

08 a 11 de Outubro de 2018
Instituto Federal Fluminense
Búzios - RJ

CONTROLE POR BANDAS APLICADO AO PROBLEMA DE ESCOAMENTO POR REGIME DE GOLFADAS

Rosilene Abreu Portella Corrêa¹ – rosileneportella@id.uff.br

Cleber de Almeida Corrêa Junior¹ – cleberacj@id.uff.br

Marco Van Hombeeck² – hombeeck@iprj.uerj.br

Giovani Cavalcanti Nunes³ – giovanicn@petrobras.com.br

Erick Fabrizio Quintella³ – erick.quintella@petrobras.com.br

¹ Universidade Federal Fluminense – Instituto do Noroeste Fluminense de Educação Superior – Santo Antônio de Pádua, RJ, Brasil

² Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Instituto Politécnico – Nova Friburgo, RJ, Brasil

³ Petróleo Brasileiro S/A – Rio de Janeiro, RJ, Brasil

Resumo. *O presente trabalho aborda uma estratégia de controle alternativa para contornar os inconvenientes causados pelo regime de fluxo em padrão de golfadas à planta de processamento primário. Através do acoplamento de um modelo de escoamento em regime de golfadas a um modelo de vaso separador bifásico horizontal, foi possível verificar que os controles de nível tradicionalmente utilizados na indústria de petróleo, repassam as oscilações características deste tipo de fluxo para as vazões de saída de líquido e gás, prejudicando o desempenho de outros equipamentos que recebem esta carga. Com o propósito de estabilizar as vazões de saída, optou-se por reduzir o efeito dos controladores de nível, permitindo uma maior variação no nível de líquido no interior do vaso, respeitando, entretanto, seus limites operacionais. Para os casos em que as oscilações na vazão de entrada provoquem uma extrapolação destes limites, acrescentou-se um controle adicional atuando sobre a válvula choke na entrada da planta, alterando o regime de fluxo sempre que este atingir níveis prejudiciais ao equipamento.*

Palavras-chave: *Golfada; Separador óleo-gás; Petróleo; Modelagem Computacional*

1. INTRODUÇÃO

Quando um reservatório de petróleo é encontrado, vários estudos são realizados com a finalidade de determinar a viabilidade da produção do mesmo, e sendo as condições favoráveis, os poços de produção são então perfurados e tubulações adequadas são colocadas a fim de trazer à superfície este óleo. Na superfície encontra-se a Planta de Processamento

Primário, constituída de uma série de equipamentos, responsáveis por separar as fases produzidas e atender a requisitos de qualidade específicos de cada fase.

As atividades de produção de petróleo offshore estão sendo expandidas para profundidades cada vez maiores, utilizando para isso tubulações cada vez mais longas, com configurações que apresentam um trecho horizontal, eventualmente com algum ponto baixo e um trecho vertical até a plataforma. Esta configuração, associada a determinadas proporções da produção de fases líquida e gasosa, pode fazer com que ocorra o escoamento no padrão de golfadas, caracterizado por um fluxo intermitente de líquido (água e óleo) e gás. Em determinadas situações estas oscilações podem ser em tal magnitude que o padrão de escoamento resultante recebe o nome de intermitência severa.

Esta oscilação de fluxo atinge a entrada do processo e pode causar grandes transtornos no desempenho do vaso separador, diminuindo a qualidade de separação das fases. Geralmente são utilizados controladores capazes de estabilizar o nível dentro dos separadores, mas o inconveniente é que estes controles repassam estas oscilações de vazão para a saída, perturbando o desempenho dos outros equipamentos que recebem esta carga.

Uma alternativa para minimizar este problema consiste em um abrandamento das constantes dos controladores de nível do vaso, permitindo uma maior faixa de variação, e como consequência agregando um efeito capacitivo ao sistema, que atenua as oscilações nas vazões de saída, possibilitando um melhor desempenho dos tratadores de óleo ou hidrociclones que receberão estas vazões. Para os casos de golfadas mais severas, é introduzido um controle secundário de nível alto e baixo no separador, que atua diretamente na válvula choke na entrada da planta.

