, o fenômeno das golfadas, seu controle e a otimização de tais processos.

2.1 Elevação e produção de petróleo

O petróleo é uma mistura de hidrocarbonetos de fase líquida que existe em reservatórios subterrâneos naturais. Os reservatórios que o contêm são chamados de armadilhas geológicas: o líquido é mantido sob pressão nessa formação geológica permeável e porosa com capacidade de armazenar fluidos (TZIMAS; GEORGAKAKI, 2005).

A produtividade de um reservatório de petróleo ao longo do tempo está relacionada à manutenção de sua pressão. Naturalmente, ela tende a reduzir devido à aeração do reservatório causada pelos processos de extração e, quanto menor a pressão dentro do reservatório, mais comprometida estará sua produtividade. A perda de produtividade se torna crítica quando a pressão do reservatório cai a valores inferiores à pressão do ponto de bolha do líquido ali contido, pois o gás dissolvido no líquido não terá energia suficiente para expandir e impulsioná-lo e será necessário injetar artificialmente outro fluido que reduza a pressão do reservatório para realizar a extração (HUSSEIN K. ABDEL-AAL; MOHAMED A. AGGOUR, 2003).

A extração de petróleo conta com três principais técnicas: extração primária, secundária e terciária, não necessariamente aplicadas nesta ordem.

Na extração primária, o óleo escoar até a superfície por mecanismos naturais, utilizando-se da energia do gás, da água ou de ambos. Os três principais mecanismos são: deslocamento pela camada de gás natural na parte superior do reservatório, em que a pressão resultante da expansão de gás natural impulsiona o fluido até a superfície; deslocamento pela expansão do gás dissolvido no petróleo; e deslocamento ascendente da água que se encontra abaixo da coluna de óleo. As técnicas de extração primária são aplicadas nas fases iniciais da produção de um reservatório e possuem uma recuperação de 5 a 10% da capacidade do poço (TZIMAS; GEORGAKAKI, 2005).

Na extração secundária, que é empregada quando a extração primária não é mais viável (devido à queda na produtividade do reservatório), faz-se a injeção de fluidos – água, gás natural, dióxido de carbono, entre outros – com o intuito de aumentar a pressão do reservatório e por conseguinte aumentar a produção. A recuperação média de petróleo para a extração secundária é entre 30 e 50%, mas foi relatado um fator próximo a 70% de recuperação no mar nórdico, conforme TZIMAS; GEORGAKAKI (2005).

A extração terciária é feita no fim do ciclo de vida de um reservatório para manter a produção e gerar de 5 a 15% a mais da capacidade inicial do poço. Consiste em alterar as propriedades do óleo cru, por exemplo sua viscosidade, e as interações entre as rochas e o óleo do reservatório (TZIMAS; GEORGAKAKI, 2005).

Na extração de petróleo em alto mar, uma mistura multifásica de óleo, gás e água é transportada dos reservatórios até o solo marinho através de poços de extração, cujos comprimentos podem atingir desde centenas de metros a quilômetros. A mistura multifásica de diversos poços é distribuída por oleodutos, conhecidos como *flowlines*, os quais se estendem por quilômetros ao longo do solo marinho em todo o campo de extração e ligam os poços ao *riser* de elevação. A mistura multifásica ascende à plataforma de

superfície, onde será separada e tratada, através do *riser*, que também apresenta comprimento variando desde 100 metros a um quilômetro (JAHANSHAH; SKOGESTAD; HELGESEN, 2012). Uma estrutura típica de elevação de petróleo *offshore* é representada na Figura 2.1:

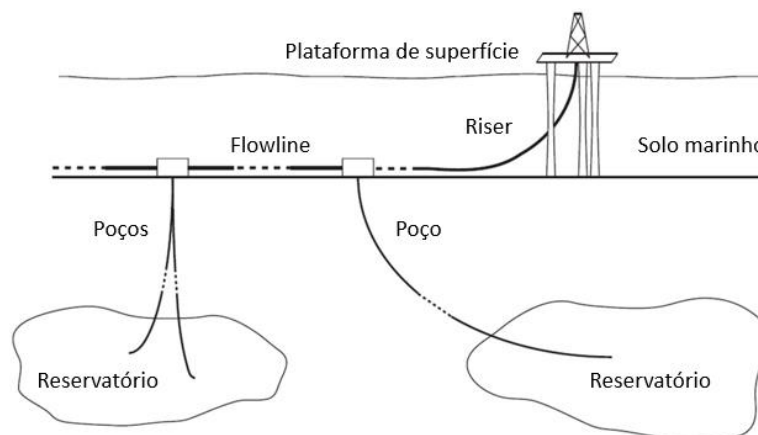


Figura 2.1 : Estrutura de elevação de petróleo em alto mar. Adaptado de MEGLIO, DI *et al.* (2012).

O comportamento do fluxo multifásico é bastante afetado pela geometria das tubulações, que adquirem a forma das irregularidades do solo marinho. Quando uma tubulação descendente é seguida de um *riser*, é provável a ocorrência de golfadas severas, assim chamadas devido à intensidade da projeção do líquido que sai da tubulação (HAN; GUO, 2015).

2.2 Golfadas

O regime de golfadas é um fluxo bifásico (ou trifásico) intermitente que ocorre predominantemente em reservatórios de petróleo maduros. É causado pela distribuição não homogênea das fases líquida e gasosa nas tubulações. Bolhas alongadas percorrem a tubulação, separadas por *slugs* (golfadas) de líquido, responsáveis por causar amplas variações de vazão e pressão na tubulação. Devido à diferença de massa específica e de viscosidade das fases líquida e gasosa, estas não têm a mesma velocidade de escoamento na tubulação, o que causa o fenômeno (MEGLIO, DI *et al.*, 2012).

Nas tubulações de transporte, a fase líquida tende a acumular em pontos de baixa elevação, devido à irregularidade do terreno, o que pode bloquear a passagem de gás. Em baixas vazões, esse bloqueio leva à formação de um regime de golfadas chamado “golfadas de terreno”. Se o ponto de baixa elevação se localiza próximo à base do *riser* e o tamanho das golfadas tem dimensão comparável ao tamanho do *riser*, têm-se as “golfadas severas” ou *riser-slugging*, caracterizadas por variações oscilatórias na pressão e vazão (JAHANSHAH; SKOGESTAD; HELGESEN, 2012).

Além das golfadas severas, existem outros tipos de golfadas, como as hidrodinâmicas, de cabeceio de anular (*casing-heading*) e as transientes (JAHANSHAH, 2013) porém este estudo será direcionado às golfadas severas por serem mais impactantes que as golfadas hidrodinâmicas.

Como consequências indesejáveis das golfadas, destacam-se: o dano causado aos equipamentos de extração devido às variações de vazão e pressão; na saída, longos

períodos sem produção de líquido ou gás seguido de picos de fluxo quando a golfada de líquido está sendo gerada, o que é uma problemática no processo de separação; desligamento de emergência da plataforma devido ao alto nível de líquido nos separadores; inundações, corrosão e danos aos equipamentos; altos custos de manutenção. Todos esses problemas causam perdas elevadas na indústria petrolífera (SAUSEN, A.; SAUSEN, P.; CAMPOS, 2012).

2.2.1 Ciclo de golfadas severas

O ciclo das golfadas severas consiste em quatro etapas: formação de golfadas, produção ou transporte ao separador, descarga de gás e recuo de líquido, as quais são ilustradas na Figura 2.2 juntamente com suas variações de pressão no *riser*. Na etapa 1 (formação), a ação da gravidade faz com que o líquido se acumule no ponto de mínimo do sistema tubulação-*riser* e a velocidade de gás e líquido é baixa, o que permite esse tipo de acúmulo. Na etapa 2, denominada produção, o líquido bloqueia o fluxo de gás e uma golfada contínua de líquido é produzida no *riser* e, a menos que a coluna hidrostática de líquido no *riser* aumente mais rápido que a queda de pressão no sistema tubulação-*riser*, a golfada continua a aumentar. Na etapa 3 (descarga de gás) a golfada é expelida do sistema, porque a diferença de pressão ao longo do *riser* supera a coluna hidrostática de líquido no *riser*. Na etapa 4 (recuo de líquido) a velocidade do gás não é mais alta o suficiente para arrastar o líquido para cima e então o líquido retorna ao *riser*, reiniciando o processo de acúmulo de líquido (SAUSEN, A.; SAUSEN, P.; CAMPOS, 2012).

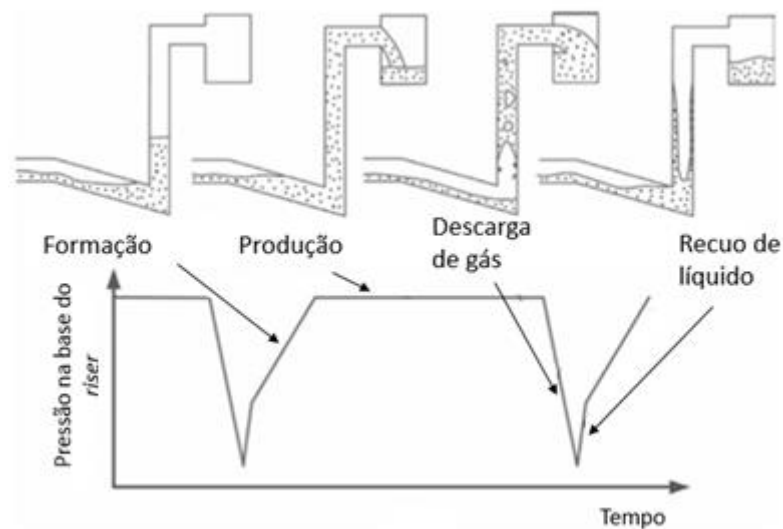


Figura 2.2: Mecanismo das golfadas em *risers*. Adaptado de HAN; GUO (2015).

2.3 Controle de golfadas

Uma vez que o comportamento oscilatório do regime de golfadas é indesejável nas tubulações de transporte de petróleo *offshore*, convém a implementação de uma solução para o fenômeno. Segundo JAHANSHAH; SKOGESTAD; HELGESEN (2012), soluções usuais são a manipulação da abertura da válvula de produção e a instalação de *slug catchers* – unidades onde as golfadas são armazenadas, permitindo ao gás expandir-se e reduzir a velocidade do líquido – após a válvula de produção. O controle da válvula de produção é a estratégia recomendada, a qual é chamada de controle antigolfadas. Nesse sistema de controle, medidas como pressão, vazão ou massa específica do fluido são tipicamente as variáveis controladas e a abertura da válvula de topo é a variável manipulada.

Na prática, os sistemas atuais de controle antigolfadas não são robustos e mesmo com a malha fechada é comum que o comportamento instável continue. Isso se deve à ocorrência de distúrbios no fluxo de entrada das tubulações e também por mudanças na planta (JAHANSHAH; SKOGESTAD; HELGESEN, 2012).

Em JAHANSHAH; SKOGESTAD (2011), o controle em malha *feedback* é suficiente para prevenir as golfadas e utiliza-se um modelo dinâmico simplificado com quatro estados, o qual foi comparado com os resultados de controlabilidade de outros cinco modelos disponíveis na literatura. É sugerido combinar a pressão de fundo e a vazão de saída de líquido para obter melhor performance e robustez.

Um sistema de elevação por *gas-lift* é analisado em JAHANSHAH; SKOGESTAD; HANSEN (2012), para o caso de golfadas do tipo *casing-heading*. A análise de controlabilidade é feita para diferentes candidatas a variável controlada (pressão de fundo, pressão de topo, fração volumétrica de líquido e taxa mássica de líquido na saída) e duas variáveis manipuladas (abertura da válvula de produção e abertura da válvula de entrada de *gas-lift*), sendo a pressão de fundo a variável controlada que produziu melhores resultados de controlabilidade, porém ela não é diretamente medida: é estimada por medições de topo. A adição de uma segunda variável manipulada, a válvula de entrada de *gas-lift*, não melhorou a estabilidade do sistema.

