



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



Análise de controle auto-otimizável para sistema de elevação multipoço

Autor: Matheus Romanato Ruiz

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Porto Alegre, novembro de 2020

Autor: Matheus Romanato Ruiz

Análise de controle auto-otimizável para sistema de elevação multipoço

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à COMGRAD/ENQ da Universidade Federal do Rio Grande do Sul como parte dos requisitos para a obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Marcelo Farenzena

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Pedro Rafael Bolognese Fernandes, DEQUI-UFRGS

Eng. MSc. Ricardo Rodrigues, PPGEQ-UFRGS

Porto Alegre

2020

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, gostaria de agradecer aos meus pais Karen e Jean, meu irmão Bruno e meus avós Nádia e Ayrton por todo o apoio durante os anos de faculdade e por todo o incentivo aos estudos que me deram durante toda minha vida. A eles dedico essa vitória e todas as outras que desta virão.

Agradeço aos meus amigos de curso, e agora de vida, Bine, Cami, Miche, Nanato, Vicky, Pathi, Lu e Tati por todo o suporte e companheirismo ao longo dessa jornada. Sem dúvida alguma, nada disso teria sido possível sem a amizade e ajuda de vocês. Tudo que vivemos nesses anos todos, mesmo os perrengues, fizeram eles muito especiais.

Ao meu namorado Henrique agradeço por todo o suporte e paciência, nas muitas vezes em que precisei me ausentar para focar no TCC, mas principalmente por todo o amor e carinho. Obrigado por tornar esse último ano de faculdade ainda mais especial e por sempre acreditar em mim.

Agradeço à Universidade Federal do Rio Grande do Sul e aos professores do Departamento de Engenharia Química pela dedicação e pelo ensino de qualidade que forneceram durante estes anos. Em especial, gostaria de agradecer ao meu orientador Marcelo Farenzena por toda ajuda nesta última etapa da graduação. As orientações e apoio, inclusive aos finais de semana, foram essenciais para a realização deste trabalho.

Agradeço ao CEUE - Centro dos Estudantes Universitários de Engenharia e todo o pessoal que nele conheci, por todos os momentos que vivi dentro dele. Todo o desenvolvimento pessoal e profissional que tive ao fazer parte deste time incrível abriram muitas portas, e por isso sou eternamente grato.

Agradeço também ao meu colega de trabalho Felipe pela ajuda e dicas para execução deste trabalho, e ao meu chefe Guilherme pelos dias de folga concedidos para que este trabalho fosse finalizado.

RESUMO

Neste trabalho modelou-se um sistema multipoço de elevação de petróleo *offshore* e quis-se obter o conjunto de variáveis controladas, que quando mantidas constantes através da implementação do controle auto otimizável (Self Optimizing Control - SOC), levassem o sistema a apresentar a maior taxa produção de petróleo para cada poço, ao mesmo tempo em que reduzissem a ocorrência das oscilações na pressão causadas pelo escoamento multifásico. Uma função objetivo foi desenvolvida para verificar a produção do sistema, levando em conta a ocorrência das golfadas, e a penalizando quando o mesmo ocorresse. Os resultados do sistema utilizando SOC, com a pressão de fundo do *riser* como variável controlada escolhida, foram comparados com aqueles obtidos em malha aberta e observou-se uma melhora, embora pouco expressiva. O sistema não apresentou muitas perdas ao mantermos a variável controlada constante em todos os desvios de processo propostos. De maneira oposta, o sistema estava mais estável, devido à malha de controle, o que faz com que a média da taxa de produção de petróleo fosse razoavelmente maior do que em malha aberta, mas, principalmente, que o sistema fosse mais seguro de operar.

Palavras-chave: *Controle auto otimizável, sistemas de elevação offshore, estruturas de controle*

ABSTRACT

In this paper, a multi-well offshore oil extraction system was modeled and the aim was to obtain a set of variables that, when kept constant through the implementation of the self optimizing control (SOC), would lead the system to the optimal rate oil production for each well, while reducing the occurrence of riser slugging caused by multiphase flow. An objective function was developed to analyze the production of the system in both methods, taking into account the occurrence of slugging, and penalizing the function when it occurred. The results of the system using SOC, with the bottom pressure of the riser as the controlled variable, were compared with those obtained in open loop and a slightly improvement was observed. The system did not present great losses by keeping the variable constant in all process deviations proposed. Conversely, the system was more stable due to the control loop, which led the average oil production rate to be reasonably higher than in the open loop system, but mainly made the system safer to operate.

Keywords: *Self optimizing control*, offshore oil extraction system, control structures.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Estrutura de elevação de petróleo offshore. Adaptado de Di Meglio et al. (2012) ..	4
Figura 2 – Representação do separador trifásico. Adaptado de Jahanshahi (2013).....	4
Figura 3 – Padrão de escoamento em tubulações verticais com diferentes velocidades. Adaptado de Jahanshahi (2013)	5
Figura 4 – Esquemático das etapas de formação de golfadas em <i>risers</i> . Adaptado de Pickering et al. (2015).....	6
Figura 5 – Perda imposta ao manter constante o valor de <i>setpoint</i> de uma variável controlada. Adaptado de (Skogestad, 2000)	9
Figura 6 – Sensibilidade de <i>J</i> em função da variável controlada. Adaptado de Skogestad (2000).....	10
Figura 7 – Hierarquia de implementação com otimizador e camadas de controle separadas. Adaptado de Halvorsen et al. (2003).....	11
Figura 8 – Representação esquemática da tubulação de transporte e dos volumes de controle considerados para a modelagem do escoamento. Adaptado de Di Meglio et al. (2012).....	15
Figura 9 – Diagrama de bifurcação da pressão de fundo (a) e da taxa de produção de petróleo (b) em função da abertura da válvula <i>choke</i> para o poço 1.....	20
Figura 10 - Diagrama de bifurcação da pressão de fundo (a) e da taxa de produção de petróleo (b) em função da abertura da válvula <i>choke</i> para o poço 2.....	21
Figura 11 – Comportamento da pressão de fundo do poço 1 em malha aberta para uma abertura de válvula abaixo do ponto de bifurcação (a) e acima dele (b) onde as golfadas ocorrem, e a representação do ponto no tempo, em vermelho, a partir do qual não serão toleradas oscilações no sistema.	22
Figura 12 – Comportamento da taxa de produção de petróleo do poço 1 em malha aberta para uma abertura de válvula abaixo do ponto de bifurcação (a) e acima dele (b) onde as golfadas ocorrem, e a representação do ponto no tempo, em vermelho, a partir do qual não serão toleradas oscilações no sistema.	22
Figura 13 – Curva da função custo para os desvios na vazão de entrada de gás ($w_{g,in,1}$)	27
Figura 14 - Curva da função custo para os desvios na vazão de entrada de gás ($w_{g,in,2}$)	28
Figura 15 - Curva da função custo para os desvios no Índice de Produção (IP_1)	28
Figura 16 - Curva da função custo para os desvios no Índice de Produção (IP_2)	29
Figura 17 - Curva da função custo para os desvios na pressão do reservatório ($P_{res,2}$)	29
Figura 18 - Curva da função custo para os desvios na pressão do separador (P_s)	30

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Lista dos parâmetros ajustados do modelo.	19
Tabela 2 – Lista de parâmetros particulares de cada poço	19
Tabela 3 – Parâmetros dos controladores de pressão	23
Tabela 4 – Valores ótimos de J para os desvios na vazão de entrada de gás.....	24
Tabela 5 – Valores ótimos de J para os desvios no Índice de Produção.....	24
Tabela 6 – Valores ótimos de J para os desvios na pressão do reservatório	25
Tabela 7 - Valores ótimos de J para os desvios na pressão do separador.....	25
Tabela 8 – Valores de pressão de fundo e de topo no ponto ótimo para cada um dos desvios	26

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANM – Árvore de Natal Molhada

EDO – Equação Diferencial Ordinária

EDP – Equação Diferencial Parcial

FCC – *Fluid Catalytic Cracking*

PID – Proporcional/Integral/Derivativo

SISO – *single-input-single-output*

SOC – Controle Auto Otimizável

LISTA DE SÍMBOLOS

N_m – número de graus de liberdade para controle

N_{opt} – número de graus de liberdade para otimização

N_0 – número de graus de liberdade

$N_{opt,free}$ – número de graus de liberdade para otimização, fora da restrição

N_{active} – número de restrições ativas

d – distúrbio

c – variável controlada

C – valor de *setpoint* da variável controlada

n – erro de medição

G – matriz de ganho em estado estacionário

$\dot{m}_{g,eb}$ – taxa de acúmulo mássico de gás na bolha

$\dot{m}_{g,r}$ – taxa de acúmulo mássico de gás na bolha

$\dot{m}_{l,r}$ – taxa de acúmulo mássico de gás na bolha

$w_{g,in}$ – taxa mássica de gás que entra no *riser*

$w_{l,in}$ – taxa mássica de líquido que entra no *riser*

$w_{g,out}$ – taxa mássica de gás que sai do *riser*

$w_{l,out}$ – taxa mássica de líquido que sai do *riser*

ϵ – fração de gás no líquido

w_g – taxa mássica de gás que sai da bolha

P_{eb} – pressão da bolha

$P_{r,b}$ – pressão na base do *riser*

$P_{r,t}$ – pressão no topo do *riser*

C_g – constante da válvula virtual

P_H – pressão no *header*

ρ_m – massa específica da mistura

u - fator de abertura da válvula

C_{out} – constante da válvula

GOR – razão gás-óleo

IP – índice linear de produtividade

P_{res} – pressão do reservatório

V_{eb} – volume da bolha de gás

θ - inclinação média do *riser*

A – área da seção transversal do *riser*

$m_{l,still}$ - massa mínima de líquido presente no *riser* o tempo todo

T – temperatura do *riser*

R – constante universal dos gases

g - constante gravitacional

M - massa molar do gás

V_r - volume do *riser*

L - comprimento do *riser*

$w_{g,out,H}$ – taxa mássica de gás que sai do *header*

$w_{l,out,H}$ – taxa mássica de líquido que sai do *header*

P_s – pressão do separador

u_H - fator de abertura da válvula do *header*

$C_{out,H}$ – constante da válvula do *header*

$V_{g,H}$ - volume de gás no *header*

K_c - ganho do controlador

τ_i - constante de tempo integral

SUMÁRIO

1	Introdução	1
2	Revisão Bibliográfica	3
2.1	Produção de petróleo <i>offshore</i>	3
2.2	Escoamento multifásico	5
2.2.1	Golfada no riser - riser slugging	6
2.3	Modelagem do sistema	7
2.4	Controle auto otimizável	8
2.4.1	Graus de liberdade para controle e otimização	10
2.4.2	Implementação do controle auto otimizável	10
2.4.3	Seleção das variáveis controladas	11
3	Metodologia	14
3.1	Modelo simplificado	14
3.2	Otimização	21
3.2.1	Função objetivo (FO)	21
3.2.2	Distúrbios	23
3.3	Controle auto otimizável	23
4	Resultados	24
4.1	Análise da função objetivo	24
4.2	Escolha das variáveis	25
4.3	Aplicação do controle auto otimizável	27
5	Conclusões e Trabalhos Futuros	31
	REFERÊNCIAS	32

1 Introdução

Nas últimas décadas, um novo desafio surgiu para a indústria de produção de petróleo. A matéria-prima começou a ficar mais escassa nos reservatórios em terra firme, levando a exploração para o alto mar.

Muitos desafios se apresentaram para a produção de petróleo *offshore*, entre eles as dificuldades de operação impostas pelo escoamento multifásico de óleo, gás e água vindos do reservatório até a plataforma (Jahanshahi et al., 2013). O escoamento em golfadas está entre os principais problemas causados. Bolsões de gás junto ao líquido provocam comportamento oscilatório das pressões, tendo como consequência maior dificuldade operacional e complicações no processo de separação dessa solução.