Este trabalho apresenta os resultados da simulação numérica de uma planta de Processamento Primário de Petróleo, em que são empregadas estas estratégias de controle. O escoamento dos fluidos a montante da planta é representado a partir de um modelo de parâmetros concentrados originalmente proposto por Storkaas (2005), que é capaz de reproduzir o comportamento observado quando da ocorrência do escoamento em golfadas. O comportamento dinâmico das condições reinantes no interior do vaso separador é descrito por um modelo simplificado de seu desempenho (Nunes 2007). O acoplamento destes dois modelos permite estão a simulação do comportamento do separador sob diferentes esquemas de controle.

2. MODELAGEM DO ESCOAMENTO EM GOLFADAS

No padrão de escoamento em regime de golfadas, ocorre periodicamente um acúmulo de líquido na base do riser, que interrompe a passagem dos fluidos, ocorrendo então um aumento de pressão a montante (estágio 1). Enquanto a pressão na seção de alimentação for baixa, o líquido continua a se acumular na coluna vertical (estágio 2), com o crescimento desta pressão, eventualmente o gás consegue deslocar o volume líquido acumulado que atinge o vaso separador na forma de uma golfada de líquido (estágio 3), seguida de uma enorme quantidade de gás (estágio 4). Após esta descarga, volta a ocorrer o acúmulo de líquido e o processo se reinicia (Vide Fig. 1).

A modelagem do escoamento bifásico é tradicionalmente feita através da aplicação das equações de conservação a cada uma das fases, acopladas por condições de interface apropriadas, que representam a influência recíproca de cada fase na outra. A solução destas equações é, via de regra, obtida por técnicas numéricas, através da aplicação das formas discretizadas destas equações a cada um dos volumes elementares em que se divide o domínio do problema considerado. Desta forma é gerado um sistema de equações algébricas, cuja

dimensão é função do número de elementos de volume considerados, e cuja solução exige um enorme esforço computacional, em termos de capacidade e tempo de processamento.

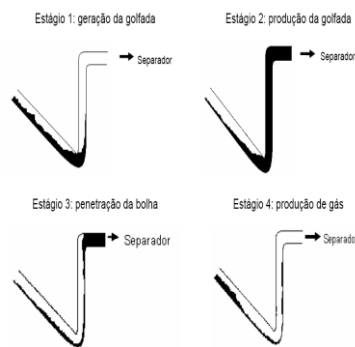


Figura 1 – Ciclo de golfadas (Fonte: NUNES, 1994)

No caso presente, onde se pretende aplicar o simulador de escoamento na análise do comportamento dinâmico da planta de separação, a técnica tradicional descrita acima torna-se excessivamente pesada em termos computacionais, inviabilizando a sua aplicação. Assim, o modelo de Storakaas, descrito a seguir, foi adotado pelas suas características de agilidade computacional, sem perdas importantes de informação nos parâmetros de interesse na simulação do vaso separador.

O modelo de Storakaas (2003) tem por objetivo a simulação simplificada do escoamento em regime de golfadas, sem perder com isto, as características principais deste tipo de fluxo.

A geometria considerada consiste em um tubo com um trecho horizontal, levemente inclinado, seguido de um riser vertical e um terceiro trecho horizontal até a válvula choke como mostrado na Fig. 2.

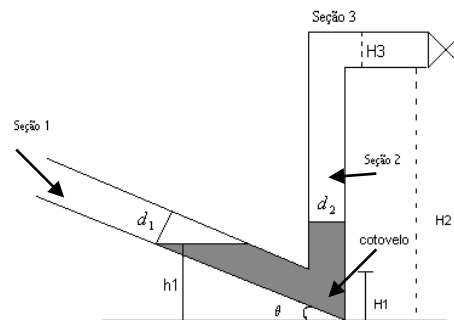


Figura 2 – Tubulação – Aspectos Geométricos.

Parâmetros utilizados neste modelo são:

$$V_{TJ} \quad \text{é o volume total a jusante, onde: } V_{TJ} = A_2 H_2 + A_2 L_3 \quad (1)$$

A_i (i = 1..3) são as áreas transversais em cada uma das seções.

