

CONTROLE DE ESCOAMENTOS NO REGIME DE GOLFADAS EM PROCESSOS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

David O. Azevedo Jr. e Oscar A. Z. Sotomayor

*Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Universidade Federal de Sergipe (UFS), Av.
Marechal Rondon s/n, Jd. Rosa Elze, 49100-000 São Cristóvão-SE, Brasil, oscars@ufs.br,
<http://www.del.ufs.br>*

Palavras-chave: Controle de golfadas, Sistema encanamento-*riser*, Processo de separação de petróleo, Controle Preditivo, Controle por faixas.

Resumo. Nos últimos anos, a exploração e produção de petróleo têm apresentado grandes desafios tecnológicos. A maior parte das novas descobertas se encontra em regiões de maior profundidade e com formações geológicas mais diversas. Entretanto, as reservas de petróleo bruto encontradas em águas profundas e ultraprofundas têm apresentado dimensões maiores do que as localizadas em terra e em águas rasas, compensando assim os altos investimentos em novas pesquisas que diminuam os custos de exploração destas regiões. Muitas destas novas pesquisas estão voltadas para a questão do transporte do fluido multifásico (composto principalmente por água, óleo e gás) das jazidas submarinas aos vasos de separação localizados nas plataformas de produção *offshore*. Devido às grandes profundidades em que os poços de produção se encontram, tubulações cada vez mais longas são necessárias com configurações que apresentam um trecho horizontal, eventualmente com algum ponto baixo, e um trecho vertical (*riser*) até a plataforma. É neste cenário que, dependendo da geometria do terreno submarino e das proporções de gás e líquido no fluido multifásico, um regime de fluxo no padrão de golfadas pode-se desenvolver no sistema. As conseqüências deste escoamento com golfadas são oscilações na pressão e nas vazões do processo que podem causar severos problemas para a operação da plataforma de produção: (i) dificuldade de separação da água e do óleo, comprometendo o desempenho de equipamentos à jusante como tratadores de óleo e hidrociclones, e (ii) possível parada de emergência da plataforma por nível muito alto dos vasos separadores. O objetivo do presente trabalho é o desenvolvimento e aplicação de um sistema de controle preditivo (MPC) multivariável para o controle de uma unidade de separação, que apresenta uma mistura de características estáveis e integradoras, operando sob os efeitos de uma alimentação em padrão de golfadas. A vantagem do MPC evidencia-se pelo fato da unidade de separação apresentar um certo grau de acoplamento, i.e. vaso separador trifásico + hidrociclone, além do MPC usar a filosofia de controle por faixas, o que aumenta os graus de liberdade para controlar o processo. Resultados de simulações numéricas mostraram o bom desempenho do controle proposto, mantendo as oscilações dos níveis de água e óleo dentro de faixas pré-estabelecidas, visando, desta forma, preservar a operação de separação e segurança do processo. O desempenho obtido é comparado com o desempenho do processo sendo controlado por um sistema PI (proporcional-integrativo) multi-malha.

1 INTRODUCTION

Nos últimos anos, a exploração e produção de petróleo têm apresentado grandes desafios tecnológicos. A maior parte das novas descobertas se encontra em regiões de maior profundidade e com formações geológicas mais diversas. Entretanto, as reservas de petróleo bruto encontradas em águas profundas e ultraprofundas têm apresentado dimensões maiores do que as localizadas em terra e em águas rasas, compensando assim os altos investimentos em novas pesquisas que diminuam os custos de exploração destas regiões.

Muitas destas novas pesquisas estão voltadas para a questão do transporte do fluido multifásico (composto principalmente por água, óleo e gás) das jazidas submarinas aos vasos de separação localizados nas plataformas de produção *offshore*. Devido às grandes profundidades em que os poços de produção se encontram, tubulações cada vez mais longas são necessárias, com configurações que apresentam um trecho horizontal, eventualmente com algum ponto baixo e um trecho vertical (*riser*) até a plataforma. É neste cenário que, dependendo da geometria do terreno submarino e das proporções de gás e líquido no fluido multifásico, um regime de fluxo no padrão de golfadas pode-se desenvolver no sistema. Este tipo de regime, naturalmente altamente transiente, introduz severas oscilações na pressão e níveis do processo que podem comprometer o desempenho do vaso separador e equipamentos à jusante.

Storkaas (2005) classifica o regime de golfadas em quatro diferentes tipos: golfadas hidrodinâmicas, golfadas no *riser*, golfadas em terrenos e golfadas transientes. Neste trabalho é abordada a golfada no *riser* por se tratar do fenômeno que causa as maiores perturbações ao processo de produção de petróleo.

Técnicas típicas para evitar ou reduzir os efeitos indesejáveis das golfadas é a instalação de vasos retentores de golfadas (*slug catchers*) ou aumentar o tamanho do vaso separador para prover uma melhor capacidade de amortecimento do fluxo. Entretanto, esta solução não é viável devido às restrições de carga e espaço nas unidades *offshore*. Outro método é o aumento da pressão na linha de fluxo até que este saia do regime de golfadas através da redução da abertura da válvula no topo do *riser* (*choke*). Porém esta alternativa reduz a capacidade de operação das unidades, além de ser ineficiente no caso de poços mais velhos, onde o fluxo de gás já é bastante reduzido, sendo necessário o uso de métodos de elevação artificial, como *gas lift*.

Nos últimos anos, várias estratégias de controle vêm sendo utilizadas para conter o fenômeno, algumas delas atuando no sistema encanamento-*riser* e outras diretamente no vaso separador, sendo as últimas as mais eficientes e viáveis economicamente. A modo de exemplos, Lima et al. (2005) e Filgueiras (2005) controlam os níveis de água e óleo e a pressão no vaso separador usando um sistema de controle PI (Proporcional-Integrativo) multi-malha, entanto que Nunes (2001), Silveira (2006) e Ribeiro (2009) usam controle preditivo (*Model Predictive Control*, MPC) multivariável. Porém, dado que o objetivo destes trabalhos é manter as variáveis controladas o mais próximo possível de um *setpoint* fixo, as oscilações na alimentação são repassadas para as saídas do processo, o que pode provocar a degradação do desempenho do vaso separador e sistemas à jusante. Para contornar este problema, Nunes (2004) propõe o uso da estratégia de controle por bandas, cuja idéia básica consiste em permitir variações do nível no vaso separador dentro de certos limites de modo a manter o desempenho do processo.