Muitos são os métodos propostos para contornar o problema de instabilidade do escoamento e gerenciar o aumento de produção de petróleo. Entre eles, estão a extração por *gas-lift* e a redução das pressões internas do sistema *well-flowline-riser* através da redução da abertura da válvula *choke*, localizado no topo do *riser*. Contudo, ambos os métodos apresentam desvantagens que limitam o seu uso como solução definitiva aos problemas de produção e estabilização do escoamento.

As desvantagens de cada método instigam os pesquisadores a encontrar estratégias adequadas de operação que otimizem a produção e o lucro de cada plataforma. Isso pode significar, por exemplo, encontrar pontos estacionários ótimos de operação para um grupo de poços que trabalham em conjunto, onde a abertura da válvula de produção de cada um sejam as variáveis manipuladas.

Uma estratégia simples para se operar próximo ao ótimo é a utilização de um controlador auto otimizável (SOC – *Self Optimizing Control*), o qual é de simples implementação e cuja resposta é da ordem da dinâmica do controlador. Tal controlador é comumente um controlador PID cujos custos de instalação são baixos frente a outros sistemas de otimização. O diferencial do SOC está na possibilidade de se operar próximo ao ótimo mesmo com o *setpoint* fixo das variáveis controladas, desde que as variáveis sejam corretamente escolhidas.

Este trabalho modelou um sistema multipoço de elevação de petróleo *offshore*. No sistema, dois poços desembocam em um mesmo *header*, gerando um acoplamento de suas pressões. As oscilações de um poço causam oscilações na pressão do *header*, causando oscilações no outro poço também. O trabalho buscou, então, determinar a variável, ou o conjunto de variáveis, que quando mantidas constantes através da implementação do SOC, apresentassem a maior produção de petróleo para cada poço ao mesmo tempo em que reduzissem a ocorrência das oscilações na pressão causadas pelo escoamento multifásico.

O trabalho foi estruturado em quatro partes. A primeira é a revisão bibliográfica, onde são apresentados conceitos importantes sobre o problema a ser resolvido e a forma como pretende-se resolvê-lo, visando um entendimento pleno do trabalho. Em seguida temos a metodologia, onde apresentamos a modelagem e o controle do sistema, seguido do capítulo com os resultados das otimizações e análises realizadas para o controle de golfadas. Por último é feita a conclusão sobre os resultados obtidos e sugestão para trabalhos futuros.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Produção de petróleo *offshore*

Um poço de petróleo geralmente se refere a qualquer perfuração na terra projetada para encontrar e extrair hidrocarbonetos de petróleo. Poços de petróleo quase sempre também produzem gás e água, sendo que em sua maioria produzem estes dois majoritariamente. (Schlumberger, 2020)

A mistura multifásica de óleo, gás e água geralmente sobe do reservatório até a superfície devido à própria pressão do poço (os chamados *natural flowing wells* ou poços surgentes). Entretanto, se a pressão do reservatório é baixa, é necessário fazer uso de elevação artificial, feita por sistemas de *gas lift*, onde gás comprimido é injetado no poço ou através de bombas localizadas no poço ou no fundo do mar, acompanhado de aquecimento interno a fim de reduzir a pressão hidrostática. (Krishnamoorthy et al., 2018)

Poços *offshore* são essencialmente iguais aos terrestres, porém, suas estruturas são submarinas e, conforme Di Meglio et al., (2012), podem alcançar desde dezenas de metros a quilômetros de profundidade. O petróleo é extraído dos reservatórios através de poços até uma estrutura na cabeça de cada poço chamada de “Árvore de Natal Molhada” (ANM). Essas estruturas ficam localizadas na cabeça dos poços, onde ficam as conexões para instrumentações e válvulas no fundo do mar. Estas estruturas são utilizadas para conectar as colunas de produção dentro dos poços com as tubulações horizontais no fundo do mar, denominadas *flowlines*, conforme Figura 1.

A mistura multifásica de diversos poços é captada pelos *flowlines*, que se estendem por quilômetros ao longo do solo marinho em todo o campo de extração. Conforme representado na Figura 1, a mistura multifásica então ascende à plataforma de superfície através do *riser*, que apresenta comprimento variando desde 100 metros a um quilômetro, onde será separada e tratada. (Jahanshahi, 2013)

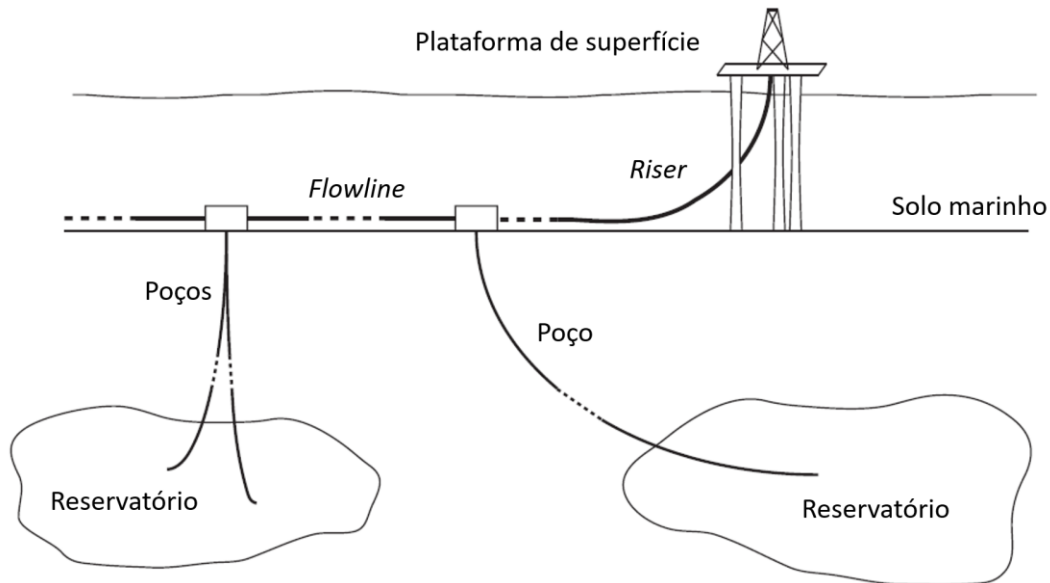


Figura 1 – Estrutura de elevação de petróleo offshore. Adaptado de Di Meglio et al. (2012)

Ao chegar na plataforma de superfície, a mistura multifásica é separada entre as três fases (óleo, gás e água) e são então processados para que possam ser usados comercialmente ou propriamente descartados. A separação das fases ocorre num separador, o qual é classificado como trifásico, representado na Figura 2, ou bifásico, dependendo se promove ou não a separação entre água e óleo e, segundo Jahanshahi (2013), o separador é um sistema multivariável muito interessante, devido à relação entre os dois níveis e a pressão.

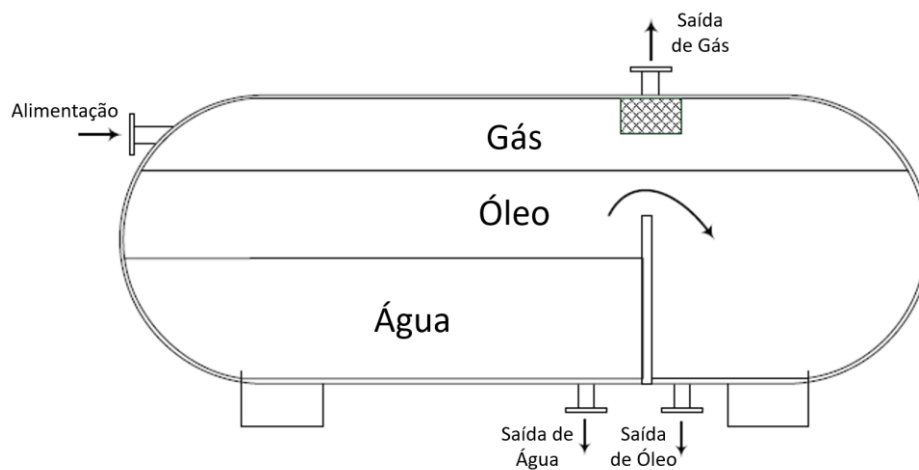


Figura 2 – Representação do separador trifásico. Adaptado de Jahanshahi (2013)

2.2 Escoamento multifásico

Os regimes de escoamento de fluxo bifásico (ou trifásico) são muito mais complexos que os monofásicos. As fases líquida e gasosa dificilmente se movem com a mesma velocidade nas tubulações devido às diferenças de densidade e viscosidade. Em um fluxo ascendente, por exemplo, a fase gasosa, que é menos densa e menos viscosa, tende a escoar a uma velocidade maior do que a fase líquida.

Alguns padrões de escoamento para tubulações na vertical podem ser observados na Figura 3.

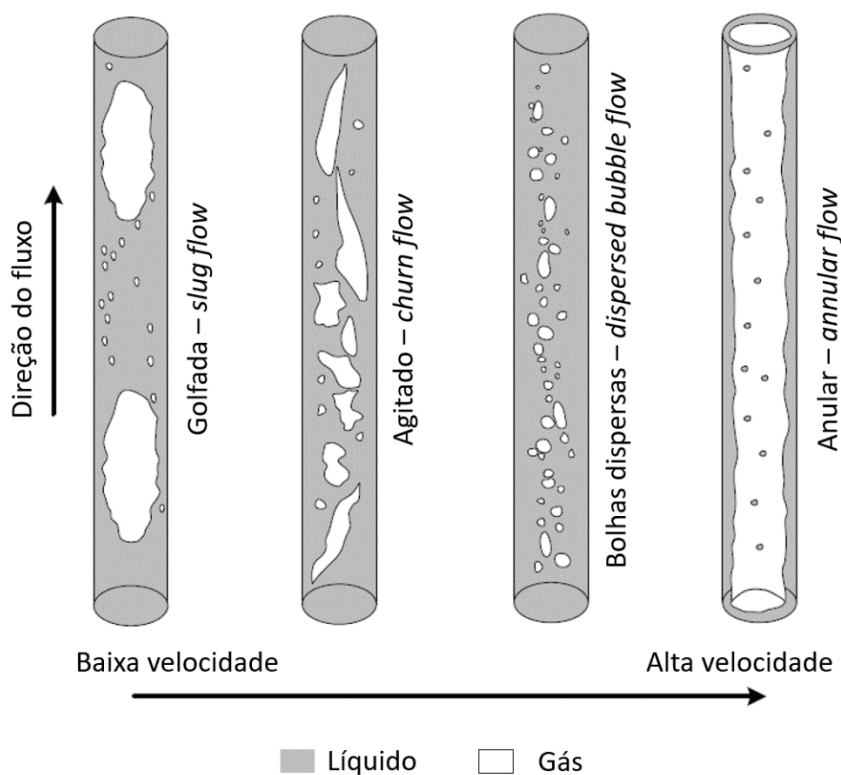


Figura 3 – Padrão de escoamento em tubulações verticais com diferentes velocidades.
Adaptado de Jahanshahi (2013)

Escoamentos por golfada (*slug flow*) tem sido, por muitos anos, um grande problema operacional na área de exploração de óleo e gás. Segundo Jansen et al. (1999), as golfadas podem causar grandes variações de vazão líquido-gás e de pressão, causando problemas de oscilação e segurança. Este tipo de escoamento em *risers* também é conhecido por *riser slugging* ou *severe slugging* devido à intensidade com que o líquido é projetado para fora da tubulação de extração.

2.2.1 Golfada no riser - riser slugging

Neste tipo de escoamento, as golfadas são geradas pois existe uma leve inclinação para baixo na parte horizontal do início do *riser*, causando acúmulo de líquido. O líquido bloqueia a entrada de gás no *riser* causando sua compressão, até que a pressão do gás acumulado exceda a da coluna de líquido. (Jansen et al., 1996) O mecanismo de formação de golfadas no *riser* pode ser descrito através das seguintes 4 etapas, representadas na Figura 4.