A_H é a área horizontal formada pelo nível de líquido na seção de alimentação:

$$A_H = \frac{A_1}{\sin \theta} \quad (2)$$

H_1 é a altura do “cotovelo”, ponto baixo na geometria que favorece o acúmulo de líquido, bloqueando a passagem de gás:

$$H_1 = \frac{d_1 + d_2 \sin \theta}{\cos \theta} \quad (3)$$

2.1 Hipóteses consideradas

1- Velocidade constante de líquido na entrada, o que, juntamente com o negligenciamento do nível de líquido h_1 implica em volume de gás constante na seção a montante do cotovelo (V_{G1}). O parâmetro V_{G1} representa o volume de gás na seção 1.

2- Apenas uma variável de estado para o líquido (m_L). Onde m_L representa a massa de líquido no sistema.

3- Duas variáveis de estado para o gás (m_{G1} e m_{G2}), separados pelo ponto baixo na geometria da tubulação. As variáveis m_{G1} e m_{G2} representam respectivamente a massa de gás na seção 1 e 2.

4- Gás ideal

5- Balanço de pressão hidrostático entre a seção de alimentação e o riser.

6- Modelo simplificado da válvula *choke* para o gás deixando o riser

7- Temperatura constante

8- Vazão constante na entrada da tubulação de alimentação

2.2 - Modelagem do problema

O escoamento em regime de golfadas é modelado através das equações de conservação de massa abaixo:

Balanço de massa de líquido:

$$\frac{dm_L}{dt} = w_{L,in} - w_{L,out} \quad (4)$$

Onde $w_{L,in}$ e $w_{L,out}$ representam respectivamente a vazão de entrada e a vazão de saída do sistema de tubulações.

Balanço de massa de gás na seção 1:

$$\frac{dm_{G1}}{dt} = w_{G,in} - w_{G1} \quad (5)$$

onde $w_{G,in}$ representa a massa de gás na entrada da seção de alimentação e $w_{G,1}$ a vazão mássica de gás que passou, através do cotovelo, da seção 1 para a seção 2.

Balanço de massa de gás na seção 2:

$$\frac{dm_{G2}}{dt} = w_{G1} - w_{G,out} \quad (6)$$

onde $w_{G,out}$ representa a vazão de saída do sistema.

A vazão mássica de gás fluindo da seção 1 para a seção 2 será dependente da área de passagem e da velocidade com que o gás passa da seção 1 para a seção 2, podendo ser calculada através da equação:

$$w_{G1} = v_{G1} \rho_{G1} A_p \quad (7)$$

A diferença de pressão ($\Delta P = P_1 - P_2$), negligenciando termos de aceleração, pode ser dada por:

$$\Delta P = \Delta P_f + \rho_L gh \quad (9)$$

Supõe-se a perda de carga na “válvula do cotovelo” através da equação:

$$\Delta P_f = c \rho \frac{V^2}{2} \quad (10)$$

Trazendo para o problema em questão:

$$P_1 - P_2 = c\rho_{G1} \frac{v_{G1}^2}{2} + \rho_L \alpha_L H_2 g \quad (11)$$

onde c é dependente de $\frac{H_1 - h_1}{H_1}$, que representa a abertura de uma válvula hipotética que modela o bloqueio do “cotovelo” pelo nível de líquido h_1 . Tem-se então que, quando $h_1 < H_1$ o líquido não está bloqueando a passagem de gás, que fluirá da seção 1 para a seção 2 com velocidade dada por:

$$v_{G1} = k_2 \frac{H_1 - h_1}{H_1} \sqrt{\frac{P_1 - P_2 - \rho_L g \alpha_L H_2}{\rho_{G1}}} \quad (12)$$

onde k_2 é tratado como uma constante de ajuste, α_L representa a fração líquida no riser e ρ_{G1} a massa específica do gás na seção 1. Quando $h_1 > H_1$ tem-se $v_{G1} = 0$.

A fração de fluido no topo (α_{LT}) pode ser modelada através de uma equação que estima o arraste de líquido pelo gás e está relacionada com a velocidade do gás e a quantidade de líquido na coluna.

Tem-se a ocorrência de dois casos extremos e uma transição entre os dois:

- Quando o líquido está bloqueando a passagem de gás ($v_{G1} = 0$), tem-se que

$$\alpha_{LT} = \alpha_{LT}^* = \frac{V_{LR} - A_2 H_2}{A_3 L_3} \text{ para } V_{LR} > H_2 A_2 \text{ ou } \alpha_{LT} = 0 \text{ no caso contrário.}$$

- Quando a velocidade do gás é alta o suficiente para deslocar toda a fração líquida para o topo, tem-se $\alpha_{LT} = \alpha_L$.