Em Nunes (2004), um controlador PI é configurado inicialmente com ganhos proporcional e integrativo que acarretam em uma ação de controle branda sobre o processo, neste caso a variável manipulada varia pouco e a variável controlada acaba se afastando do valor de *setpoint*. Porém, quando a variável controlada extrapola os limites de uma banda (ou faixa)

estipulada na configuração, é ligado um outro controlador PI com ganhos que proporcionam uma ação de controle mais vigorosa. Isto força a variável controlada a voltar para dentro da banda e quando isto ocorre é chaveado novamente para o controlador mais brando. Embora esta estratégia tenha sido testada com sucesso por Silveira (2006), Portella (2008) e Ribeiro (2009), o chaveamento entre controladores PI pode apresentar descontinuidade (*off*) na ação de controle provocando oscilações excessivas da variável manipulada (*chattering*).

O objetivo deste trabalho é o desenvolvimento de um sistema de controle MPC para um processo de tratamento primário de petróleo, especificamente o vaso separador trifásico, onde os níveis de água e óleo são controladas por faixas de operação e a pressão de gás é controlada por *setpoint* fixo. A implementação da estratégia de controle por faixas em sistemas MPC é direta e não apresenta problemas de chaveamento, como no caso do controle por bandas de Nunes (2004). Resultados de simulações numéricas mostram o bom desempenho do processo controlado pelo MPC perante perturbações no fluxo de alimentação em padrão de golfadas.

2 DESCRIÇÃO DO PROBLEMA

No processo de produção de petróleo, o tratamento primário consiste, em linhas gerais, em separar o fluido multifásico recém-extraído em suas diferentes fases. Nas plataformas de produção *offshore*, esta operação inicia-se na unidade de separação. A interligação direta desta unidade aos poços de produção faz dela responsável por absorver as golfadas da corrente de alimentação como também promover a separação do óleo da água e também do gás. Dada a importância da unidade de separação nas operações de uma plataforma *offshore*, o processo de produção de petróleo considerado neste estudo é composto pelo sistema encanamento-*riser* e a unidade de separação, conforme mostrado na Figura 1.

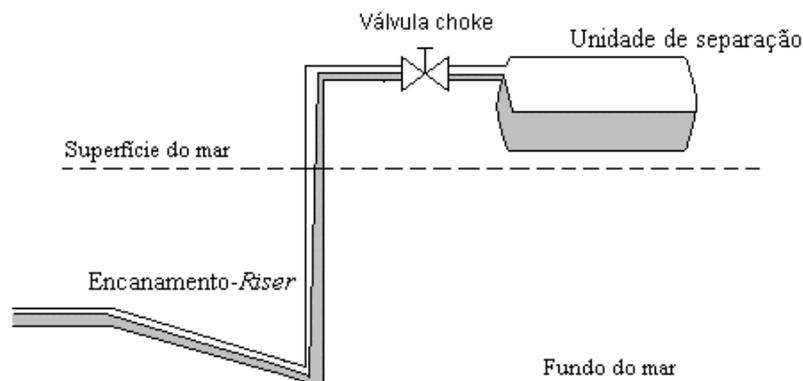


Figura 1: Processo de Produção de Petróleo

2.1 Sistema Encanamento-*Riser*

Consiste, basicamente, de uma tubulação que conecta o poço à unidade de separação, com um ponto baixo localizado entre um trecho horizontal e o *riser* que segue até a válvula *choke*.

O regime de golfadas no *riser* tem um comportamento cíclico ou periódico que pode ser descrito em quatro etapas (ver Figura 2). A golfada inicia-se com baixa pressão e velocidade dos fluidos na seção de alimentação do encanamento, então em um determinado momento o líquido bloqueia a passagem do gás no ponto baixo (1). Enquanto a quantidade de líquido no *riser* aumenta mais rapidamente que a variação da pressão entre o topo e a seção de alimentação, a golfada continua crescendo (2). Quando a pressão do gás na seção de

alimentação torna-se maior que o peso da coluna de líquido no *riser*, ocorre a explosão, ou seja, a quantidade de líquido acumulada é expelida para fora do sistema, mais precisamente para dentro do separador (3). Após uma grande quantidade de gás e líquido deixarem o sistema, a pressão na seção de alimentação diminui, reiniciando o ciclo (4).

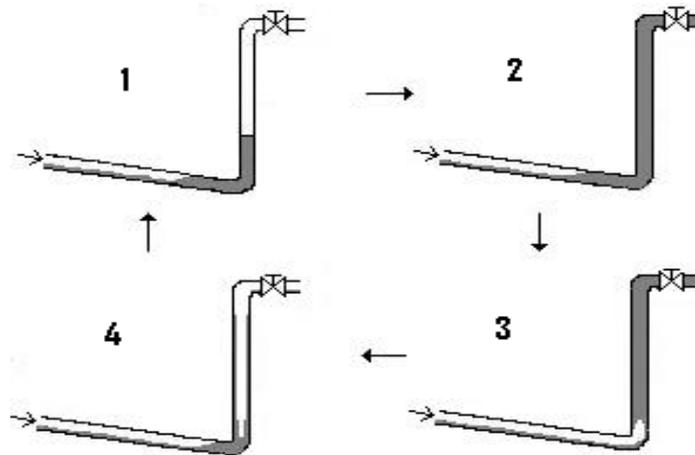


Figura 2: Ciclo da Golfada no *Riser*

As conseqüências deste escoamento com golfadas são oscilações na pressão e nas vazões do processo que podem causar severos problemas para a operação da plataforma de produção (Teixeira, 2010): (i) dificuldade de separação da água e do óleo, comprometendo o desempenho de equipamentos à jusante como tratadores de óleo e hidrociclones, e (ii) possível parada de emergência da plataforma por nível muito alto dos vasos separadores.