- Etapa 1: Líquido acumula no ponto mais baixo do *riser* devido à gravidade. Isso acontece quando a velocidade do gás e do líquido é baixa o suficiente para permitir o acúmulo.
- Etapa 2: Enquanto a pressão da coluna d'água é maior do que a de gás acumulado, a coluna continua crescendo, já que o gás não consegue subir no *riser*.
- Etapa 3: Quando a pressão do gás excede a da coluna d'água, todo o líquido é empurrado para fora do *riser* quase que instantaneamente.
- Etapa 4: Quando todo o líquido saiu do *riser*, as velocidades ficam tão baixas que o líquido cai para o ponto mais baixo e começa a acumular novamente.

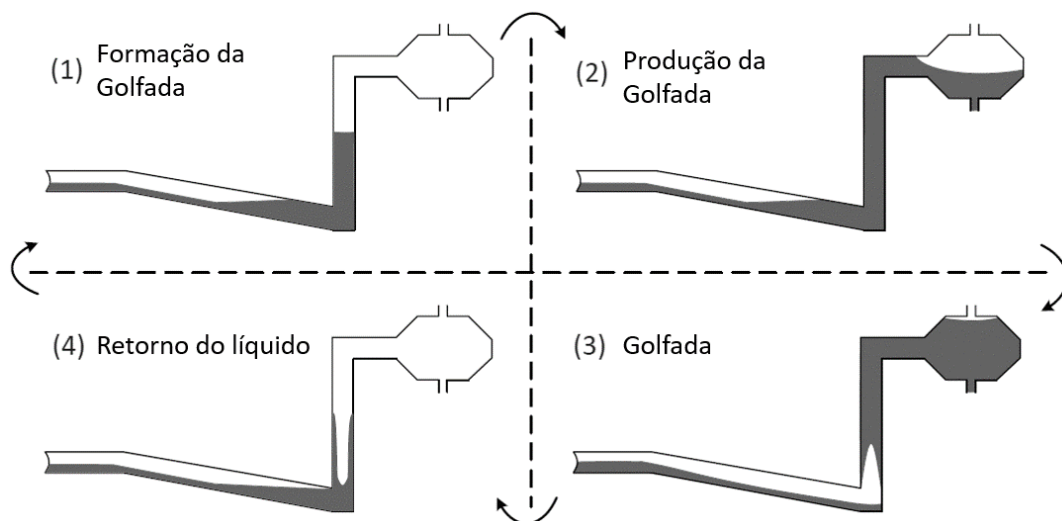


Figura 4 – Esquemático das etapas de formação de golfadas em *risers*. Adaptado de Pickering et al. (2015).

Muitos equipamentos localizados à jusante do *riser*, como os separadores, apresentam limitações de pressão e/ou vazão e as golfadas podem causar sérios danos a eles. A principal

estratégia utilizada para proteger estes equipamentos é a restrição de fluxo (ou estrangulamento, do inglês *choking*).

O estrangulamento é geralmente realizado com o uso das denominadas válvulas de estrangulamento (*choke valves*). Estas podem ser instaladas em diferentes pontos do sistema, como na cabeça do poço ou na entrada da plataforma de superfície. (Jahanshahi et al., 2013)

A utilização de *choke valves* na plataforma de superfície permite um controle de pressão com a mudança de abertura de válvula. Em campos de extração offshore, o uso contínuo de válvulas no fundo do mar é limitado pela confiabilidade e dificuldade de manutenção a centenas de metros abaixo d'água. Assim, muitos autores desconsideram o uso destas válvulas, quando submersas, para controle. (De Carvalho Gomes et al., 2013)

2.3 Modelagem do sistema

Segundo Di Meglio et al. (2010), a literatura nos fornece duas classes de modelo. A primeira, e mais precisa, é baseada em Equações Diferenciais Parciais (EDP) e representam escoamentos bifásicos (óleo e gás) e trifásicos (óleo, água e gás). Esses modelos são capazes de reproduzir as golfadas no *riser* em muitos casos, mas são falhos ao reproduzir o comportamento real de alguns poços, principalmente naqueles em que a instabilidade do sistema é devido à dinâmica do reservatório, uma vez que ainda não há muito conhecimento sobre o assunto. Devido à sua elevada complexidade, derivar regras de controle a partir desses modelos exige maior trabalho.

A segunda classe de modelos é baseada em Equações Diferenciais Ordinárias (EDO), no qual há um compromisso entre precisão e complexidade. Um exemplo disso é o modelo apresentado por Vidar et al. (2008) que, apesar de todos os devidos méritos, não tem uma boa base em princípios físicos para representar as respostas do sistema. Outro exemplo é o modelo apresentado por Storakaas (2005), mas esse é tão complexo quanto os baseados em EDP para que um modelo de controle possa ser derivado dele, além de ser pouco genérico uma vez que foi feito para uma geometria específica.

Ainda segundo Di Meglio et al. (2010), o diferencial para a criação de um sistema de controle para sistema de *riser* é a derivação dele a partir de um modelo baseado em princípios físicos básicos, onde parâmetros suficientes são capturados a fim de reproduzir os fenômenos

observados, exigindo menos esforço de calibração. O modelo mais recente de Di Meglio et al. (2012) representa um sistema com golfadas devido à um ponto mínimo no *riser* e é baseado no uso de uma “válvula virtual”. Este modelo será utilizado neste trabalho e será apresentado com maiores detalhes na seção 3 - Metodologia.

2.4 Controle auto otimizável

Para que um sistema atinja seu ponto ótimo de operação, seria necessário um modelo perfeito, a medição de todos os distúrbios e fizesse a atualização do modelo *on-line*. Tal feito é irreal, logo modelos mais simples de serem implementados devem ser encontrados, mas que ainda sim consigam operar satisfatoriamente, com uma perda aceitável.

Uma das técnicas que mais se destacam na literatura é a de Controle Auto Otimizável (*Self-Optimizing Control – SOC*) proposto por Skogestad (2000), baseado numa ideia já proposta por Morari et al. (1980):

*“Controle auto otimizável é quando conseguimos atingir uma perda aceitável com valores de setpoint constantes para as variáveis controladas escolhidas (sem a necessidade de nova otimização quando os distúrbios ocorrem).”
(Skogestad, 2000)*

Ao conseguir determinar as variáveis controladas e seus respectivos valores constantes de *setpoint*, o complexo problema de otimização acaba sendo transformado em um simples problema de controle *feedback*.

A perda que o autor cita é definida pela diferença entre o valor da função custo obtida com a estratégia de controle e o seu verdadeiro valor ótimo. Ou seja, a operação satisfatória é obtida quando a perda L é a menor possível:

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

onde J é o valor da função objetivo obtida ao utilizar o controle auto otimizável e J_{opt} o valor da função objetivo no ponto ótimo. A Figura 5 mostra a perda ao manter *setpoints* constantes após ocorrerem distúrbios que levam o sistema para um ponto diferente do ponto base de operação ótimo (d^*). Para este caso apresentado, é melhor manter a variável C1 constante, pois a perda é inferior quando comparado à C2.

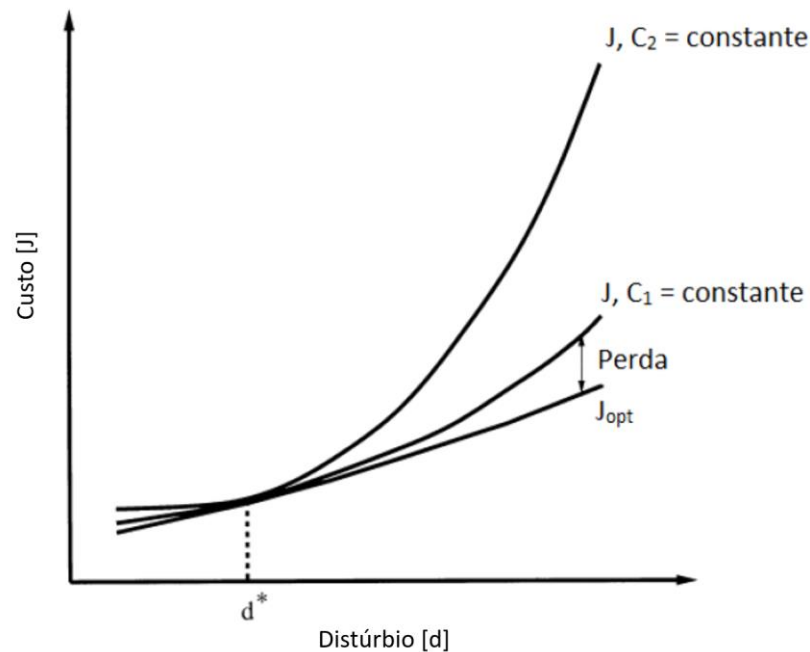


Figura 5 – Perda imposta ao manter constante o valor de *setpoint* de uma variável controlada. Adaptado de (Skogestad, 2000)

Para Skogestad (2000), outra preocupação é o fato de que ao utilizar esse método haverá sempre um erro de implementação, causado por erros de medida ou controle ruim. Esse erro adicional pode aumentar dependendo do comportamento da função objetivo com a variação das variáveis controladas escolhidas. Mais especificamente, existem três classes de problemas de otimização, representados pela Figura 6, onde C é o valor da variável controlada:

- Ótimo com restrições – o valor mínimo do custo encontra-se na restrição. Neste caso não há perda ao manter o *setpoint* constante. A implementação de uma restrição “ativa” nesse caso é muito fácil (p. ex. manter uma válvula fechada).
- Ótimo sem restrições quase plano – o custo é insensível a mudanças em c . A implementação neste caso também é fácil.
- Ótimo sem restrições agudo – é o problema cuja implementação é a mais difícil. O custo é muito sensível ao valor de c , então é preferível escolher outra variável para controlar o sistema.

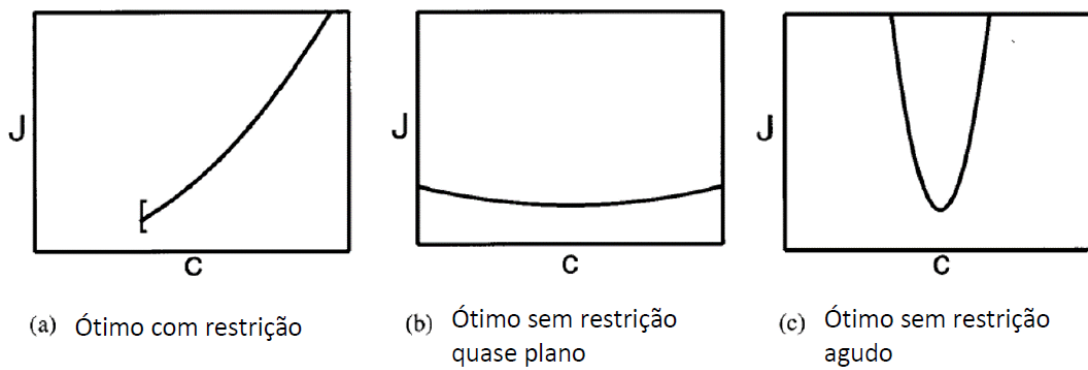


Figura 6 – Sensibilidade de J em função da variável controlada. Adaptado de Skogestad (2000)

2.4.1 Graus de liberdade para controle e otimização

O número de graus de liberdade para controle (N_m) é facilmente obtido quando se tem conhecimento do processo, uma vez que é o número de variáveis independentes que podem ser manipuladas por meios externos (p. ex. válvulas, equipamentos elétricos e mecânicos ajustáveis). Destes, somente uma parte é considerada como graus de liberdade para otimização (N_{opt}):

$$N_{opt} = N_m - N_0 \quad (2.2)$$

onde N_0 é o número de graus de liberdade (variáveis) que não afetam a função custo J .