Uma forma simplificada de modelar a transição entre esses dois extremos, pode ser baseada no parâmetro w , definido a seguir, que utiliza a relação entre a velocidade do gás e a velocidade do *flooding* em uma coluna, que pode ser estabelecida pela expressão abaixo:

$$w = k \left(\frac{v_{G1}}{v_f} \right)^2 \quad \text{onde, } v_f = k_f \sqrt{(\rho_L - \rho_G) / \rho_G} \quad (13)$$

Assim, o parâmetro w toma a forma:

$$w = k \left(\frac{v_{G1}}{v_f} \right)^2 = \frac{k_3 \rho_{G1} v_{G1}^2}{\rho_L - \rho_{G1}} \quad \text{onde, } k_3 = \frac{k}{k_f^2} \quad (14)$$

Se $V_{LJ} < H_2 A_2$ a fração de líquido na seção 3 é composta pela fração de líquido que foi arrastada até o topo e será obtida por:

$$\alpha_{LT} = \frac{w^n}{1 + w^n} \alpha_L \quad (15)$$

e, se $V_{LJ} > H_2 A_2$, o riser está todo ocupado pela fase líquida, assim a fração de líquido na seção 3 será modelada através da equação:

$$\alpha_{LT} = \frac{V_{LJ} - A_2 H_2}{A_3 L_3} + \frac{w^n}{1 + w^n} \left(\alpha_L - \frac{V_{LJ} - A_2 H_2}{A_3 L_3} \right) \quad (16)$$

onde, os parâmetros n e k_3 são utilizados como parâmetros de ajuste na equação que fornece a fração de líquido no topo (seção 3).

O fluxo na válvula de saída (*choke*) é modelado através de uma equação na forma:

$$w_{mix,out} = k_1 z \sqrt{\rho_T (P_2 - P_0)} \quad (17)$$

onde z representa a abertura da válvula *choke* e k_1 a constante da válvula.

O termo ρ_T representa a massa específica na seção 3 e será calculado por:

$$\rho_T = \alpha_{LT} \rho_L + (1 - \alpha_{LT}) \rho_{G2} \quad (18)$$

As vazões de líquido e gás na saída podem ser calculadas como:

$$w_{L,out} = \alpha_{Lm} \cdot w_{mix,out} \quad (19)$$

$$w_{G,out} = (1 - \alpha_{Lm}) w_{mix,out} \quad (20)$$

onde α_{Lm} é a fração de líquido em termos mássicos, obtida através da equação abaixo:

$$\alpha_{Lm} = \frac{\alpha_{LT} \rho_L}{\rho_T} \quad (21)$$

O modelo apresentado permite representar tanto a situação de fluxo estabilizado quanto instabilizado em função da abertura da válvula *choke*. Na figura (2.3), tem-se a vazão de saída de líquido, inicialmente para uma abertura de válvula de 0.07% representando a vazão constante e a partir de 150 min altera-se esta abertura para 0.2%, padrão de golfadas, retornando para 0.07% após 250 minutos.

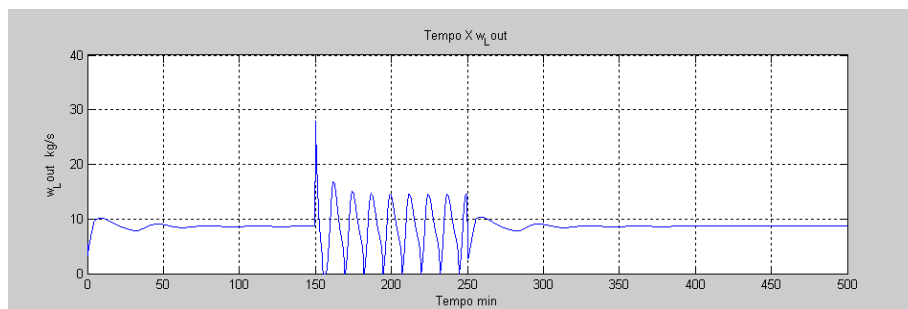


Figura 3 – Resposta do modelo a alterações na válvula.