Em termos de controlabilidade, observou-se que a pressão de fundo do sistema de elevação foi a melhor variável a ser escolhida, porém esta em alguns casos não é diretamente medida. A alternativa, com resultados expressivos no controle de golfadas, foi controlar a pressão de topo do sistema. As candidatas a variável controlada foram a vazão mássica do gás de elevação, a pressão de topo do reservatório de *gas-lift*, a pressão de topo da coluna de produção, a vazão mássica de produto, a massa específica da mistura na saída da coluna e a fração volumétrica de líquido na coluna.

A pressão de fundo do sistema de elevação também é controlada em AAMO *et al.* (2005), mas não é diretamente medida. Ela é estimada por equações do modelo com base em medições de pressão do topo da tubulação, dispensando a instalação de sensores no fundo da tubulação.

Em SAUSEN, A.; SAUSEN, P.; CAMPOS (2012), é sugerido o controle do nível do separador das fases líquida e gasosa, o qual está localizado na saída do *riser*. Esta solução conta com um modelo de cinco EDOs, também fazendo uso da válvula de saída como variável manipulada. A estratégia de controle foi capaz de atenuar as variações do fluxo em golfadas. É proposto como pesquisa futura manipular simultaneamente mais de uma válvula no sistema de elevação.

2.4 Otimização em tempo real (RTO)

Uma estrutura típica da hierarquia de decisões numa planta é evidenciada na Figura 2.3, onde cada bloco representa uma camada de controle. As variáveis controladas interligam as camadas de controle, através das quais a camada superior processa o valor da variável controlada a ser implementado na camada inferior (SKOGESTAD, 2000).

O planejamento decide “o que e como fazer”; a programação decide “quando fazer”; RTO é a otimização em tempo real; MPC é o controle preditivo baseado em modelo e o controle regulatório é a principal interface para controlar e monitorar o processo. As

camadas inferiores - RTO, MPC e controle regulatório - operam em malha fechada, representada pela linha cheia, e em tempo real; já no planejamento e programação a atualização dos modelos não é automática e é efetuada de forma descontínua, representada por linhas tracejadas (DARBY *et al.*, 2011).

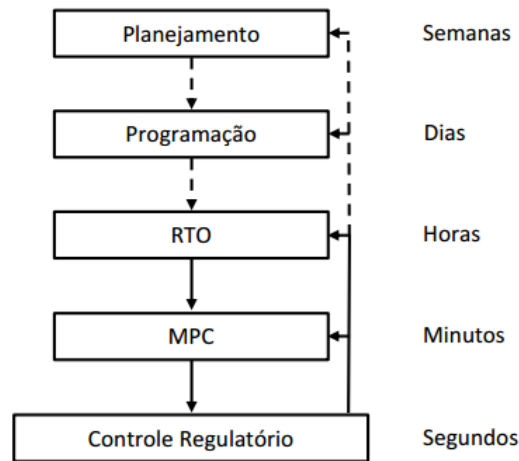


Figura 2.3: Hierarquia de tomada de decisões numa planta industrial (DARBY *et al.*, 2011)

A operação economicamente ótima está vinculada a uma estrutura que utiliza um modelo *online*: a otimização em tempo real, RTO. O sistema de RTO é operado em malha fechada e é responsável por criar uma conexão entre o controle regulatório e o MPC, onde a cada distúrbio ocorrido os *setpoints* das variáveis controladas são atualizados para que a unidade opere em seu ponto ótimo (ENGELL, 2007; DARBY *et al.*, 2011).

A RTO é constituída de um modelo não linear estático. Esse modelo é atualizado a cada ciclo para minimizar o desvio entre as variáveis do modelo e as medidas da planta, juntamente com o ajuste dos parâmetros do modelo. É através da RTO que se atinge a operação verdadeiramente ótima.

A principal razão para a RTO ser implementada é a variabilidade do ponto de operação ótimo, causada por mudanças nas condições de operação, diferentes matérias-primas, restrições variáveis e mudanças de preço de matérias-primas e produtos. Se a variabilidade for pequena, não há necessidade de implementar uma rotina de RTO, e em tal caso pode ser utilizada uma rotina *offline*, já que o custo da RTO é considerável (DARBY *et al.*, 2011).

O tempo entre duas iterações sucessivas da RTO deve ser tal que garanta o estado estacionário da planta (DARBY *et al.*, 2011). Para realizar esse tipo de otimização, é preciso ter um modelo estacionário do processo com boa precisão. Caso contrário, o resultado da otimização pode não ser o ponto ótimo verdadeiro. Outro ponto a ser abordado é que o sistema de otimização não atua nos períodos de transição entre dois pontos de operação estacionários, configurando uma perda enquanto o ponto ótimo não é atingido (SCHULTZ, 2015).

2.5 Controle auto-otimizável

SKOGESTAD (2000) criou o conceito do “controle auto-otimizável”, definido como um controle em que valores constantes de *setpoints* das CVs são implementados baseados em critérios econômicos, sem a necessidade de reotimizar o processo quando distúrbios ocorrerem. Essa nova ideia se apresenta como uma alternativa à otimização em tempo real

(RTO), pois para atingir o ótimo operacional verdadeiro é necessário um modelo perfeito, todos os distúrbios devem ser medidos e o problema de otimização, dinâmico, deve ser resolvido *online*. A proposta é uma estratégia de fácil implementação e de operação satisfatória, ainda que admita uma perda.

A perda econômica L é definida pela equação (2.1) e ilustrada na Figura 2.4, sendo J a função custo, J_{opt} o valor ótimo de J , isto é, o custo minimizado da operação, que advém da solução do RTO e d^* o distúrbio no ponto nominal de operação:

$$L = J - J_{opt} \quad (2.1)$$

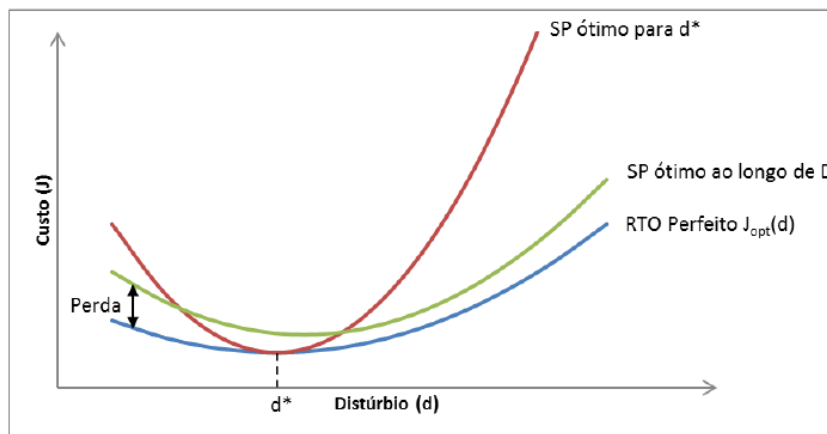


Figura 2.4: Perda imposta por manter o *setpoint* constante para a variável controlada. Baseado em SKOGESTAD (2000).

Um aspecto a ser observado é que no controle auto-otimizável sempre haverá um erro de implementação, causado por erros de medição. Além do erro de implementação, é possível que haja uma perda adicional causada pela superfície de otimização. Assim sendo, os problemas de otimização podem ser classificados em três classes quanto à sua implementação, segundo SKOGESTAD (2000), demonstrados na Figura 2.5:

- Otimização com restrições: não apresenta perda por manter o *setpoint* da variável controlada constante e igual ao seu valor mínimo ou máximo. Nesse caso implementar uma restrição ativa é uma tarefa fácil, como manter uma válvula fechada, por exemplo.
- Ótimo sem restrições com superfície plana: o valor da variável controlada não afeta o custo, ou seu impacto é pequeno, e a implementação é fácil.
- Ótimo sem restrições com superfície aguda: o valor da variável controlada afeta o custo, e a implementação é difícil. Para este caso sugere-se outra variável controlada em que a superfície do ótimo seja a mais plana possível. Quanto mais abrupta a superfície do ponto ótimo, maior será o erro de implementação.

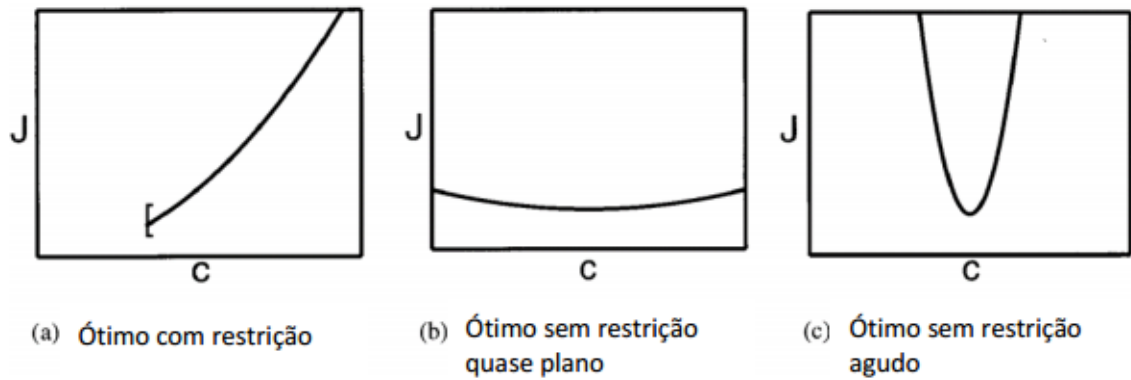


Figura 2.5: Implementação das variáveis controladas (SKOGESTAD, 2000).

Segundo SKOGESTAD (2000), manter uma função c no *setpoint* c_s manipulando as variáveis u para os distúrbios d significa que o processo está operando no estado estacionário ideal.

O esquema de funcionamento da estrutura de controle auto-otimizável é ilustrado na Figura 2.6, onde está evidenciado o uso de uma malha *feedback*. H é uma matriz ótima para os distúrbios do processo e sua forma de obtenção será esclarecida na Seção 2.5.3.

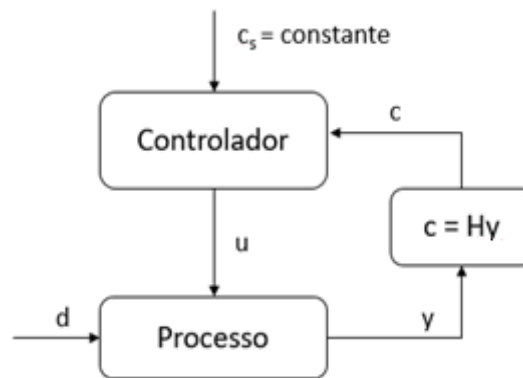


Figura 2.6: Diagrama de blocos do controle auto-otimizável. Adaptado de JOHANNES (2013).

2.5.1 Implementação do controle auto-otimizável

A implementação da operação ótima segue duas etapas (JOHANNES, 2013):

- Controle das variáveis correspondentes às restrições ativas em seus pontos de operação ótimos.
- Controle de variáveis auto-otimizadas para os graus de liberdade remanescentes.

Através de um controlador simples, como PI ou PID em malha fechada, implementa-se o SOC. Isso não configura nenhum custo adicional para o processo, já que a maioria das indústrias dispõe de sistemas de controle e não será necessária a aquisição de softwares adicionais para realizar a otimização. O controlador atua continuamente, mesmo no regime transiente, rejeitando os distúrbios que venham a surgir, o que é uma vantagem em relação à RTO estática. Nesta, dependendo da dinâmica do sistema, a RTO pode passar longos

períodos sem atuar e isso faz com que a unidade opere longe do ponto ótimo (SCHULTZ, 2015).