O simulador do sistema encanamento-*riser* ou simulador de golfadas utilizado neste trabalho é baseado na modelagem da tubulação desenvolvida por Storakaas et al. (2003). Trata-se de um modelo dinâmico simplificado, de conservação de massa dentro do sistema, com apenas três estados. Para simplificação da modelagem foram assumidas quatro condições principais: tubulação com geometria simplificada, fluxo bifásico (líquido e gás), vazões de alimentação de entrada constante e pressão constante após a válvula *choke*. As equações que descrevem a dinâmica do sistema encanamento-*riser* são (Azevedo Jr., 2009):

- Balanço de massa do líquido no sistema:

$$\frac{dV_L(t)}{dt} = W_{L,in} - W_{LS,in}(t) \quad (1)$$

- Balanço de massa do gás na seção de alimentação:

$$\frac{dV_{G1}(t)}{dt} = W_{G,in} - W_{G1}(t) \quad (2)$$

- Balanço de massa do gás no *riser*:

$$\frac{dV_{G2}(t)}{dt} = W_{G1}(t) - W_{GS,in}(t) \quad (3)$$

onde $V_L(t)$ é o volume de líquido no ponto-baixo da tubulação (“cotovelo”); $V_{G1}(t)$ é o volume de gás na seção de alimentação do encanamento; $V_{G2}(t)$ é o volume de gás no topo

do riser; $W_{L,in}$ e $W_{G,in}$ são as vazões constantes de líquido e gás que entram na seção de alimentação do encanamento; $W_{LS,in}(t)$ e $W_{GS,in}(t)$ são as vazões de líquido e gás que saem através da válvula *choke* no topo do riser e, por conseguinte, entram no separador; $W_{G1}(t)$ é o volume de gás interno na tubulação que flui do volume V_{G1} para o volume V_{G2} .

O modelo representado pelas Eqs. (1)-(3) foi usado por Portella (2008) e Sausen & Barros (2008) para simular a alimentação em regime de golfadas para um separador bifásico. Como este modelo considera um fluxo bifásico, no presente trabalho a vazão de líquido $W_{LS,in}(t)$ foi distribuída em uma porcentagem de água e o restante de óleo, afim de permitir o acoplamento do simulador de golfadas ao separador trifásico. Maiores detalhes sobre o sistema encanamento-riser, a distribuição da vazão do líquido assim como os parâmetros de ajuste do simulador podem ser encontrados em Azevedo Jr. (2009).

A Figura 3 mostra as vazões das fases aquosa (W_{in}), oleosa (L_{in}) e gasosa (G_{in}) geradas pelo simulador de golfadas, e que ingressam ao separador, para uma taxa de abertura da válvula *choke* de 14%, ou seja, quando o processo encontra-se operando sob o regime de golfadas severas, em que as variações nas vazões W_{in} e L_{in} chegam a mais de 50% em relação ao seu respectivo valor nominal e com período de 200 segundos.

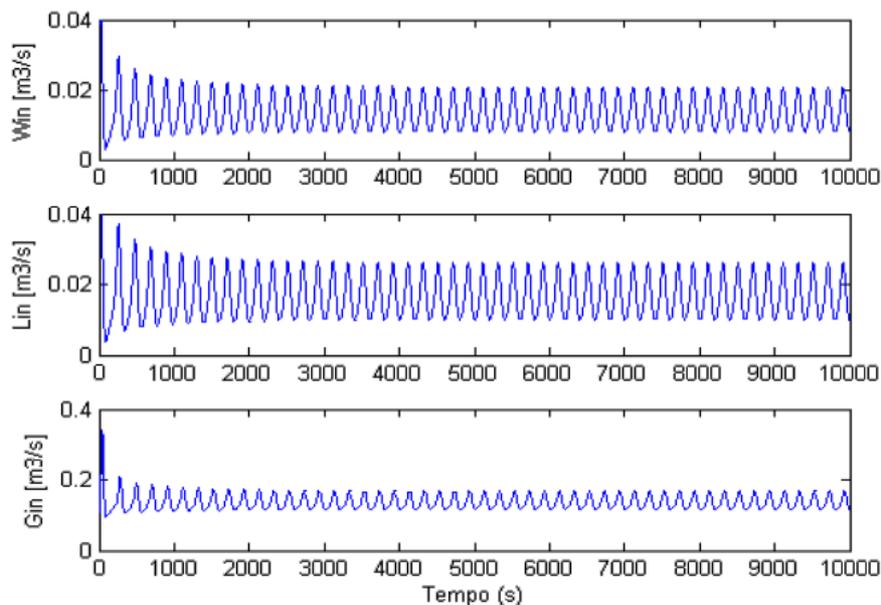


Figura 3: Escoamento em Padrão de Golfadas para 14% de Abertura da Válvula *Choke*

2.2 Unidade de Separação

Neste estudo, a unidade de separação é formada por um vaso separador trifásico em série com um hidrociclone, como mostrado na Figura 4.

O vaso separador trifásico é responsável por promover a separação adequada das fases aquosa, oleosa e gasosa, além de absorver as flutuações da corrente de alimentação (devido ao fenômeno das golfadas descrito anteriormente). Isto é, este equipamento, conhecido na indústria de petróleo como separador de produção, exerce também a função de tanque pulmão (*surge tank*), recebendo uma vazão flutuante e fornecendo para os próximos equipamentos uma vazão mais estável para não comprometer sua operação.

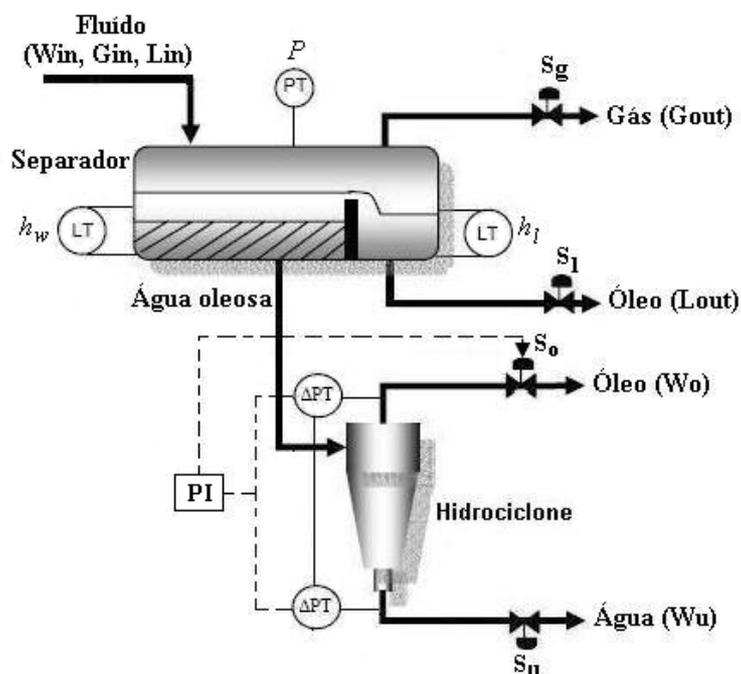


Figura 4: Unidade de Separação

O vaso separador tem um formato cilíndrico horizontal e é composto de duas seções denominadas câmara de separação e câmara de óleo, ambas separadas por um vertedouro. A força gravitacional promove a segregação das fases na câmara de separação formando-se uma fase rica em água, uma fase rica em óleo e uma interfase entre ambas fases. Os líquidos fluem na direção do vertedouro e, ao longo deste caminho, pratos paralelos ajudam na separação líquido-líquido. A fase rica em óleo transborda sobre o vertedouro para a câmara de óleo e, daí, ela é transferida até os tratadores, que retiram sais e resíduos da água. O gás, já separado do óleo e da água é canalizado para compressores sendo, então, direcionado a uma planta de tratamento, onde a umidade é retirada. A fase rica em água é encaminhada à unidade de tratamento, neste caso o hidrociclone, para redução de resíduos de óleo nos padrões especificados para seu descarte ou re-injeção.