3. VASOS SEPARADORES

Os separadores bifásicos encontrados nas plantas de processamento primário são responsáveis pela separação das fases líquida e gasosa provenientes dos reservatórios de petróleo. Consistem geralmente de um vaso de pressão cilíndrico, horizontal ou vertical, onde a mistura bifásica é admitida e, após um tempo de residência suficiente para a separação por decantação, da ordem de 3 a 5 minutos, a fase gasosa é liberada pela parte superior do vaso e a fase líquida pela parte inferior. O controle da operação destes equipamentos é feito através da atuação nas válvulas de saída de óleo e gás, acionadas por malhas de controle que visam estabilizar respectivamente o nível de líquido e a pressão no separador.

Variações cíclicas nas vazões de líquido e gás podem acarretar valores que são consideravelmente maiores do que a vazão média para a qual o separador está projetado. O processamento destas golfadas pode ser extremamente complicado se o volume de líquido recebido for muito grande. Isto pode levar à inundação do separador e à entrada de líquido na corrente gasosa, extremamente prejudicial ao compressor para onde o gás estará sendo encaminhado. Assim, o volume das golfadas é um parâmetro crítico de projeto do sistema de separação. Por outro lado, mesmo as golfadas de comprimentos menores, se ocorrerem em

freqüências suficientemente altas podem causar o mesmo problema ao sistema (Carneiro, 2006).

Nesta situação, as tentativas de manutenção dos níveis de pressão e de líquido pela malha de controle proporcional-integral têm como conseqüência a transferência das oscilações de vazão de entrada para as saídas dos separadores, prejudicando o desempenho de outros equipamentos que receberão esta carga. Em particular, os equipamentos a jusante na corrente de saída de líquido são bastante prejudicados em seu processamento posterior, sejam eles tratadores de óleo ou hidrociclones. Assim, os vasos separadores são também necessários como amortecedores de flutuações de carga.

Uma estratégia alternativa para a malha de controle, que atende a esta necessidade, é deixar o nível de líquido variar o máximo possível dentro de uma faixa pré-estabelecida na qual não há grande perda de eficiência de separação, reduzindo as oscilações na vazão de saída. Com este objetivo, foi desenvolvida uma nova filosofia denominada “Controle por Bandas” (Nunes, 2004), capaz de absorver flutuações de carga dentro de certos limites e, mantendo o nível de líquido na faixa permitida, assegura um desempenho satisfatório do vaso e uma vazão de saída mais estável. No que se segue, a preocupação maior é a estabilização da vazão de saída de líquido, não havendo maiores cuidados com a vazão de gás ou pressão no separador, que são apenas verificados a posteriori.

3.1 Malha de controle

Na indústria de petróleo, utilizam-se controladores PI (Proporcional e Integral) para controlar as vazões de saída de líquido e gás dos vasos separadores. A estratégia tradicional utilizada é manter o nível de líquido e a pressão do gás estabilizados no interior do equipamento.

Os sinais para controle do nível de líquido (h_L) e para controle da pressão no separador (P) serão fornecidos respectivamente pelas equações:

$$u_L = k_p (h_L - \text{setpoint}_L) + \frac{1}{k_i} \int_0^t (h_L - \text{setpoint}_L) dt \quad (22)$$

$$u_G = k_p (P - \text{setpoint}_G) + \frac{1}{k_i} \int_0^t (P - \text{setpoint}_G) dt \quad (23)$$

As constantes k_p e k_i são responsáveis pela intensidade de atuação dos controles. Assim, para se obter uma maior flutuação do nível de líquido, deve-se reduzir a capacidade de atuação dos controladores, alterando os valores destas constantes até que as flutuações atinjam os limites da faixa pré-estabelecida, vide Portella, (2008).

4. RESULTADOS

Para a simulação do comportamento dinâmico do separador, foi considerada uma vazão de entrada composta da mistura da produção de dois poços hipotéticos, um deles com a vazão constante e o outro com a vazão em golfadas definida no modelo de Storkaas (2005), na proporção de 40 e 60% respectivamente. O separador tem seção quadrada, com razão entre comprimento e aresta da seção reta igual a três. A posição ideal da interface gás-líquido no vaso corresponde à metade do vaso e o tempo de residência é estabelecido como sendo 3 minutos.