2.5.2 Seleção de variáveis controladas

As variáveis controladas ideais são aquelas que, ao ser mantido o *setpoint* constante, minimizam a perda do processo na ocorrência de distúrbios. Há quatro requisitos para a escolha de variáveis controladas (SKOGESTAD, 2000):

- O valor ótimo da variável não deve ser sensível a distúrbios do processo, a fim de que a perda L seja minimizada.
- A variável deve ser fácil de medir e de controlar, de modo a reduzir o erro de implementação.
- A variável deve ser sensível a mudanças no valor da variável manipulada, apresentando um grande ganho em relação à CV. A superfície do ótimo deve ser plana em relação à CV.
- Para o caso de duas ou mais variáveis controladas, elas devem ser independentes.

Há sete etapas para a implementação do controle auto-otimizável:

1. Identificação do número de graus de liberdade;
2. Definição da função custo e restrições;
3. Identificar os principais distúrbios, que podem ser erros de otimização, distúrbios durante a operação e erros de implementação das CVs;
4. Otimização: resolver o problema de otimização e gerar uma tabela com os pontos nominais ótimos para outras variáveis além de u ;
5. Identificar candidatas a variável controlada;
6. Avaliar a perda em relação à operação verdadeiramente ótima, a qual exige um modelo perfeito, que seria obtida pela RTO;
7. Análise e seleção de CVs.

2.5.3 Método do espaço nulo

O Método do Espaço Nulo proposto por ALSTAD; SKOGESTAD (2007) define a existência de n_u combinações lineares de c que não variam na presença de distúrbios d . Combinando um número de variáveis igual ao número de graus de liberdade, a variável c representa as combinações lineares das medições y e é definida como:

$$c = Hy \quad (2.2)$$

$$c \in \mathbb{R}^{n_u} \quad (2.3)$$

onde H é a matriz ótima obtida para os distúrbios e a função sensibilidade ótima F em relação aos distúrbios:

$$F = \frac{\partial y_{opt}}{\partial d} \quad (2.4)$$

em que y representa as candidatas a variáveis de controle e y_{opt} seu valor ótimo. A matriz ótima H deve satisfazer:

$$HF=0 \quad (2.5)$$

H é obtida no espaço nulo à esquerda de F e posteriormente obtém-se c na equação (2.2). Controlar $c = Hy$ resulta em uma operação ótima com perda aproximadamente nula, com o valor ótimo para c independente em relação a d e considerando o erro de implementação negligenciável.

3 Metodologia

Neste capítulo é apresentado o modelo tido como base para a representação do escoamento no sistema de elevação e a metodologia utilizada para o controle de golfadas.

3.1 Modelo simplificado

As golfadas foram reproduzidas utilizando-se o modelo dinâmico estudado por MEGLIO, DI *et al.* (2012) no *riser* de elevação. O modelo considera uma seção de tubo, sujeita a um fluxo bifásico de gás e de líquido, conforme ilustrado na Figura 3.1:

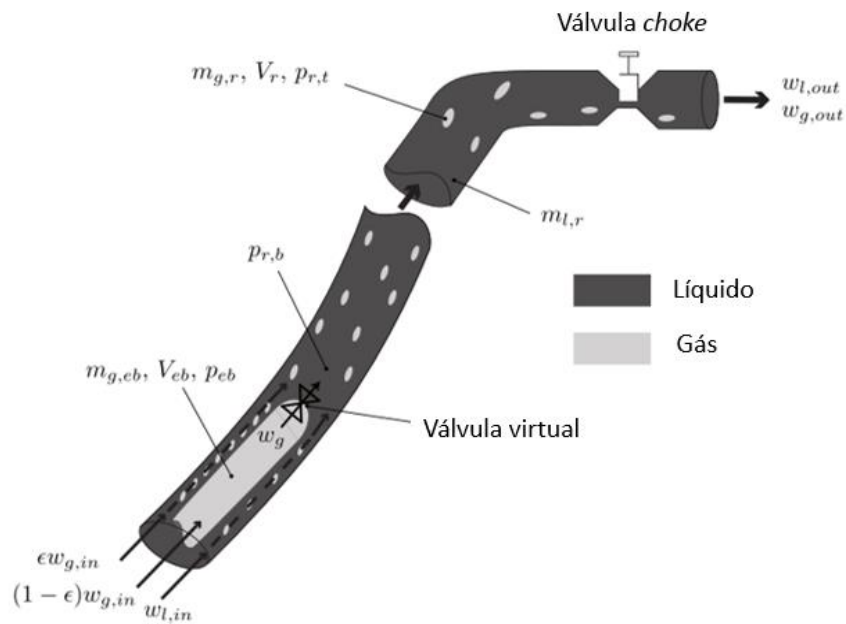


Figura 3.1: Descrição dos fluxos no *riser* proposto (MEGLIO, DI *et al.*, 2012).

No modelo estudado são consideradas constantes as entradas de líquido e de gás, $w_{l,in}$ e $w_{g,in}$ respectivamente, de forma a torná-lo menos complexo. Entretanto, visando tornar o modelo mais realista e permitir que o incremento de produção fosse considerado, neste trabalho entendeu-se que tais vazões são melhor representadas de acordo com JAHANSHAHI; SKOGESTAD; HANSEN (2012):

$$w_{g,in} = GOR \cdot w_{in} \quad (3.1)$$

$$w_{l,in} = (1 - GOR) \cdot w_{in} \quad (3.2)$$

$$w_{in} = IP \cdot \max(P_w - p_{r,b}, 0) \quad (3.3)$$

onde GOR é a razão mássica entre gás e óleo, IP o índice de produtividade do reservatório, P_w a pressão do reservatório e w_{in} a taxa mássica total que entra no *riser*.

A saída é controlada pela válvula *choke*. Além disso, nesse modelo é proposta uma válvula virtual, através da qual é possível modelar a irregularidade do fluxo de gás, o qual pode acumular e formar uma bolha alongada. Esta bolha ocasiona um aumento de pressão e gera um fluxo instável conhecido como golfada.

As equações diferenciais do balanço de massa que descrevem o modelo do *riser* são descritas a seguir:

$$\dot{m}_{g,eb}(t) = (1-\epsilon)w_{g,in} - w_g(t) \quad (3.4)$$

$$\dot{m}_{g,r}(t) = \epsilon w_{g,in} + w_g(t) - w_{g,out}(t) \quad (3.5)$$

$$\dot{m}_{l,r}(t) = w_{l,in} - w_{l,out}(t) \quad (3.6)$$

As variáveis de estado são a massa de gás na bolha alongada $m_{g,eb}$, a massa de gás no riser $m_{g,r}$ e a massa de líquido no riser $m_{l,r}$. Ainda, $w_{g,in}$ e $w_{l,in}$ representam as massas de entrada de gás e de líquido no riser e $w_{g,out}$ e $w_{l,out}$ as massas de saída de gás e de líquido, respectivamente. w_g é a massa de gás saindo da bolha alongada e entrando no riser. A fração de gás que entra no volume de controle é denotada ϵ , podendo assumir valores de 0 a 1; o complementar dessa fração fica aprisionado no fundo do riser como V_{eb} (volume da bolha alongada), causando incremento de pressão.

As pressões ao longo do sistema, p_{eb} , $p_{r,t}$ e $p_{r,b}$ representam a pressão da bolha alongada, pressão no topo do riser e a pressão de fundo, respectivamente, e são calculadas considerando que o gás nesse sistema se comporta como gás ideal.

$$p_{eb} = \frac{m_{g,eb}RT}{MV_{eb}} \quad (3.7)$$

$$p_{r,t} = \frac{m_{g,r}RT}{M\left(V_r - \left(m_{l,r} + \frac{m_{l,still}}{\rho_l}\right)\right)} \quad (3.8)$$

$$p_{r,b} = p_{r,t} + \left(m_{l,r} + m_{l,still}\right) \frac{g \sin \theta}{A} \quad (3.9)$$

onde M é a massa molar do gás, V_r o volume do riser ($V_r = A \cdot L$), $m_{l,still}$ a massa mínima de líquido que permanece no riser, ρ_l a massa específica de líquido, θ a inclinação média da tubulação, L o comprimento do riser e A a área da seção transversal. Assume-se temperatura constante em toda tubulação.

As massas de gás, de líquido e total são calculadas como w_g , $w_{g,out}$, $w_{l,out}$ e w_{out} :

$$w_g = C_g \max(0, (p_{eb} - p_{r,b})) \quad (3.10)$$

$$w_{out} = C_{out} a \sqrt{\rho_m \max(0, p_{r,t} - p_s)} \quad (3.11)$$

$$w_{l,out} = \frac{m_{l,r}}{m_{l,r} + m_{g,r}} w_{out} \approx w_{out} \quad (3.12)$$

$$w_{g,out} = \frac{m_{g,r}}{m_{l,r} + m_{g,r}} w_{out} \approx \frac{m_{g,r}}{m_{l,r}} w_{out} \quad (3.13)$$

onde w_g é a massa total de gás que passa pela válvula virtual e C_g é a constante desta válvula, assumida constante; w_{out} é a massa total que passa pela válvula *choke*, cuja constante é dada por C_{out} e abertura a . Em ambas equações, não é admitido refluxo para o sistema, fazendo-se o uso da função máximo nas vazões. p_s , constante, é a pressão no separador de fases.

3.2 Estruturas e estratégias de controle

O conjunto de equações foi simulado através de uma *s-function* em ambiente *Simulink* do MATLAB®. Inseriu-se um controlador PI, cujos parâmetros de ajuste foram obtidos na estrutura em malha aberta, sendo o *setpoint* para a variável controlada calculado como a média entre os valores máximo e mínimo de golfada para todo o intervalo de simulação, utilizando a função *média* do MATLAB. A inserção de um controlador PID seria inviável, pois o ruído na leitura de medições é elevado em instalações marinhas. A variável manipulada é a abertura da válvula *choke* e quatro variáveis controladas foram testadas: a pressão de fundo do *riser* $p_{r,b}$, a massa específica média da mistura ρ_m , a pressão de topo $p_{r,t}$, e a fração mássica de gás no *riser* α_g . A outra saída do sistema dinâmico é a taxa mássica de líquido $w_{l,out}$.

A escolha das variáveis controladas baseia-se nos estudos de JAHANSHAHI; SKOGESTAD; HANSEN (2012), sendo $p_{r,t}$ e $p_{r,b}$ medidas diretamente no topo e na base do *riser*, respectivamente. ρ_m e α_g são calculadas indiretamente, sendo o controle na prática feito pela combinação de variáveis de topo da coluna (pressão, temperatura e volume). No estudo mencionado, $p_{r,b}$ é a CV que resulta em melhor performance, pois apresentou elevado ganho em estado estacionário.

Para representar o modelo estudado, foram inseridas duas entradas para a *s-function*, entre elas a taxa de *gas-lift* que seria injetado no reservatório de petróleo. Todavia essa influência não foi avaliada, mantendo-a no valor absoluto zero em todas as simulações, conforme ilustra a Figura 3.2, onde a cópia da tela do *Simulink* é mostrada.

A abertura da válvula *choke* deve assumir valores entre 0 e 1 e para garanti-lo foi inserido um bloco de saturação. Por tratar-se de um sistema rígido, todas as simulações foram realizadas com o integrador implícito ODE23S. Foi assumido $bias=0,15$ baseando-se em GEREVINI (2014).