O hidrociclone é um equipamento constituído de um tubo composto de trechos cilíndricos e cônicos justapostos que efetua a separação da fase dispersa pela ação de um campo centrífugo resultante, pela configuração do equipamento e pelo modo com que a suspensão o alimenta. O princípio de operação deste equipamento consiste na entrada tangencial de água oleosa, sob pressão, no trecho de maior diâmetro, sendo direcionada internamente, em fluxo espiral, em direção ao trecho de menor diâmetro. O decréscimo de diâmetro faz com que este fluxo seja acelerado, gerando uma força centrífuga que força o componente mais pesado (água) contra as paredes.

O simulador da unidade de separação utilizado neste trabalho foi implementado na plataforma Simulink/Matlab®. Este simulador é baseado em modelos fenomenológicos para o vaso separador e para o hidrociclone disponíveis na literatura. Para o vaso separador usa-se um modelo dinâmico simplificado, com sete estados, de conservação de massa proposto por Nunes (2001, 2007), que descrevem:

- Balanço de massa global na câmara de separação:

$$\frac{dh_T(t)}{dt} = \frac{L_{in}(t) + W_{in}(t) - L_{vert}(t) - W_{out}(t)}{2C_{cs}\sqrt{h_T(t)}(D - h_T(t))} \quad (4)$$

onde $h_T(t)$ é o nível total na câmara de separação; $L_{vert}(t)$ é a vazão da fase oleosa por cima do vertedouro; $W_{out}(t)$ é a vazão de saída da fase aquosa da câmara de separação; C_{cs} é o comprimento da câmara de separação; D é o diâmetro do vaso separador.

- Balanço de massa da fase aquosa na câmara de separação:

$$\frac{dh_w(t)}{dt} = \frac{(1 - TOG \cdot ef_{lw})W_{in}(t) + BSW \cdot ef_{wl} \cdot L_{in}(t) - W_{out}(t)}{2C_{cs}\sqrt{h_w(t)}(D - h_w(t))} \quad (5)$$

onde $h_w(t)$ é o nível da fase aquosa (interfase água/óleo) na câmara de separação; BSW é o teor de água na fase oleosa; TOG é o teor de óleo na fase aquosa; ef_{lw} e ef_{wl} são as eficiências de remoção de óleo da fase aquosa e água da fase oleosa, respectivamente.

- Balanço de massa da fase oleosa na câmara de óleo:

$$\frac{dh_l(t)}{dt} = \frac{L_{vert}(t) - L_{out}(t)}{2C_{cs}\sqrt{h_l(t)}(D - h_l(t))} \quad (6)$$

onde $h_l(t)$ é o nível da fase oleosa na câmara de óleo; $L_{out}(t)$ é a vazão de saída da fase oleosa da câmara de óleo.

- Balanço de massa da fase gasosa:

$$\frac{dP(t)}{dt} = \frac{P(t) \cdot (W_{in}(t) + L_{in}(t) + G_{in}(t) - W_{out}(t) - L_{out}(t) - G_{out}(t))}{V_t - V_{cs}(t) - V_{cl}(t)} \quad (7)$$

onde $P(t)$ é a pressão no interior do vaso separador; $G_{out}(t)$ é a vazão de saída da fase gasosa do vaso separador; V_t é o volume total do vaso separador; $V_{cs}(t)$ é o volume total da câmara de separação; $V_{cl}(t)$ é o volume total da câmara de óleo.

- Balanço de massa da água dispersa na fase oleosa na câmara de separação:

$$\frac{dV_{wflcs}(t)}{dt} = BSW(1 - ef_{wl}) \cdot L_{in}(t) - L_{vert}(t) \cdot \frac{V_{wflcs}(t)}{V_{cs}(t) - V_{fwcs}(t)} \quad (8)$$

onde $V_{wflcs}(t)$ é o volume de água na fase oleosa da câmara de separação; $V_{fwcs}(t)$ é o volume de fase aquosa na câmara de separação.

- Balanço de massa de óleo disperso na fase aquosa na câmara de separação:

$$\frac{dV_{lfwcs}(t)}{dt} = TOG(1 - ef_{lw}) \cdot W_{in}(t) - W_{out}(t) \cdot \frac{V_{lfwcs}(t)}{V_{fwcs}(t)} \quad (9)$$

onde $V_{lfwcs}(t)$ é o volume de óleo na fase aquosa da câmara de separação.

- Balanço de massa de água dispersa na fase oleosa na câmara de óleo:

$$\frac{dV_{wflcl}(t)}{dt} = L_{vert}(t) \cdot \frac{V_{wflcs}(t)}{V_{fwcs}(t)} - L_{out}(t) \cdot \frac{V_{wflcl}(t)}{V_{cl}(t)} \quad (10)$$

onde $V_{wflcl}(t)$ é o volume de água na fase oleosa da câmara de óleo.

Respeito ao hidrociclone, foi usado o modelo hidrodinâmico desenvolvido por Filgueiras (2005) que descreve a perda de carga das linhas de topo e de fundo deste equipamento. Este modelo tem a seguinte forma:

- Diferencial de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga superior do hidrociclone:

$$\Delta P_o = \alpha_1 \cdot W_o \quad (11)$$

- Diferencial de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga inferior do hidrociclone:

$$\Delta P_u = \alpha_2 \cdot W_u \quad (12)$$

sendo que W_o e W_u são as vazões nas linhas de topo e de fundo do hidrociclone, respectivamente, e α_1 e α_2 são parâmetros de ajuste do modelo para perda de carga.