A otimização é geralmente sujeita a diversas restrições e N_{opt} deve satisfazê-las ao mesmo tempo em que otimiza a operação. Denotando N_{active} como o número de restrições ativas, isto é, variáveis operando na condição limite, chega-se ao número de graus de liberdade para otimização fora da restrição, $N_{opt,free}$:

$$N_{opt,free} = N_{opt} - N_{active} \quad (2.3)$$

2.4.2 Implementação do controle auto otimizável

A implementação do controle auto otimizável deve ser feito em malha fechada, utilizando uma estratégia de controle do tipo *feedback*. A Figura 7 representa a hierarquia de implementação, onde C_s é o *setpoint* que deve ser mantido constante, u a variável manipulada, d o distúrbio, c a variável controlada e n o erro de medição. (Halvorsen et al., 2003)

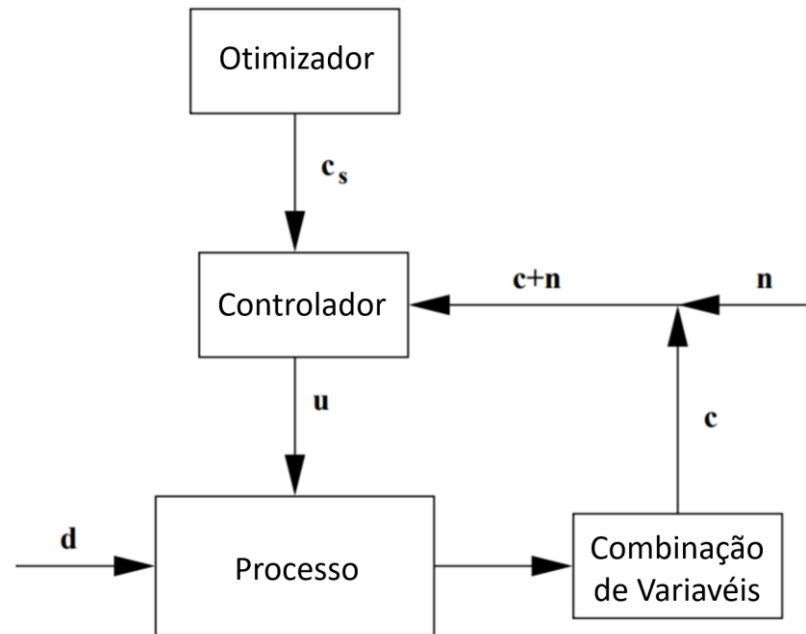


Figura 7 – Hierarquia de implementação com otimizador e camadas de controle separadas. Adaptado de Halvorsen et al. (2003)

Em resumo, a implementação deve ocorrer da seguinte maneira:

- Um conjunto de graus de liberdade deve ser ajustado para satisfazer as condições de restrições ativas;
- Os graus de liberdade restantes devem ser ajustados para manter as variáveis controladas escolhidas (c) nos valores calculados C_s para o distúrbio nominal d^* .

O valor a ser implementado como *setpoint* das variáveis controladas deve ser o valor ótimo obtido no ponto ótimo base e o mesmo deve ser mantido constante para toda a faixa de distúrbios.

2.4.3 Seleção das variáveis controladas

Um ponto importante para a implementação de um controle auto otimizável é a definição das variáveis controladas que terão seus valores de *setpoint* mantidos constantes. Diversos métodos para seleção vêm sendo desenvolvidos e publicados nos últimos anos, assim como diversos estudos de caso (Kariwala, 2007). Um exemplo é a metodologia chamada de Espaço Nulo (do inglês *Null Space*) proposta por Alstad e Skogestad (2007), que baseia-se em obter

uma variável controlada para cada distúrbio, sendo que tais variáveis são combinações lineares de quantas medições estiverem disponíveis.

Arbel et al. (1996), ao analisarem um estudo de caso de um FCC, introduziram o conceito de variável dominante e controle parcial, as quais seriam as variáveis que tendem a dominar o comportamento do processo, onde ao controlar tais variáveis tem-se um bom controle do sistema como um todo, sendo assim boas candidatas a variáveis controladas. Entretanto, os próprios autores afirmaram que o problema de controle foi discutido “heurísticamente” e que pesquisas mais aprofundadas deviam ser realizadas.

Já para Skogestad (2000), deve-se selecionar variáveis que não sejam muito sensíveis ao erro de *setpoint* (diferença entre o valor do *setpoint* e o valor ótimo real) e ao erro de implementação (diferença entre o valor real da variável e o *setpoint*). Para que esses erros sejam minimizados, é necessário que as variáveis respeitem alguns requisitos básicos:

1. O seu valor ótimo deve ser insensível aos distúrbios (erro de *setpoint* pequeno);
2. Deve ser fácil de medir e controlar (erro de implementação pequeno);
3. O seu valor deve ser sensível a mudanças na variável manipulada ao mesmo tempo em que seu ótimo deve ser quase plano frente ao distúrbio;
4. Para os casos com múltiplas variáveis selecionadas, elas não devem ser correlacionadas;

O autor propôs unificar os quatro requisitos em uma única regra. Para pequenas variações, é possível linearizar a relação entre os graus de liberdade u e a variáveis candidatas a serem mantidas constantes c :

$$\Delta c = G \Delta u \quad (2.4)$$

onde G é a matriz do ganho em estado estacionário, sendo $\bar{\sigma}(G)$ o valor singular mínimo da matriz. Assumindo certas condições, devemos escolher as variáveis controladas tal que $\bar{\sigma}(G)$ seja maximizado.

O autor ainda apresenta etapas para o procedimento de determinação das variáveis controladas e cálculo da perda associado:

1. Análise de graus de liberdade;
2. Definição do ótimo operacional (função custo e restrições);
3. Identificação dos principais distúrbios;
4. Otimização em d^* ;
5. Identificação de candidatas a variáveis controladas (sempre se implementam as variáveis controladas que possuem ótimo na restrição);
6. Avaliação da perda;
7. Análise final e seleção.

O conceito de SOC já foi implementado com sucesso anteriormente em outras áreas da indústria. Foi utilizado por Gera et al. (2013) no processo de produção de cumeno, onde há quatro graus de liberdade fora da restrição. As variáveis controladas mantidas no *setpoint* ótimo foram escolhidas baseadas em conhecimento de processo e implementadas juntamente com outras variáveis manipuladas utilizadas para controle de inventário em pares de malha. Apesar da estrutura não usual, ela se mostrou simples de operar e obteve um bom desempenho econômico.

O controle auto otimizável foi aplicado por De Araújo et al. (2007) no processo de hidrodealquilação de tolueno (HDA), utilizando o software Aspen Plus para avaliar a aplicação da metodologia de controle. Inicialmente, as composições de saída das torres de destilação e as restrições ativas são controladas, o que reduz significativamente o número de variáveis manipuladas disponíveis para otimização. Uma análise linear baseada na decomposição do valor singular foi utilizada para fazer uma pré-seleção das variáveis, que então foram implementadas no modelo não linear de estado estacionário.

3 Metodologia

Para que a estrutura de controle auto otimizável possa ser aplicada é preciso que o sistema de extração multipoço seja representado por modelos matemáticos capazes de descrever satisfatoriamente os principais fenômenos observados em sistemas reais de extração de petróleo. Para isso, o modelo proposto por Di Meglio et al. (2012) foi utilizado já que o autor como inspiração as características de Storakaas (2005) e Jansen et al. (1999), sendo assim capaz de reproduzir as golfadas surgidas em poços com *gas-lift* e golfadas surgidas a partir de um ponto de mínimo no *riser*. O modelo foi adaptado para que represente um sistema multipoço, onde os diversos *risers* destinam suas produções para um único *header*, o qual a encaminha a mistura multifásica para o separador. O sistema foi simulado em linguagem *Python* e a descrição completa das equações do modelo utilizado são apresentadas na seção 3.1.

Este trabalho consistiu em determinar o conjunto de variáveis controladas e seus respectivos valores de *setpoint*, os quais levam o sistema a trabalhar com as menores perdas de produção possíveis, apesar dos distúrbios que possam ocorrer, sem que haja a necessidade de reajuste de seus *setpoints*. Para isso, foi utilizado o método proposto por Skogestad (2000) que será melhor detalhado na seção 3.3.

3.1 Modelo simplificado

O modelo de Di Meglio et al. (2012) separa o sistema de elevação em três volumes de controle distintos e sugere a existência de interface entre as fases líquida e a bolha gasosa formada, no ponto imediatamente anterior ao *riser*, pelo preenchimento completo da seção transversal da tubulação pelo líquido. Isto ocorre sempre que há um ponto baixo de tubulação ou quando as velocidades de escoamento das fases são muito baixas.

A interface líquido-gás é modelada como uma válvula virtual que impede a entrada de grande parte do gás na fase líquida e, por consequência, no *riser*. Como pode ser observado na Figura 8, o gás se acumula à montante da válvula formando uma bolha alongada que gera um aumento repentino de pressão ao entrar no *riser*. Essa variação de pressão gera instabilidade no sistema, chamada de golfada. A Figura 8 demonstra os volumes de controle descritos pelo autor, em um sistema genérico de elevação.

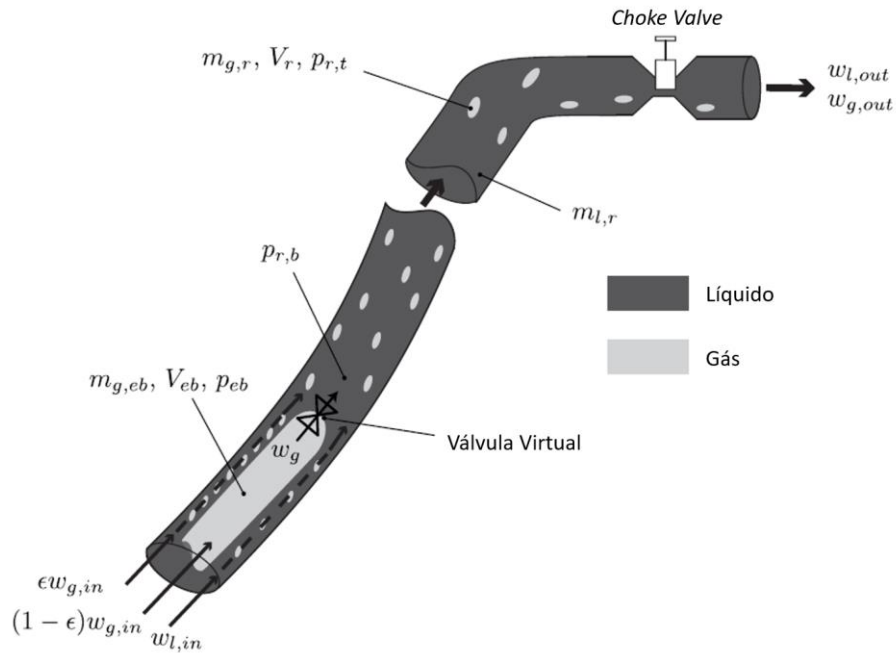


Figura 8 – Representação esquemática da tubulação de transporte e dos volumes de controle considerados para a modelagem do escoamento. Adaptado de Di Meglio et al. (2012)

Para as variações nos volumes de controle, foram modelados os balanços de massa conforme as equações (3.1), (3.2) e (3.3). A taxa de acúmulo mássico de gás, na bolha e no riser, são representados por $\dot{m}_{g,eb}$ e $\dot{m}_{g,r}$, respectivamente. Já a taxa para o líquido no riser é dada por $\dot{m}_{l,r}$.

$$\dot{m}_{g,eb}(t) = (1-\epsilon)w_{g,in} - w_g(t) \quad (3.1)$$

$$\dot{m}_{g,r}(t) = \epsilon w_{g,in} + w_g(t) - w_{g,out}(t) \quad (3.2)$$

$$\dot{m}_{l,r}(t) = w_{l,in} - w_{l,out}(t) \quad (3.3)$$

Nestas equações, $w_{g,in}$, $w_{l,in}$, $w_{g,out}$ e $w_{l,out}$ representam, respectivamente, as taxas mássicas de gás e líquido que entram e que saem do riser, as quais variam com o tempo. O parâmetro ϵ representa a fração de gás que passa junto com o líquido para o riser, sem ficar contido na bolha. Este parâmetro varia entre 0 e 1 e é um fator de ajuste que possibilita a representação de sistemas reais pelo modelo proposto. Já o termo w_g representa a taxa mássica de gás saindo da bolha alongada e entrando na coluna de líquido (passando pela válvula virtual), podendo ser representada segunda a equação (3.4)

$$w_g = C_g \max(0, (P_{eb} - P_{r,b})) \quad (3.4)$$

onde P_{eb} é a pressão da bolha formada e $P_{r,b}$ a pressão na base do *riser*. C_g é a constante da válvula virtual e é considerado constante, o que significa que a válvula ou está totalmente aberta ou totalmente fechada. A vazão mássica total que passa pela *choke valve* é representada por uma equação básica de válvula, como mostra a equação (3.5)

$$w_{out} = C_{out} u \sqrt{\max(0, \rho_m (P_{r,t} - P_H))} \quad (3.5)$$

sendo $P_{r,t}$ a pressão no topo do *riser* e P_H a pressão do header, a qual varia com as vazões que chegam nele vindas dos *risers*, conforme equação (3.19). A massa específica da mistura, ρ_m , é considerada constante e igual à densidade do líquido (ρ_l). u é o fator de abertura da válvula e C_{out} sua constante.