Para comparar as diferenças resultantes das duas estratégias de controle (Controle Tradicional e Controle por Bandas), foram simuladas duas situações. A abertura de válvula *choke* é mantida para os dois casos ($z = 20\%$). Na primeira, o nível de líquido está sendo

rigorosamente controlado de forma a se manter em torno do *setpoint* (0,65m da altura do vaso) (ver Fig. 5). Os valores das constantes k_p e k_i foram 0,01 e 100 respectivamente. Na segunda situação o nível de líquido pôde flutuar um pouco mais livre, o que pode ser visto pela Fig. 6. Neste caso, os valores das constantes k_p e k_i foram 10^{-6} e 10^6 respectivamente. Na Fig. 5 tem-se a vazão de saída do separador decorrente da primeira simulação, e percebe-se que as oscilações da vazão de entrada, amortecidas pelo separador, foram transferidas para a saída. Na Fig. 5 tem-se o resultado da segunda simulação, onde a vazão de saída se apresenta estável, ou seja, conseguiu-se diminuir as oscilações, como consequência das flutuações permitidas no interior do vaso. A Fig. 4 apresenta a vazão de entrada no vaso separador para uma abertura de válvula de 20%.

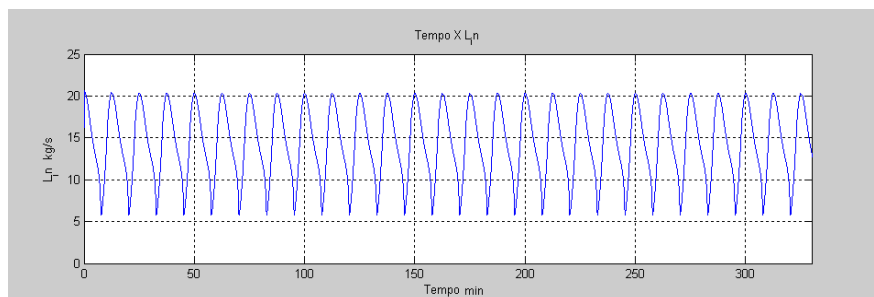


Figura 4 – Vazão de entrada no vaso – $z = 20\%$

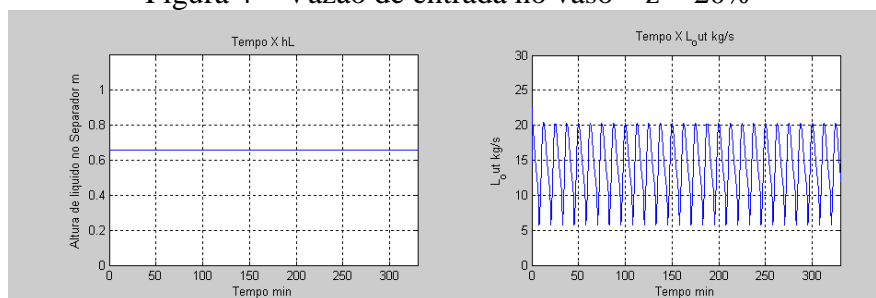


Figura 5 - Controle tradicional – $z = 20\%$.

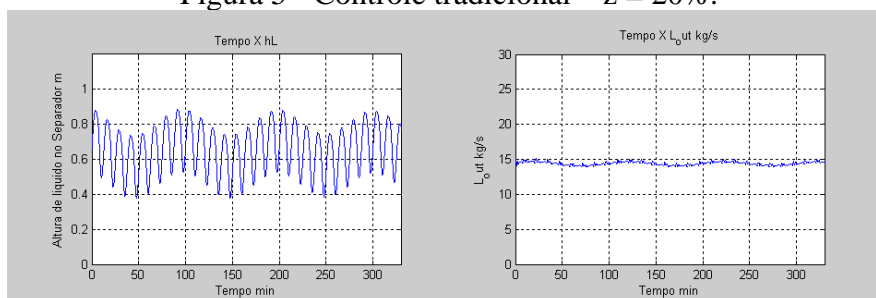


Figura 6 – Permitindo flutuações – $z = 20\%$.