Como pode ser visto na Figura 4, a unidade de separação inclui um controle de razão que é um tipo especial de controle *feedforward*, onde duas perturbações são medidas e é mantida uma relação constante entre elas. Para o hidrociclone, usa-se um controlador PI para manter constante a relação entre as quedas de pressão da corrente de topo e de fundo, garantindo, assim, uma melhor eficiência de separação, pela manutenção da razão entre as vazões constantes.

Maiores detalhes sobre os modelos apresentados, assim como os parâmetros de simulação aqui omitidos, podem ser encontrados em Figueiredo & Sotomayor (2009) e Azevedo Jr. (2009).

2.3 Controle PI do Processo

A dinâmica da unidade de separação é governada por uma mistura complexa de sistemas estáveis (*self-regulating*) e integradores (*non self-regulating*), como mostrada pela matriz de funções de transferência $G(s)$ da Eq. (13). $G(s)$ relaciona as variáveis de entrada, i.e. os níveis h_l e h_w e a pressão P , com as variáveis de entrada, i.e. as aberturas das válvulas de saída das fases oleosa (s_l), aquosa (s_u) e gasosa (s_g), no separador, da seguinte forma:

$$\begin{bmatrix} h_l \\ h_w \\ P \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} \frac{-0.0205}{s} & \frac{-0.016248}{s} e^{-12s} & \frac{-0.0027}{s} e^{-12s} \\ 0 & \frac{-0.003821}{s} & 0 \\ \frac{-0.583}{18.5848s+1} & \frac{-0.47189}{22.5042s+1} & \frac{-4.57046}{19.5s+1} \end{bmatrix}}_{G(s)} \begin{bmatrix} s_l \\ s_u \\ s_g \end{bmatrix} \quad (13)$$

Como pode-se observar, os níveis h_l e h_w apresentam características integradoras, já a

pressão P é sempre estável. Interações também existem entre as variáveis de saída da unidade de separação. Mudança no nível de óleo afeta a pressão de gás, porém não afeta o nível da interfase. Mudança no nível da interfase, afeta o nível de óleo e a pressão de gás. Mudança na pressão de gás, afeta levemente o nível de óleo e não afeta o nível da interfase.

Figueiredo & Sotomayor (2010) realizaram um estudo de controlabilidade da unidade de separação baseado no modelo linear da Eq. (13). O estudo revela que a matriz de ganhos relativos (RGA) dinâmica (Witcher & McAvoy, 1977), avaliada na frequência $w_{ol} = 1,7435$ rad/seg, é:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 1,0083 & 0 & -0,0083 \\ 0 & 1 & 0 \\ -0,0083 & 0 & 1,0083 \end{bmatrix} \quad (14)$$

onde w_{ol} é a frequência final da largura de banda em malha aberta, determinada pela interseção do máximo valor singular de $G(s)$ pela linha de -3 dB (ver Figura 5).

O conhecimento do processo sugere uma estrutura de controle descentralizada em forma diagonal para a unidade de separação. De fato, o resultado na Eq. (14) mostra que o emparelhamento entrada/saída para seleção das malhas de controle univariáveis em uma estrutura diagonal é a melhor escolha, dado que a matriz $\Lambda \approx I$, levando a mínimas interações entre as malhas. A predominância da estrutura diagonal em toda a faixa de frequências de interesse pode ser verificada pelo Número-RGA (Skogestad & Postlethwaite, 2005):

$$\text{Número-RGA}(j\omega) = \|\Lambda(j\omega) - I\|_{sum} \quad (15)$$

Como pode ser visto na Figura 5, o Número-RGA é muito pequeno em toda a faixa de frequências. Isto significa que existe pouca interação no sistema (ou ela é desprezível) e a estrutura de controle diagonal é adequada, o que implica estabilidade das malhas individuais e, portanto, estabilidade global do sistema.

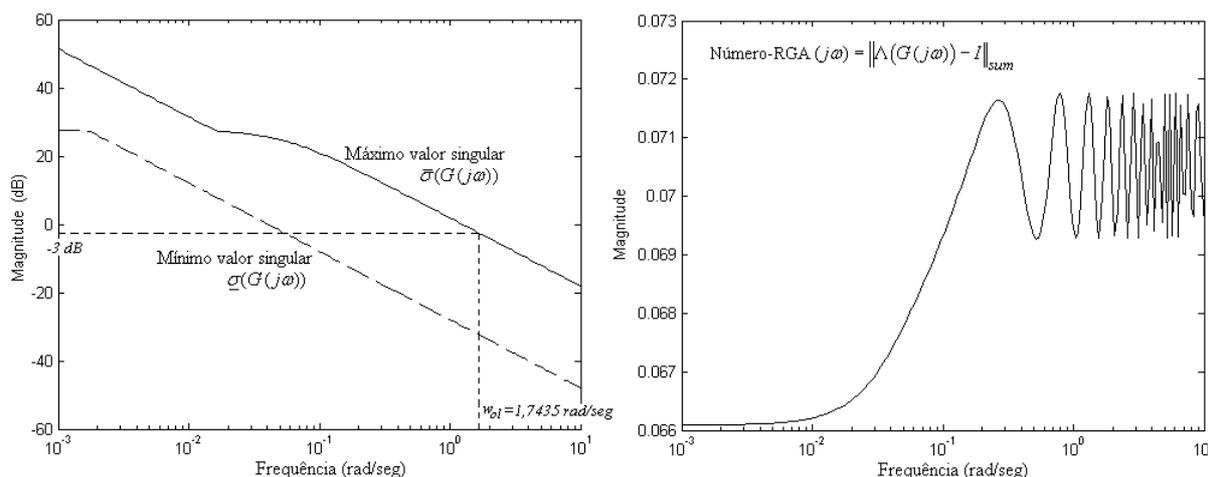


Figura 5: Valores Singulares e Número-RGA da Unidade de Separação

De acordo com a análise anterior, foi implementado um sistema de controle diagonal multi-malha com três controladores discretos tipo PI. Para o ajuste dos controladores foram usadas regras de sintonia específicas para sistemas estáveis ou sistemas integradores, segundo seja o caso (Figueiredo & Sotomayor, 2010). A Figura 6 mostra os efeitos da seqüência de

golfadas, mostrada na Figura 3, na unidade de separação operando sob o sistema de controle PI multi-malha.