Ambas as equações (3.4) e (3.5) consideram, através do artifício do operador máximo (max), impossível a ocorrência de fluxo reverso pela válvula por considerar nulo o diferencial de pressão sempre que a pressão à jusante da válvula for maior que à montante. As vazões de gás e líquido são calculadas através de suas respectivas frações mássicas, conforme equações (3.6) e (3.7)

$$w_{l,out} = \frac{m_{l,r}}{m_{l,r} + m_{g,r}} w_{out} \quad (3.6)$$

$$w_{g,out} = \frac{m_{g,r}}{m_{l,r} + m_{g,r}} w_{out} \quad (3.7)$$

As vazões de entrada do *riser* foram consideradas constantes por Di Meglio et al. (2012) mas neste trabalho elas serão calculadas conforme descrito por Jahanshahi et al. (2014) e apresentado na equação (3.8). As equações (3.9) e (3.10) complementam a modelagem através da consideração do GOR (*gas-oil ratio* – razão gás-óleo):

$$w_{in} = IP \max(0, (P_{res} - P_{r,b})) \quad (3.8)$$

$$w_{g,in} = GOR w_{in} \quad (3.9)$$

$$w_{l,in} = (1-GOR) w_{in} \quad (3.10)$$

onde IP é o índice linear de produtividade do poço, P_{res} representa a pressão aproximadamente constante do poço, $P_{r,b}$ a pressão na base da tubulação e GOR a razão de entrada de gás e líquido provenientes do poço no *riser*.

As pressões podem ser determinadas através de equação de gás ideal e, por simplificação, o volume da bolha de gás, V_{eb} , pode ser considerado constante. A fricção pode ser desconsiderada, já que em escoamentos em *risers* a força dominante é a gravitacional. Sendo assim, as equações (3.11), (3.12) e (3.13) representam o comportamento das pressões da bolha e do *riser*, no topo e na base, respectivamente.

$$P_{eb} = \frac{m_{g,eb} R T}{M V_{eb}} \quad (3.11)$$

$$P_{r,t} = \frac{m_{g,r} R T}{M(V_r - \frac{m_{l,r} + m_{l,still}}{\rho_l})} \quad (3.12)$$

$$P_{r,b} = P_{r,t} + (m_{l,r} + m_{l,still}) \frac{g \text{ sen}\theta}{A} \quad (3.13)$$

θ é a inclinação média do *riser* e A sua seção transversal. $m_{l,still}$ é um parâmetro constante utilizado para fins de ajuste, o qual representa a massa mínima de líquido presente no *riser* o tempo todo. A temperatura (T) é considerada constante e igual em todo o *riser*, R é a constante dos gases, g a constante gravitacional e M a massa molar do gás. Já V_r é o volume do *riser*, dado por $V_r = A.L$ onde L é o comprimento da tubulação.

Foi considerada a existência de mais de um *riser*, que desembocam em um único header, assim o balanço de massa de líquido e gás da tubulação que conecta o header ao separador é dado, respectivamente, pelas equações (3.14) e (3.15):

$$\dot{m}_{l,H}(t) = \sum w_{l,out} - w_{l,out,H}(t) \quad (3.14)$$

$$\dot{m}_{g,H}(t) = \sum w_{g,out} - w_{g,out,H}(t) \quad (3.15)$$

considerando assim que o que entra no *header* é o somatório das vazões de saída dos *risers* e $w_{l,out,H}(t)$ e $w_{g,out,H}(t)$ as vazões de saída de líquido e gás do *header*, respectivamente, dado pelas equações (3.17) e (3.18) e a equação (3.16) representa a vazão total de saída do *header*:

$$w_{out,H} = C_{out,H} u_H \sqrt{\max(0, \rho_m (P_H - P_s))} \quad (3.16)$$

$$W_{l,out,H} = \frac{m_{l,H}}{m_{l,H}+m_{g,H}} W_{out,H} \quad (3.17)$$

$$W_{g,out,H} = \frac{m_{g,H}}{m_{l,H}+m_{g,H}} W_{out,H} \quad (3.18)$$

onde P_s a pressão do separador, u_H é o fator de abertura da válvula do *header* e $C_{out,H}$ sua constante. A pressão do header (P_H) é dada pela equação (3.19):

$$P_H = \frac{m_{g,h}RT}{M V_{g,H}} \quad (3.19)$$

sendo $V_{g,H}$ o volume de gás no *header*.

As características de um escoamento podem variar de um sistema para o outro. Para assegurar que o modelo representa as características de um sistema real alguns parâmetros foram ajustados por Di Meglio et al. (2012), conforme Tabela 1, e foram utilizados neste trabalho.

Outros parâmetros, conforme Tabela 2, foram definidos para que os dois poços do sistema em estudo fossem diferentes, baseados no sistema original proposto por Di Meglio et al. (2012)

Tabela 1 – Lista dos parâmetros ajustados do modelo.

Parâmetro	Descrição	Valor Ajustado
ϵ	Fração de gás no líquido	0,78
C_g	Constante da válvula virtual	1×10^{-4} m.s
$m_{l,still}$	Massa mínima de líquido restante	$3,73 \times 10^4$ kg
C_{out}	Constante da <i>choke valve</i>	$2,8 \times 10^{-3}$ m ²
ρ_l	Densidade do líquido	900 kg/m ³
P_s	Pressão do separador	$6,6 \times 10^5$ Pa
R	Constante dos gases	8,314 J/mol.K
T	Temperatura	363 K
M	Massa molar do gás	$2,2 \times 10^{-2}$ kg/mol
g	Constante gravitacional	9,81 m/s ²
GOR	Razão gás-líquido do poço	0,0652 kg _{gás} /kg _{liq}
P_{res}	Pressão do reservatório	$1,8 \times 10^7$ Pa
$C_{out,H}$	Constante da válvula do <i>header</i>	$2,8 \times 10^{-3}$ m ²

Tabela 2 – Lista de parâmetros particulares de cada poço

Parâmetro	Descrição	Valor para o Poço 1	Valor para o Poço 2
V_{eb}	Volume da bolha	48 m ³	50 m ³
θ	Inclinação do <i>riser</i>	$\frac{\pi}{4}$ rad	$\frac{\pi}{3}$ rad
A	Área da seção transversal do <i>riser</i>	0,0177 m ²	0,0314 m ²
L	Comprimento da tubulação do <i>riser</i>	5200 m	5500 m
IP	Índice de produtividade do poço	$7,85 \times 10^{-6}$ kg/Pa.s	$7,85 \times 10^{-7}$ kg/Pa.s

Do ponto de vista analítico, a golfada corresponde ao comportamento não-linear com oscilação permanente de um sistema dinâmico. Quando as golfadas são suprimidas, o sistema se torna um escoamento estacionário e, neste caso, isso acontece conforme a abertura da válvula *choke* diminui. Para o modelo utilizado neste trabalho, a maior abertura de válvula *choke* corresponde, em estado estacionário, a menores pressões na base do *riser*. Considerando que a pressão dos reservatórios pode ser considerada constante, isso leva a uma maior produção de petróleo. Assim, um critério utilizado na comparação do desempenho de sistemas é a máxima abertura da válvula *choke* na qual o sistema continua estável, visto que regiões que operam com maiores aberturas tendem a levar a instabilidades.

A Figura 9 e a Figura 10 mostram os diagramas de bifurcação gerados para os poços 1 e 2, onde o comportamento da pressão de fundo e da produção de petróleo são elucidados, respectivamente:

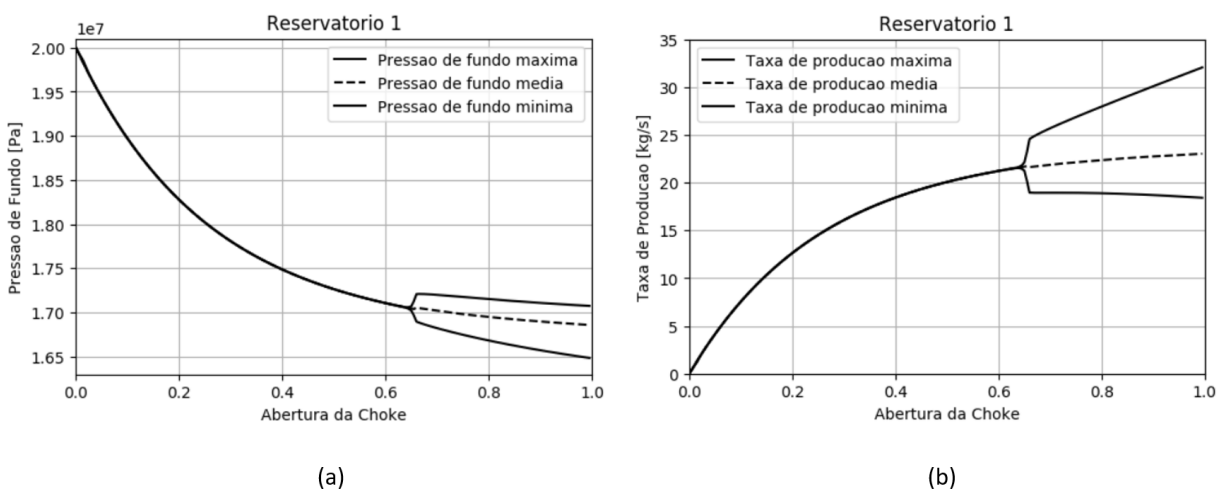


Figura 9 – Diagrama de bifurcação da pressão de fundo (a) e da taxa de produção de petróleo (b) em função da abertura da válvula *choke* para o poço 1.

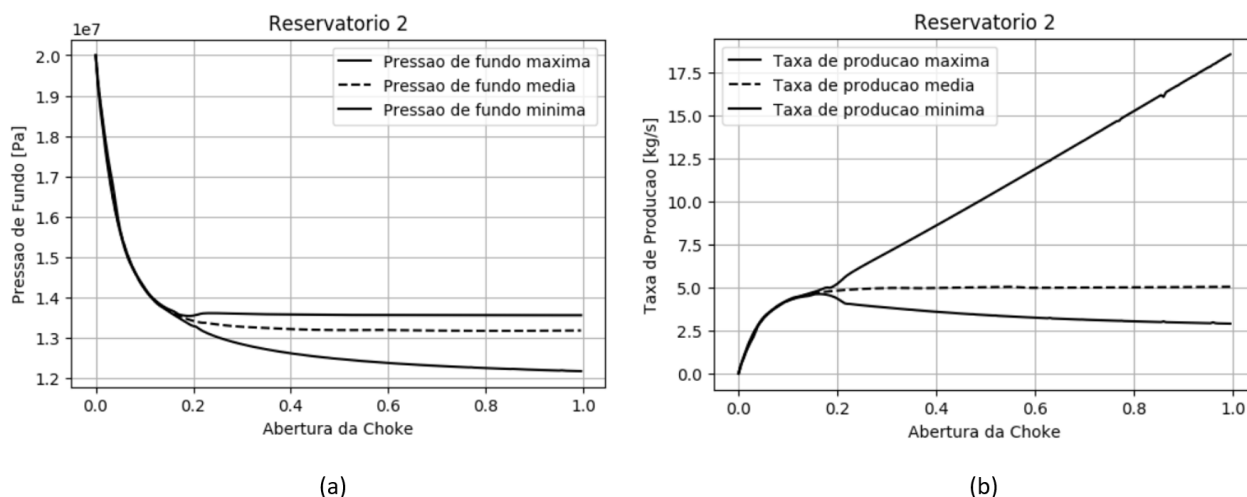


Figura 10 - Diagrama de bifurcação da pressão de fundo (a) e da taxa de produção de petróleo (b) em função da abertura da válvula *choke* para o poço 2

Vê-se que o poço 1 começa a golfar para aberturas de válvula maiores do que 64% e o poço 2 para maiores que 16%, comprometendo a estabilidade do sistema em malha aberta. Um ponto de bifurcação baixo, como o do poço 2, mostra o quanto o escoamento está comprometido pelas golfadas neste poço, devendo então ter uma boa malha de controle, para permitir aberturas de *choke* maiores, permitindo assim maiores produções.