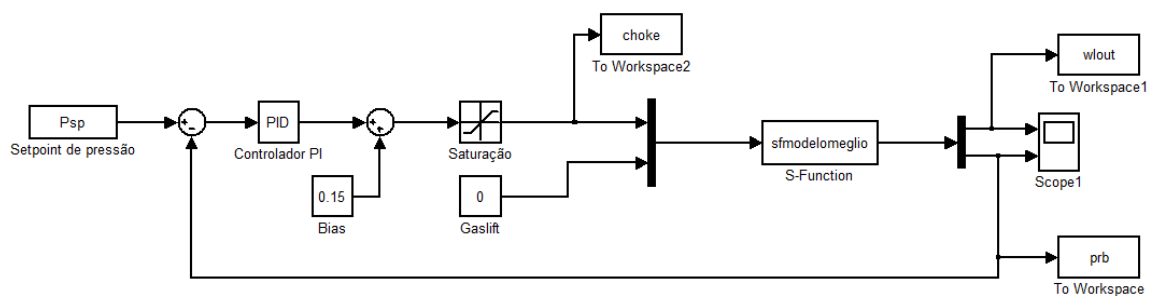


Figura 3.2: Diagrama de blocos da estrutura de controle implementada no caso em que a pressão de fundo $p_{r,b}$ é a variável controlada.

Os parâmetros de simulação utilizados para representar o modelo do *riser* encontram-se na Tabela 3.1:

Tabela 3.1: Parâmetros de ajuste do modelo adaptados de MEGLIO, DI *et al.* (2012).

Parâmetro	Descrição	Valor	Unidade
R	Constante dos gases ideais	8,314	J/mol.K
T	Temperatura do reservatório	363	K
M	Massa molar do gás	0,022	kg/mol
ρ_l	Massa específica do líquido	900	kg/m ³
g	Aceleração da gravidade	9,81	m/s ²
θ	Ângulo de inclinação do <i>riser</i>	$\pi/4$	rad
D	Diâmetro do tubo	0,15	m
A	Área da seção transversal	$1,77 \times 10^{-2}$	m ²
p_s	Pressão da estação de separação	$6,6 \times 10^5$	Pa
L	Comprimento do <i>riser</i>	5200	m
ϵ	Fração de gás na entrada	0,78	-
C_{out}	Constante da válvula <i>choke</i>	$2,8 \times 10^{-3}$	m ²
C_g	Constante da válvula virtual	10^{-4}	m.s
V_{eb}	Volume da bolha alongada	48	m ³
$m_{l,still}$	Massa mín. de líquido no <i>riser</i>	$3,73 \times 10^{-4}$	kg
P_w	P do reservatório	$1,8 \times 10^7$	Pa
GOR	Razão gás/líquido	0,0652	kg _g /kg _l
IP	Índice de produção do reservatório	$1,09 \times 10^{-5}$	kg/Pa.s

Objetivando maximizar a produção de líquido $w_{l,out}$, foi resolvido um problema de otimização cujas variáveis de decisão são os parâmetros de ajuste do controlador e seu *setpoint*, sujeito a uma operação não golfante. Foi resolvido um problema de busca local sem restrições, usando-se a função *fminsearch* do MATLAB. A função objetivo é a produção de líquido, cuja direção de busca é o máximo. Para detalhes do código utilizado, o leitor deve consultar o Apêndice A.

A função objetivo utilizada é representada por:

$$FO = \text{média}(w_{l,out}) + 0,1 \text{variância}(w_{l,out}) \quad (3.14)$$

onde o peso da variância permite chegar em regiões não golfantes durante a rotina de otimização e teve ajuste manual, o qual foi selecionado a partir de simulações com diferentes pesos a fim de avaliar qual permitiria chegar na região desejada, não golfante.

Para o cálculo dos parâmetros do controlador utilizados como chute inicial no problema de otimização, utilizou-se a estrutura em malha aberta e aplicou-se um degrau de magnitude pequena na abertura da válvula *choke*, em operação não-golfante, isto é, entre 0 e 40% de abertura. Escolheu-se o método de Síntese Direta para o ajuste, por ser de fácil implementação, com ganho K_c dado por pela equação (3.15). K_p é o ganho do processo e a constante de tempo integral (τ_i), igual à constante de tempo do processo, é o tempo necessário para atingir 63% da resposta final na resposta ao degrau (τ do processo).

$$K_c = 4/K_p \quad (3.15)$$

3.3 Controle auto-otimizável

A implementação do controle auto-otimizável consistiu em obter um conjunto de combinações lineares c para obter os setpoints c_s das variáveis controladas:

$$c = Hy \quad (3.16)$$

em que H é uma matriz constante e y as medições disponíveis.

Foi criado um diagrama de blocos no Simulink para implementar o controle auto-otimizável, representado na Figura 3.3:

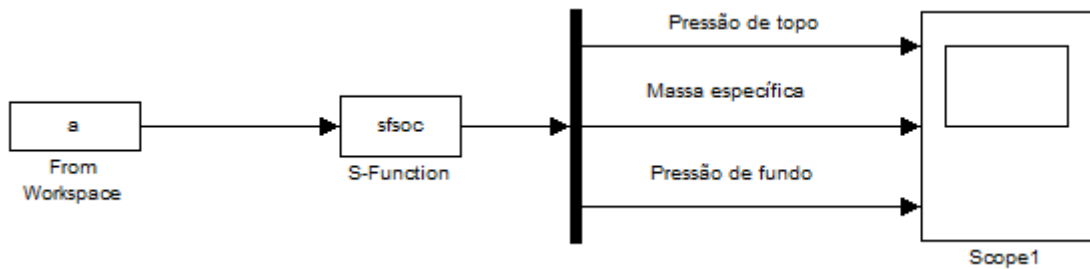


Figura 3.3: Diagrama de blocos para a implementação do SOC em malha aberta.

Conforme definição do método, foi assumido estado estacionário e que os distúrbios afetam a operação apenas no estado estacionário. Também se assumiu que não há erro de implementação devido à ação integral do controlador. Escolheram-se variáveis controladas fáceis de serem medidas e controladas como a pressão de topo, pressão de fundo e massa específica da mistura, além de serem sensíveis à abertura da *choke*, variável manipulada. A pressão de fundo é medida por um sensor instalado na base do *riser* e a pressão de topo por um sensor no topo do *riser*, mas a massa específica é calculada obtendo-se previamente valores de pressão e temperatura no topo do sistema de elevação.

Para obter H , foi preciso previamente obter a matriz de sensibilidade F . Ela foi obtida numericamente realizando pequenas perturbações nos distúrbios, e y^{opt} é o valor ótimo das medições das saídas:

$$\Delta y^{opt} = y^{opt}(d + \Delta d) - y^{opt}(d) \quad (3.17)$$

$$F = \frac{\Delta y^{opt}}{\Delta d} \quad (3.18)$$

$$F = \begin{bmatrix} \frac{\partial y_1^{opt}}{\partial d_1} & \dots & \frac{\partial y_1^{opt}}{\partial d_{n_d}} \\ \dots & \dots & \dots \\ \frac{\partial y_{n_y}^{opt}}{\partial d_1} & \dots & \frac{\partial y_{n_y}^{opt}}{\partial d_{n_d}} \end{bmatrix} \quad (3.19)$$

Com F gerada, obteve-se a matriz H pela função `Null` do MATLAB® e as combinações lineares foram calculadas pela equação (3.16). Elas devem ser mantidas num valor fixo cuja base são os valores ótimos das candidatas a CV pressão de fundo e massa específica, sendo a MV a abertura da *choke*. Assim, o *setpoint* para o sistema é dado por:

$$c_{opt} = Hy_{opt} \quad (3.20)$$

onde y_{opt} é uma matriz constituída por valores em que as saídas representadas na Figura 3.3 têm valores estabilizados para uma pequena abertura da válvula *choke*.

4 Resultados e discussões

Neste capítulo serão apresentados os resultados referentes às estruturas de controle para supressão das golfadas no sistema de elevação. O capítulo está dividido em três partes:

- Sintonia do controlador: são apresentados os ajustes em malha aberta que serão utilizados como chutes iniciais para o problema de otimização;
- Otimização da produção de líquido utilizando variáveis controladas tradicionais;
- Análise de estrutura de Controle auto-otimizável (SOC).

4.1 Sintonia do controlador

A fim de avaliar a possibilidade de controlar outra variável de saída além da pressão de fundo proposta por MEGLIO, DI *et al.* (2012), foram realizadas três tentativas de mudança da variável controlada: pressão de topo, massa específica da mistura e fração de gás no *riser*. Tais variáveis já haviam sido estudadas como CVs em JAHANSHAHI; SKOGESTAD; HANSEN (2012). Para isso, a saída foi alterada na *s-function* de cada uma delas e a estrutura de controle permaneceu análoga à da Figura 3.2.

Os ajustes em malha aberta foram feitos com um pequeno degrau aplicado na abertura da válvula *choke*, compreendido no intervalo de aberturas que antecedem a ocorrência de golfadas, isto é, de 0 a 40% de abertura.

4.1.1 Pressão de fundo $p_{r,b}$ como variável controlada

Para uma abertura da válvula *choke* de 80% em malha aberta, obteve-se o comportamento das golfadas tanto para pressão de fundo como para a produção de líquido. Além disso, conforme será mostrado na Seção 4.3, existe uma abertura de *choke* a partir da qual o escoamento se dá por golfadas e o valor de abertura usado está compreendido nesta faixa.

A partir do gráfico da pressão de fundo da Figura 4.1, calculou-se o *setpoint* para o controlador: $1,674 \times 10^7$ Pa. Observa-se que os picos de produção de líquido estão associados à queda repentina de pressão de fundo do *riser*, pois o gás que é descarregado impulsiona o líquido, conforme explicado na Seção 2.2.

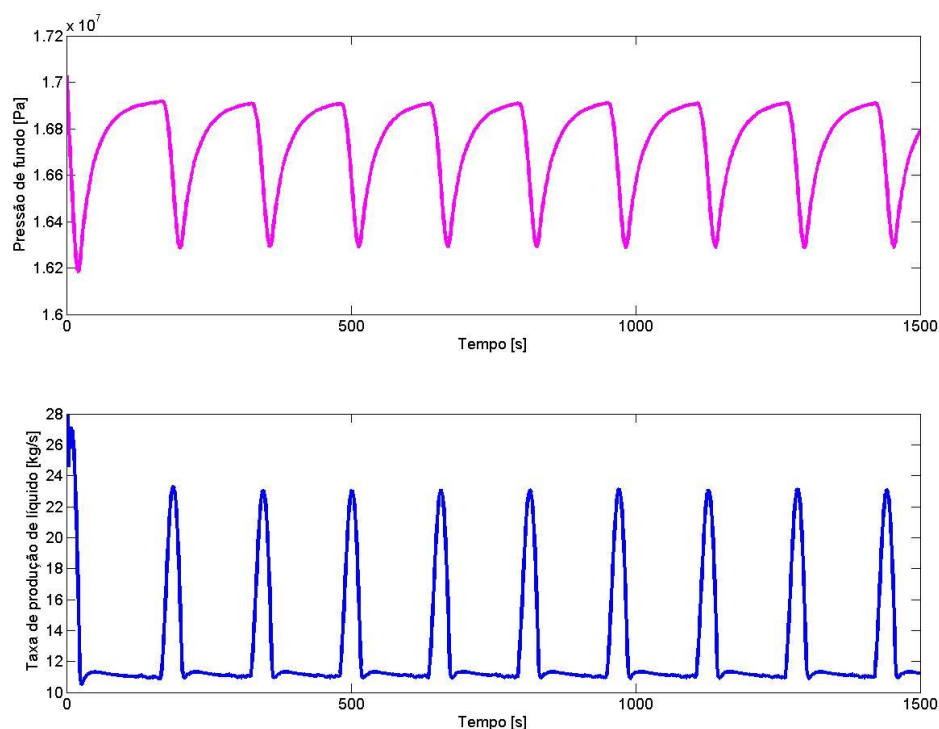


Figura 4.1: Simulação das golfadas para a estrutura em malha aberta para uma abertura de 80% da válvula *choke*.