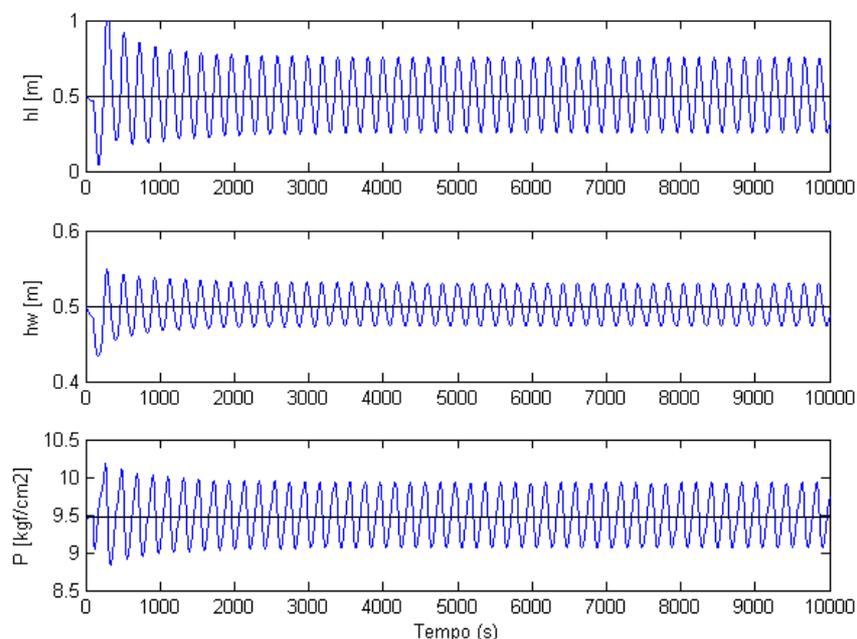


Figura 6: Resposta do Processo sob Controle PI Multi-malha

Como o fluxo de entrada no separador ocorre na forma de golfadas, o nível da interface água/óleo no separador não pode ser controlado de forma a mantê-lo constante, o que prejudica a eficiência de separação do vaso separador e do hidrociclone, que por ser sensível a flutuações na vazão de entrada exige do separador uma vazão mais estável. Nos resultados da Figura 5 verifica-se que o nível de óleo no vaso apresentou uma amplitude de oscilação muito acentuada, chegando próximo a 0,6 m de pico a pico, o que representa uma variação de quase 60% em relação a seu ponto de operação nominal.

A utilização de hidrociclones em processos de produção de petróleo traz novos desafios, principalmente devido à sua estreita faixa de operação, às freqüentes perturbações a que estarão sujeitos e à sua rápida dinâmica, sendo necessário técnicas mais apuradas de controle como o MPC.

3 MPC COM CONTROLE POR FAIXAS

O termo controle preditivo (MPC) se refere a uma classe de algoritmos de controle automático que controla a resposta futura da planta através do uso de um modelo explícito do processo. Em cada instante de amostragem, o MPC soluciona on-line um problema linear quadrático (LQ), usando o estado atual da planta como estado inicial. O resultado da otimização gera uma seqüência de controle ótimo em malha aberta que é aplicada de acordo com a filosofia de controle de horizonte móvel (*Receding Horizon Control*), onde só a primeira ação de controle desta seqüência é usada, fornecendo um controlador com as características de realimentação desejadas.

Atualmente, MPC pode ser considerado como a mais importante inovação em controle avançado de processos dos últimos 20 anos e a ferramenta padrão para aplicações industriais (Qin & Badgwell, 2003). Benefícios significativos são gerados diretamente a partir da habilidade do MPC de assegurar que a planta opere dentro das suas restrições de forma mais

lucrativa. MPC é também uma das áreas de pesquisa mais ativas da teoria de controle. Apesar do aparecimento de algoritmos MPC não-lineares (NMPC), a geração corrente de algoritmos MPC comercialmente disponíveis são baseados em modelos lineares (LMPC, ou simplesmente MPC). Dentre estes, o algoritmo QDMC (*Quadratic Dynamic Matrix Control*) de García & Morshedi (1986), que usa um modelo de resposta ao degrau do processo para predição, é amplamente usado na indústria de processos.

Basicamente, o QDMC calcula os valores das variáveis manipuladas (ações de controle) que minimizam a diferença entre os valores preditos e desejados das variáveis controladas, sujeitas a restrições nas variáveis manipuladas. Em geral, o algoritmo QDMC minimiza um função de custo LQ da seguinte forma:

$$\min_{\Delta u} \sum_{i=1}^p \left(\hat{y}(k+i) - y_{sp} \right)^T Q \left(\hat{y}(k+i) - y_{sp} \right) + \sum_{j=1}^m \Delta u(k+j-1)^T R \Delta u(k+j-1) \quad (16)$$

sujeito a:

$$\begin{aligned} -\Delta u_{\max} &\leq \Delta u(k+j-1) \leq \Delta u_{\max}, \quad j=1, \dots, m \\ u_{\min} &\leq u(k-1) + \sum_{i=1}^j \Delta u(k+i-1) \leq u_{\max}, \quad j=1, \dots, m \end{aligned} \quad (17)$$

onde $\hat{y}(k+i)$ é o valor predito da saída, y_{sp} é o setpoint, $\Delta u(k+j-1) = u(k+j-1) - u(k+j-2)$ é o incremento nas entradas, k é o instante atual de amostragem, p é o horizonte de otimização ou de predição do controlador, m é o horizonte de controle, u_{\max} e u_{\min} são os limites máximos e mínimos das entradas, Δu_{\max} é o limite máximo de incremento nas entradas, Q e R são matrizes diagonais de ponderação positiva definida e positiva semi-definida, respectivamente. O problema de otimização da Eq. (16) sujeito às restrições da Eq. (17) é resolvido usando programação quadrática (QP). Note-se que só a primeira ação de controle do vetor $\Delta u(k)$ é aplicado na planta.