3.2 Otimização

Antes da escolha da variável controlada que seria mantida constante, bem como seu valor de *setpoint*, o comportamento do sistema foi analisado frente a diferentes distúrbios, conforme será apresentado na subseção 3.2.2. O sistema foi otimizado para cada um destes, determinando assim o valor ótimo da função objetivo (FO).

3.2.1 Função objetivo (FO)

Para que o sistema possa ser otimizado, sua produção máxima deve ser analisada para cada um dos desvios de processo. Para isso, foi proposta a função custo J que leva em consideração a produção média de óleo do sistema ($\bar{w}_{l,out,H}$), conforme equação (3.20).

$$J = -\bar{w}_{l,out,H} + 1000 \cdot \sigma_1 + 1000 \cdot \sigma_2 \quad (3.20)$$

Além disso, a FO também deve levar em consideração a existência ou não de golfadas no sistema. Para isso, foram adicionados termos de penalidade a ela. Definiu-se o tempo de 300 segundos em que, a partir dele, não seriam toleradas golfadas no sistema, ou seja, todo desvio

padrão na taxa de produção de petróleo de cada um dos poços (σ_i), a partir deste ponto no tempo, impactam na FO.

A Figura 11 mostra o comportamento da pressão de fundo do poço 1 e a Figura 12 da sua taxa de produção de petróleo, ambos em malha aberta. Logo, quanto maior a golfada, maior o desvio padrão na taxa de produção e maior o impacto em J . Como o termo da taxa de produção média do sistema leva junto consigo o sinal negativo, a FO deve ser minimizada para que o ponto ótimo seja localizado.

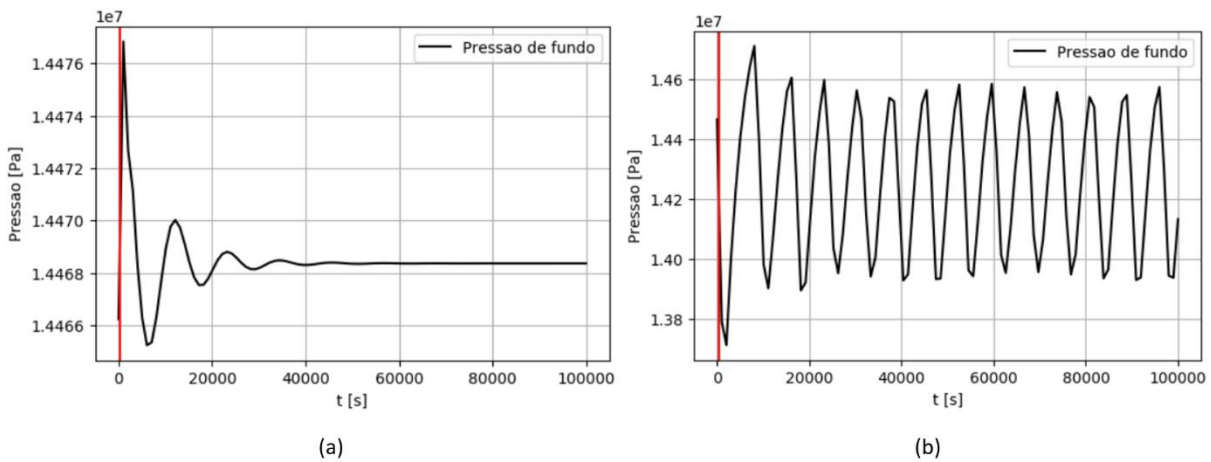


Figura 11 – Comportamento da pressão de fundo do poço 1 em malha aberta para uma abertura de válvula abaixo do ponto de bifurcação (a) e acima dele (b) onde as golfadas ocorrem, e a representação do ponto no tempo, em vermelho, a partir do qual não serão toleradas oscilações no sistema.

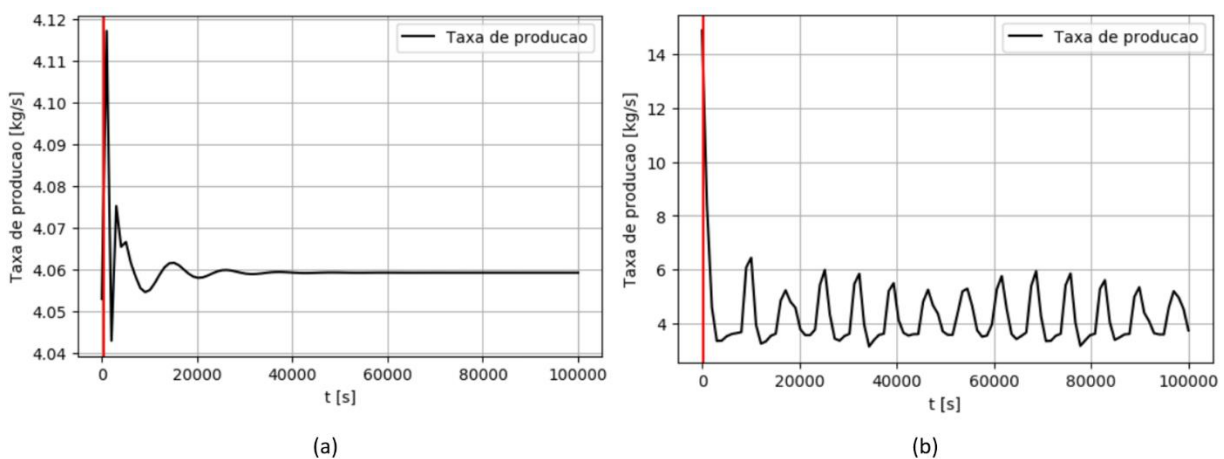


Figura 12 – Comportamento da taxa de produção de petróleo do poço 1 em malha aberta para uma abertura de válvula abaixo do ponto de bifurcação (a) e acima dele (b) onde as golfadas ocorrem, e a representação do ponto no tempo, em vermelho, a partir do qual não serão toleradas oscilações no sistema.

3.2.2 Distúrbios

Os desvios do sistema foram implementados nas vazões de gás que entram nos *risers* vindo dos reservatórios ($w_{g,in}$), nos índices de produção (IP), nas pressões dos reservatórios (P_{res}) e na pressão do separador (P_s). Os valores de $w_{g,in}$ variaram $\pm 0,02$ e $\pm 0,04$ kg/s, os valores de IP $\pm 5,0E-9$ e $\pm 1,0E-8$ kg/Pa.s, a pressão dos reservatórios $\pm 1,0E6$ e $\pm 2,0E6$ Pa e a pressão do separador variou $\pm 5,0E4$ e $\pm 1,0E5$ Pa, sendo este um separador único para os dois poços. As variações ocorrem nas variáveis dos dois poços, totalizando assim 28 pontos diferentes para serem analisados, além do ponto nominal.

3.3 Controle auto otimizável

Para que o Controle Auto Otimizável possa ser aplicado, o sistema deve possuir uma malha de controle com suas respectivas variáveis controladas e manipuladas. Para o estudo e implementação da malha de controle, foi construído um sistema isolado de extração de petróleo, com o *riser* desembocando em um header. Uma estrutura do tipo *single-input-single-output* (SISO) de controle PID foi aplicada, onde a abertura da *choke* foi utilizada como variável manipulada e a pressão de fundo (P_{rb}) como variável controlada. O cálculo dos valores do ganho do controlador (K_c) e da constante de tempo integral (τ_i) foram realizados utilizando o método baseado em dois pontos de Sundaresan e Krishnaswamy (1978), e o ajuste fino foi feito manualmente. Na sequência, o mesmo processo foi repetido para o segundo poço, tendo assim sua malha de controle também ajustada.

Neste trabalho foi utilizado o conceito de estabilidade interna para classificar o comportamento do sistema no tempo. A função foi classificada estável se seguia os requisitos de ser assintoticamente estável e convergir para um valor escalar finito.

A Tabela 3 mostra os parâmetros ajustados utilizados nas malhas de controle de pressão dos poços 1 e 2. Como esperado, os valores diferem entre si uma vez que, mesmo que ligeiramente, os poços são diferentes.

Tabela 3 – Parâmetros dos controladores de pressão

Parâmetro	Poço 1	Poço 2
K_c	$-1,0E-6 \text{ Pa}^{-1}$	$-5,0E-7 \text{ Pa}^{-1}$
τ_i	2000 s	3000 s

4 Resultados

Neste capítulo serão apresentados os resultados da otimização em malha aberta, da aplicação do controle auto otimizável ao sistema, bem como o impacto da escolha da variável selecionada na eficiência do método.

4.1 Análise da função objetivo

Para a análise do comportamento do sistema com a implementação do SOC, primeiramente foi determinado o ponto ótimo do sistema, em malha aberta, para cada um dos desvios propostos no capítulo anterior. Assim, o ganho de processo ao utilizar o controle auto otimizável poderia ser quantificado.

O primeiro ponto analisado foi o ponto nominal, onde nenhum desvio foi inserido. O valor da FO calculado para ele foi de -18,98080, enquanto o valor médio da taxa de produção foi de 19,08483 kg/s. A diferença entre os dois se dá pela função penalidade, ou seja, houve influência do sistema subamortecido após os 300 segundos de tolerância e o desvio padrão dos valores de $w_{l,out}$, mesmo que pequeno, impactou no resultado de J .

As Tabelas 4, 5, 6 e 7 a seguir mostram os valores de J encontrados para cada um dos desvios propostos em cada poço.

Tabela 4 – Valores ótimos de J para os desvios na vazão de entrada de gás.

	-0,04 kg/s	-0,02 kg/s	+0,02 kg/s	+0,04 kg/s
$w_{g,in,1}$	-18,84633	-18,91276	-19,04918	-19,11769
$w_{g,in,2}$	*	-11,44142	-18,58985	*

*O modelo foi incapaz de determinar os valores para estes desvios.

Tabela 5 – Valores ótimos de J para os desvios no Índice de Produção

	-1,0E-8 kg/Pa.s	-5,0E-9 kg/Pa.s	+5,0E-9 kg/Pa.s	+1,0E-8 kg/Pa.s
IP_1	-18,96315	-18,97199	-18,98971	-18,99866
IP_2	-18,93153	-18,95560	-19,00682	-19,03352

Tabela 6 – Valores ótimos de J para os desvios na pressão do reservatório

	-2,0E6 Pa	-1,0E6 Pa	+1,0E6 Pa	+2,0E6 Pa
$P_{res,1}$	-11,36310	-16,45556	-16,01829	-15,71430
$P_{res,2}$	-17,99974	-18,38088	-19,72176	-16,91157

Tabela 7 - Valores ótimos de J para os desvios na pressão do separador

	-1,0E5 Pa	-5,0E4 Pa	+5,0E4 Pa	+1,0E5 Pa
P_s	-17,48485	-17,81962	-20,95013	-16,56065

4.2 Escolha das variáveis

A cada ponto analisado, ao se obter o ponto de operação ótimo através da minimização da função objetivo J , foi determinado o valor das pressões de fundo e de topo em cada uma delas. Os resultados obtidos podem ser observados na Tabela 8.