A Tabela 4.1 mostra os parâmetros de sintonia do controlador PI aplicados à estrutura em malha fechada e utilizados como chute inicial no problema de otimização. Já a Figura 4.2: retrata a resposta em malha fechada do sistema utilizando-se esses parâmetros, avaliando a produção de líquido, sendo a CV pressão de fundo e a MV abertura da *choke*. Nota-se que a pressão de fundo é uma variável que respondeu ao ajuste e apresenta boa característica servo, com variância de $2,71 \times 10^{-4} \text{ Pa}^2$ entre o *setpoint* e o valor convergido. A taxa mássica de produção de líquido ficou estabilizada em 13,75 kg/s.

Tabela 4.1: Parâmetros de ajuste do controlador PI.

Parâmetro	Valor	Unidade
K_c	$-3,68 \times 10^{-6}$	Pa^{-1}
τ_i	150	s
Setpoint	$1,67 \times 10^7$	Pa

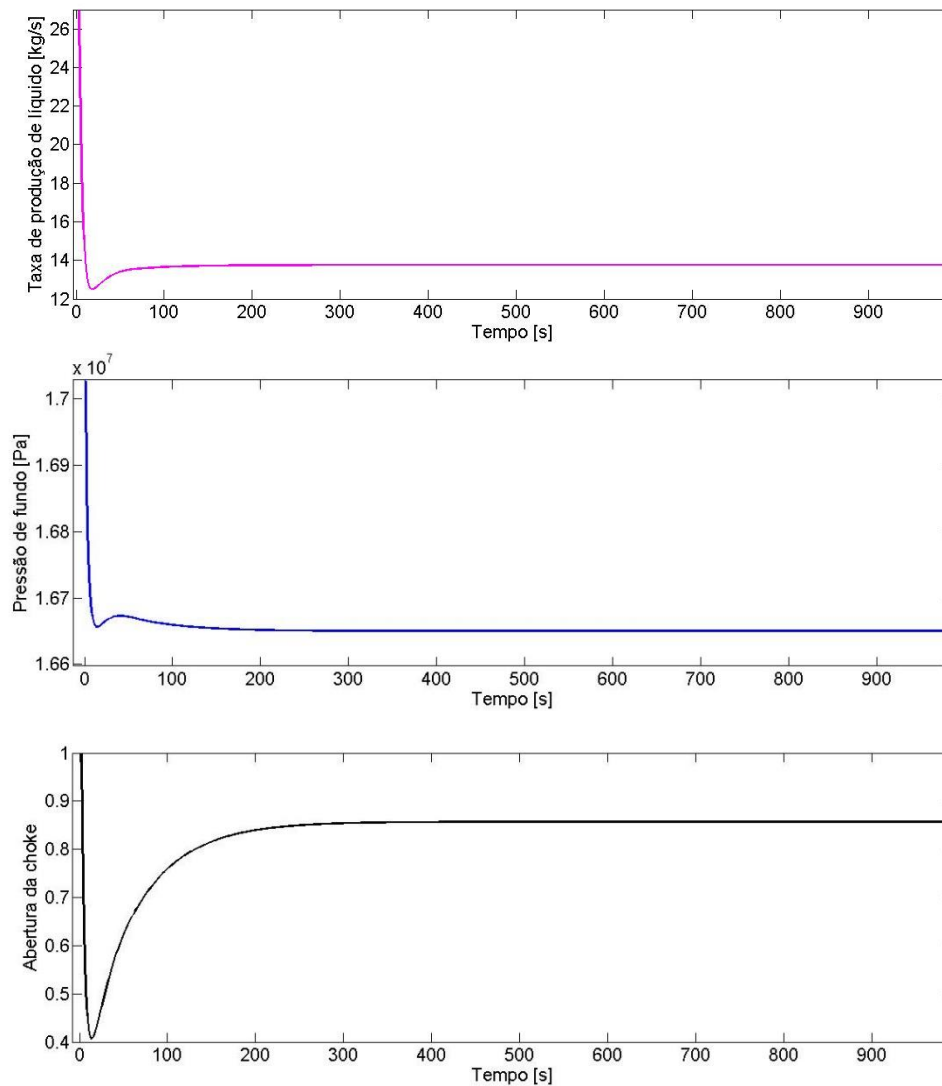


Figura 4.2: Atuação do controlador PI sobre as golfadas, mostrando o impacto sobre a produção de líquido (acima), abertura da *choke* como MV (abaixo) e $p_{r,b}$ como CV (meio).

4.1.2 Pressão de topo $p_{r,t}$ como variável controlada

A segunda variável a ser estudada é a pressão à montante da *choke* ($p_{r,t}$), cuja disponibilidade é maior que a pressão de fundo. Foi feita a simulação em malha aberta para esta nova variável controlada e obteve-se o *setpoint* para o controlador: $6,97 \times 10^5$ Pa. A resposta em malha aberta é ilustrada na Figura 4.3, onde se verifica padrão de golfada distinto em relação a $p_{r,b}$: a pressão de topo é medida logo antes da válvula *choke*, então quanto maior a pressão nesse ponto mais líquido passará pela válvula.

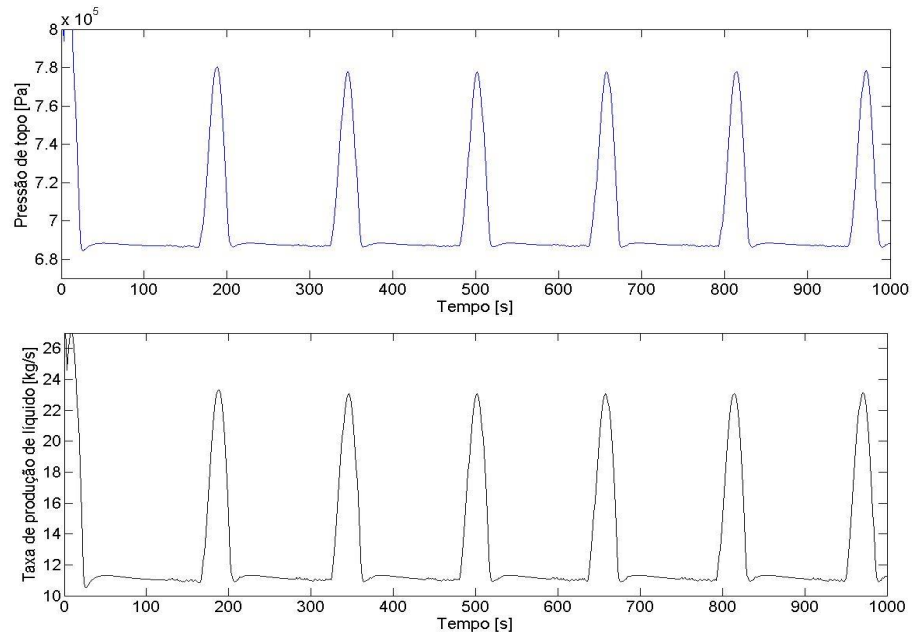


Figura 4.3: Simulação das golfadas em malha aberta, com 80% de abertura da válvula *choke*.

Os parâmetros utilizados na sintonia do controlador são mostrados na Tabela 4.2. Como observado na Figura 4.4, a pressão de topo mostrou-se uma variável de difícil controle, visto que não eliminou as golfadas.

Tabela 4.2: Parâmetros de ajuste do controlador PI.

Parâmetro	Valor	Unidade
K_c	$-3,72 \times 10^{-6}$	Pa^{-1}
τ_i	830	s
Setpoint	$6,97 \times 10^5$	Pa

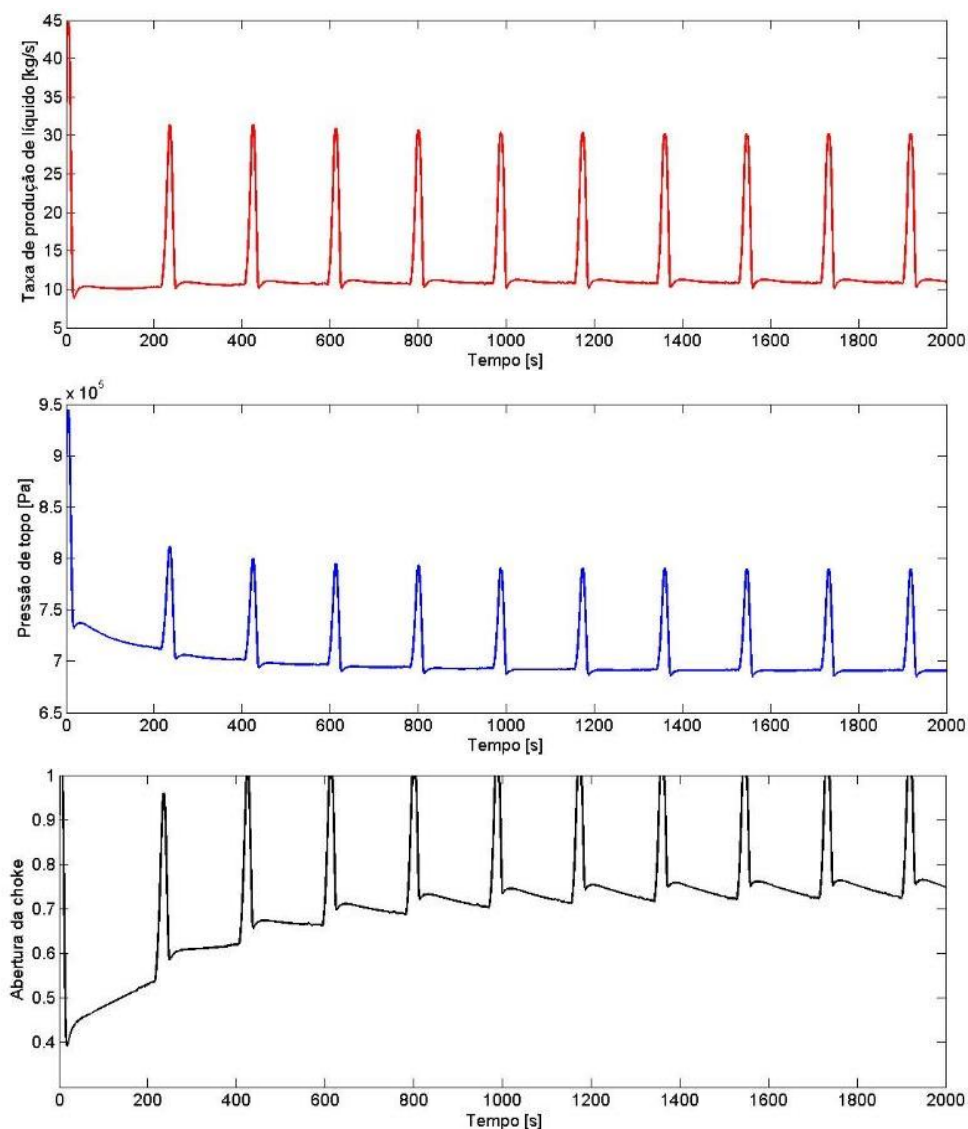


Figura 4.4: Comportamento observado após a sintonia do controlador com pressão de topo como variável manipulada.

4.1.3 Massa específica média da mistura ρ_m como variável controlada

Novamente, para uma abertura de 80% da válvula *choke* a estrutura em malha aberta foi simulada utilizando-se agora a massa específica ρ_m , a qual foi calculada como:

$$\rho_m = \frac{m_{g,r} + m_{l,r}}{V_r} = \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right] \quad (4.1)$$

O comportamento desta variável em malha aberta está ilustrado na Figura 4.5. Observa-se padrão de golfadas semelhante à estrutura com a CV $p_{r,b}$ da Seção 4.1.1: enquanto a massa específica aumenta, a taxa de produção de líquido se mantém em valor mínimo e atinge o máximo quando ρ_m tem seu menor valor, pois é quando ocorre a descarga de gás no *riser*.