Em grande parte das aplicações industriais, as variáveis de saída são controladas por faixas de operação ao invés de setpoints fixos. Esta estratégia é usualmente adotada nos casos em que o número de saídas controladas é maior que o número de entradas manipuladas, com a intenção de obter alguns graus de liberdade que permitam levar o processo a seu *target* ótimo, e suavizar a resposta do sistema perante perturbações. Para levar em conta o controle por faixas das saídas, a Eq. (16) é modificada da seguinte forma:

$$\min_{\Delta u} \sum_{i=1}^p \left(\hat{y}(k+i) - y^b(k+i) \right)^T Q \left(\hat{y}(k+i) - y^b(k+i) \right) + \sum_{j=1}^m \Delta u(k+j-1)^T R \Delta u(k+j-1) \quad (18)$$

De acordo com Sotomayor et al. (2009), a estratégia de controle por faixas das saídas é implementada da seguinte forma. Para cada saída j observamos sua predição no instante $k+i$:

- Se $y_{j,\min} \leq \hat{y}_j(k+i) \leq y_{j,\max}$, a saída y_j deve ser ignorada (liberada ou removida dos cálculos de controle) no instante $k+i$. Portanto, o parâmetro da matriz Q correspondente a essa saída deve ser zero. $y_j^b(k+i)$ pode ser qualquer valor.
- Se $\hat{y}_j(k+i) > y_{j,\max}$, a saída y_j deve ser trazida para seu limite superior. Portanto,

fazemos $y_j^b(k+i) = y_{j,\max}$. O parâmetro da matriz Q correspondente a essa saída é um parâmetro de sintonia do controlador.

- Se $\hat{y}_j(k+i) < y_{j,\min}$, a saída y_j deve ser trazida para seu limite inferior. Portanto, fazemos $y_j^b(k+i) = y_{j,\min}$. O parâmetro da matriz Q correspondente a essa saída é o mesmo do caso anterior.

4 CONTROLE MPC DO PROCESSO

Nesta seção, o algoritmo MPC apresentado na seção anterior é aplicado à unidade de separação. A vantagem da aplicação do MPC se evidencia quando o processo a ser controlado possui certo grau de acoplamento, como no presente caso onde o vaso separador está em série com o hidrociclone.

4.1 Modelo Linear Modificado da Unidade de Separação

A implementação do controlador MPC requer de um modelo linear estável do processo. No presente caso, o modelo linear $G(s)$ da Eq. (13) foi levemente modificado para ser usado no controlador MPC. Isto é devido ao fato das funções de transferência das variáveis integradoras possuírem pólos iguais a zero, impossibilitando a aplicação direta de técnicas de controle tradicionais para sistemas estáveis. O artifício utilizado para resolver essa questão foi tornar tais funções estáveis através da adição de um pólo muito próximo do zero (e.g. $s = -0,00001$), possibilitando a implementação do algoritmo MPC descrito anteriormente.

4.2 Sintonia do Controlador MPC

Os parâmetros de sintonia do controlador MPC foram definidos após extensivas simulações utilizando como suporte algumas regras empíricas encontradas na literatura. Na Tabela 1 encontram-se os valores dos parâmetros de sintonia usados para a implementação do controlador.

Descrição	Valor
Tempo de amostragem	$T_s = 2 \text{ s}$
Horizonte do modelo	$N = 85$
Horizonte de predição	$p = 20$
Horizonte de controle	$m = 5$
Matriz de ponderação das variáveis controladas	$Q = \text{diag}(30, 5, 1)$
Matriz de supressão das variáveis manipuladas	$R = \text{diag}(1, 5, 1)$
Limite máximo das variáveis controladas.	$y_{\max} = [0,55 \quad 0,55 \quad 9,48]^T$
Limite mínimo das variáveis controladas	$y_{\min} = [0,45 \quad 0,45 \quad 9,48]^T$
Limite máximo das variáveis manipuladas	$u_{\max} = [1 \quad 1 \quad 1]^T$
Limite mínimo das variáveis manipuladas	$u_{\min} = [0 \quad 0 \quad 0]^T$

Tabela 1: Parâmetros de Sintonia do MPC

Note-se que as restrições de limite máximo de variações nas variáveis manipuladas (Δu_{\max}) não foram consideradas nesta aplicação.

4.3 Resultados da Simulação

Conforme dito anteriormente, apenas os níveis de óleo (h_l) e água (h_w) foram controlados por faixas com o intuito de mantê-las o mais constante possível dentro de uma determinada faixa de operação. Já a pressão no vaso foi controlada considerando um setpoint fixo. Para a simulação apresentada a seguir foi utilizada uma taxa de abertura da válvula *choke* igual a 14%, situação em que o processo foi submetido a uma alimentação em regime de golfadas como apresentado na Figura 3.

Como pode ser visto na Figura 7 o MPC com controle por faixas apresentou resultados satisfatórios. Os níveis das fases de óleo e água permaneceram dentro das faixas pré-definidas durante a maior parte do tempo, apresentando pequenas violações dos limites operacionais, verificadas principalmente no nível de óleo. Já a pressão do separador, apesar de ter sido controlada para ser mantida em torno de um setpoint fixo, apresentou uma variação mínima em torno do seu valor operacional, oscilando aproximadamente entre 9,4 e 9,6 kgf/cm², não chegando a representar algum risco para a operação do vaso separador.

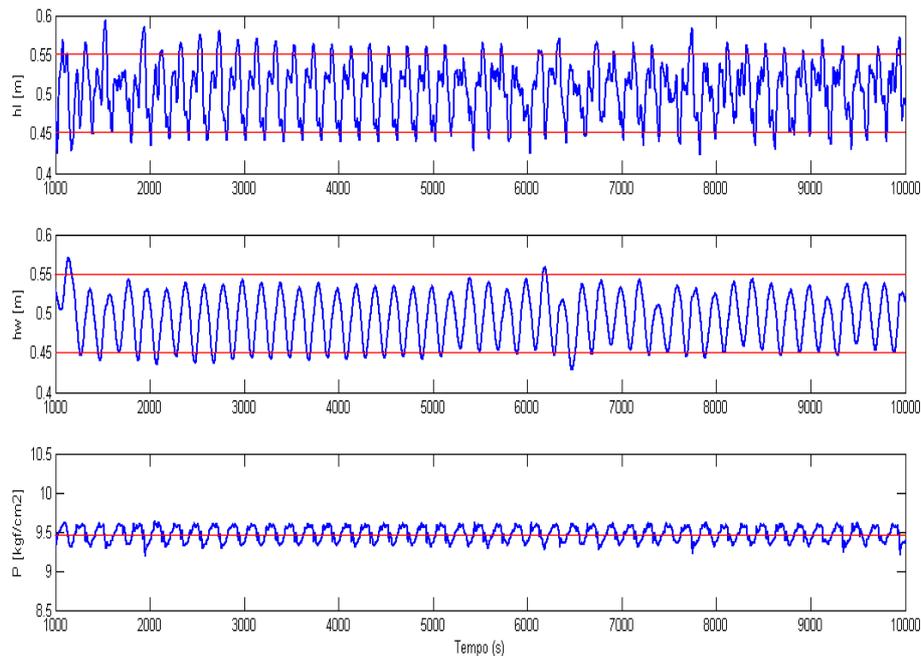


Figura 7: Resposta do Processo sob Controle MPC Multivariável

Comparado com os resultados da Figura 6, o desempenho do sistema de controle MPC multivariável é superior ao desempenho do sistema de controle PI multi-malha, reduzindo as oscilações nas saídas controladas e, em consequência, melhorando o processo de separação e preservando a segurança da operação da planta.