Como visto o controle por bandas apresentado atinge o objetivo de manter o nível líquido entre os valores estabelecidos e produz uma vazão de saída bastante estável. Com o aumento nas oscilações na vazão de entrada, entretanto, esta estratégia não é suficiente para o controle do sistema. A seguir, aborda-se a atuação dinâmica sobre a válvula *choke* na entrada do separador, de forma a tornar o sistema mais estável frente a vazões de alimentação com golfadas cada vez mais intensas.

Para controlar a entrada de líquido no separador, optou-se por um controle adicional não linear e estabeleceu-se a altura máxima de nível de líquido em 70% e mínima de 30% da capacidade total do vaso como *setpoint*. O controle da válvula *choke* será dado proporcionalmente ao desvio medido.

Para ilustrar a atuação do controle na válvula *choke*, mostra-se a seguir os gráficos referentes às variações no nível de líquido e na vazão de saída do vaso separador em três casos: no primeiro (Fig. 7) a válvula *choke* está fixada em 20%, no segundo (Fig. 8) a válvula é ajustada pelo controle não linear citado anteriormente, e no terceiro caso (Figs. 9) controla-se rigorosamente o nível de líquido. A vazão de entrada é composta em 65% pelo simulador de golfadas e em 35% por um poço com vazão constante e o tempo de residência do líquido no vaso é de 3 minutos. A altura do vaso considerado é de 1,3 m, o comprimento é de 4m e a altura máxima desejada é de 0.9m. Para o controle proporcional da válvula *choke* utilizaram-se as constantes $k_z = -2$ e $B = 0,2$, deixando-se o nível de líquido no separador flutuar utilizando-se $k_p = 10^{-6}$ e $k_i = 10^6$. Na Fig. 4.3 o nível de líquido está oscilando dentro do vaso, como resultado tem-se uma vazão de saída bastante estável, porém as oscilações interiores ao vaso ultrapassam o limite considerado seguro para o funcionamento do equipamento. Tem-se na Fig. 8 o resultado da atuação do controle adicional, onde se pode perceber que os transtornos causados pelos altos níveis de líquido foram contornados e a vazão de saída de líquido permaneceu bastante estável.

Utilizando rigorosamente o controle PI (Proporcional e Integral), tem-se como resultado o nível de líquido estável no interior do vaso separador conforme pode ser observado na Fig. 9, acabando com os efeitos indesejáveis ao desempenho do vaso, porém ao observar-se a vazão de saída de líquido neste caso, se percebe grandes oscilações de carga e isto será prejudicial para outros equipamentos. Para este exemplo usou-se $k_p = 1$ e $k_i = 1$.

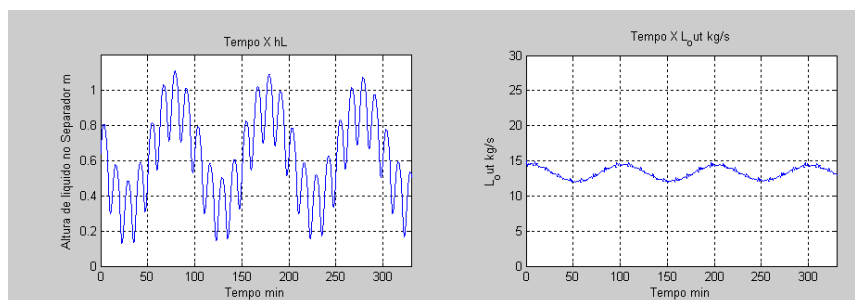


Figura 7 – Nível de líquido com válvula fixa em 20%.

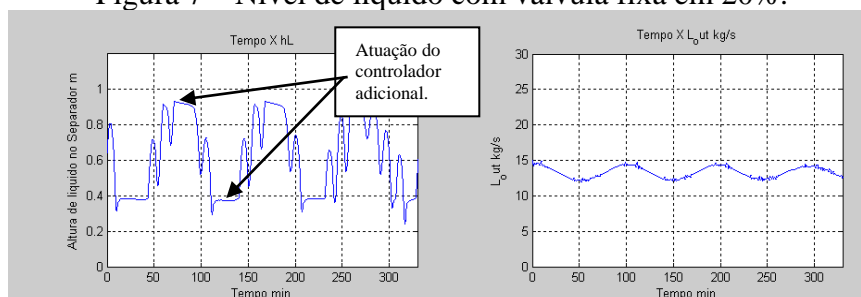


Figura 8– Nível de líquido com válvula controlada.