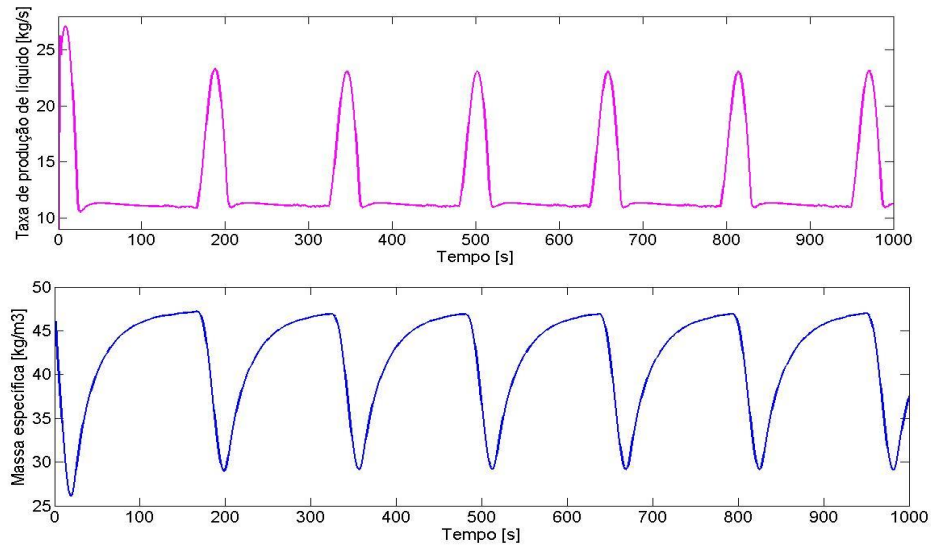


Figura 4.5: Golfadas observadas para simulação em malha aberta com abertura de 80% da válvula de saída.

A partir da resposta a um degrau de pequena magnitude na variável manipulada, foram ajustados os parâmetros do controlador, conforme a Tabela 4.3. O resultado pode ser visto na Figura 4.6.

Apesar da *choke* apresentar uma abertura elevada, de 98,1%, onde seria mais suscetível a ocorrência de golfadas, a variável controlada e a taxa de produção de líquido mantiveram-se estabilizadas em 39,4 kg/m³ e 14,88 kg/s respectivamente.

Tabela 4.3: Parâmetros de ajuste do controlador.

Parâmetro	Valor	Unidade
Kc	-0,19	m ³ /kg
τ_i	200	s
Setpoint	39,4	kg/m ³

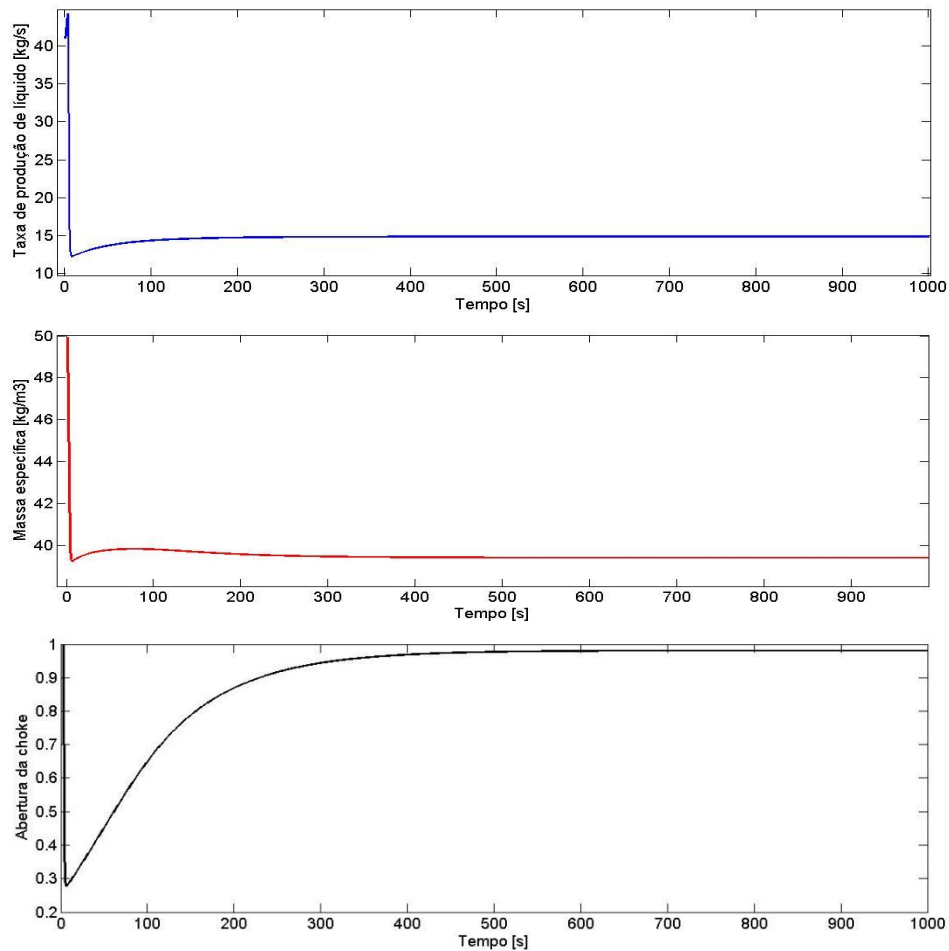


Figura 4.6: Resposta à ação do controlador em malha fechada para massa específica ρ_m como variável controlada.

4.1.4 Fração de gás no riser α_g

Também foi simulada em malha aberta a estrutura com a fração de gás no riser como CV, conforme a Figura 4.7.

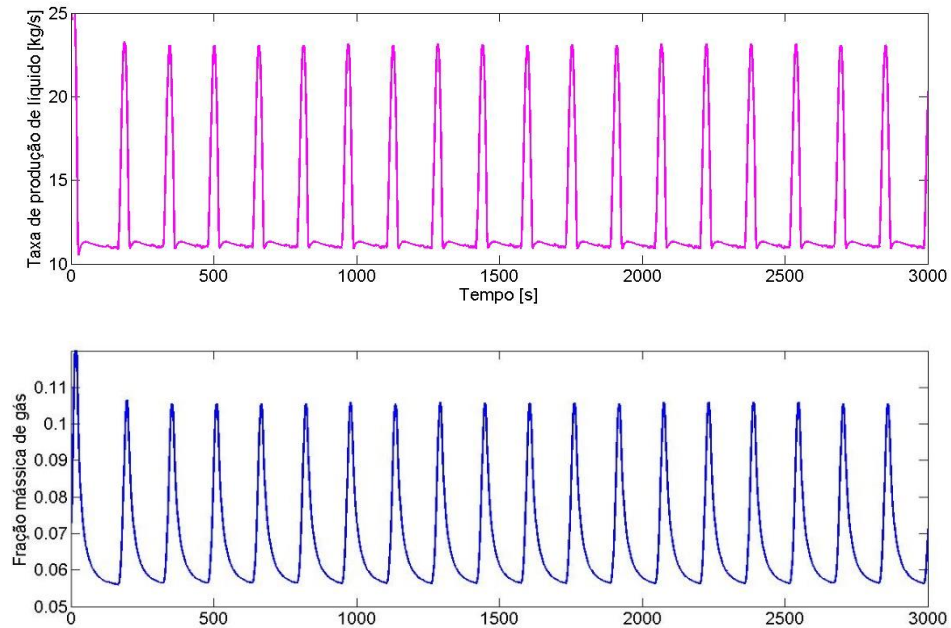


Figura 4.7: Comportamento do sistema com fração mássica de gás como CV em malha aberta para abertura de 80% da *choke*.

Após provocar um degrau de pequena magnitude na abertura da válvula *choke*, não houve resposta ao degrau e não foi possível calcular os parâmetros do controlador. Esta CV teve de ser desconsiderada, já que não seria possível controlá-la.

4.2 Otimização da produção de líquido

O objetivo principal de uma plataforma de petróleo é maximizar a produção de líquido. Desta forma, buscou-se maximizar a saída de líquido, $w_{l,out}$, já que o retorno financeiro é diretamente proporcional a esta variável.

O referido problema foi resolvido para as três variáveis controladas previamente descritas, porém apenas para pressão de fundo e massa específica o desempenho do controlador foi satisfatório, isto é, houve supressão efetiva das golfadas. Portanto serão exibidos apenas os resultados para essas variáveis controladas, já que para a pressão de topo não foram obtidas soluções significativas, com performance similar à estrutura em malha aberta.

4.2.1 Pressão de fundo $p_{r,b}$

Foi entregue ao otimizador como chute inicial os parâmetros K_c , τ_I e *setpoint* da Tabela 4.1 e os parâmetros otimizados são mostrados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4: Valores otimizados para o sistema controlando $p_{r,b}$.

Parâmetro	Valor	Unidade
K_c	$-3,91 \times 10^{-6}$	Pa^{-1}
τ_I	151	s
Setpoint	$1,663 \times 10^7$	Pa
$w_{l,out}$	13,99	kg/s

O comportamento do sistema frente aos valores otimizados é evidenciado na Figura 4.8. Observa-se um comportamento adequado das saídas frente à ação do controlador. A abertura da *choke* convergiu para 0,98 e a pressão de fundo para $1,663 \times 10^7$ Pa, com variância de $754,83 \text{ Pa}^2$ entre o *setpoint* e o valor convergido. O valor da abertura da válvula próximo a 1 gera um maior diferencial de pressão entre reservatório e superfície e acarreta maior saída de líquido, o que é benéfico para uma plataforma de petróleo.

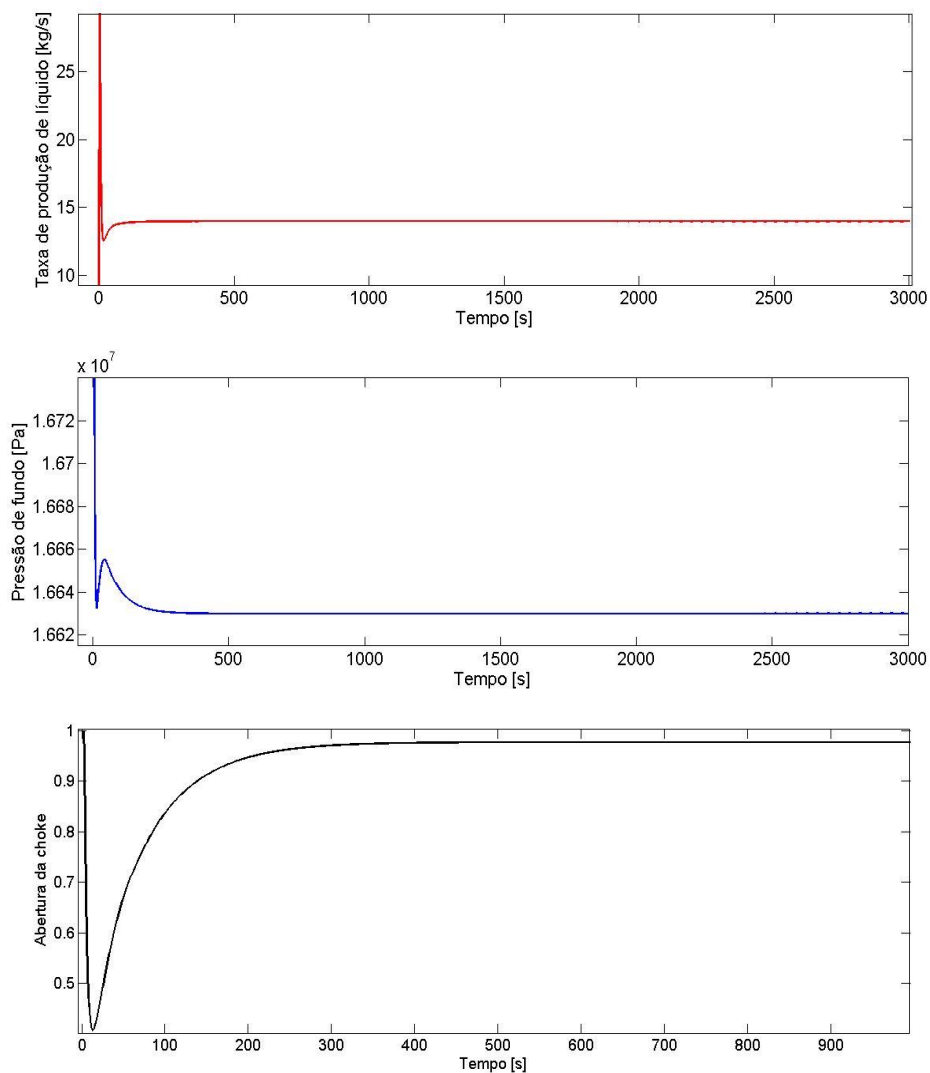


Figura 4.8: Variáveis de saída com parâmetros otimizados, com saída de líquido (topo), CV (meio) e MV (abaixo).