Como pode ser observado, os valores ótimos de pressão de fundo dos dois poços ($P_{rb,1}$ e $P_{rb,2}$) se mantiveram bem próximos do nominal em quase todos os cenários. Isso é um indicativo de que, caso escolhida como variável para a aplicação do SOC, traria bons resultados para o sistema já que é o valor de *setpoint* que leva o sistema a trabalhar no ótimo em quase todos os cenários.

Já o comportamento da pressão de topo ($P_{rt,1}$ e $P_{rt,2}$) é bem diferente. Seus valores são quase todos diferentes para cada cenário, tornando a perda, caso utilizado no SOC, maior. Além disso, estudos como o de Santarossa (2016) mostraram que a pressão de topo é uma variável de difícil controle, não sendo muito eficiente no controle das golfadas.

Baseado nos dados e nestas informações, optou-se por implementar a estrutura de controle auto otimizável, utilizando as pressões de fundo, $P_{rb,1}$ e $P_{rb,2}$, no *setpoint* de 1,795E7 Pa e 1,447E7 Pa, respectivamente. Tais *setpoints* referem-se aos valores das pressões no ponto ótimo nominal do sistema.

Tabela 8 – Valores de pressão de fundo e de topo no ponto ótimo para cada um dos desvios

	Prb,1 [Pa]	Prb,2 [Pa]	Prt,1 [Pa]	Prt,2 [Pa]
<i>Nominal</i>	1,795E+07	1,447E+07	1,181E+06	1,012E+06
$d1 = w_{g,in,1}+0,04$	1,797E+07	1,445E+07	1,204E+06	1,012E+06
$d2 = w_{g,in,1}+0,02$	1,795E+07	1,447E+07	1,194E+06	1,012E+06
$d3 = w_{g,in,1}-0,02$	1,796E+07	1,447E+07	1,169E+06	1,013E+06
$d4 = w_{g,in,1}-0,04$	1,796E+07	1,447E+07	1,157E+06	1,013E+06
$d5 = w_{g,in,2}+0,04$	*O modelo foi incapaz de determinar os valores para estes desvios.			
$d6 = w_{g,in,2}+0,02$	1,778E+07	1,447E+07	1,114E+06	1,065E+16
$d7 = w_{g,in,2}-0,02$	1,854E+07	1,471E+07	1,410E+06	1,014E+06
$d8 = w_{g,in,2}-0,04$	*O modelo foi incapaz de determinar os valores para estes desvios.			
$d9 = IP_1+1,0E-8$	1,795E+07	1,447E+07	1,182E+06	1,012E+06
$d10 = IP_1+5,0E-9$	1,795E+07	1,447E+07	1,182E+06	1,012E+06
$d11 = IP_1-5,0E-9$	1,795E+07	1,447E+07	1,182E+06	1,012E+06
$d12 = IP_1-1,0E-8$	1,795E+07	1,447E+07	1,181E+06	1,012E+06
$d13 = IP_2+1,0E-8$	1,795E+07	1,447E+07	1,181E+06	1,012E+06
$d14 = IP_2+5,0E-9$	1,795E+07	1,447E+07	1,182E+06	1,012E+06
$d15 = IP_2-5,0E-9$	1,795E+07	1,447E+07	1,182E+06	1,012E+06
$d16 = IP_2-1,0E-8$	1,795E+07	1,447E+07	1,181E+06	1,012E+06
$d17 = P_{res,1}+2,0E6$	2,016E+07	1,463E+07	2,074E+06	1,054E+06
$d18 = P_{res,1}+1,0E6$	1,901E+07	1,456E+07	1,599E+06	1,035E+06
$d19 = P_{res,1}-1,0E6$	1,721E+07	1,448E+06	9,010E+05	1,015E+06
$d20 = P_{res,1}-2,0E6$	1,698E+07	1,450E+07	8,170E+05	1,021E+06
$d21 = P_{res,2}+2,0E6$	1,810E+07	1,475E+07	1,240E+06	1,085E+06
$d22 = P_{res,2}+1,0E6$	1,797E+07	1,447E+07	1,187E+06	1,012E+06
$d23 = P_{res,2}-1,0E6$	1,790E+07	1,447E+07	1,160E+06	1,013E+06
$d24 = P_{res,2}-2,0E6$	1,780E+07	1,447E+07	1,124E+06	1,013E+06
$d25 = P_s+1,0E5$	1,875E+07	1,453E+07	1,492E+06	1,029E+06
$d26 = P_s+5,0E4$	1,796E+07	1,447E+07	1,185E+06	1,012E+06
$d27 = P_s-5,0E4$	1,772E+07	1,449E+07	1,092E+06	1,017E+06
$d28 = P_s-1,0E5$	1,749E+07	1,449E+07	1,007E+06	1,018E+06

4.3 Aplicação do controle auto otimizável

Para analisar a eficácia do controle auto otimizável, com as variáveis e *setpoints* escolhidos, os valores de J em SOC foram comparados aos valores de J em malha aberta, apresentados na seção anterior. O SOC foi implementado utilizando uma malha de controle cujos parâmetros ajustados foram apresentados na Tabela 3.

As Figuras 13, 14, 15, 16, 17 e 18 a seguir mostram a diferença entre os valores de J nos dois modelos, para cada desvio.

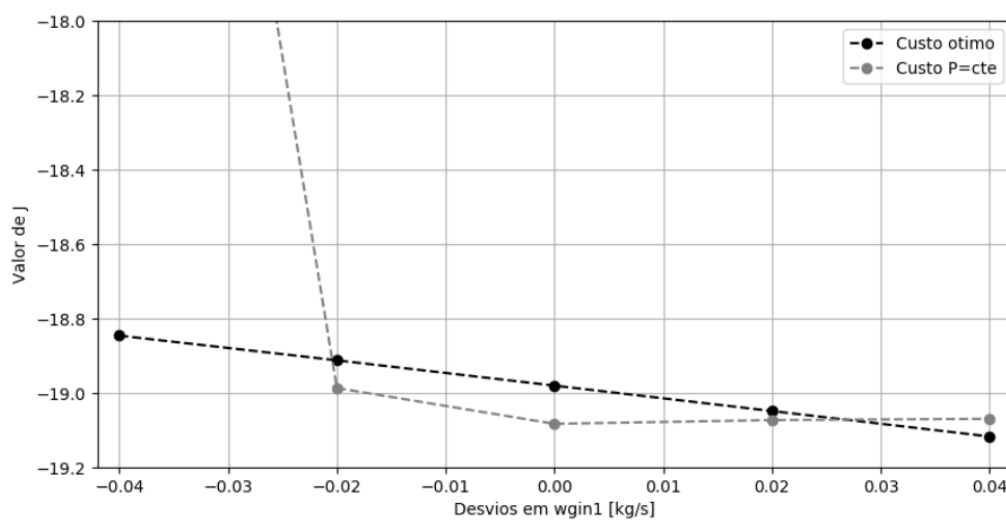


Figura 13 – Curva da função custo para os desvios na vazão de entrada de gás ($w_{g,in,1}$)

Repara-se na Figura 13 que o valor de J para o sistema com SOC é ligeiramente menor, logo é uma resposta melhor, para desvios entre -0,02 e 0,02 kg/s. A diferença entre as curvas nesse ponto é ínfima e pode ser reflexo da malha de controle no sistema fazendo com que o sistema tenha menos variações, impactando menos em J .

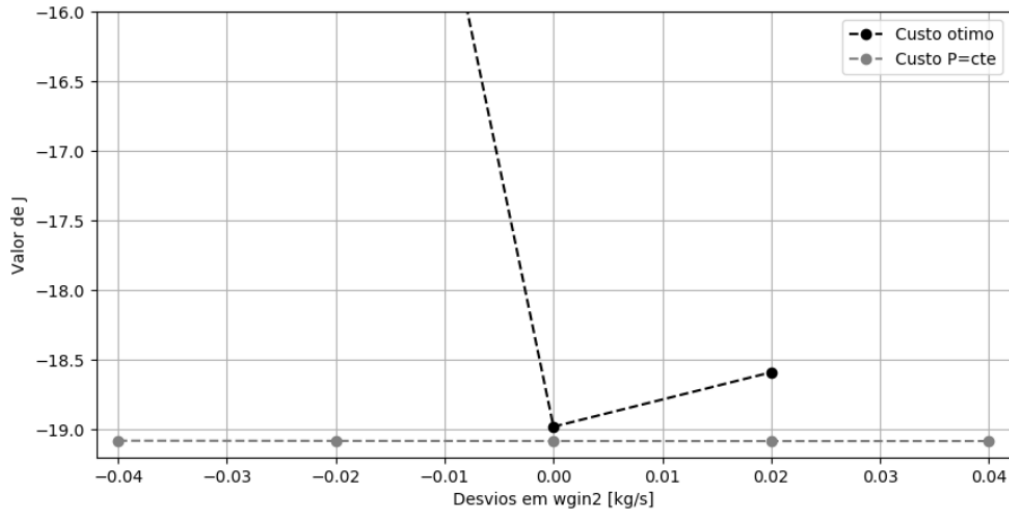


Figura 14 - Curva da função custo para os desvios na vazão de entrada de gás ($w_{g,in,2}$)

Na Figura 14 observa-se que ao manter-se a pressão constante, o sistema apresenta resultados melhores. Vale ressaltar que, conforme comentado anteriormente, o Poço 2 tem seu escoamento altamente impactado pelas golfadas e qualquer variação nas condições de entrada, podem afetar muito sua produção, conforme é observada na curva de J em malha aberta (Custo ótimo). Neste caso, apenas a implementação de uma malha de controle já conseguiria resultados melhores ao estabilizar o sistema.

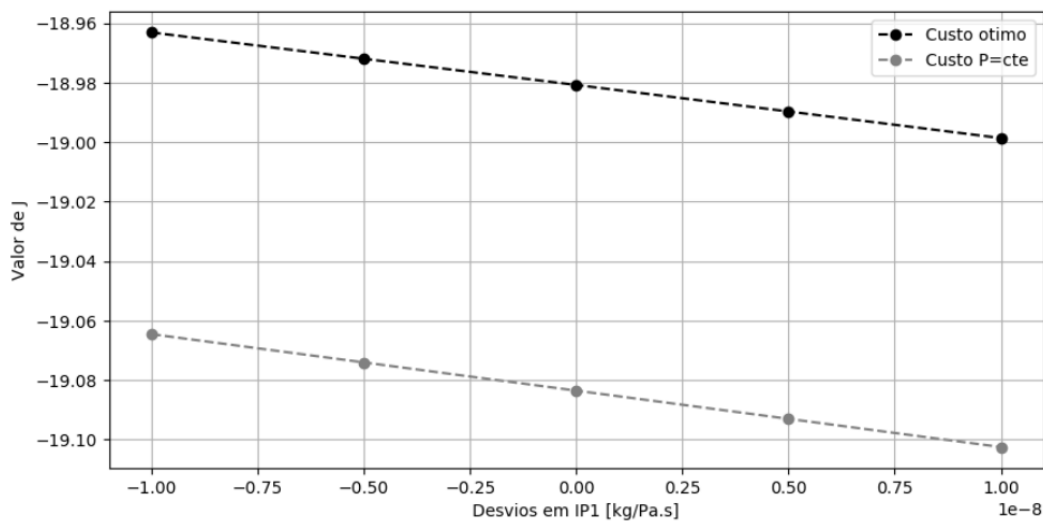


Figura 15 - Curva da função custo para os desvios no Índice de Produção (IP_1)

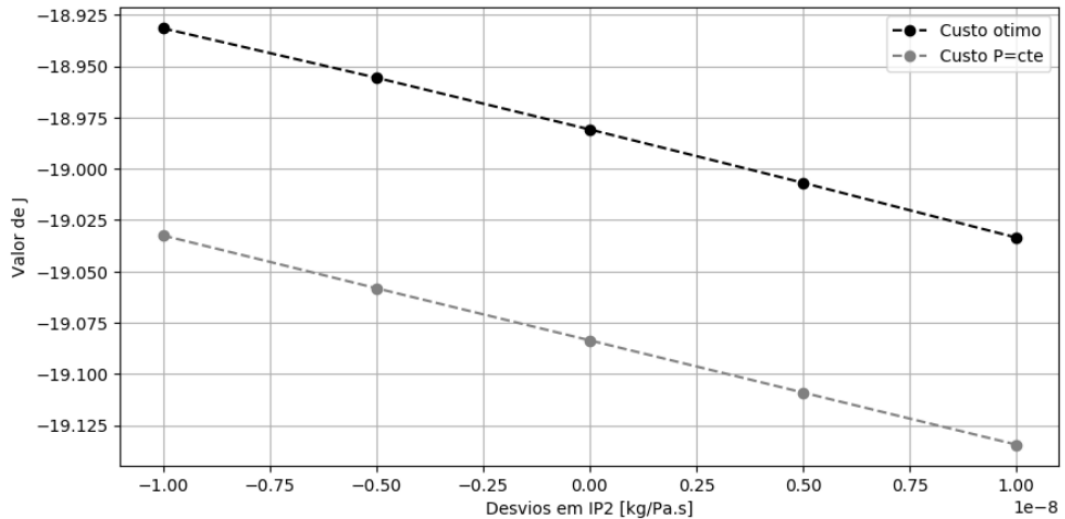


Figura 16 - Curva da função custo para os desvios no Índice de Produção (IP₂)

Para a Figura 15 e Figura 16 um melhor resultado pra o sistema com SOC também é observado. Observa-se também a influência do Índice de Produção na produtividade do sistema, bem como era esperado.