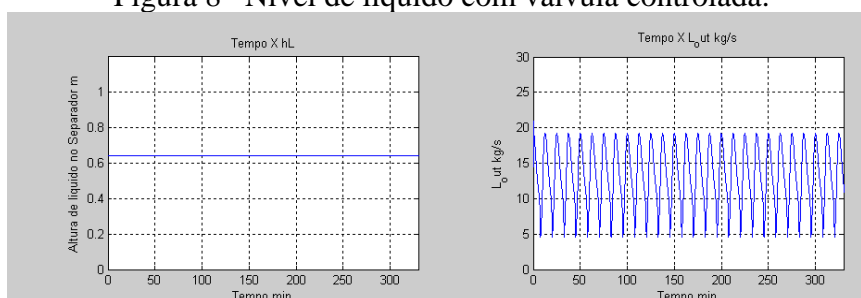


Figura 9 – Nível de líquido–Controle tradicional.

5. CONCLUSÕES

O modelo de escoamento em regime de golfadas implementado conseguiu representar as características principais deste tipo de fluxo, e, ao ser acoplado ao modelo do vaso separador bifásico possibilitou o estudo de estratégias que contornassem os efeitos indesejáveis deste escoamento à planta de processamento.

Constatou-se que os métodos tradicionalmente utilizados para amortecer os impactos das golfadas de líquido no separador, repassam as oscilações de vazão para a saída. Neste trabalho não foram consideradas as perturbações na fase gasosa, que, entretanto, poderia receber tratamento equivalente. A variação na vazão de saída de líquido, por outro lado, é altamente prejudicial para os tratadores de óleo ou hidrociclones que receberão esta carga. Deixando-se o nível de líquido oscilar no interior do vaso, conseguiu-se estabilizar a saída, porém estas oscilações internas descontroladas são prejudiciais para a eficiência do vaso. Assim, tornou-se necessário impor limites para estas oscilações, tornando-se possível atingir ao mesmo tempo ambos os objetivos: oscilações dentro de um nível tolerável e vazões estabilizadas na saída do separador. Tais objetivos foram alcançados satisfatoriamente ao desenvolver-se um controle adicional restringindo a entrada no vaso e alterando o padrão de fluxo no exato momento em que este representasse prejuízos ao desempenho do vaso separador.

REFERÊNCIAS

- Carneiro, J.N.E. (2006), “*Simulação Numérica de Escoamentos Bifásicos no Regime de Golfadas em Tubulações Horizontais e Levemente Inclinadas*”, Dissertação de Mestrado, PUC, Rio de Janeiro.
- Nunes, G.C. (2004), Controle por bandas: conceitos básicos e aplicação no amortecimento de oscilações de carga em unidades de produção de petróleo. Boletim Técnico da Petrobras, Rio de Janeiro, v. 47.
- Nunes, G.C. (2007), Modelagem dinâmica do processamento primário de petróleo: conceitos fundamentais e aplicação em controle de processos. Boletim Técnico da Petrobras, Rio de Janeiro.
- Portella, R.A. (2008), “*Modelagem Dinâmica de Separador Bifásico com Alimentação por Escoamento em Regime de Golfadas*”, Dissertação de Mestrado, IPRJ/UERJ, Nova Friburgo.
- Storkaas, E. (2005), “*Stabilizing Control and Controllability: Control solution to avoid slug flow in pipeline-riser systems*”, Tese de Doutorado, Norwegian University of Science and Technology, Noruega.

APÊNDICE A

CONTROL BY BANDS APPLIED TO THE SLUG FLOW

Abstract. *The present work addresses the behavior of a primary processing plant subjected to slug flow pattern at its entrance. The flow in a pipeline system is described by a simplified concentrated parameter model, which preserves the main physical features that are important to control the plant. The dynamic response of the plant is analyzed. Using a standard control strategy for the gas liquid separator, it is seen that the flow oscillations are transmitted to the liquid and gas outlets. In order to obtain a more stable outlet flow, the liquid level in the separator is then allowed to fluctuate within a given range, by reducing the effect of the controller constants, and establishing an additional control directly on the inlet entrance valve.*

Keywords: *Slug Flow; Oil-Gas Separator; Oil; Computational modeling.*