Verificou-se manualmente o valor mínimo possível de *setpoint* de pressão que resultasse numa operação livre de golfadas. Obteve-se o valor de $1,663 \times 10^7$ Pa, que resulta na produção de 13,96 kg/s de líquido (equivalente a 8864 BPD), apresentando pouca diferença (0,21%) em relação ao valor obtido por otimização, que é 13,99 kg/s (equivalente a 8882 BPD).

4.2.2 Massa específica ρ_m

Considerando a massa específica da mistura, o problema de otimização foi resolvido utilizando-se os valores de K_c , τ_I e *setpoint* da Tabela 4.3 como chute inicial, obtendo-se os

valores da Tabela 4.5 . A variância do *setpoint* na faixa estabilizada é $1,03 \times 10^{-5} \text{ (kg/m}^3\text{)}^2$ e a média do *setpoint* $39,15 \text{ kg/m}^3$. Conforme a Figura 4.9, apesar da válvula encontrar-se próxima à abertura máxima, o sistema mantém-se estável no tempo de simulação considerado. Todavia o sistema estudado é bastante sensível a distúrbios e na eventualidade de sua ocorrência prevê-se o surgimento de golfadas.

Tabela 4.5: Resultados da otimização para o sistema com ρ_m como CV.

Parâmetro	Valor	Unidade
Kc	-0,12	m^3/kg
τ_i	196,28	s
Setpoint	39,15	kg/m^3
$W_{l,out}$	14,01	kg/s

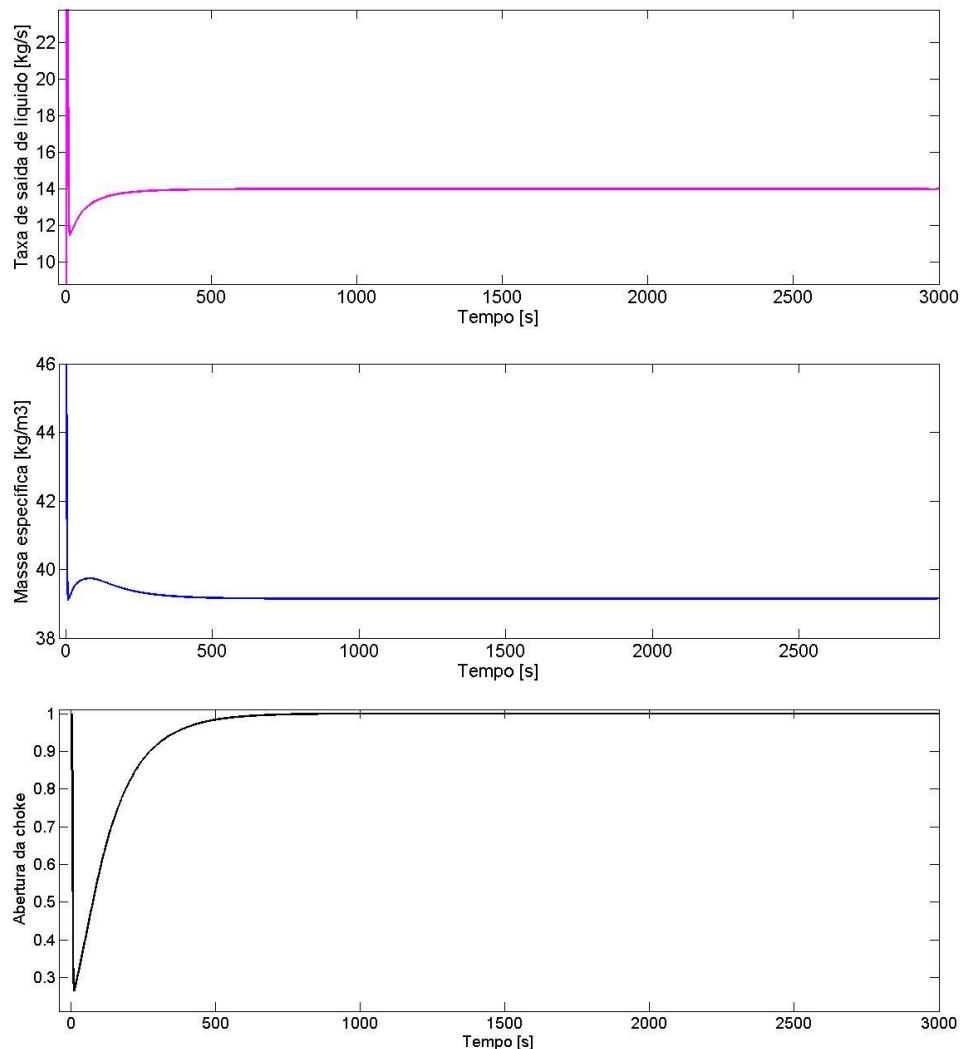


Figura 4.9: Desempenho com parâmetros otimizados para massa específica como CV.

4.3 Efeito da abertura da válvula *choke*

A abertura da válvula *choke* é a principal responsável pelo aumento da produção de líquido e também pelo escoamento oscilatório, aqui representado por golfadas. Sua abertura causa aumento da diferença de pressão entre a base do *riser* e o reservatório,

impulsionando a saída de fluidos. Desta forma, buscou-se avaliar o comportamento da variável controlada em função da abertura da válvula para cada um dos quatro sistemas de controle, bem como a influência da abertura na taxa de saída de líquido, considerando a operação sob a atuação do controlador PI, em comparação com o sistema em malha aberta.

O comportamento das variáveis controladas pressão de fundo e massa específica e a saída de líquido correspondente a cada uma delas são plotados na Figura 4.10 e na Figura 4.11, respectivamente. Elas foram construídas ponto a ponto, sendo os valores máximo, mínimo e médio obtidos nas estruturas em malha aberta, em que foram fornecidos os valores de abertura de válvula do intervalo de 0 a 1. Os valores otimizados da variável controlada e produção de líquido obtidos na estrutura em malha fechada, representados pela linha tracejada, são a resposta otimizada de ajuste do controlador, conforme já apresentado na Figura 4.8 e na Figura 4.9.

No sistema com a pressão de fundo como CV, cujo diagrama de bifurcação é mostrado na Figura 4.10, observa-se o surgimento do ponto de bifurcação para uma abertura de válvula de aproximadamente 40%, a partir do qual passa a haver produção por golfadas, representadas pelo desprendimento das linhas azuis e por sua média na linha vermelha. Já a atuação do controlador sobre o escoamento em golfadas é evidenciada pela linha tracejada; a válvula inicia a simulação totalmente aberta (vide Figura 4.8) e é repentinamente fechada a 40% sob a atuação do controlador, ponto que foi considerado aqui para a demonstração do resultado obtido.

A solução com controlador fornece uma taxa menor de produção contra a taxa média por golfadas a partir de uma abertura de 48% (14 kg/s a 17 kg/s, respectivamente), então neste caso é mais vantajoso operar com o regime em golfadas do que em malha fechada, mas será necessário dispor de *slug catchers* para o armazenamento do líquido após a passagem pela *choke*. Para a faixa de abertura de 40% a 48%, é preferível operar o sistema em malha fechada, pois a saída de líquido é constante e maior que a taxa média de produção em golfadas (13 kg/s contra 11 kg/s aproximadamente).

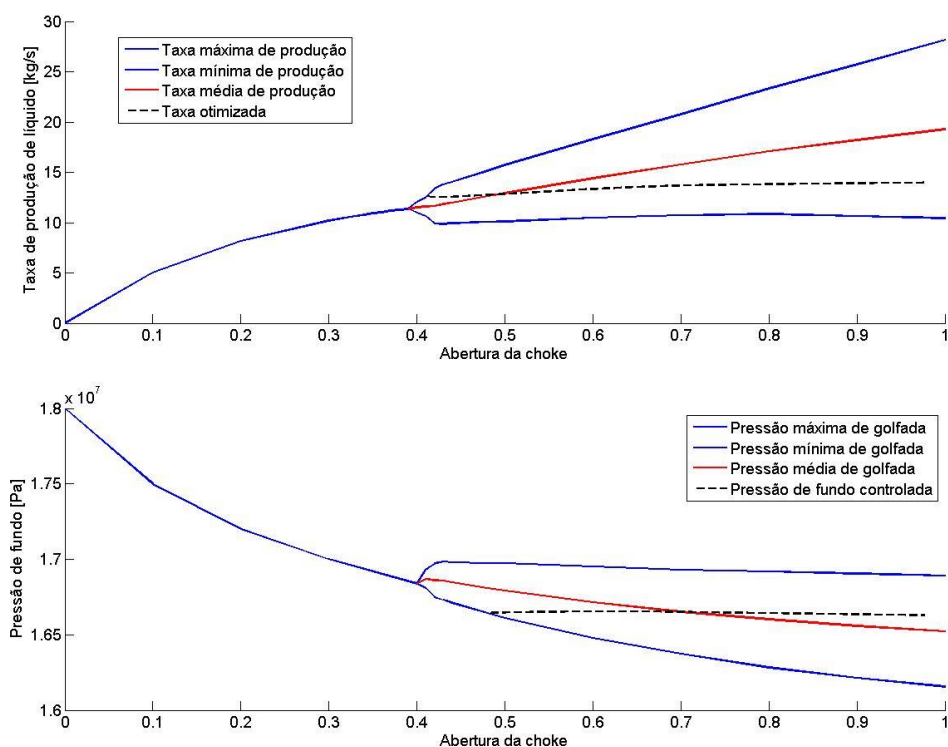


Figura 4.10: Início das golfadas (ponto de bifurcação) para a produção de líquido (acima) e para a pressão de fundo (abaixo) em função da abertura da válvula.

Os diagramas de bifurcação para a CV massa específica são ilustrados na Figura 4.11. Nota-se o surgimento do ponto de bifurcação para uma abertura de 30% da válvula, a partir do qual ocorrem as golfadas. Também são representados os picos máximo e mínimo de produção, a média das golfadas e o comportamento frente à atuação do controlador com parâmetros otimizados.

Em termos comparativos, no modelo simplificado de JAHANSHAH; SKOGESTAD; HELGESEN (2012), o ponto de bifurcação surge a partir de uma abertura de 5% da válvula *choke*, o que significa que o escoamento está mais comprometido pelas golfadas do que nesta situação. Já no modelo de MEGLIO, DI *et al.* (2012) a abertura máxima da *choke* para um escoamento livre de golfadas é 27%. Em ambos está sendo considerada a pressão de fundo como CV.

Analisando a Figura 4.11, verifica-se que a solução controlada apresentou maiores valores de massa específica a partir de uma abertura de válvula de aproximadamente 67%, implicando menor taxa de produção de líquido comparada à produção média por golfadas: 14,5 kg/s e 19 kg/s aproximadamente. Este último é o valor médio máximo que pode ser atingido, com válvula totalmente aberta.