5 CONCLUSÕES

Vazões em padrão de golfadas em processos de produção de petróleo *offshore* são altamente prejudiciais. Métodos tradicionais para amortecer os efeitos destas golfadas são inviáveis e/ou ineficientes, repassando as indesejáveis oscilações para as saídas do vaso

separador.

Neste trabalho é proposto um sistema MPC para o controle de uma unidade de separação que opera sob os efeitos de uma alimentação em padrão de golfadas, para uma abertura constante da válvula *choke*. A vantagem do MPC evidencia-se pelo fato da unidade de separação apresentar um certo grau de acoplamento, i.e. vaso separador trifásico + hidrociclone. Além disso, o MPC proposto usa a filosofia de controle por faixas, o que aumenta os graus de liberdade para controlar o processo, suavizando a resposta do sistema perante perturbações.

Embora o processo apresente uma mistura de características estáveis e integradores e o MPC usado seja específico para sistemas estáveis, os resultados da simulação mostraram o bom desempenho do sistema proposto, mantendo as oscilações nos níveis de água e óleo dentro de certas faixas de operação, visando, desta forma, melhorar a separação e preservar a segurança do processo. Neste sentido, o desempenho da estratégia MPC proposta foi amplamente superior ao obtido estando o processo sob controle PI multi-malha.

Posteriores trabalhos serão enfocados ao uso de sistemas MPC específicos para sistemas integradores e atuação direta na válvula *choke*.

REFERENCES

- Azevedo Jr., D.O., *Controle de golfadas em processos de tratamento primário de petróleo*. Trabalho de Conclusão de Curso, Departamento de Engenharia Elétrica/UFS, Aracaju-SE, Brasil, 2009.
- Figueiredo, A.I.L. e Sotomayor, O.A.Z., *Simulação e controle de uma unidade de separação água-óleo-gás*. Relatório Final de Projeto de Pesquisa PIBIC/CNPq/UFS 726, Aracaju-SE, Brasil, 2009.
- Figueiredo, A.I.L. e Sotomayor, O.A.Z., Controlabilidad, resiliencia y control de un proceso de separación agua-óleo-gas. In: *Anales del XIV Congreso Latinoamericano de Control Automático* (CLCA 2010), Santiago de Chile, Chile, 2010.
- Filgueiras, N.G.T., *Modelagem, análise e controle de um processo de separação óleo/água*. Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro-RJ, Brasil, 2005.
- Garcia, C.E. e Morshedi, A.M., Quadratic programming solution of dynamic matrix control (QDMC). *Chemical Engineering Communications*, 46(1-3): 73-87, 1986.
- Lima, L.E., Filgueiras, N.T., Silva, C.M. e NUNES, G.C., Studies for the control of an oil/water separation system. In: *Proceedings of the 2nd Mercosur Congress on Chemical Engineering and 4th Mercosur Congress on Process System Engineering* (ENPROMER 2005), Rio de Janeiro-RJ, Brazil, 2005.
- Nunes, G.C., *Design and analysis of multivariable predictive control applied to an oil-water-gas separator: A polynomial approach*. PhD Thesis, University of Florida, USA, 2001.
- Nunes, G.C., Controle por bandas: Conceitos básicos e aplicação no amortecimento de oscilações de carga em unidades de produção de petróleo. *Boletim Técnico da Petrobras*, 47(2-4): 151-165, 2004.
- Nunes, G.C., Modelagem dinâmica do processamento primário de petróleo: conceitos fundamentais e aplicação em controle de processos. *Boletim Técnico da Produção de Petróleo*, 2(1): 29-47, 2007.
- Portella, R.A., *Modelagem dinâmica de separador bifásico com alimentação por escoamento em regime de golfadas*. Dissertação de Mestrado, Instituto Politécnico/UERJ, Nova Friburgo-RJ, Brasil, 2008.
- Qin, S.J. e Badgwell, T.A., A survey of industrial model predictive control technology. *Control Engineering Practice*, 11(7): 733-764, 2003.

- Ribeiro, C.H.P., *Simulação e avaliação de controle preditivo aplicado a sistema de tratamento primário de petróleo*. Trabalho de Conclusão de Curso, Escola de Engenharia/UFRJ, Rio de Janeiro-RJ, Brasil, 2009.
- Sausen, A. e Barros, P.R., Modelo dinâmico simplificado para um sistema encanamento-riser-separador sobre regime de fluxo com golfadas. *Tendências em Matemática Aplicada e Computacional*, 9(2): 341-350, 2008.
- Silveira, M.A.C.R., *Controle de um processo de tratamento primário de petróleo*. Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro-RJ, Brasil, 2006.
- Skogestad, S. e Postlethwaite, I., *Multivariable feedback control – Analysis and design*, 2nd Edition. Wiley-Interscience, 2005.
- Sotomayor, O.A.Z., Odloak, D. e Moro, L.F.L., Closed-loop model re-identification of processes under MPC with zone control. *Control Engineering Practice*, 17(5): 551-563, 2009.
- Storkaas, E., *Stabilizing control and controllability: Control solutions to avoid slug flow in pipeline-riser systems*. PhD Thesis, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Noruega, 2005.
- Storkaas, E., Skogestad, S. e Godhavn, J.-M., A low-dimensional dynamic model of severe slugging for control design and analysis. In: *Proceedings of the 11th. International Conference on Multiphase (MULTIPHASE'03)*, San Remo, Itália, 2003.
- Teixeira, I.T.A., *Controle de oscilações em sistemas de elevação artificial de petróleo por injeção contínua de gás (gas-lift)*. Trabalho de Conclusão de Curso, Departamento de Engenharia Elétrica/UFS, Aracaju-SE, Brasil, 2010.
- Witcher, M. e McAvoy, T.J., Interacting control systems: Steady state and dynamic measurement of interaction. *ISA Transactions*, 16(3): 35-41, 1977.