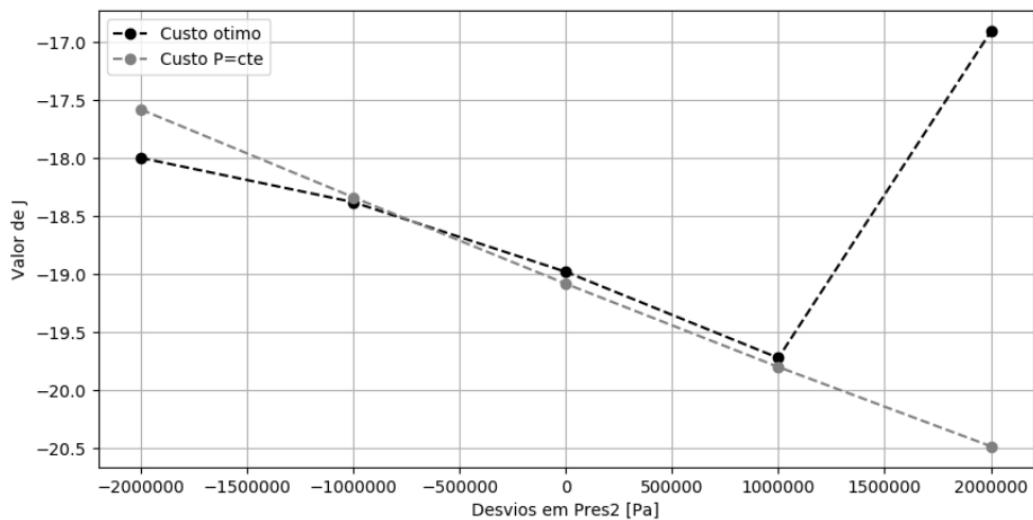


Figura 17 - Curva da função custo para os desvios na pressão do reservatório (P_{res,2})

Na Figura 17, a função custo para o sistema com SOC apresenta praticamente os mesmos resultados que o sistema em malha aberta para boa parte da faixa de desvios. Somente quando a pressão do reservatório aumenta é que ocorre uma maior diferença entre elas.

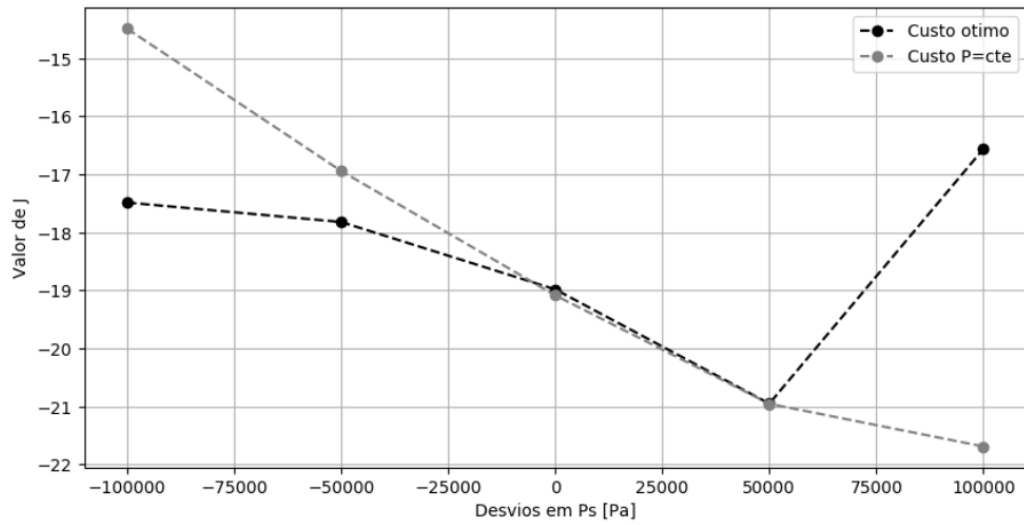


Figura 18 - Curva da função custo para os desvios na pressão do separador (P_s)

Quando a pressão do separador diminui é observada uma faixa de valores de desvio onde o sistema com SOC apresenta resultados piores do que em malha aberta. Conforme mostra a Figura 18, a diminuição da pressão num ponto a jusante do sistema causa certa instabilidade, gerando as golfadas.

5 Conclusões e Trabalhos Futuros

Neste trabalho foi modelado um sistema multipoço de extração de petróleo *offshore*, onde dois poços desembocam em um mesmo *header*, gerando um acoplamento de suas pressões. O objetivo era determinar a variável, ou conjunto de variáveis, que quando mantidos seus *setpoints* constantes através da implementação de um controle feedback, apresentasse a maior produção de petróleo possível, sem renunciar à estabilidade do sistema.

Verificou-se que ao utilizar o controle auto otimizável com o valor de *setpoint* de pressão de fundo dos poços constante, o sistema se comportou perto de ótimo em quase todos os pontos analisados. A perda, quando houve, foi mínima, mas a melhora na produção do sistema também não foi muito significativa.

A metodologia se mostrou eficaz para o controle do sistema, porém ainda apresenta dificuldades na implementação de plantas reais, por requerer um modelo rigoroso do sistema, para obtenção dos ganhos e do ponto ótimo. Por último, a estrutura de controle é projetada para uma certa faixa de distúrbios, não há garantias de que para aqueles fora dessa faixa, haja uma perda aceitável.

Sugere-se para trabalhos futuros, a utilização de um outro modelo simplificado para as golfadas, para que possa ser comparado ao utilizado neste trabalho. Podem ser avaliados novos distúrbios, bem como a resposta do sistema a múltiplos distúrbios simultâneos. Além disso, outras variáveis de controle podem ser avaliadas no SOC, como a pressão no *header* e a fração de líquido na corrente de saída.

REFERÊNCIAS

- ALSTAD, V.; SKOGESTAD, S. Null space method for selecting optimal measurement combinations as controlled variables. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 46, n. 3, p. 846, 2007.
- ARBEL, A.; RINARD, I. H.; SHINNAR, R. Dynamics and Control of Fluidized Catalytic Crackers. 3. Designing the Control System: Choice of Manipulated and Measured Variables for Partial Control. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 35, n. 7, p. 2215–2233, 1 jan. 1996.
- DE ARAÚJO, A. C. B.; HORI, E. S.; SKOGESTAD, S. Application of Plantwide Control to the HDA Process. IIRegulatory Control. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 15, p. 5159–5174, 1 jul. 2007.
- DE CARVALHO GOMES, M. V; PEREZ, J. M. G. T.; DE CAMPOS, M. C. M. M. **Controle Avançado E Otimização Na Industria Do: PETROLEO**. [s.l.] INTERCIENCIA, 2013.
- DI MEGLIO, F.; PETIT, N.; ALSTAD, V.; et al. Stabilization of slugging in oil production facilities with or without upstream pressure sensors. **Journal of Process Control**, v. 22, n. 4, p. 809–822, 2012.
- DI MEGLIO, F.; KAASA, G.; PETIT, N. A first principle model for multiphase slugging flow in vertical risers A first principle model for multiphase slugging flow in vertical risers. n. May 2014, 2010.
- GERA, V.; PANAH, M.; SKOGESTAD, S.; et al. Economic Plantwide Control of the Cumene Process. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 52, n. 2, p. 830, 2013.
- HALVORSEN, I. J.; SKOGESTAD, S.; MORUD, J. C.; et al. Optimal selection of controlled variables. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 42, n. 14, p. 3273, 2003.
- JAHANSHAH, E. **Control Solutions for Multiphase Flow: Linear and nonlinear approaches to anti-slug control**. [s.l: s.n.].
- JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; HANSEN, H. Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells Control structure design for stabilizing unstable gas-lift oil wells. n. June 2012, 2014.
- JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S.; LIEUNGH, M. Subsea solution for anti-slug control of multiphase risers. **2013 European Control Conference, ECC 2013**, n. July, p. 4094–4099, 2013.
- JANSEN, B.; DALSMO, M.; NØKLEBERG, L.; et al. **Automatic Control of Unstable Gas Lifted Wells****SPE Annual Technical Conference and Exhibition**Houston, TexasSociety of Petroleum Engineers, , 1999. Disponível em: <<https://doi.org/10.2118/56832-MS>>
- JANSEN, F. E.; SHOHAM, O.; TAITEL, Y. The elimination of severe slugging—experiments and

modeling. **International Journal of Multiphase Flow**, v. 22, n. 6, p. 1055–1072, 1996.

KARIWALA, V. Optimal Measurement Combination for Local Self-Optimizing Control. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 46, n. 11, p. 3629–3634, 1 maio 2007.

KRISHNAMOORTHY, D.; JAHANSHAH, E.; SKOGESTAD, S. Gas-lift Optimization by Controlling Marginal Gas-Oil Ratio using Transient Measurements*. **IFAC-PapersOnLine**, v. 51, n. 8, p. 19–24, 2018.

MORARI, M.; ARKUN, Y.; STEPHANOPOULOS, G. Studies in the synthesis of control structures for chemical processes: Part I: Formulation of the problem. Process decomposition and the classification of the control tasks. Analysis of the optimizing control structures. **AIChE Journal**, v. 26, n. 2, p. 220–232, 1 mar. 1980.

PICKERING, P. F.; HEWITT, G. F.; WATSON, M. J.; et al. The prediction of flows in production risers - truth & myth THE PREDICTION OF FLOWS IN PRODUCTION RISERS - TRUTH & MYTH ? n. January 2001, 2015.

SANTAROSSA, B. I. Análise de estruturas de controle antigolfadas aplicadas à produção de petróleo offshore. 2016.

SCHLUMBERGER. **Oil Well**. Disponível em: <https://www.glossary.oilfield.slb.com/Terms/o/oil_well.aspx>.

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

STORKAAS, E. Stabilizing control and controllability. Control solutions to avoid slug flow in pipeline-riser systems. 1 jan. 2005.

SUNDARESAN, K. R.; KRISHNASWAMY, P. R. **Estimation of time delay time constant parameters in time, frequency, and laplace domains**The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1978. Disponível em: <<https://www.deepdyve.com/lp/wiley/estimation-of-time-delay-time-constant-parameters-in-time-frequency-GTiYwH1X07>>

VIDAR, G. K.; JING, A.; AAMO, O. M. **Attenuation of Slugging in Unstable Oil Wells by Nonlinear Control**. [s.l.] IFAC, 2008. v. 41