Portanto, para aberturas de válvula compreendidas na faixa entre 30% e 57%, aproximadamente, convém utilizar o sistema controlado, pois verificou-se uma saída maior de líquido em relação à operação em golfadas. A partir da abertura de 57%, opta-se pela produção em golfadas com a condição de que um *slug catcher* esteja posicionado na saída da *choke* da mesma forma que para a pressão de fundo como variável controlada.

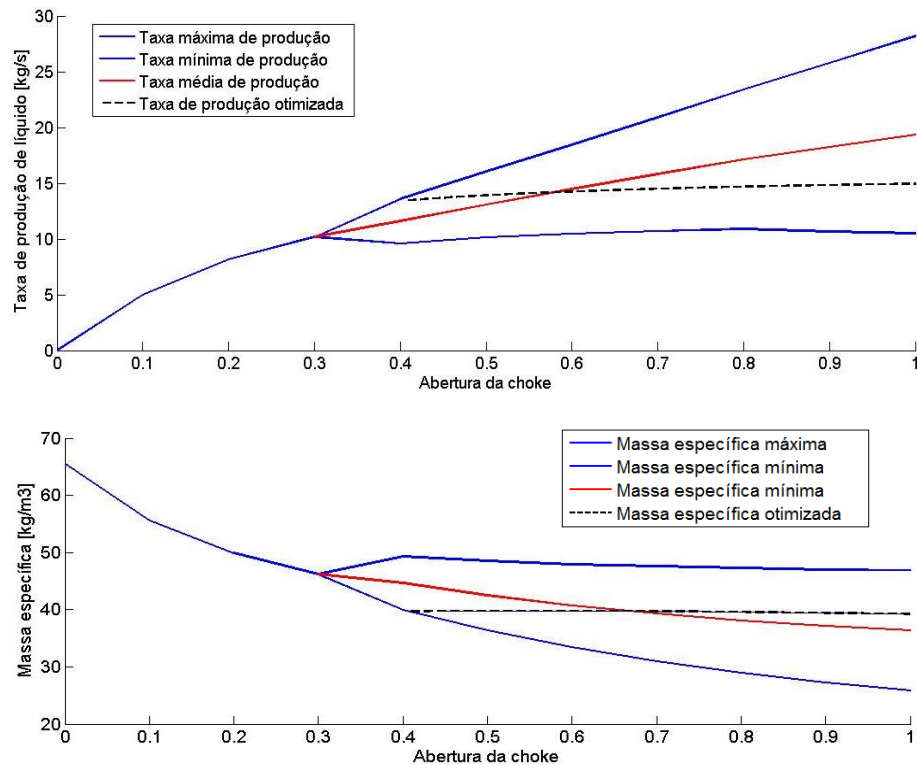


Figura 4.11: Ponto de bifurcação para a produção de líquido (acima) e massa específica (abaixo) em função da abertura da válvula.

4.4 Controle auto-otimizável (SOC)

A implementação do SOC implicou no uso de três saídas: pressão de fundo, pressão de topo e massa específica. O distúrbio estudado foi a pressão do reservatório P_w . Para síntese da estrutura SOC, utilizou-se o conceito do espaço nulo, sendo que a matriz de sensibilidade foi computada para as três variáveis controladas já estudadas, por perturbação. Essa escolha de distúrbio reside no fato de que um dos fatores que mais influenciam na queda da produtividade de um reservatório de petróleo ao longo do tempo é a queda da pressão do reservatório causada pelos processos de extração.

O distúrbio foi aplicado até o surgimento das golfadas. Assim, a matriz F obtida foi:

$$F = \begin{bmatrix} -1,01998 \times 10^{-5} \\ -1,566 \times 10^{-5} \\ -2,83 \times 10^{-6} \end{bmatrix} \quad (4.2)$$

A partir de F obteve-se uma combinação linear c das quatro variáveis como CVs, conforme a equação (4.3), gerando o *setpoint* de $1,41 \times 10^7$.

$$c = \begin{bmatrix} -0,8285 \\ 0,55422 \\ -0,0806 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} p_{r,b} \\ \rho_m \\ p_{r,t} \end{bmatrix} \quad (4.3)$$

A aplicação deste *setpoint* não gerou a supressão das golfadas e foi refeita a estrutura de controle usando apenas duas saídas: as CVs que apresentaram melhor desempenho da Seção 4.1.

As novas matrizes obtidas F e c foram:

$$F = \begin{bmatrix} -1,01998 \times 10^{-5} \\ -1,566 \times 10^{-5} \end{bmatrix} \quad (4.4)$$

$$c = \begin{bmatrix} -0,8379 \\ 0,5458 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} p_{r,b} \\ \rho_m \end{bmatrix} \quad (4.5)$$

O novo *setpoint* calculado da mesma forma foi $1,47 \times 10^7$. Não ocorreu estabilização do fluxo, mesmo com a otimização do ganho, constante de tempo e *setpoint* calculados na estrutura em malha aberta. Desta forma, conclui-se que o SOC não foi uma solução eficaz e a estrutura de controle simples foi superior a este método para o caso avaliado. Isso pode ter ocorrido por um distúrbio não identificado ou um ajuste equivocado na linearização do sistema, ou mesmo por limitação do método para o modelo estudado.

5 Conclusões e Trabalhos Futuros

Neste trabalho foram propostas soluções de controle para o problema do escoamento em golfadas em uma estrutura de elevação de petróleo. Em quatro malhas *feedback* com um controlador PI, com variável manipulada sendo a abertura da válvula *choke* e variável controlada pressão de fundo, pressão de topo, massa específica da mistura e fração de gás no *riser*, cada sistema foi simulado individualmente. Outro sistema de controle envolveu o SOC, onde as saídas foram acopladas. Para a geração do escoamento em golfadas, serviu-se de um modelo simplificado disponível na literatura.

O controle de golfadas para a malha *feedback* em que as CVs foram massa específica e pressão de fundo foi eficiente tanto para evitar o surgimento de tal oscilação quanto para manter uma saída de líquido considerável, de 14 kg/s para ambos os casos. Nos casos em que as CVs foram pressão de topo e fração mássica de gás no *riser*, o mesmo comportamento não foi observado e as golfadas não foram suprimidas. Desta forma, estas duas últimas variáveis não podem ser aplicadas como CVs separadamente.

Foi comparada a operação em malha fechada com a operação em malha aberta, golfante, para as duas CVs em que o controle foi eficiente. A operação em malha fechada mostrou-se vantajosa apenas em uma faixa de abertura da válvula *choke*. Para a CV massa específica foi possível manter a saída de líquido mais elevada que a produção em golfadas manteria por um intervalo maior de abertura de válvula que para o caso da CV pressão de fundo. Logo elege-se a massa específica como variável a ser controlada, sendo possível trabalhar com aberturas elevadas da *choke* e alternando entre produção em malha fechada e por golfadas, contanto que haja equipamentos adicionais tão logo a mistura passe pela válvula.

O controle auto-otimizável não forneceu resultados significativos. A variável controlada não se manteve no *setpoint* calculado e as golfadas não foram suprimidas.

Para trabalhos futuros, outros modelos para as golfadas podem ser testados, como o também simplificado modelo de JAHANSHAH; SKOGESTAD (2011) e compará-lo com o modelo adotado neste trabalho. Outras variáveis podem ser manipuladas, como a válvula de fundo da tubulação do *riser* e a massa de líquido que entra no volume de controle. Podem ser testadas outras variáveis controladas, como fração e vazão de líquido na corrente de saída, combinadas ou não. Outros distúrbios além da pressão do reservatório podem ser estudados, como a razão gás-óleo (GOR) e o ruído de medição.

Referências

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

ALSTAD, V.; SKOGESTAD, S. Null space method for selecting optimal measurement combinations as controlled variables. **Industrial and engineering chemistry research**, 2007. v. 46, n. 3, p. 846–853.

DARBY, M. L. et al. Rto: an overview and assessment of current practice. **Journal of process control**, 2011. v. 21, n. 6, p. 874–884.

ENGELL, S. Feedback control for optimal process operation. **Journal of process control**, 2007. v. 17, n. 3, p. 203–219.

GEREVINI, G. Análise e controle da dinâmica de escoamento em poços de petróleo por gas-lift .Trabalho de conclusão de curso. **Departamento de Engenharia Química. UFRGS**. 2014.

HAN, P.; GUO, L. Numerical simulation of terrain-induced severe slugging coupled by hydrodynamic slugs in a pipeline–riser system. **International journal of heat and fluid flow**, 2015. v. 56, p. 355–366.

HUSSEIN K. ABDEL-AAL, MOHAMED A. AGGOUR, M. A. F. **Petroleum and gas field processing**. [S.l.]: [s.n.], 2003.

JAHANSHAHI, E. Control solutions for multiphase flow: linear and nonlinear approaches to anti-slug control. Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet, Fakultet for naturvitenskap og teknologi, **Institutt for kjemisk prosessteknologi**, 2013. Disponível em: <<https://brage.bibsys.no/xmlui/handle/11250/248592>>. Acesso em: 21 nov. 2016.

JAHANSHAHI, E; SKOGESTAD, S. Simplified dynamical models for control of severe slugging in multiphase risers. **Ifac proceedings volumes**, 2011. v. 44, n. 1, p. 1634–1639.

JAHANSHAHI, E; SKOGESTAD, S ; HANSEN, H. Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells. **Ifac proceedings volumes**, 2012. v. 45, n. 15, p. 93–100.

JAHANSHAHI, E; SKOGESTAD, S.; HELGESEN, A. H. Controllability analysis of severe slugging in well-pipeline-riser systems. **Ifac proceedings volumes**, 2012. v. 45, n. 8, p. 101–108.

JÄSCHKE, J.; SKOGESTAD, S. Nco tracking and self-optimizing control in the context of real-time optimization. **Journal of process control**, 2011. v. 21, n. 10, p. 1407–1416.

JOHANNES, J. Using process data for finding self-optimizing controlled variables *. 2013. p. 451–456.

KHAN, M. I. et al. 2014 oil plunge: causes and impacts on renewable energy. **Renewable and sustainable energy reviews**, 2017. v. 68, p. 609–622.

MEGLIO, F. DI et al. Stabilization of slugging in oil production facilities with or without upstream pressure sensors. **Journal of process control**, 2012. v. 22, n. 4, p. 809–822. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jprocont.2012.02.014>>.

SAUSEN, A.; SAUSEN, P.; CAMPOS, M. De. The slug flow problem in oil industry and pi level control. 2012. Disponível em: <<http://cdn.intechopen.com/pdfs-wm/40523.pdf>>.

SCHULTZ, Eduardo dos Santos. A importância do ponto de operação nas técnicas de self-optimizing control. 2015. 128 f. Tese (Mestrado em Engenharia Química) – **Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul**. 2015.

SKOGESTAD, S. Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure. **Journal of process control**, 2000. v. 10, n. 5, p. 487–507.

TZIMAS, E.; GEORGAKAKI, A. **Enhanced oil recovery using carbon dioxide in the european energy system**. [S.l.]: [s.n.], 2005.

VAZQUEZ, O.; FURSOV, I.; MACKAY, E. Automatic optimization of oilfield scale inhibitor squeeze treatment designs. **Journal of petroleum science and engineering**, 2016. v. 147, p. 302–307. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.petrol.2016.06.025>>.

Apêndice A

Neste apêndice consta o código utilizado na otimização dos parâmetros do controlador e da produção de líquido para a variável manipulada massa específica da mistura. Para as demais CVs foi utilizada a mesma rotina, apenas mudando as variáveis de decisão do problema.

```
function vr = varprod5(param)

%maximizar a vazao de líquido
assignin('base','Kc',param(1))
assignin('base','Ti',param(2))
assignin('base','sp',[0 param(3)])

sim('modelomegliodensidade',20000)

vr = -mean(vazao.signals.values(1000:end)) +
0.1*var(vazao.signals.values(1000:end));
end

%[z fval] = fminsearch(@varprod5,[Kc Ti sp(2)])
```